

Bogotá, 11 de mayo de 2026

Doctora

Edna Marcela Ramírez Orozco

Directora Nuevas Creaciones

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO -SIC-

E.

S.

D.

REF.: SOLICITANTES : CAMBI TECHNOLOGY AS

**TITULO : MÉTODOS, SISTEMAS Y EQUIPOS DE
PROCESAMIENTO PARA EL CONTROL
OPTIMIZADO DE PROCESOS DE HIDRÓLISIS
TÉRMICA**

**No. de Solicitud : PCT/EP2023/083025
Internacional**

**ENTRADA A FASE NACIONAL EN COLOMBIA CON LAS MODIFICACIONES QUE
SE LLEVARON A CABO EN FASE INTERNACIONAL BAJO ARTÍCULO 34 -
(CAPÍTULO II)**

HELENA CAMARGO WILLIAMSON, mayor de edad y vecina de Bogotá D.C., identificada como aparece al pie de mi firma, en mi condición de apoderada de la sociedad **CAMBI TECHNOLOGY AS**, adjunto este memorial con el fin de brindar mayor claridad al Examinador a la hora de revisar los documentos radicados. Así, me permito señalar que la presente solicitud entrara a fase nacional en Colombia con las modificaciones que se llevaron a cabo en fase internacional presentadas en Capítulo II bajo le artículo 34.

Así las cosas, me permito adjuntar la traducción de la solicitud con modificaciones bajo artículo 34 (Capítulo II), el cual comprende la descripción y las reivindicaciones modificadas, de manera similar, se adjunta la descripción y las reivindicaciones modificadas, con las cuales se entrarán a fase nacional en Colombia. Además, de la traducción de la descripción, reivindicaciones y resumen originalmente presentados en fase internacional. Y, por último, adjuntamos algunos de los documentos que se han presentado y emitido durante la fase internacional, tales como la publicación internacional, ISR, Opinión Escrita, el reporte preliminar internacional de patentabilidad (IPRP), los anexos del IPRP, IB304.

De acuerdo con todo lo anterior, amablemente solicitamos que proceda a llevar a cabo el trámite de la solicitud y el estudio de patentabilidad a las reivindicaciones radicadas y basadas en las modificaciones bajo el artículo 34 (capítulo II) de la solicitud internacional. Así las cosas, considero que la presente invención cumple con todos los requisitos formales de acuerdo con el numeral 5.2.5. del Título X de la Circular Única de la Superintendencia y la Decisión 486.

De la Señora directora,

POSSE HERRERA RUIZ



**HELENA CAMARGO WILLIAMSON
C.C 35.455.268 de Bogotá
T.P. 76.985**

MEMORIA DESCRIPTIVA

CAMPO DE LA INVENCION

La presente invención se refiere a métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas útiles en el contexto del sometimiento de material de biomasa, con un contenido de materia seca (% de DS) de, al menos, 8%, preferentemente de, al menos, 12%; a procesos de hidrólisis térmica (THP) y posterior procesamiento en forma de, por ejemplo, fermentación anaeróbica, reducción térmica, procesamiento biológico, químico o electroquímico o similares. La presente invención también se refiere a métodos para adaptar plantas existentes que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP, por su sigla en inglés).

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

La hidrólisis térmica es un proceso que consiste en tratar un material húmedo o mojado, por ejemplo, un material de biomasa, a una temperatura elevada seguida de una descompresión rápida. En la industria del tratamiento de residuos, esta combinación de pasos del proceso por lo general se denomina como proceso de hidrólisis térmica (THP). La aplicación del THP no se limita al pre tratamiento de materiales orgánicos antes del tratamiento biológico aguas abajo, por ejemplo, la digestión anaeróbica o fermentación para la producción de biogás o bioetanol, respectivamente, sino que también se puede usar en relación con el procesamiento no biológico aguas abajo, por ejemplo, para la producción de pellets de combustible a partir de material lignocelulósico o para la extracción y producción posterior de compuestos de valor añadido, tales como aminoácidos, péptidos, proteínas, ácidos grasos de cadena corta, enzimas, pesticidas, bioplásticos, biofloculantes y biosurfactantes.

Los procesos de hidrólisis térmica (THP) se pueden diseñar para modo discontinuo o continuo. Los métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas de la presente invención son pertinentes tanto para el THP diseñados para el modo discontinuo como para el THP diseñados para el modo continuo. Además, los métodos de la presente invención se pueden integrar e implementar tanto en plantas nuevas como en plantas existentes por medio de reacondicionamiento, lo que implica instalar el equipo adicional pertinente y hacer las modificaciones pertinentes.

En un THP, el material se trata con una presión parcial de vapor deseada. En un proceso discontinuo, el tiempo que el material se mantiene en las condiciones deseadas se denomina como "tiempo de retención". En un proceso continuo, el tiempo promedio de

retención global es un valor que se puede calcular a partir del rendimiento global del proceso en general.

El material experimentará una rápida reducción de la presión y será sometido a una explosión de vapor cuando se descargue desde el sistema del THP, por ejemplo, a través de una boquilla, a un tanque flash. Esto abre las paredes celulares, desintegra los materiales orgánicos, reduce el tamaño de las partículas y la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material. El vapor flash que resulta de la explosión de vapor se puede usar para precalentar el material en un recipiente a presión que se puede denominar como despulpadora. El uso del vapor flash para precalentar el material antes del tratamiento en el reactor es importante para conseguir la mayor eficiencia energética posible y el menor consumo de vapor posible.

La tecnología general que subyace al THP se describe con gran detalle, por ejemplo, en los documentos WO/1996/009882 y WO/2008/026932. De este modo, el material se precalienta primero desde la temperatura ambiente con vapor flash que resulta de al menos un paso posterior de reducción de presión. El material precalentado se transfiere después a un reactor (de hidrólisis térmica) donde la presión aumenta hasta 2,7-26 bares, por ejemplo, por medio de inyección de vapor vivo como se describe en el documento WO/1996/009882. En determinadas situaciones, esto corresponderá a temperaturas de hasta 226°C. En la mayoría de los casos; sin embargo, la temperatura estará dentro de un cierto intervalo algo más bajo, dado que el sobrecalentamiento puede provocar cambios indeseables en la composición química del material. Por otra parte, como el efecto deseado del THP tampoco se consigue a temperaturas demasiado bajas, la temperatura preferida para un proceso/sistema del THP se sitúa generalmente en el intervalo de 130-200°C para materiales como calidades de lodos municipales e industriales. Sin embargo, temperaturas más elevadas pueden ser beneficiosas para otros materiales o para conseguir determinados beneficios. Después de un cierto tiempo, el material se descarga rápidamente del reactor (de hidrólisis térmica), por ejemplo, a través de uno o más conductos de purga, a un recipiente de alivio de presión, que a veces también se denomina tanque flash.

Los métodos descritos en, por ejemplo, los documentos WO/1996/009882 y WO/2008/026932 son métodos discontinuos; sin embargo, en, por ejemplo, los documentos WO/2000/73221 y EP3156374 se describen métodos continuos del THP para la hidrólisis de material orgánico.

El documento WO/2011/006854 describe otro procedimiento discontinuo para el THP, el que, a través del uso de una boquilla por la cual el lodo se puede transferir a un

primer tanque de alivio de presión, es decir, un tanque flash, mitiga la necesidad de un alivio de presión del reactor de hidrólisis térmica como tal. En comparación con los métodos anteriores, el documento WO/2014/123426 describe un método y un equipo para llevar a cabo el THP en el cual el vacío se proporciona en el reactor de hidrólisis por medio del suministro de agua fría al reactor de hidrólisis y la apertura de una válvula de suministro entre el tanque de precalentamiento y el reactor, por lo que el material orgánico calentado se puede transferir desde el tanque de precalentamiento al reactor con la ayuda de un vacío y la gravedad hasta un nivel predeterminado.

El documento WO2015/097254 describe métodos para la hidrólisis térmica continua de un material de biomasa con un alto contenido de materia seca, en los cuales la viscosidad aparente del material se reduce aguas arriba de la hidrólisis térmica al someterlo a a) un gradiente de alta velocidad (es decir, una elevada tensión de cizallamiento) en un llamado mezclador dinámico, el cual desestructura, es decir, quiebra mecánicamente el material, y b) lo calienta haciéndolo pasar a través de un intercambiador de calor en el cual el calor se recupera directamente del lodo hidrolizado (es decir, sin usar ningún fluido intermedio portador de calor).

El documento WO/2016/066752 describe métodos del THP en los cuales el material hidrolizado se mezcla con parte del contenido de un tanque de digestión aguas abajo, por medio del uso de un bucle de recirculación, antes de que esta mezcla entre en el tanque de digestión.

El documento WO/2020/126397 describe métodos del THP que implican la vaporización instantánea por debajo de la presión ambiente y el uso del vapor flash que resulta para la inyección directa de vapor para precalentar la alimentación entrante en un recipiente de precalentamiento, que se mantiene por debajo de la presión ambiente, para facilitar la transferencia de vapor flash. Los métodos se basan en el mantenimiento de partes del sistema por debajo de la presión ambiente, mediante la eliminación de gases no condensables, por medio del uso de un sistema de vacío y un mínimo de dos despulpadoras y un tanque flash aguas arriba del reactor de hidrólisis térmica.

Como se desprende claramente de lo anterior, en el arte previo se han desarrollado varios métodos del THP mejorados, tanto en modo discontinuo como continuo, cada uno de los cuales tiene por objeto 1) hacer que los procesos del THP sean más versátiles, por ejemplo, en lo que respecta a los materiales que tienen un alto contenido de sólidos secos, 2) reducir el consumo total de energía de los procesos del THP y/o 3) mejorar la calidad y/o la naturaleza del material hidrolizado que resulta, lo cual permite de este modo una simplificación del procesamiento aguas abajo y, en última

instancia, el uso de equipos estándar tanto para el THP como para las unidades de procesamiento aguas abajo.

Hasta ahora; sin embargo, ninguna de estas mejoras se ha referido, a diferencia de la presente invención, a utilizar sistemáticamente la relación entre la temperatura y la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material de biomasa que se está procesando en las diversas etapas de un proceso THP, y la importancia de la misma en relación con la optimización y estabilización del flujo de material de biomasa no Newtoniano que tiene un contenido relativamente alto de materia seca (% de DS), tal como superior a 8%, preferentemente al menos 12%, a través de un proceso THP con el fin de garantizar tanto un proceso THP más eficiente y estable como tal, pero también un procesamiento aguas abajo más eficiente del material tratado con el THP, por ejemplo, por medio de la fermentación posterior en uno o más tanques de digestión aguas abajo.

Muy particularmente, el arte previo no describe, al contrario de la presente invención, despulpadoras particularmente adecuadas para homogeneizar y precalentar material de biomasa no Newtoniano que tenga un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos 12%, y producir un material que tenga una temperatura dentro de ciertos límites predeterminados para la posterior hidrólisis térmica en un reactor de hidrólisis térmica aguas abajo, los cuales se caracterizan porque tanto el volumen total de la despulpadora como la ubicación específica de la boquilla de salida de la despulpadora, es decir, para la descarga del material precalentado desde la despulpadora, se basan en el volumen de llenado promedio del reactor de hidrólisis térmica aguas abajo del sistema del THP.

Del mismo modo, el arte previo no describe, a diferencia de la presente invención, métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas que incluyan THP en los cuales:

- la alimentación promedio del material de biomasa no Newtoniano por unidad de tiempo a través de las líneas de alimentación de la despulpadora y las despulpadoras,
- la alimentación promedio del material de biomasa precalentado por unidad de tiempo a través de un sistema de hidrólisis térmica, y/o
- la alimentación promedio del material de biomasa hidrolizado por unidad de tiempo a través de las líneas de alimentación para su posterior procesamiento, se controla sistemáticamente sobre la base de:
 - determinar de forma continua o semicontinua la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material de biomasa no Newtoniano, el material de biomasa precalentado y/o el material de biomasa hidrolizado, y

- medir de forma continua o semicontinua uno o más parámetros del sistema de procesamiento posterior.

Los métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas de acuerdo con la presente invención satisfacen una necesidad creciente de optimización del consumo de energía del proceso THP como tal y de cualquier sistema de procesamiento posterior, particularmente en el caso de material de biomasa no Newtoniano que tenga un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos 12%.

Además, los métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas de acuerdo con la presente invención permiten una optimización también de cualquier paso del procesamiento posterior (es decir, aguas abajo del THP), de nuevo particularmente en el caso de material de biomasa no Newtoniano que tenga un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, preferentemente al menos a 16%, muy preferentemente al menos a 18%.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

Como se ha expuesto anteriormente, el arte previo no describe despulpadoras particularmente adecuadas para homogeneizar y precalentar material de biomasa no Newtoniano con un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, preferentemente al menos a 16%, muy preferentemente al menos a 18%, y producir un material con una temperatura dentro de ciertos límites predeterminados para la posterior hidrólisis térmica en un reactor de hidrólisis térmica aguas abajo, los cuales se caracterizan porque tanto el volumen total de la despulpadora como la ubicación específica de la boquilla de salida de la despulpadora, es decir, para descargar el material precalentado de la despulpadora, se basan en el volumen de llenado promedio del reactor de hidrólisis térmica aguas abajo.

En contraste con lo anterior, una modalidad preferida de una despulpadora de acuerdo con la presente invención, se caracteriza porque:

- el volumen total de esta despulpadora se basa en el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica aguas abajo del sistema del THP correspondiente
- la despulpadora comprende una boquilla de salida, para descargar el material precalentado de la despulpadora, que se ubica de tal forma que:
 - la parte del volumen total de la despulpadora, que está por debajo de la boquilla de salida, es un cierto número de veces el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica aguas abajo del sistema del THP correspondiente, y

- la parte del volumen total de la despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida es otro factor determinado multiplicado por el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica del sistema del THP correspondiente.

En virtud de estas características específicas, es decir, que tanto el volumen total de la despulpadora y la ubicación específica de la boquilla de salida de la despulpadora se basan en el volumen de llenado del reactor de hidrólisis térmica aguas abajo del sistema del THP, esta modalidad preferida de una despulpadora de acuerdo con la presente invención, proporciona la posibilidad de controlar eficazmente y mantener de forma estable las características relevantes, incluyendo entre otras, la temperatura del material de biomasa precalentado que se descarga desde la despulpadora a través de la boquilla. Particularmente en el caso de biomasa precalentada basada en material de biomasa no Newtoniano que tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, preferentemente al menos a 16%, muy preferentemente al menos a 18%, esta modalidad preferida de una despulpadora de acuerdo con la presente invención, proporciona de este modo la posibilidad de garantizar que el material de biomasa precalentado que se alimenta posteriormente a cualquier reactor de hidrólisis térmica aguas abajo de un sistema del THP, y/o posteriormente desde el sistema del THP a cualquier paso de procesamiento posterior, es de carácter uniforme de acuerdo con cualquier característica deseable predeterminada, por ejemplo, una cierta temperatura predeterminada. En particular, las características de la presente invención garantizan que el material de biomasa precalentado que se produce en una despulpadora a partir de un material de biomasa no Newtoniano y que se alimentará posteriormente a cualquier reactor de hidrólisis térmica aguas abajo de un sistema del THP, y/o posteriormente desde el sistema del THP a cualquier paso del procesamiento posterior, tenga una temperatura uniforme, es decir, de tal manera que la variación estándar promedio de la temperatura sea de $\leq 12^{\circ}\text{C}$ o, muy preferentemente, de $\leq 6^{\circ}\text{C}$, y aún muy preferentemente de $\leq 2^{\circ}\text{C}$, cuando esta variación estándar de la temperatura se calcula basándose en una resolución de medición de la temperatura de ≤ 5 segundos, y se usa para calcular un promedio global para cada llenado individual del reactor.

Además, ninguno de los sistemas del THP conocidos del arte previo hace un uso sistemático de la relación entre la temperatura y la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material de biomasa no Newtoniano que se procesa en los diversos pasos de un proceso THP, y la importancia de la misma en relación con la optimización del flujo de material de biomasa no Newtoniano que tiene un contenido relativamente alto de materia seca (% de DS), tal como superior a 8%, preferentemente al menos 12%, preferentemente al menos 16%,

muy preferentemente al menos 18%, a través de un proceso THP con respecto a garantizar tanto un proceso THP más eficiente como tal, pero también un procesamiento aguas abajo más eficiente del material tratado con el THP, por ejemplo, que involucre la fermentación posterior en uno o más tanques de digestión aguas abajo.

En contraste con lo anterior, los métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas de acuerdo con la presente invención, se basan en mediciones que establecen, que el promedio de alimentación;

- de material de biomasa no Newtoniano, que presenta una cierta viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de líneas de alimentación de despulpadoras y despulpadoras;
- de material de biomasa precalentado, que presenta una cierta viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de líneas de alimentación de hidrólisis térmica y sistemas de hidrólisis térmica; y/o

- de material de biomasa hidrolizado, que presenta una determinada viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de líneas de alimentación para sistemas de procesamiento posteriores, es, en relación con un sistema dado para el procesamiento posterior de material tratado con el THP, característica de uno o más parámetros de los pasos del procesamiento posterior pertinentes.

Los métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas de acuerdo con la presente invención, por lo tanto, particularmente en el caso de material de biomasa no Newtoniano que tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, preferentemente al menos a 16%, muy preferentemente al menos a 18%, proporciona la posibilidad de controlar los parámetros relevantes tanto del sistema del THP como de los pasos de procesamiento posteriores, por medio del control de la alimentación de biomasa bruta, biomasa precalentada y/o material de biomasa hidrolizado que muestra una cierta viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través del sistema del THP.

Esto, de nuevo particularmente en el caso de material de biomasa no Newtoniano con un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, preferentemente al menos a 16%, muy preferentemente al menos a 18%, permite en primer lugar optimizar el THP per se, en términos de control de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , que debe mostrar el material de biomasa antes y después de que se somete a los diferentes

pasos del THP en combinación con una cierta alimentación promedio de material por unidad de tiempo, con el fin de optimizar, por ejemplo, el consumo total de energía del THP en relación con las características del material de biomasa que se va a tratar.

Sin embargo, también de nuevo particularmente en el caso de material de biomasa no Newtoniano con un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, preferentemente al menos a 16%, muy preferentemente al menos a 18%, permite la optimización de cualquier paso del procesamiento posterior, en términos de control de la viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , que debe mostrar un determinado material de biomasa hidrolizado que se produce en un THP por unidad de tiempo, con el fin de optimizar, por ejemplo, el rendimiento o el consumo global de energía de cualquier paso del procesamiento posterior en la cual este material de biomasa hidrolizado vaya a ser procesado adicionalmente. Como se ha señalado anteriormente, los métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas de acuerdo con la presente invención satisfacen tanto una necesidad creciente de optimización del consumo de energía por medio del logro de un menor consumo global de energía del proceso THP como tal y de cualquier sistema de procesamiento posterior en comparación con los procesos del arte previo, particularmente en el caso de material de biomasa no Newtoniano que tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos 12%, preferentemente al menos 16%, muy preferentemente al menos 18%.

Además, los métodos, sistemas, equipos de procesamiento y plantas de acuerdo con la presente invención permiten optimizar también otros parámetros, por ejemplo, el rendimiento, de cualquier paso del procesamiento posterior (es decir, aguas abajo del THP), de nuevo particularmente en el caso de material de biomasa no Newtoniano con un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, preferentemente al menos a 16%, muy preferentemente al menos a 18%.

Por lo tanto, es un objetivo de la presente invención proporcionar métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que aseguren que el material de biomasa precalentado que se produce en una despulpadora a partir de un material de biomasa no Newtoniano y que se alimentará posteriormente a cualquier reactor de hidrólisis térmica aguas abajo de un sistema del THP, y/o posteriormente desde el sistema del THP a cualquier paso del procesamiento posterior, tenga un carácter uniforme de acuerdo con cualquier característica deseable predeterminada, por ejemplo, una cierta temperatura predeterminada. En particular, es un objeto de la presente invención proporcionar métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que garanticen que el material de

biomasa precalentado que se produce en una despulpadora a partir de un material de biomasa no Newtoniano y que se va a alimentar posteriormente a cualquier reactor de hidrólisis térmica aguas abajo de un sistema del THP, y/o posteriormente desde el sistema del THP a cualquier paso del procesamiento posterior, tenga una temperatura uniforme, es decir, que sea tal que la variación estándar promedio de la temperatura sea de $\leq 12^{\circ}\text{C}$ o, muy preferentemente, de $\leq 6^{\circ}\text{C}$, y aún muy preferentemente de $\leq 2^{\circ}\text{C}$, cuando esta variación estándar de la temperatura se calcula basándose en una resolución de medición de la temperatura de ≤ 5 segundos, y se usa para calcular un promedio global para cada llenado individual del reactor.

Es otro objetivo de la presente invención proporcionar métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas para la manipulación de material de biomasa no Newtoniano que, en el contexto de procesos que implican el THP, permitan optimizar el consumo de energía en comparación con los procesos del arte previo. Otro objeto de la presente invención es proporcionar métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que, en el contexto de los procesos que implican el THP de material de biomasa no Newtoniano, permitan optimizar también otros parámetros, por ejemplo, el rendimiento, de cualquier paso del procesamiento posterior (es decir, aguas abajo del THP), en comparación con los procesos del arte previo, y que sean sencillos y fáciles de integrar en plantas existentes que usen el THP por medio de reacondicionamiento.

Estos y otros objetivos se resuelven con la presente invención.

Por consiguiente, en un primer aspecto de la presente invención, se proporciona un sistema para el procesamiento de un material de biomasa que tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, tal como superior a 14%, tal como superior a 16%, preferentemente superior a 18%, dicho sistema comprende:

- una despulpadora para homogeneizar y precalentar dicho material de biomasa, y
- un reactor de hidrólisis térmica, donde dicho sistema se caracteriza porque:
 - el volumen total de dicha despulpadora es $\geq 2,6$ veces y ≤ 20 veces, preferentemente de 2,6 a 6 veces, el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica,
 - dicha despulpadora comprende una boquilla de salida, para descargar dicho material precalentado desde dicha despulpadora, que se ubica de tal manera que:
 - la parte del volumen total de dicha despulpadora por debajo de dicha boquilla de salida es $\geq 1,6$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica, y

- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida es > 1 veces el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica.

En algunas modalidades de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque:

- el volumen total de dicha despulpadora es > 3 veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica,

- la parte del volumen total de dicha despulpadora por debajo de dicha boquilla de salida es $> 1,6$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica, y

- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida es $> 1,4$ veces el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica.

En algunas modalidades de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque:

- el volumen total de dicha despulpadora es $> 3,2$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica,

- la parte del volumen total de dicha despulpadora por debajo de dicha boquilla de salida es $> 1,6$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica, y

- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida es $> 1,6$ veces el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica.

En algunas modalidades de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque:

- el volumen total de dicha despulpadora es $> 3,4$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica,

- la parte del volumen total de dicha despulpadora por debajo de dicha boquilla de salida es $> 1,6$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica, y

- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida es $> 1,8$ veces el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica.

En una modalidad de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque dicho precalentamiento en dicha despulpadora se

consigue, al menos en parte, por medio de inyección de vapor flash procedente de un sistema de hidrólisis térmica.

En una modalidad adicional de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque:

- la parte del volumen total de dicha despulpadora por debajo de dicha boquilla de salida, y
- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida, se proporcionan en la forma de al menos dos cámaras o tanques interconectados separados.

En una modalidad adicional de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque dicha boquilla de salida está en forma de un borde de rebose, cuchilla o salida similar instalada en la primera de dichas al menos dos cámaras o tanques interconectados separados, lo cual garantiza que un volumen correspondiente a $> 1,6$ del volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica está continuamente presente por debajo de dicho borde, cuchilla o salida similar en dicha primera de dichas al menos dos cámaras o tanques interconectados separados.

En una modalidad adicional de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque dicha despulpadora incluye un distribuidor de material de biomasa, preferentemente diseñado como un extrusor, que actúa para partir material entrante de biomasa fría en segmentos más pequeños antes que el material de biomasa ingrese en la despulpadora.

En una modalidad adicional de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque dicha despulpadora incluye un bucle de recirculación para reciclar material de biomasa precalentado desde dicha despulpadora y mezclar dicho material de biomasa precalentado con material de biomasa frío antes de su entrada en o dentro de dicho distribuidor de material de biomasa.

En una modalidad adicional de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque el bucle de recirculación es capaz de reciclar una cantidad de material de biomasa precalentado desde la despulpadora equivalente a al menos 0,5 veces la cantidad de alimentación de material de biomasa frío, preferentemente más de 1 veces la alimentación de material de biomasa frío, e incluso muy preferentemente más de 2 veces la alimentación de material de biomasa frío.

En una modalidad adicional de este primer aspecto de la presente invención, dicho sistema se caracteriza, además, porque dicho distribuidor de material de biomasa se localiza en el espacio del cabezal de la despulpadora por encima del nivel de líquido,

la sección superior (mitad) del volumen total o la sección inferior del volumen total de la despulpadora.

En un segundo aspecto de la presente invención, se proporciona un método para tratar un material de biomasa no Newtoniano que tiene:

- un contenido en materia seca (% de DS) de, al menos, 8%, preferentemente de, al menos, 12%, tal como al menos 14%, tal como al menos 16%, preferentemente al menos 18%,

- una relación entre la demanda química de oxígeno (COD, por su sigla en inglés) y el contenido de sólidos volátiles (VS, por su sigla en inglés), relación COD/VS, inferior a 2,0, preferentemente inferior a 1,8, y aún muy preferentemente inferior a 1,6, y

- una tensión de fluencia estática, τ_0 , de entre 150 y 2500 Pa y/o una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de entre 50 y 500,

donde dicho método comprende los pasos de:

- a) alimentar dicho material de biomasa no Newtoniano a una o más despulpadoras por medio de una o más líneas de alimentación de despulpadoras a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD,

- b) homogeneizar y precalentar dicho material de biomasa no Newtoniano en dicha una o más despulpadoras, lo cual da como resultado un material de biomasa precalentado,

- c) descargar dicho material de biomasa precalentado de dicha una o más despulpadoras,

- d) alimentar dicho material de biomasa precalentado a un sistema de hidrólisis térmica, que funciona a una temperatura superior a la temperatura de dicho material de biomasa precalentado, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD,

- e) hidrolizar térmicamente dicho material de biomasa precalentado en dicho sistema de hidrólisis térmica dando lugar a un material de biomasa hidrolizado, y procesar posteriormente partes, o todo, de dicho material de biomasa hidrolizado por,

- f) procesar posteriormente al menos parte de dicho material de biomasa hidrolizado en uno o más sistemas de procesamiento posteriores por medio de la transferencia de dicho material de biomasa hidrolizado a dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD,

en donde dicho método se caracteriza, además, porque:

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa no Newtoniano a través de dicha una o más líneas de alimentación de despulpadora y despulpadoras de los pasos a) - c), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa precalentado a través de dicha una o más líneas de alimentación del sistema de hidrólisis térmica y dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa hidrolizado a través de dicha una o más líneas de alimentación del paso f),

se controla en base a:

- determinar de forma continua o semicontinua la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de dicho material de biomasa no Newtoniano, dicho material de biomasa precalentado y/o dicho material de biomasa hidrolizado, al medir de forma continua o semicontinua la caída de presión, la temperatura y el caudal en:

- dicha(s) línea(s) de alimentación para dicha(s) una o más despulpadoras del paso a), y/o

- dicha(s) línea(s) de alimentación para dicho sistema de hidrólisis térmica del paso d), y/o

- dicha(s) línea(s) de alimentación para dicho(s) sistema(s) de procesamiento posterior de los pasos f), y/o

- una o más líneas de descarga o recirculación de hidrólisis térmica de dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- una o más líneas de circulación de dicha una o más despulpadoras de los pasos a) - c),

y

- medir de forma continua o semicontinua uno o más parámetros de dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f)

donde se establece de este modo, cual % de DS controlado y/o tasa de carga de COD;

- de dicho material de biomasa no Newtoniano, a dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , a través de dicha una o más líneas de alimentación de despulpadora y despulpadoras del paso a); y/o

- de dicho material de biomasa precalentado, a dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , a través de dichas líneas de alimentación de hidrólisis térmica y sistema de hidrólisis térmica del paso d); y/o

- de dicho material de biomasa hidrolizado, a dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , a través de dichas líneas de alimentación para dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f) es característico de al menos uno de dicho uno o más de los parámetros de dichos sistemas de procesamiento posteriores del paso f).

En modalidades específicas de este segundo aspecto de la invención, dicho método se puede caracterizar, además, en que dicho procesamiento posterior de al menos parte de dicho material de biomasa hidrolizado en uno o más sistemas de procesamiento posteriores al transferir dicho material de biomasa hidrolizado a dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de acuerdo con el paso f) comprende:

f1) transferir dicho material de biomasa hidrolizado, por medio de una o más líneas de alimentación, a un paso de separación para producir al menos dos fracciones, de las cuales una es rica en líquido en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado y una es rica en sólidos en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado,

y/o,

f2) transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas de dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para la fermentación anaeróbica,

y/o,

f3) transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para la reducción térmica de compuestos orgánicos, en donde dicha reducción térmica se consigue por medio de;

- 1) Incineración (co-incineración o mono-incineración)
- 2) Gasificación
- 3) Pirólisis o Torrefacción
- 4) Oxidación con agua supercrítica
- 5) Licuefacción con agua supercrítica
- 6) Carbonización hidrotérmica,
- 7) Oxidación hidrotérmica, y/o
- 8) Licuefacción hidrotérmica

y/o

f4) transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas de dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para;

1) procesamiento electroquímico, y/o

2) procesamiento biológico para la reducción de compuestos orgánicos (por ejemplo, procesos annamox u otros procesos biológicos similares), y/o

3) procesamiento biológico para reducir la concentración de nutrientes (por ejemplo, procesos annamox), y/o

4) procesamiento químico para reducir la concentración de nutrientes (por ejemplo, evaporación o separación por medio de químicos), y/o

5) procesamiento térmico para reducir la concentración de nutrientes (por ejemplo, separación por medio de vapor), y/o

6) reacción química o térmica o extracción de compuestos químicos inorgánicos u orgánicos en el material de biomasa hidrolizado (tales como fosfato de magnesio y amonio, compuestos lignocelulósicos, aditivos para piensos, aditivos médicos, aditivos cosméticos, etc.),

en donde dicho método se caracteriza, además, porque:

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa por unidad de tiempo a través de dicha una o más líneas de alimentación de despulpadoras y despulpadoras de los pasos a) - c), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa precalentado por unidad de tiempo a través de dicha una o más líneas de alimentación del sistema de hidrólisis térmica y dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa hidrolizado por unidad de tiempo a través de dicha una o más líneas de alimentación de los pasos f1)-f4),

se controla en base a:

- determinar de forma continua o semicontinua la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de dicho material de biomasa no Newtoniano, dicho material de biomasa precalentado y/o dicho material de biomasa hidrolizado, al medir de forma continua o semicontinua la caída de presión, la temperatura y el caudal en:

- dichas líneas de alimentación de dicha una o más despulpadoras del paso a), y/o

- dichas líneas de alimentación para dicho sistema de hidrólisis térmica del paso d), y/o

- dichas líneas de alimentación para dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores de los pasos f1)-f4), y/o

- una o más líneas de descarga o recirculación de hidrólisis térmica de dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- una o más líneas de circulación de dicha una o más despulpadoras de los pasos a) - c),

y

- medir de forma continua o semicontinua al menos uno o más de los siguientes parámetros de dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores de los pasos f1) - f4):

- pH

- Concentración de CH₄

- cantidad de biogás producido por unidad de tiempo

- % de DS,

- % de VS,

- relación FOS/TAC por medio del método de Nordmann,

- temperatura

- concentración de oxígeno

- Concentración de CO₂

- conductividad

- concentración de sal

- cantidad de carbono disuelto

- cantidad de nitrógeno disuelto

- cantidad de sólidos en suspensión, y/o

- la forma/distribución del tamaño de las partículas

establecidas este modo, las cuales controlan el % de DS y/o la tasa de carga de COD;

- de dicho material de biomasa no Newtoniano, a dicha viscosidad aparente determinada, por ejemplo, dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de una o más líneas de alimentación de despulpadora y despulpadoras del paso a); y/o

- de dicho material de biomasa precalentado, a dicha viscosidad aparente determinada, por ejemplo, dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión

de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de dichas líneas de alimentación de hidrólisis térmica y sistema de hidrólisis térmica del paso d); y/o

- de dicho material de biomasa hidrolizado, a dicha viscosidad aparente determinada, por ejemplo, dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de dichas líneas de alimentación para dicho uno o más sistema de procesamiento posterior de los pasos f1)- f4)

es característico de al menos uno o más de los siguientes parámetros de dicho material de biomasa precalentado, dicho material de biomasa hidrolizado y/o uno o más pasos de procesamiento posterior de los pasos f1) - f4):

- el pH,
- la concentración de CH₄,
- la cantidad de biogás producido por unidad de tiempo,
- el % de DS,
- el % de VS,
- la relación FOS/TAC que se mide por el método de Nordmann,
- la temperatura,
- la concentración de oxígeno,
- la concentración de CO₂,
- la conductividad,
- la concentración de sal,
- la cantidad de carbono disuelto,
- la cantidad de nitrógeno disuelto,
- la cantidad de sólidos en suspensión y/o
- la distribución de la forma/tamaño de las partículas.

En una modalidad de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano muestra una viscosidad aparente a diferentes velocidades de cizallamiento características de una tensión de fluencia estática, τ_o , de entre 150 y 2500 Pa, tal como superior a 200, tal como superior a 250 Pa, tal como superior a 300 Pa, tal como superior a 350 Pa, tal como superior a 400 Pa, tal como superior a 450 Pa, tal como superior a 500 Pa, tal como inferior a 2400 Pa, tal como inferior a 2300 Pa, tal como inferior a 2200 Pa, tal como inferior a 2100 Pa, tal como inferior a 2000 Pa, tal como inferior a 1900 Pa, tal como inferior a 1800 Pa, tal como inferior a 1700 Pa, tal como inferior a 1600 Pa, tales como entre 300 y 1700 Pa, tales como entre 400 y 1700 Pa, tales como entre 500 y 1700 Pa, tales como entre 600 y 1700 Pa, tales como entre 700 y 1700 Pa, tales como entre 800 y 1700 Pa, tales como entre 900 y 1700 Pa, tales como entre 1000 y 1700 Pa y/o presenta

una tensión de fluencia estática, τ_0 , de entre 150 y 2500 Pa, tal como superior a 200, tal como superior a 250 Pa, tal como superior a 300 Pa, tal como superior a 350 Pa, tal como superior a 400 Pa, tal como superior a 450 Pa, tal como superior a 500 Pa, tal como inferior a 2400 Pa, tal como inferior a 2300 Pa, tal como inferior a 2200 Pa, tal como inferior a 2100 Pa, tal como inferior a 2000 Pa, tal como inferior a 1900 Pa, tal como inferior a 1800 Pa, tal como inferior a 1700 Pa, tal como inferior a 1600 Pa, tales como entre 300 y 1700 Pa, tales como entre 400 y 1700 Pa, tales como entre 500 y 1700 Pa, tales como entre 600 y 1700 Pa, tales como entre 700 y 1700 Pa, tales como entre 800 y 1700 Pa, tales como entre 900 y 1700 Pa, tales como entre 1000 y 1700 Pa.

En una modalidad de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano muestra una viscosidad aparente a diferentes velocidades de cizallamiento característica de una tensión de fluencia estática, τ_0 , de al menos 500 Pa, tal como al menos 600 Pa, tal como al menos 700 Pa, tal como al menos 800 Pa, tal como al menos 900 Pa, tal como al menos 1000 Pa, tal como al menos 1100 Pa, tal como al menos 1200 Pa, tal como al menos 1300 Pa, tal como al menos 1400 Pa, tal como al menos 1500 Pa y/o presenta una tensión de fluencia estática, τ_0 , de al menos 500 Pa, tal como al menos 600 Pa, tal como al menos 700 Pa, tal como al menos 800 Pa, tal como al menos 900 Pa, tal como al menos 1000 Pa, tal como al menos 1100 Pa, tal como al menos 1200 Pa, tal como al menos 1300 Pa, tal como al menos 1400 Pa, tal como al menos 1500 Pa.

En una modalidad de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano muestra una viscosidad aparente a diferentes velocidades de cizallamiento característica de una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de entre 50 y 500 Pa, tal como superior a 60 Pa, tal como superior a 70 Pa, tal como superior a 80 Pa, tal como superior a 90 Pa, tal como superior a 100, tal como superior a 150 Pa, tal como superior a 200 Pa, tal como inferior a 450 Pa, tal como inferior a 400 Pa, tal como inferior a 350 Pa, tal como inferior a 300 Pa, tal como inferior a 250 Pa, tales como entre 60 y 400 Pa, tales como entre 70 y 300 Pa, tales como entre 80 y 250 Pa y/o presenta una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de entre 50 y 500 Pa, tal como superior a 60 Pa, tal como superior a 70 Pa, tal como superior a 80 Pa, tal como superior a 90 Pa, tal como superior a 100, tal como superior a 150 Pa, tal como superior a 200 Pa, tal como inferior a 450 Pa, tal como inferior a 400 Pa, tal como inferior a 350 Pa, tal como inferior a 300 Pa, tal como inferior a 250 Pa, tales como entre 60 y 400 Pa, tales como entre 70 y 300 Pa, tales como entre 80 y 250 Pa.

En una modalidad de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano muestra una

viscosidad aparente a diferentes velocidades de cizallamiento característica de una tensión de fluencia dinámica, τ_y , la cual es de al menos 50 Pa, tal como al menos 60 Pa, tal como al menos 70 Pa, tal como al menos 80 Pa, tal como al menos 90 Pa, tal como al menos 100 Pa, tal como al menos 110 Pa, tal como al menos 120 Pa, tal como al menos 130 Pa, tal como al menos 140 Pa, tal como al menos 150 Pa, y/o presenta una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de al menos 50 Pa, tal como al menos 60 Pa, tal como al menos 70 Pa, tal como al menos 80 Pa, tal como al menos 90 Pa, tal como al menos 100 Pa, tal como al menos 110 Pa, tal como al menos 120 Pa, tal como al menos 130 Pa, tal como al menos 140 Pa, tal como al menos 150 Pa.

En una modalidad de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) incluye:

- uno o más reactores que trabajan en paralelo o en serie en los cuales dicha biomasa precalentada se somete a calentamiento y a presiones elevadas, y

- uno o más tanque flash a los cuales se transfiere dicha biomasa desde dicho uno o más reactores, por lo que se produce una reducción de presión en una o más etapas de donde resulta vapor flash,

y que:

- dicho precalentamiento de dicho material de biomasa en dicha una o más despulpadoras de los pasos a) - c), que pueden trabajar en paralelo o en serie, se consigue por medio de la inyección de vapor flash recuperado desde dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e).

En modalidades adicionales de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior a 20% y:

- al menos 50% de dicho material de biomasa hidrolizado que resulta se recircula a través de transporte desde i) aguas abajo de dicho sistema de hidrólisis de los pasos d) y e), hasta ii) aguas arriba de dicho sistema de hidrólisis de los pasos d) y e), y/o

- el material de biomasa se precalienta en dichas despulpadoras de los pasos a) a c) y se hidroliza térmicamente en dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) al someter dicho material de biomasa a múltiples pasos que involucran calentamiento y enfriamiento graduales.

En modalidades adicionales de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior a 20% y en donde dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f) incluye:

f 1) un paso de separación para producir al menos dos fracciones, de las cuales una es rica en líquido en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado,

y,

f2) transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f 1) a una o más unidades de procesamiento para la fermentación anaeróbica,

y,

f3) transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para la reducción térmica de compuestos orgánicos,

y en donde:

- al menos parte del material que resulta de la fermentación anaeróbica del paso f2) se deshidrata, al menos parcialmente, y el material deshidratado que resulta se transfiere por medio de una o más líneas de alimentación a dicha una o más unidades de procesamiento para la reducción térmica de compuestos orgánicos del paso f3).

En modalidades de este segundo aspecto de la invención, en las cuales el material de biomasa se precalienta en dichas despulpadoras de los pasos a) a c) y se hidroliza térmicamente en dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) al someter dicho material de biomasa a múltiples pasos que implican calentamiento y enfriamiento graduales, este calentamiento y enfriamiento graduales tendrán lugar preferentemente en una o más despulpadoras para el calentamiento, uno o más reactores para el tratamiento a una temperatura preseleccionada superior a 150°C, muy preferentemente superior a 160°C, o aún muy preferentemente superior a 180°C, y uno o más tanques flash para la reducción de la presión y/o el enfriamiento. Los recipientes individuales empleados en este calentamiento y enfriamiento graduales pueden estar conectados en paralelo o en serie.

Cualquiera de las modalidades anteriores, en las cuales el material de biomasa se precalienta en dichas despulpadoras de los pasos a) a c) y se hidroliza térmicamente en dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) al someter dicho material de biomasa a múltiples pasos que implican calentamiento y enfriamiento graduales, se podría realizar como un proceso continuo o discontinuo con recipientes tubulares o de tanque.

En las modalidades anteriores, en las cuales el material de biomasa se precalienta en dichas despulpadoras de los pasos a) a c) y se hidroliza térmicamente en dicho

sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) al someter dicho material de biomasa a múltiples pasos que implican calentamiento y enfriamiento graduales, el volumen total de cada despulpadora de precalentamiento es generalmente igual o mayor que el correspondiente volumen promedio de llenado del reactor. Muy preferentemente, el volumen total de cada despulpadora de precalentamiento es generalmente igual o mayor que 2 veces el volumen promedio de llenado correspondiente del reactor. En modalidades particularmente preferidas, en las cuales el material de biomasa se precalienta en dichas despulpadoras de los pasos a) a c) y se hidroliza térmicamente en dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) al someter dicho material de biomasa a múltiples pasos que comprenden calentamiento y enfriamiento graduales, la despulpadora de precalentamiento que se usa es una despulpadora de acuerdo con el primer aspecto de la presente invención.

En una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa hidrolizado que resulta del paso e) se recircula a través de transporte desde i) aguas abajo de dicho sistema de hidrólisis de los pasos d) y e), hasta ii) aguas arriba de una o más de dichas despulpadoras de los pasos a) - c) y se mezcla con dicho material de biomasa no Newtoniano donde actúa de este modo para reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras.

En una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque el material de biomasa precalentado procedente de una o más despulpadoras de los pasos a) - c) se recircula a través de transporte en dirección aguas arriba de dicha una o más despulpadoras de los pasos a) - c) y se mezcla con dicho material de biomasa no Newtoniano, donde actúa de este modo para reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras.

Aún en una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque la recirculación de dicha biomasa hidrolizada que resulta del paso e) o el material de biomasa precalentado del paso b) se consigue por medio del uso de uno o más tornillos sin fin mezcladores de tornillo sin fin y bombas, preferentemente bombas de cavidad progresiva, y preferentemente uno o más tornillos sin fin con una capacidad de transporte de al menos 1,5 veces la de las bombas.

Aún en una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque la recirculación de dicha biomasa hidrolizada que resulta o del material de biomasa precalentado se consigue por medio del uso de uno o

más tornillos sin fin mezcladores y bombas, preferentemente una bomba de cavidad progresiva, y preferentemente uno o más tornillos sin fin con una capacidad de transporte de al menos 1,5 veces la de las bombas.

Aún en una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método comprende, además, los pasos de:

- añadir líquido de dilución, por ejemplo, agua, para reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de dicho material de biomasa no Newtoniano, dicho material de biomasa precalentado, dicho material de biomasa hidrolizado y/o

- añadir aditivos a dicho material de biomasa no Newtoniano que actúen para reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras, y/o

- añadir aditivos a dicho material de biomasa no Newtoniano que actúen para iniciar una reacción exotérmica que aumente la temperatura de dicho material de biomasa no Newtoniano,

y/o

- añadir aditivos a dicho material de biomasa no Newtoniano que actúen para influir directa o indirectamente en otras propiedades del material de biomasa, por ejemplo, la composición química o bioquímica, la composición o el contenido microbiano, la estructura celular, la distribución del tamaño de las partículas o la distribución de la forma de las partículas, conocidas por influir directa o indirectamente en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, de dicho material de biomasa no Newtoniano.

Aún en otra modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque se emplean intercambiadores de calor para recuperar el calor desde el enfriamiento de dicho material de biomasa hidrolizado del paso e) antes de que dicho material de biomasa hidrolizado se someta a dicho procesamiento posterior en dicha una o más unidades de procesamiento de los pasos f1) f4), preferentemente al enfriar dicha biomasa hidrolizada del paso e) al someter dicho material de biomasa hidrolizado a intercambio de calor con agua en un intercambiador de calor, e inyectando posteriormente dicha agua en dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) o material de biomasa precalentado del paso b).

Aún en una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho calor recuperado se usa tanto para:

- calentar dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) antes de dicho pre tratamiento en dicha una o más despulpadoras de los pasos a) - c), o bien

- calentar dicho material de biomasa precalentado del paso b) en dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e).

Aún en una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque la viscosidad aparente de dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) es indicativa de, y/o dicha tensión de fluencia estática, τ_0 , de dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) es, superior a 2000 Pa, tal como superior a 2200 Pa, tal como superior a 2300 Pa, y la viscosidad aparente del material que se alimenta a dichas despulpadoras se reduce a un valor indicativo de una tensión de fluencia estática, τ_0 , inferior a 1700 Pa, tal como inferior a 1500 Pa, y/o la tensión de fluencia estática, τ_0 , del material que se alimenta a dichas despulpadoras se reduce, por debajo de 1700 Pa, tal como inferior a 1500 Pa, y

- opcionalmente las partículas inorgánicas y/o el material no disuelto se separa continuamente de dicho material de biomasa hidrolizado del paso por degradación e) antes de dicho procesamiento posterior de los pasos f 1) - f4).

Aún en una modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque la viscosidad aparente de dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) es indicativa de, y/o dicha tensión de fluencia dinámica, τ_y , de dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) es, superior a 300 Pa, tal como superior a 350 Pa, tal como superior a 400 Pa, y la viscosidad aparente del material que se alimenta a dichas despulpadoras se reduce a un valor indicativo de una tensión de fluencia dinámica, τ_y , inferior a 300 Pa, tal como inferior a 250 Pa, y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras se reduce a, por debajo de 300 Pa, tal como inferior a 250 Pa, y

- opcionalmente, las partículas inorgánicas y/o el material no disuelto se separan continuamente de dicho material de biomasa hidrolizado del paso por degradación e) antes de dicho procesamiento posterior de los pasos f1) - f4).

Aún en otra modalidad adicional de este segundo aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque al menos parte de la al menos una fracción del paso f1) rica en líquido en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado se recircula a través de transporte en dirección

- aguas arriba de una o más de dichas despulpadoras de los pasos a) - c) y se mezcla con dicho material de biomasa no Newtoniano, donde actúa de este modo para reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras,

- aguas arriba de dicho sistema de hidrólisis de los pasos d) - e), y se mezcla con dicho material de biomasa precalentado, donde actúa de este modo para reducir la

viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dicho sistema de hidrólisis,

y/o

- aguas arriba de dicho paso de separación f1) y se mezcla con dicho material de biomasa hidrolizado, donde actúa de este modo para reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dicho paso de separación f1).

En modalidades particularmente preferidas de dicho segundo aspecto de la invención, la homogeneización y precalentamiento de dicho material de biomasa no Newtoniano en dicha una o más despulpadora(s) en los pasos a) - c), y la hidrólisis térmica de los pasos d) - e) se realiza en un sistema de acuerdo con el primer aspecto de la presente invención.

Cualquiera de las modalidades del primer aspecto de la invención se puede combinar con cualquiera de las modalidades del segundo aspecto.

En un tercer aspecto de la invención, se proporciona un método para el reacondicionamiento de una planta existente para la hidrólisis térmica de un material de biomasa no Newtoniano que tiene un contenido de materia seca (% de DS) de, al menos, 8%, preferentemente de, al menos, 12%, tal como al menos 14%, tal como al menos 16%, preferentemente al menos 18%, y una relación entre la demanda química de oxígeno (COD) y el contenido de sólidos volátiles (VS), relación COD/VS, de menos de 2,0, preferentemente de menos de 1,8, e incluso muy preferentemente de menos de 1,6, 6 y una tensión de fluencia estática, τ_o , de entre 150 y 2500 Pa y/o una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de entre 50 y 500, cuyo material de biomasa no Newtoniano se va a usar en una fermentación anaeróbica, digestión u otro proceso destinado a producir o extraer metano u otras sustancias valiosas, por lo que dicho reacondicionamiento garantiza que dicha planta comprende al menos lo siguiente:

a) medios para alimentar dicho material de biomasa no Newtoniano a una o más despulpadoras por medio de una o más líneas de alimentación de despulpadoras a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD

b) medios para homogeneizar y precalentar dicho material de biomasa no Newtoniano en dicha una o más despulpadoras lo cual da como resultado un material de biomasa precalentado,

c) medios para descargar dicho material de biomasa precalentado de dicha una o más despulpadoras,

d) medios para alimentar dicho material de biomasa precalentado a un sistema de hidrólisis térmica, que funciona a una temperatura más alta que la temperatura de dicho

material de biomasa precalentado, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD

e) medios para hidrolizar térmicamente dicho material de biomasa precalentado en dicho sistema de hidrólisis térmica, lo cual da como resultado un material de biomasa hidrolizado, y

f) procesar posteriormente al menos parte de dicho material de biomasa hidrolizado en uno o más sistemas de procesamiento posteriores, al transferir dicho material de biomasa hidrolizado a dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD,

en donde dichos medios se caracterizan, además, porque:

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa no Newtoniano a través de dichas una o más líneas de alimentación de despulpadoras y despulpadoras de los pasos a) - c), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa precalentado a través de dicha una o más líneas de alimentación del sistema de hidrólisis térmica y dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa hidrolizado a través de dicha una o más líneas de alimentación del paso f),

se controla en base a:

- determinar de forma continua o semicontinua la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de dicho material de biomasa no Newtoniano, dicho material de biomasa precalentado y/o dicho material de biomasa hidrolizado, al medir de forma continua o semicontinua la caída de presión, la temperatura y el caudal en:

- dicha línea(s) de alimentación para dicha una o más despulpadoras del paso a), y/o

- dicha línea(s) de alimentación para dicho sistema de hidrólisis térmica del paso d), y/o

- dicha línea(s) de alimentación para dicho uno o más sistemas de procesamiento posterior de los pasos f), y/o

- una o más líneas de descarga o recirculación de hidrólisis térmica de dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- una o más líneas de circulación de dicha una o más despulpadoras de los pasos a) - c),

y

- medir de forma continua o semicontinua uno o más parámetros de dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f)

donde se establece de este modo, cual % de DS controlado y/o tasa de carga de COD;

- de dicho material de biomasa no Newtoniano, a dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , a través de dicha una o más líneas de alimentación de despulpadora y despulpadoras del paso a); y/o

- de dicho material de biomasa precalentado, a dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , a través de dichas líneas de alimentación de hidrólisis térmica y sistema de hidrólisis térmica del paso d); y/o - de dicho material de biomasa hidrolizado, a dicha tensión de fluencia estática determinada, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , a través de dichas líneas de alimentación para dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f)

es característico de al menos uno de dicho uno o más de los parámetros de dichos sistemas de procesamiento posteriores del paso f).

En modalidades específicas de este tercer aspecto de la invención, dichos medios se pueden caracterizar, además, porque dicho procesamiento posterior de al menos parte de dicho material de biomasa hidrolizado en uno o más sistemas de procesamiento posteriores por medio de la transferencia de dicho material de biomasa hidrolizado a dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de acuerdo con el paso f) comprende:

f1) medios para transferir dicho material de biomasa hidrolizado, por medio de una o más líneas de alimentación, a un paso de separación para producir al menos dos fracciones, de las cuales una es rica en líquido en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado y una es rica en sólidos en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado, y/o,

f2) medios para transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para la fermentación anaeróbica, y/o,

f3) medios para transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para la reducción térmica de compuestos orgánicos, en donde dicha reducción térmica se consigue por medio de;

- 1) Incineración (co-incineración o mono-incineración)
- 2) Gasificación
- 3) Pirólisis o Torrefacción
- 4) Oxidación con agua supercrítica
- 5) Licuefacción con agua supercrítica
- 6) Carbonización hidrotérmica,
- 7) oxidación hidrotérmica, y/o
- 8) licuefacción hidrotérmica
- y/o

f4) medios para transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de una o todas las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para;

- 1) procesamiento electroquímico, y/o
- 2) procesamiento biológico para la reducción de compuestos orgánicos (por ejemplo, procesos annamox u otros procesos biológicos similares), y/o
- 3) procesamiento biológico para reducir la concentración de nutrientes (por ejemplo, procesos annamox), y/o
- 4) procesamiento químico para reducir la concentración de nutrientes (por ejemplo, evaporación o separación por medio de químicos),
- 5) procesamiento térmico para reducir la concentración de nutrientes (por ejemplo, separación por medio de vapor), y/o
- 6) reacción química o térmica o extracción de compuestos químicos inorgánicos u orgánicos en el material de biomasa hidrolizado (tales como fosfato de magnesio y amonio, compuestos lignocelulósicos, aditivos para piensos, aditivos médicos, aditivos cosméticos, etc.),

en donde dichos medios se caracterizan, además, porque:

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa por unidad de tiempo a través de dicha una o más líneas de alimentación de despulpadora y despulpadoras de los pasos a) - c), y/o
- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa precalentado por unidad de tiempo a través de dicha una o más líneas de alimentación del sistema de hidrólisis térmica y dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- dicho % de DS controlado y/o tasa de carga de COD de dicho material de biomasa hidrolizado por unidad de tiempo a través de dicha una o más líneas de alimentación de los pasos f1)-f4),

se pueden controlar basándose en:

- determinar de forma continua o semicontinua la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de dicho material de biomasa no Newtoniano, dicho material de biomasa precalentado y/o dicho material de biomasa hidrolizado, al medir de forma continua o semicontinua la caída de presión, la temperatura y el caudal en:

- dichas líneas de alimentación para dicha una o más despulpadoras del paso a), y/o

- dichas líneas de alimentación para dicho sistema de hidrólisis térmica del paso d), y/o

- dichas líneas de alimentación para dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores de los pasos f1)-f4), y/o

- una o más líneas de descarga o recirculación de hidrólisis térmica de dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- una o más líneas de circulación de dicha una o más despulpadoras de los pasos a) - c),

y opcionalmente

- medir de forma continua o semicontinua al menos uno o más de los siguientes parámetros de dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores de los pasos f1) - f4):

- pH,

- Concentración de CH₄,

- cantidad de biogás producido por unidad de tiempo,

- % de DS,

- % de VS,

- Relación FOS/TAC por medio del método de Nordmann,

- temperatura,

- concentración de oxígeno,

- Concentración de CO₂

- conductividad,

- concentración de sal,

- cantidad de carbono disuelto,

- cantidad de nitrógeno disuelto,

- cantidad de sólidos en suspensión y/o
- forma/distribución del tamaño de las partículas,

para lo cual dichos medios permiten establecer cuál tasa de carga controlada del % de DS y/o COD;

- de dicho material de biomasa no Newtoniano, a dicha viscosidad aparente determinada, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de dicha una o más líneas de alimentación de despulpadora y despulpadoras del paso a);

- de dicho material de biomasa precalentado, a dicha viscosidad aparente determinada, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de dichas líneas de alimentación de hidrólisis térmica y sistema de hidrólisis térmica del paso d); y/o

- de dicho material de biomasa hidrolizado, a dicha viscosidad aparente determinada, por ejemplo, tensión de fluencia estática, τ_o , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , por unidad de tiempo a través de dichas líneas de alimentación para dicho uno o más sistema de procesamiento posterior de los pasos f1)- f4)

es característico de al menos uno o más de los siguientes parámetros de dicho material de biomasa precalentado, dicho material de biomasa hidrolizado y/o uno o más pasos de procesamiento posterior de los pasos f1) - f4):

- el pH,
- la concentración de CH₄,
- la cantidad de biogás producido por unidad de tiempo,
- el % de DS,
- el % de VS,
- la relación FOS/TAC que se mide por el método de Nordmann,
- la temperatura,
- la concentración de oxígeno,
- la concentración de CO₂,
- la conductividad,
- la concentración de sal,
- la cantidad de carbono disuelto,
- la cantidad de nitrógeno disuelto,
- la cantidad de sólidos en suspensión, y/o
- la distribución de la forma/tamaño de las partículas.

En una modalidad de este tercer aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano muestra una

viscosidad aparente a diferentes velocidades de cizallamiento característica de una tensión de fluencia estática, τ_0 , de al menos 500 Pa, tal como al menos 1000 Pa, tal como al menos 1500 Pa, y/o muestra una tensión de fluencia estática, τ_0 , de al menos 500 Pa, tal como al menos 1000 Pa, tal como al menos 1500 Pa.

En una modalidad de este tercer aspecto de la invención, dicho método se caracteriza, además, porque dicho material de biomasa no Newtoniano muestra una viscosidad aparente a diferentes velocidades de cizallamiento característica de una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de al menos 50 Pa, tal como al menos 60 Pa, tal como al menos 70 Pa, tal como al menos 80 Pa, tal como al menos 90 Pa, tal como al menos 100 Pa y/o muestra una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de al menos 50 Pa, tal como al menos 60 Pa, tal como al menos 70 Pa, tal como al menos 80 Pa, tal como al menos 90 Pa, tal como al menos 100 Pa.

Cualquiera de las modalidades del primer y segundo aspectos de la invención se puede combinar con cualquiera de las modalidades del tercer aspecto.

En un cuarto aspecto de la invención, se proporciona un método para el reacondicionamiento de un sistema existente que comprende una despulpadora para homogeneizar y precalentar un material de biomasa que tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior a 8%, preferentemente al menos a 12%, tal como superior a 14%, tal como superior a 16%, preferentemente superior a 18%, y un reactor de hidrólisis térmica para la hidrólisis térmica posterior de dicho material de biomasa, por lo que dicho reacondicionamiento garantiza que dicha despulpadora se caracterice porque:

- el volumen total de dicha despulpadora es $> 2,6$ veces y < 20 veces, preferentemente de 2,6 a 6 veces, el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica

- dicha despulpadora comprende una boquilla de salida, para descargar dicho material precalentado de dicha despulpadora, el cual se ubica de tal manera que:

- la parte del volumen total de dicha despulpadora por debajo de dicha boquilla de salida es $> 1,6$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica, y

- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida es > 1 veces el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica.

En una modalidad del cuarto aspecto de la invención, una caída de presión variable en la línea de alimentación de la despulpadora que resulta de la variación de la concentración de sólidos secos en el sistema de alimentación de la despulpadora (y las variaciones que resultan de ello en la viscosidad aparente), y la consiguiente dificultad

para establecer una tasa de dilución estable para controlar la viscosidad aparente, se puede mitigar al intensificar la mezcla en la despulpadora. Esta mezcla intensificada se puede obtener al reciclar material precalentado y/o hidrolizado y mezclándolo en el sistema de alimentación de la despulpadora para homogeneizar las características del material que se alimenta finalmente a la despulpadora. Esto, a su vez, mejorará el rendimiento de la despulpadora en lo que respecta a la producción de un material que tenga una temperatura dentro de ciertos límites predeterminados, mejorará la tasa de recuperación de calor del sistema de despulpado global, permitirá un funcionamiento mejorado con una concentración elevada de sólidos secos y permitirá fijar una tasa de dilución basada en una medición más estable de la viscosidad aparente en la línea de alimentación de la despulpadora. De este modo, poder alimentar la despulpadora con un material de biomasa con una viscosidad aparente más estable hace posible un funcionamiento estable con una mayor concentración de sólidos secos, dado que una viscosidad aparente más predecible bajará en última instancia la magnitud de cualquier margen de seguridad de viscosidad aparente. En particular, se garantiza que el material de biomasa precalentado que se produce en una despulpadora a partir de un material de biomasa no Newtoniano y que se alimentará posteriormente a cualquier reactor de hidrólisis térmica aguas abajo de un sistema del THP, y/o posteriormente desde el sistema del THP a cualquier paso del procesamiento posterior, tenga una temperatura uniforme, es decir, tal que la variación estándar promedio de la temperatura sea de $\leq 12^{\circ}\text{C}$ o muy preferentemente de $\leq 6^{\circ}\text{C}$, y aún muy preferentemente de $\leq 2^{\circ}\text{C}$, cuando esta variación estándar de la temperatura se calcule basándose en una resolución de medición de la temperatura de ≤ 5 segundos, y se use para calcular un promedio general para cada llenado individual del reactor.

Cualquiera de las modalidades del primer, segundo y tercer aspectos de la invención se puede combinar con cualquiera de las modalidades del cuarto aspecto.

La temperatura y las presiones óptimas en los recipientes individuales de un método, sistema o planta de acuerdo con la presente invención dependerán de la temperatura de la alimentación al THP. Generalmente, la temperatura en la alimentación a un THP es de aproximadamente 15°C , y el rango normal es de 10 a 30°C , tal como 15 - 25°C .

El vapor flash se inyecta, preferentemente, por debajo del nivel del líquido en las despulpadoras. Esto garantiza que el vapor se condense en el líquido mientras que otros gases no condensables se desplazan a través del líquido y entran en el espacio del cabezal. Se usan transmisores de temperatura y presión para calcular la presión parcial del vapor y otros gases no condensables en el espacio del cabezal de los recipientes de

las despulpadoras. Las entradas de estos instrumentos se usan para controlar una válvula que libera gases fuera de los recipientes. Esto garantiza que el vapor transportado con el gas de proceso pueda ser usado para el calentamiento en otras partes del proceso.

Generalmente, la temperatura del material líquido que se alimenta a la despulpadora o despulpadoras en un método, sistema o planta de acuerdo con la presente invención estará en el rango de 10 a 30°C, tal como 15-25°C, por ejemplo, 20-25°C, y la temperatura de hidrólisis aplicada en el uno o más reactores que trabajan en paralelo o en serie aguas abajo de la despulpadora o despulpadoras estará en el rango entre 120 a 220°C, tal como 140 a 180°C, tal como 155-165°C, por ejemplo, app 160°C dependiendo de la temperatura ambiente y la materia prima.

La viscosidad aparente de la mayoría de los materiales líquidos, y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , disminuyen con el aumento de la temperatura y aumentan con el aumento del contenido de sólidos secos. Por ejemplo, en los materiales tal como el lodo de las plantas de tratamiento de aguas residuales, la viscosidad aparente y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , normalmente se reducen en gran medida al calentar el material a partir de temperaturas ambiente hasta aproximadamente al menos 50°C, tal como aprox. al menos 60°C, tal como aprox. 70°C. La viscosidad aparente y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , continúan disminuyendo con el calentamiento a temperaturas más altas, pero en menor medida. Con temperaturas bajas en la despulpadora o despulpadoras, puede ser necesario operar el proceso con un menor contenido de sólidos secos en la alimentación para mantener la viscosidad aparente, y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , a un nivel manejable.

Además, como la persona experta sabrá, es posible precalentar el material líquido entrante al usar agua caliente para la dilución, intercambiadores de calor o similares. En tales situaciones, es decir, si tanto la temperatura del material líquido que se alimenta a la despulpadora como la temperatura de hidrólisis aplicada en uno o más reactores que trabajan en paralelo o en serie aguas abajo de la despulpadora(s) son suficientemente altas, la presión de trabajo de la despulpadora(s) será generalmente superior a 1 barA. Un ejemplo de esto sería un proceso en donde el material líquido se precalienta a una temperatura de 40°C, con pequeñas cantidades de gases no condensables, y en donde la hidrólisis se realiza a una temperatura de 220°C (y 23,2 barA). En este caso, la despulpadora o despulpadoras funcionarán generalmente a 115°C y aproximadamente a 1,8 barA. Otro ejemplo de tal método y/o planta sería un método/planta que se basara en

una alimentación que tuviera una temperatura de unos 65-70°C y una presión del reactor de unos 7 barA.

Sin embargo, en la mayoría de las situaciones en un método, sistema o planta de acuerdo con la presente invención, la temperatura del material de biomasa y la temperatura de hidrólisis serán inferiores a 60°C y 200°C, respectivamente, tales como inferiores a 40°C y 180°C, respectivamente.

Un aspecto importante de la presente invención es la recuperación del calor. Es fundamental que todo el vapor devuelto a los recipientes de precalentamiento se condense en el material que se va a precalentar. Esto se convierte en un desafío adicional en las despulpadoras que funcionan a bajas temperaturas porque la viscosidad aparente y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , aumentan con la disminución de las temperaturas. Sin embargo, la denominada 33escribe33g del vapor, la cual se caracteriza por el desplazamiento del vapor desde el punto de inyección a través de la superficie del líquido, se puede evitar garantizando una mezcla eficiente del material en el recipiente de precalentamiento. La densidad del vapor disminuye al disminuir la presión. Como resultado, el volumen de vapor que se transfiere a un recipiente de precalentamiento será grande en la mayoría de los casos. Este efecto se puede aprovechar y se puede usar para mezclar el material en el recipiente de precalentamiento al inyectar vapor en puntos de inyección cuidadosamente diseñados. Esto hace posible tratar materiales altamente viscosos con un alto contenido de sólidos secos, tal como superior 8%, preferentemente al menos 12%, incluso a bajas temperaturas. Una mezcla eficiente no sólo es importante para garantizar la condensación de todo el vapor devuelto al recipiente o recipientes de precalentamiento, sino también para homogeneizar el material antes de su procesamiento posterior. De este modo, la homogeneización del material antes del tratamiento en cualquier reactor o reactores aguas abajo también garantiza una hidrólisis más completa.

Para la mayoría de los materiales pertinentes, la viscosidad aparente y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , aumentan con la concentración de sólidos secos, mientras que la viscosidad aparente disminuye con el aumento de las temperaturas. La viscosidad aparente, y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de materias primas tal como lodo se reducen generalmente en gran medida al calentarlas desde temperaturas ambiente a unos 50°C, tales como de unos 50°C a 70°C, tales como de 60 a 65°C. El calentamiento a temperaturas aún más altas conducirá a una reducción adicional de la viscosidad aparente, y la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y . La presente invención permite el funcionamiento con una alta concentración de sólidos

secos. Como se conoce por la persona experta, las altas concentraciones de sólidos secos contribuirán por sí mismas a reducir el consumo de vapor en una magnitud de entre un 10% y un 30%, dependiendo de las características del material.

Una modalidad preferida adicional de la presente invención es para cualquier despulpadora que incluya un sistema de introducción de vapor que permita una mezcla de alta intensidad por medio del uso de vapores voluminosos, con lo que se reduciría la necesidad de una mezcla mecánica como tal. Cualquiera que sea el medio de mezcla que se use en una determinada modalidad, se puede conseguir una mezcla mejorada a través de una orientación optimizada de las lanzas y por medio de bombeo adicional.

La presente invención, por lo tanto, proporciona un método para la hidrólisis continua o discontinua de material por medio del uso de precalentamiento y enfriamiento por medio del uso de inyección de vapor flash y facilitando el vapor flashing, respectivamente.

En otra modalidad preferida adicional de un método o planta de acuerdo con la presente invención, la alimentación de la despulpadora de precalentamiento se introduce en el fondo de la despulpadora de precalentamiento, o por encima del nivel de líquido de la despulpadora de precalentamiento en combinación con un sistema de reducción y distribución del tamaño del material que aumenta el área de superficie específica del material frío, o por debajo del nivel de líquido de la despulpadora de precalentamiento en combinación con un sistema de reducción y distribución del tamaño del material que aumenta el área de superficie específica del material frío.

Los reactores de un método o planta de acuerdo con la presente invención pueden estar en serie o en paralelo.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La Figura 1(A) muestra un reómetro rotacional para medir la tensión de fluencia estática y dinámica de un material de biomasa. El reómetro rotacional incluye una paleta que se puede sumergir en una copa que contiene el material de biomasa.

La Figura 1(B) muestra las características de viscosidad, incluida la relación entre la velocidad de cizallamiento y la tensión de cizallamiento, de distintos tipos de líquidos no Newtonianos/materiales de biomasa.

La Figura 1(C) muestra curvas típicas de tensión de cizallamiento-velocidad de cizallamiento que se obtuvieron para 2 muestras diferentes de lodos de aguas residuales municipales obtenidas por medio del uso de un reómetro rotacional como el que se muestra en la Figura 1 (A).

La Figura 1(D) muestra una curva típica de tensión de cizallamiento-velocidad de cizallamiento que se obtuvieron para 2 lodos de aguas residuales municipales hidrolizados por medio del uso de un reómetro rotacional como el que se muestra en la Figura 1 (A).

La Figura 2 muestra las características de viscosidad de distintos tipos de lodo en lo que respecta a la relación entre la velocidad de cizallamiento y la tensión de cizallamiento.

La Figura 3 ilustra la caída de presión calculada (pérdida de carga) en una línea de alimentación de una despulpadora en función del caudal para un determinado tipo de lodo activado residual en función del caudal a alta temperatura (caída de presión baja) y a baja temperatura (caída de presión alta), respectivamente.

La Figura 4 muestra la pérdida de carga calculada (bar) en función del diámetro de la tubería (mm) para una línea de transferencia de lodo para dos calidades de lodo y configuraciones de tubería diferentes a aproximadamente 20-25°C.

La Figura 5 ilustra la temperatura promedio de una mezcla de lodo en función de la temperatura del flujo de retorno.

La Figura 6 ilustra la temperatura promedio de una mezcla de lodo en función de la relación de flujo de retorno a una temperatura de flujo de retorno de 90°C y una temperatura de flujo de alimentación de 20°C.

La Figura 7 muestra un posible diseño de una despulpadora beneficiosa particular de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención.

La Figura 8 muestra modalidades de la presente invención que incluyen un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención.

La Figura 9 muestra un extrusor de lodo preferido en un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención.

La Figura 10A muestra los datos de un estudio de caso en relación con los datos de rendimiento de una actualización de modificación de la despulpadora, que implica la actualización de un diseño anterior (tendencia de 8 horas) a un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención (tendencia de 16 horas).

La Figura 10B muestra la desviación estándar de la temperatura de alimentación del reactor para llenados individuales del reactor en un método de acuerdo con la presente invención, al emplear una despulpadora de acuerdo con la presente invención basada en mediciones de temperatura cada 5 segundos.

La Figura 11 muestra datos de un estudio de caso en relación con los datos de rendimiento de una actualización de modificación de la despulpadora en lo que respecta al flujo del reactor, que implica la actualización de un diseño anterior (sin la nueva invención) a un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención (con la nueva invención).

Las Figuras 12, 13A y 13B muestran la relación entre T_0 y %WAS cuando se opera con un contenido de sólidos secos que se selecciona de 16% a 18% de DS, durante el desarrollo y la prueba del diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, que se describe en el ejemplo 4.

La Figura 14 muestra la relación entre el contenido específico de energía, que se mide como COD/VS y la reología, que se mide como τ_0 , cuando se usa un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, que se describe en el ejemplo 4.

La Figura 15 muestra la relación entre τ_0 y la relación WAS/lodo primario cuando se usa un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, que se describe en el ejemplo 4.

La Figura 16 muestra la relación entre τ_0 y el contenido de nitrógeno orgánico de VS cuando se usa un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, que se describe en el ejemplo 4.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

A continuación, la presente invención se describirá con más detalle con referencia a determinadas modalidades específicas, y a la nomenclatura que también se usa en las Figuras adjuntas.

La presente invención se refiere a métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP), en los cuales se usan despulpadoras para el precalentamiento. La presente invención también se refiere a métodos para el reacondicionamiento de plantas existentes que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP). En particular, la presente invención se refiere a métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP), los cuales son útiles para el procesamiento de "material de biomasa", que tiene un contenido de materia seca (% de DS) de al menos 8%, preferentemente al menos 12%, tal como al menos 14%, tal como al menos 16%, tal como al menos 18%, tal como al menos 20%.

Una fuente de "material de biomasa" que se puede procesar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas de la presente invención procede del denominado

tratamiento primario de aguas residuales, que implica la sedimentación por gravedad de aguas residuales tamizadas y degradadas para eliminar los sólidos sedimentables. En muchos casos, esto supondrá ligeramente más de la mitad de los sólidos en suspensión normalmente presentes en las aguas residuales. El residuo del tratamiento primario es una suspensión concentrada de partículas en agua denominada, también a menudo, como "lodo primario" o "biosólido primario". Otra fuente de "material de biomasa", que se puede procesar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas de la presente invención procede del denominado tratamiento secundario de aguas residuales municipales, por ejemplo, realizado por medio del uso de un proceso de tratamiento biológico, en donde microorganismos en suspensión, adheridos a medios, o en estanques u otros procesos, se usan para eliminar material orgánico biodegradable de las aguas residuales. Parte de la materia orgánica es oxidada por los microorganismos para producir dióxido de carbono y otros productos finales, y el resto proporciona la energía y los materiales necesarios para apoyar el crecimiento de los microorganismos. Los microorganismos que se forman de este modo se sedimentan en forma de partículas y, después del tratamiento biológico, este exceso de biomasa se separa en tanques de sedimentación como una suspensión concentrada denominada como "lodo secundario"/"biosólido secundario" o "lodo activado de desecho"/"WAS" (por su sigla en inglés). En muchas plantas de tratamiento de aguas residuales, una parte de los WAS se devuelve al proceso de tratamiento secundario y se mezcla con las aguas residuales entrantes de las cuales ya se ha eliminado el lodo primario. Esta parte, es decir, la parte que retorna, se denomina a veces como "Lodo Activado Retornado"/"RAS" (por su sigla en inglés). De este modo, el "lodo primario"/"biosólido primario", el "lodo secundario"/"biosólido secundario"/"lodo activado de desecho"/"WAS" y el "Lodo Activado Retornado "RAS" son todos materiales residuales sólidos, semisólidos o lechadas, que se producen como un subproducto de los procesos de tratamiento de aguas residuales.

Por lo tanto, en el contexto de la presente invención, el término "material de biomasa" se denomina en referencia a cualquier material que comprenda material orgánico, es decir, material basado en organismos vivos, tales como microorganismos, plantas y animales, los cuales se puedan usar como "sustrato" en métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que empleen procesos de hidrólisis térmica (THP) de acuerdo con la presente invención. Los "materiales de biomasa" más comunes, y por lo tanto los "sustratos", son los cultivos energéticos, los residuos de cultivos agrícolas, los residuos forestales, las algas, los residuos del procesamiento de la madera, los residuos municipales y los residuos húmedos, tales como los residuos de cultivos, los residuos forestales, los pastos cultivados a propósito, los cultivos energéticos leñosos, las algas,

los residuos industriales, los residuos sólidos municipales [MSW, por su sigla en inglés] clasificados, los residuos urbanos de madera y los residuos alimentarios y residuos provenientes de la industria, las granjas y los hogares, tales como las "aguas residuales" (véase más arriba), el "lodo biológico", el "lodo" o similares. A menos que se especifique lo contrario, términos como "aguas residuales", "lodo biológico", "lodo" ("lodo primario"/"biosólido primario" y "lodo secundario"/"biosólidos secundarios"), "lodo activado residual"/"WAS" y "lodo activado retornado"/"RAS" se usan como punto de partida de uso intercambiable en el contexto de la presente invención y en el contexto de los aspectos y modalidades descritos a continuación, todos se deben interpretar como ejemplos de un "material de biomasa", que se puede usar como "sustrato" en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención. En ciertos aspectos y modalidades descritos a continuación, se especifica que el "material de biomasa", es decir, el "sustrato", que se procesa, comprende un "material de biomasa" específico o una mezcla específica de varios "materiales de biomasa" específicos, por ejemplo, "aguas residuales", "lodo primario"/"biosólido primario", "lodo secundario"/"biosólido secundario"/"lodo activado de desecho"/"WAS" y/o "lodo activado de retorno"/"RAS". Sin embargo, como será evidente a continuación, esta posible especificación adicional del "material de biomasa" pretende proporcionar ejemplos específicos de cómo una persona experta puede llegar a un "material de biomasa" caracterizado, por ejemplo, por tener una viscosidad aparente específica y/o una tensión de fluencia estática específica, τ_0 , y/o una tensión de fluencia dinámica, τ_y , un contenido específico de materia seca (% de DS) y/o una relación específica entre la demanda química de oxígeno (COD) y el contenido de sólidos volátiles (VS), la denominada relación COD/VS. Sin embargo, como será evidente para un experto, un "material de biomasa", es decir, un "sustrato", que muestre características específicas similares se podría obtener igualmente a partir de otro "material de biomasa", u otra mezcla de "materiales de biomasa", que el(los) específicamente identificado(s) en el aspecto y/o modalidad relevante. En el contexto de la presente invención, el término "material de biomasa no Newtoniano" se debe interpretar en referencia a un material de biomasa (véase más arriba) que no sigue la ley de viscosidad de Newton. Por lo tanto, la viscosidad de un "material de biomasa no Newtoniano" puede cambiar cuando se le aplica una fuerza para ser más líquido o más sólido, y la relación entre la tensión de cizallamiento y la velocidad de cizallamiento no es lineal y/o no pasa por el origen, como en el caso de los fluidos Newtonianos, véase la Figura 1 (B). En un "material de biomasa no Newtoniano", la relación entre la tensión de cizallamiento y la velocidad de cizallamiento es diferente y no se puede definir un coeficiente de viscosidad constante.

En el contexto de la presente invención, el término "punto de fluencia estática" y el término " τ_0 " se deben interpretar como la cantidad de tensión de cizallamiento a la cual un material sólido comienza a fluir, a veces se le denomina como "tensión de fluencia estática". Por lo tanto, en el contexto de la presente invención, "punto de fluencia estática"/"tensión de fluencia estática"/" τ_0 " se debe interpretar como una medida de la resistencia de un "material de biomasa" dado a fluir o, en otras palabras, se debe interpretar como la tensión de cizallamiento necesaria para iniciar el movimiento de un "material de biomasa" dado en forma de flujo. Por consiguiente, el "punto de fluencia estática"/" τ_0 "/"tensión de fluencia estática" es una propiedad que se puede asociar a un "material de biomasa" de acuerdo con la presente invención, por la que el "material de biomasa" no fluye a menos que la tensión de cizallamiento aplicada supere el "punto de fluencia estática"/" τ_0 "/"tensión de fluencia estática". La unidad SI para "punto de fluencia estática"/"tensión de fluencia estática"/" τ_0 " es Pascal (Pa) o Nm^2 .

En el contexto de la presente invención, el término "punto de fluencia dinámica", y el término " τ_y ", se deben interpretar como la cantidad de tensión de cizallamiento para mantener el flujo de un material, a veces denominado como "tensión de fluencia dinámica". Por lo tanto, en el contexto de la presente invención, "punto de fluencia dinámica"/"tensión de fluencia dinámica"/" τ_y " se debe interpretar como la tensión de cizallamiento necesaria para mantener el movimiento de un "material de biomasa" dado en forma de flujo. En consecuencia, el "punto de fluencia dinámica"/" τ_y "/"tensión de fluencia dinámica" es una propiedad, que se puede asociar a un "material de biomasa" de acuerdo con la presente invención, por la que el "material de biomasa" no sigue fluyendo a menos que la tensión de cizallamiento aplicada supere el "punto de fluencia dinámica"/" τ_y "/"tensión de fluencia dinámica". La unidad SI para el "punto de fluencia dinámica"/"tensión de fluencia dinámica"/" τ_y " es el Pascal (Pa) o Nm^2 .

La tensión de fluencia estática, τ_0 , y dinámica, τ_y , de un "material de biomasa" se puede determinar por medio del uso de un reómetro rotacional. El principio de funcionamiento es el siguiente. Se sumerge una paleta en una copa que contiene el "material de biomasa", como se muestra en la Figura 1(A). Después se aumenta gradualmente la velocidad angular del eje, mientras se mide el par aplicado. Esto, cuando se combina con una calibración adecuada, produce una curva de tensión de cizallamiento-velocidad de cizallamiento, por ejemplo, como la que se muestra en la Figura 1 (C).

En los resultados que se presentan en la Figura 1 (C), el "material de biomasa" etiquetado como "1" se origina de un procesamiento Bio-P y tiene un contenido de sólidos secos del 18,2%. El "material de biomasa" etiquetado como "2" ha sido pre tratado a

aproximadamente 80°C y tiene una concentración de sólidos secos del 17,5%. Las mediciones de ambas muestras fueron hechas a 21°C. A partir de una velocidad de cizallamiento de aprox. 6 s⁻¹, ambos materiales muestran un comportamiento de fluido plástico de Bingham, y la viscosidad plástica (pendiente de la curva) es cercana a 0. La línea discontinua corresponde a una tensión de fluencia dinámica de 130 Pa. Por lo tanto, la diferencia clave entre los dos materiales es la amplitud de la tensión de fluencia estática: 1200 Pa frente a 400 Pa. Como demuestran estas mediciones, existe una clara diferencia entre la tensión de fluencia dinámica (τ_y) y la estática (τ_o) de un material dado, y ambos parámetros contribuyen a caracterizar las propiedades generales de fluidez, es decir, la viscosidad aparente del material.

En el contexto de la presente invención, la "viscosidad aparente" (también denominada a veces como viscosidad de cizallamiento) es la tensión de cizallamiento aplicada a un fluido dividido por la velocidad de cizallamiento. La "viscosidad aparente" tiene la unidad derivada de SI Pa·s (Pascal-segundo), pero en la práctica se usa frecuentemente el centipoise: (1 mPa·s = 1 cP). Para un fluido Newtoniano, la "viscosidad aparente" es constante e igual a la viscosidad Newtoniana del fluido. Para los fluidos no Newtonianos, como los "materiales de biomasa" de la presente invención, la "viscosidad aparente" depende de la velocidad de cizallamiento, como se ilustra en la Figura 1 (C). De este modo, por ejemplo, la "viscosidad aparente" de un plástico denominado de Bingham es menor cuando se mide a una velocidad de cizallamiento mayor. Por lo tanto, múltiples mediciones de la "viscosidad aparente" a diferentes velocidades de cizallamiento bien definidas pueden proporcionar información útil sobre el comportamiento de un fluido/material no Newtoniano.

Como se ha mencionado anteriormente y se muestra en la Figura 1(A), una forma muy común de medir la "tensión de fluencia" y, por tanto, de determinar la "tensión de fluencia estática"/" τ_o " y la "tensión de fluencia dinámica", " τ_y ", es trazar los datos de tensión de cizallamiento versus la velocidad de cizallamiento que se obtienen a partir de mediciones reométricas convencionales. Dichos datos experimentales, también denominados como curvas de flujo de equilibrio, se pueden interpretar con o sin un modelo reológico tal como el modelo de Herschel-Bulkley, el modelo plástico de Bingham, el modelo pseudoplástico de Bingham o el modelo de Ostwald-de Waele, cf. Figura 2, la cual muestra datos para "Lodo crudo deshidratado" y "Lodo hidrolizado y digerido", respectivamente...

Las características de viscosidad aparente del material de biomasa no Newtoniano, que preferentemente se tratará en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente

invención, se caracterizarán por ser indicativas de una tensión de fluencia estática, τ_o , de entre 150 y 2500 Pa, tal como al menos 1000 Pa, tal como al menos 1100 Pa, tal como al menos 1200 Pa, tal como al menos 1300 Pa y tal como al menos 1400 Pa. Alternativamente, el material de biomasa no Newtoniano, que preferentemente se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, debe mostrar una tensión de fluencia estática, τ_o , de al menos 1000 Pa, tal como al menos 1100 Pa, tal como al menos 1200 Pa, tal como al menos 1300 Pa y tal como al menos 1400 Pa.

Las características de viscosidad aparente del material de biomasa no Newtoniano, que preferentemente se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, se va a caracterizar por ser indicativa de una y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , de entre 50 y 500 Pa, tal como al menos 60 Pa, tal como al menos 70 Pa, tal como al menos 80 Pa, tal como al menos 90 Pa, tal como al menos 100 Pa, tal como al menos 110 Pa, tal como al menos 120 Pa, tal como al menos 130 Pa y tal como al menos 140 Pa. Alternativamente, el material de biomasa no Newtoniano, que preferentemente se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, debe mostrar una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de al menos 150 Pa, tal como al menos 160 Pa, tal como al menos 170 Pa, tal como al menos 180 Pa y tal como al menos 190 Pa.

En algunas modalidades de la presente invención, la viscosidad aparente de un material de biomasa no Newtoniano, que se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, se ajusta para que sea indicativa de una tensión de fluencia estática, τ_o , inferior a 1700 Pa, tal como inferior a 1500 Pa, al reducir la viscosidad aparente de un material de biomasa, que de otro modo sería indicativa de una tensión de fluencia estática, τ_o , superior a 2000 Pa, tal como superior a 2200 Pa, tal como superior a 2500 Pa, antes de que se alimente a las despulpadoras de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención. Alternativamente, la tensión de fluencia estática, τ_o , de un material de biomasa no Newtoniano, que se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, que muestra una tensión de fluencia estática, τ_o , superior a 2000 Pa, tal como superior a 2200 Pa, tal como superior a 2500 Pa, se puede reducir a una tensión de fluencia estática, τ_o , inferior a 1700 Pa, tal como inferior a 1500 Pa.

En algunas modalidades de la presente invención, la viscosidad aparente de un material de biomasa no Newtoniano, que se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, se ajusta para que sea indicativa de una tensión de fluencia dinámica, τ_y , inferior a 300 Pa, tal como inferior a 250 Pa, al reducir la viscosidad aparente de un material de biomasa, que de otro modo sería indicativa de una tensión de fluencia dinámica, τ_y , superior a 300 Pa, tal como superior a 350 Pa, tal como superior a 400 Pa, antes de que se alimente a las despulpadoras de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención. Alternativamente, la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de un material de biomasa no Newtoniano, que se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, que muestra y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , superior a 250 Pa, tal como superior a 300 Pa, tal como superior a 350 Pa, se puede reducir a una tensión de fluencia dinámica, τ_y , inferior a 250 Pa, tal como inferior a 200 Pa.

Esto se puede hacer al añadir líquido de dilución, por ejemplo, agua, o añadiendo aditivos a dicho material de biomasa no Newtoniano que actúen para reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras, y/o añadiendo aditivos a dicho material de biomasa no Newtoniano que actúen para iniciar una reacción exotérmica que aumente la temperatura de dicho material de biomasa no Newtoniano, y/o añadiendo aditivos a dicho material de biomasa no Newtoniano que actúen para influir directa o indirectamente en otras propiedades del material de biomasa, por ejemplo, la composición química o bioquímica, la composición o el contenido microbiano, la estructura celular, la distribución del tamaño de las partículas o la distribución de la forma de las partículas, que se conoce que influyen directa o indirectamente en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, de dicho material de biomasa no Newtoniano. En el contexto de la presente invención, el término "demanda química de oxígeno (COD)" se denomina en referencia a la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar la materia orgánica presente en una cantidad de un material dado. Por lo general se expresa en masa de oxígeno que se consume sobre volumen, el cual en unidades de SI es miligramos por litro (mg/L).

En el contexto de la presente invención, el término "contenido de sólidos volátiles (VS)" se denomina en referencia a la cantidad de sólidos totales que se pierden cuando éstos se queman a 550° C en presencia de un exceso de aire. Una unidad de contenido de VS es el % en peso.

En el contexto de la presente invención, el término "relación entre la demanda química de oxígeno (COD) y el contenido de sólidos volátiles (VS), relación COD/VS", también denominado a veces como "contenido energético específico", se denominará en referencia a la COD expresada en miligramos por litro (mg/L) dividida por los VS expresado en % en peso. La relación COD/VS del material de biomasa no Newtoniano que se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención es inferior a 2,0, tal como inferior a 1,9, tal como inferior a 1,8, tal como inferior a 1,7 y tal como inferior a 1,6.

En algunas modalidades de la presente invención, la relación entre el contenido energético específico, que se mide como COD/VS, y la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática, que se mide como τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, que se mide como τ_y , del material de biomasa no Newtoniano, que se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, es la que se representa en la Figura 14, la cual se basa en un contenido energético promedio en lodo Primario de 1,7 y un contenido energético promedio en lodo Activado Residual de 1,45. En el contexto de la presente invención, esta relación ha resultado útil para determinar el contenido energético, es decir, COD/VS, en lodo en función de su viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. Es decir, para la tensión de fluencia estática, τ_0 , para $\tau_0 > 500 - 1000$ Pa y COD/VS $> 1,52$ dependiendo del tipo de sustrato. Basándose en esta relación, la relación COD/VS del material de biomasa no Newtoniano, que se va a tratar en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, es preferentemente superior a 1,5. No obstante, las variaciones en el contenido energético dependerán del origen del lodo, edad del lodo, etc., y se recomienda realizar una calibración para cada mezcla de lodo.

En el contexto de la presente invención, el término "degradación" se denomina en referencia a cualquier proceso que tenga como resultado la eliminación de partículas sólidas finas (arenilla) de un portador líquido, por ejemplo, por medio de separación por gravedad (sedimentación) o centrifugación.

En el contexto de la presente invención, el término "separación" se denomina en referencia a cualquier proceso que resulte en la separación de una mezcla de partida (por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado) en diferentes partes y/o fracciones de la misma a través de diferencias en las propiedades físicas y/o químicas.

En el contexto de la presente invención, el término "fermentación anaeróbica" se denomina en referencia a cualquier proceso resulte en la conversión de un material de

biomasa hidrolizado en un producto final deseable (por ejemplo, ácidos orgánicos, gases o alcoholes), bajo condiciones anaeróbicas.

En el contexto de la presente invención, el término "incineración" se denomina en referencia a la combustión completa de un material dado, por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado, con exceso de aire. La incineración puede evitar la propagación de enfermedades y sustancias peligrosas para el medio ambiente, incluidos los micro plásticos. La incineración es un método que elimina la preocupación de reciclar los biosólidos en terrenos agrícolas y otras aplicaciones terrestres. La incineración también se puede usar para eliminar la necesidad de recuperación y reutilización de una serie de micro y macro nutrientes. La incineración es una tecnología habitual para eliminar sustancias tóxicas. De acuerdo con la Directiva Europea sobre Incineración de Residuos, las plantas de incineración deben estar diseñadas para garantizar que los gases de combustión alcancen una temperatura de al menos 850 °C durante 2 segundos con el fin de garantizar la correcta descomposición de las sustancias orgánicas tóxicas. Para cumplir esto en todo momento, es necesario instalar quemadores auxiliares de respaldo (a menudo alimentados con petróleo), los cuales se encienden en la caldera (co-incineración) en caso de que el valor calorífico de los residuos sea demasiado bajo para alcanzar esta temperatura por sí solo (monoincineración).

En el contexto de la presente invención, el término "gasificación" se denomina en referencia a un proceso que convierte materiales carbonosos basados en biomasa o combustibles fósiles en gases, incluyendo como fracciones más importantes: nitrógeno (N_2), monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H_2) y dióxido de carbono (CO_2). Esto se puede lograr al hacer reaccionar el material, por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado, a altas temperaturas (generalmente $>700\text{ }^{\circ}\text{C}$), sin combustión/incineración, a través del control de la cantidad de oxígeno y/o vapor presente en la reacción. La mezcla gaseosa que resulta se denomina como gas de síntesis y se puede usar como combustible debido a la inflamabilidad del H_2 y el CO de los cuales está compuesto en gran parte el gas. Se puede obtener energía de la combustión posterior del gas resultante, y se considera una fuente de energía renovable si los compuestos gasificados se obtuvieron a partir de un material de biomasa, por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado. La gasificación a gas de síntesis puede ser más eficiente que la incineración directa del material de biomasa, por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado, porque el gas de síntesis se puede quemar a temperaturas más altas, de modo que el límite termodinámico superior de la eficiencia definida por la regla de Carnot es más alto. El gas de síntesis también se puede usar como fuente de hidrógeno en las celdas de combustible, aunque el gas de síntesis que se produce por la mayoría de los sistemas de

gasificación requiere un procesamiento y reformado adicionales para eliminar los contaminantes y otros gases tales como el CO y el CO₂ para que se pueda usar en celdas de combustible de baja temperatura, aunque las celdas de combustible de óxido sólido de alta temperatura pueden aceptar directamente mezclas de vapor y metano. Lo más habitual es que el gas de síntesis se queme directamente en motores de gas, se use en la producción de metanol e hidrógeno o se convierte en combustible sintético. En el caso de algunos materiales de biomasa, por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado, la gasificación puede ser una alternativa al vertido y la incineración, lo que se traduce en una reducción de las emisiones de contaminantes atmosféricos tales como el metano y las partículas. Algunos procesos de gasificación tienen como objetivo eliminar los elementos corrosivos de las cenizas, tales como el cloruro y el potasio, lo que permite la producción de gas limpio a partir de materias primas problemáticas. Actualmente, la gasificación de combustibles fósiles se usa ampliamente a escala industrial para generar electricidad. La gasificación puede generar cantidades menores de algunos contaminantes como SO_x y NO_x que la incineración.

En el contexto de la presente invención, el término "pirólisis" se denomina en referencia a un proceso por el cual un material sólido (o líquido), por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado, sufre una degradación térmica en moléculas volátiles más pequeñas, sin interactuar con el oxígeno ni con ningún otro oxidante. La pirólisis, que también es el primer paso en la gasificación y la incineración, se produce en ausencia o casi ausencia de oxígeno, por lo que es distinta de la incineración (quemado), que sólo puede tener lugar si hay suficiente oxígeno presente. La velocidad de pirólisis aumenta con la temperatura. En aplicaciones industriales, las temperaturas que se usan por lo general son de 430 °C o más, mientras que en las operaciones a menor escala la temperatura puede ser mucho más baja. Dos productos muy conocidos creados por pirólisis son una forma de carbón vegetal llamado biocarbón, el cual se crea al calentar madera, y el coque (que se usa como combustible industrial y como protección térmica), el cual se crea al calentar carbón. La pirólisis también produce líquidos condensables (o alquitrán) y gases no condensables. Si el propósito es maximizar el rendimiento de productos líquidos que resultan de la pirólisis de biomasa, se requeriría un proceso de baja temperatura, alta velocidad de calentamiento y corto tiempo de residencia del gas. Para obtener una alta producción de carbón, se debería elegir un proceso a baja temperatura y con una baja velocidad de calentamiento. Si el propósito fuera maximizar el rendimiento del gas combustible resultante de la pirólisis, se debería preferir un proceso de alta temperatura, una baja velocidad de calentamiento y prolongado tiempo de residencia del gas.

En el contexto de la presente invención, el término "Torrefacción" se debe interpretar como una forma suave de pirólisis a temperaturas generalmente entre 200 y 320°C.

En el contexto de la presente invención, el término "oxidación de agua supercrítica" se denomina en referencia al proceso de oxidación que ocurre en el agua supercrítica cuando se añade un oxidante. Un fluido supercrítico (SCF, por su sigla en inglés) es cualquier sustancia a una temperatura y presión por encima de su punto crítico, donde no existen fases líquidas y gaseosas diferenciadas, pero por debajo de la presión necesaria para comprimirla en un sólido. El agua se vuelve supercrítica a una temperatura superior a aprox. 373°C y una presión superior a aprox. 220 bares.

En el contexto de la presente invención, el término "licuefacción con agua supercrítica" se denomina en referencia al proceso de co-licuación de un material dado con agua en condiciones donde el agua se encuentra en estado supercrítico. La licuefacción de agua supercrítica se puede usar para el tratamiento eficiente de la biomasa en términos de recuperación de material. La celulosa, uno de los principales componentes de la biomasa, se disuelve completamente en agua supercrítica. Una vez disuelta, la reacción de la celulosa se puede producir rápidamente por medio de hidrólisis y/o pirólisis/torrefacción. La reacción de hidrólisis, por lo demás más lenta que la pirólisis/torrefacción debido a la limitación de la transferencia de masa, es más rápida que la descomposición en agua supercrítica, y se ha demostrado que es posible una recuperación eficiente de la glucosa a partir de la celulosa. Una vez disuelta, se puede mantener un cierto grado de supersaturación cuando la solución se enfría, por lo que también se ha demostrado que es posible una hidrólisis rápida por medio del uso de enzimas. La lignina también se puede convertir en especialidades químicas al usar una mezcla de cresol/agua supercrítica como disolvente.

En el contexto de la presente invención, el término "carbonización hidrotérmica" se denomina en referencia a un proceso de tratamiento termoquímico donde la biomasa se trata bajo agua comprimida caliente para producir hidrocarbón. Aunque Bergius descubrió la carbonización hidrotérmica ya en 1913, ha sido redescubierta en los últimos años, durante los cuales la carbonización hidrotérmica (HTC, por su sigla en inglés), también se ha vuelto conocida como "pre tratamiento hidrotérmico" o "torrefacción húmeda". En cualquier caso, la HTC es una técnica de conversión termoquímica que usa agua subcrítica (líquida) como un medio de reacción para la conversión de biomasa húmeda y flujos de residuos en un valioso producto sólido rico en carbono. Por lo general se realiza a temperaturas que oscilan entre 180°C y 280°C, a presiones ligeramente

superiores a la presión de saturación del agua para garantizar que el agua se encuentre en estado líquido, y bajo una atmósfera inerte.

En el contexto de la presente invención, el término "oxidación hidrotérmica" se denomina en referencia a un proceso que implica el tratamiento a temperaturas y presiones por debajo y por encima del punto crítico del agua, es decir, aprox. 373°C y aprox. 220bar, respectivamente. La oxidación subcrítica del agua (SubCWO, por su sigla en inglés) consigue una oxidación incompleta del lodo ((95% de eliminación de la COD) y produce licores de alta resistencia que contienen cantidades significativas de ácidos grasos volátiles (VFAS, por su sigla en inglés). La SubCWO también consigue una destrucción eficiente del componente orgánico de los sólidos del lodo, lo que se traduce en reducciones de masa y volumen significativas. Por otro lado, la hidroxidación supercrítica (SCWO, por su sigla en inglés) puede oxidar completamente el componente orgánico del lodo (99,9% de reducción de la COD), producir efluentes de alta calidad y cenizas y emisiones atmosféricas desechables.

En el contexto de la presente invención, el término "procesamiento electroquímico" se denomina en referencia a los procesos que implican el establecimiento de un campo eléctrico entre ánodos y cátodos para degradar y convertir compuestos. Los procesamientos bioelectroquímicos son procesos electroquímicos donde la actividad biológica en los electrodos ayuda o impulsa la degradación. También se pueden usar biocatalizadores para acelerar una degradación más eficiente. Tales métodos también se denominan como electrosíntesis microbiana. Se han desarrollado procesamientos electroquímicos diseñados para la industria de las aguas residuales. Sin embargo, estos métodos y la tecnología aún están en fase de desarrollo, y se espera que en los próximos años exista más investigación y desarrollo. De este modo, por ejemplo, la oxidación electroquímica de PFAS, por medio del uso de diversos materiales de cátodo/ánodo y catalizadores, ha sido objeto de investigación y desarrollo durante varios años. La bibliografía indica que es posible eliminar casi el 99% de los PFAS con métodos de tratamiento electroquímico.

En el contexto de la presente invención, el término "procesamiento biológico para la reducción de compuestos orgánicos" se denomina en referencia al procesamiento biológico, el cual usa el crecimiento biológico de microorganismos para digerir y aglutinar compuestos en, por ejemplo, aguas residuales, por medio del control de las condiciones de procesamiento. Los factores importantes son la temperatura, el pH, el oxígeno disuelto, la concentración de nutrientes y el contenido de materiales tóxicos. Estos procesos pueden ser aeróbicos o anaeróbicos, o pueden incluir la organización de procesos aeróbicos y anaeróbicos en serie. Se ha establecido una serie de métodos de

procesamiento biológico para conseguir una reducción de los compuestos orgánicos, así como de los nutrientes. Esto incluye, entre otros, los sistemas de tratamiento de lodo activado, los sistemas de tratamiento Bio-P, los MBR (biorreactores de membrana), los MMBR (procesos de biofilm de lecho móvil). El proceso de oxidación anaeróbica del amonio (anammox) es uno de tales procesos, el cual ha sido ampliamente reconocido como una técnica respetuosa con el medio ambiente y que ahorra tiempo, capaz de lograr una eliminación eficiente del nitrógeno. Por lo tanto, en el contexto de la presente invención, el término "procesamiento biológico para la reducción de la concentración de nutrientes" se denomina en referencia, por ejemplo, a los procesos anamox.

En el contexto de la presente invención, el término "procesamiento químico para la reducción de la concentración de nutrientes" se debe interpretar en referencia al procesamiento que, de diferentes maneras, une químicamente los nutrientes presentes en un material, por ejemplo, un material de biomasa, con el fin de eliminar (es decir, "separar") los nutrientes y otros compuestos del material. Los procesos típicos de tratamiento químico de aguas residuales son: precipitación química, intercambio de iones, neutralización, adsorción y procesos de desinfección. También se pueden aplicar tecnologías de evaporación para ligar los nutrientes de forma química. El agua se evapora y se recupera como un condensado bajo en nutrientes. El calor de condensación se recupera internamente en evaporadores para reducir el consumo total de energía. Existen diferentes principios de evaporación. Los separadores de aire son otra tecnología que se puede aplicar para eliminar nutrientes. La eficacia de la eliminación de nitrógeno se puede mejorar al aumentar el pH. El aumento del pH se puede conseguir al añadir productos químicos. El nitrógeno eliminado por medio de separación se puede recuperar con productos químicos para producir sales de amoníaco o por destilación como agua amoniacal.

En el contexto de la presente invención, el término "procesamiento térmico para reducir la concentración de nutrientes" se denomina en referencia al procesamiento que, a temperatura elevada, mejora la eliminación de nutrientes presentes en un material, por ejemplo, un material de biomasa que se está tratando por medio de procesamiento químico (véase más arriba). De este modo, por ejemplo, la eficacia de los separadores de aire se puede mejorar al aumentar la temperatura, lo que se puede conseguir al añadir calor de diversas maneras, indirectamente por medio de intercambiadores de calor o directamente por medio de vapor (por ejemplo, en forma del denominado separador por medio de vapor).

En el contexto de la presente invención, el término "intercambiadores de calor" se debe interpretar en referencia a cualquier medio que se pueda usar para transferir la

energía térmica presente en un material a otro material, por ejemplo, por medio del enfriamiento de un material, por ejemplo, un material de biomasa hidrolizado, al someterlo a un intercambio de calor con agua, que después se calienta.

En el contexto de la presente invención, los términos "tiempo de retención" y "tiempo de retención global promedio" se denominan en referencia al Tiempo de Retención Hidráulica (HRT, por su sigla en inglés), que se define como la relación entre el volumen promedio de llenado del reactor y el caudal de alimentación. En otras palabras, representa la cantidad promedio de tiempo que cualquier sub parte del material de biomasa permanece en un reactor o tanque. Se calcula dividiendo el volumen promedio de llenado de un reactor (por ejemplo m³) por el caudal afluente (por ejemplo m³/día). En cambio, el tiempo de retención de sólidos (SRT, por su sigla en inglés) es el tiempo que permanece la fracción sólida del material de biomasa en una unidad de tratamiento. Es la cantidad de sólidos que se mantienen en la unidad dividida por la cantidad de sólidos que salen de la unidad cada día.

En el contexto de la presente invención, el término "% de DS" se denomina en referencia al contenido total de sólidos secos de un material dado, incluidos tanto los sólidos en suspensión como los materiales disueltos, por ejemplo, las sales. Por lo tanto, el término "(% de DS)", también denominado "contenido de materia seca" se denomina en referencia al porcentaje de sólidos en una mezcla, por ejemplo, un "material de biomasa". Cuanto mayor sea esta proporción, más seca será la mezcla. Una unidad de contenido de DS es el % en peso. Expresado como relación entre los pesos que se obtienen antes y después de un proceso de secado, en el cual una muestra del material se ubica en un horno a una temperatura de 105 °C hasta obtener una masa estable. Secar a 175-185°C y comparar el resultado que se obtiene al secar a 105°C permite evaluar el contenido de agua de cristalización de determinadas sales, por ejemplo, hidróxidos, que pueden formar parte de la muestra.

Calentar el residuo del proceso de secado desde 105°C hasta 550°C durante dos horas en un horno de mufla precalentado y controlado termostáticamente permite determinar la parte de los sólidos secos totales, los cuales son volátiles a una temperatura de 550°C. Para la mayoría de los materiales de biomasa, esto se puede considerar una aproximación del contenido de materia orgánica del material, denominado también como sólidos volátiles (VS). Los VS por lo general se expresan en % de materia seca.

La parte de una muestra de material de biomasa que es volátil a temperaturas entre 550 y 900°C, en la mayoría de los escenarios consistirá principalmente en CO₂ que se produce por la descomposición de carbonatos contenidos en el material de biomasa.

Por lo tanto, en el contexto de la presente invención, el término "% de VS" se debe interpretar en referencia al % del contenido total de sólidos secos (% de DS), que es volátil a una temperatura de 550°C.

En el contexto de la presente invención, el término "sólidos en suspensión" (SS, por su sigla en inglés) se denomina en referencia a las partículas sólidas de cualquier origen que permanecen en suspensión en el agua como coloide o debido al movimiento del agua. Los sólidos en suspensión se pueden eliminar por medio de sedimentación si su tamaño o densidad es comparativamente grande, o por medio de filtración. Dentro del campo técnico de la presente invención, el término Sólidos en Suspensión Totales (TSS, por su sigla en inglés) se usa comúnmente en referencia a las partículas mayores de 2 micras que se encuentran en el agua. Tanto los SS como los TSS se pueden expresar en mg/L, ppm o %. La cantidad de sólidos en suspensión (SS) o de sólidos en suspensión totales (TSS) se puede medir por medio del uso de, por ejemplo, un instrumento de tipo acústico o ultrasónico, o un instrumento de tipo gamma, o al medir la turbidez de la muestra en cuestión.

En el contexto de la presente invención, el término distribución granulométrica se denomina en referencia a la distribución granulométrica de las partículas dispersas en una muestra, en la forma de una lista de valores o de una función matemática que define la cantidad relativa, generalmente en masa, de partículas presentes de acuerdo con su tamaño. En el contexto de la presente invención, el término distribución de la forma de las partículas se denomina en referencia a la distribución de la forma de las partículas dispersas en una muestra, en la forma de una lista de valores o de una función matemática que define la cantidad relativa, generalmente en masa, de partículas presentes de acuerdo con su forma.

La distribución del tamaño de las partículas y/o la distribución de la forma de las partículas de una muestra se pueden determinar por medio de diversas técnicas, tal como el análisis por tamizado, el análisis por elutriación en aire, el fotoanálisis, la granulometría óptica, los métodos de recuento óptico, los métodos de recuento por electrorresistencia, las técnicas de sedimentación, los métodos de difracción láser, el "tiempo de oscurecimiento del láser" (LOT, por su sigla en inglés) o el "tiempo de transición" (TOT, por su sigla en inglés) y/o la espectroscopia acústica o la espectroscopia de atenuación por ultrasonido.

En el contexto de la presente invención, el término "relación FOS/TAC por medio del método de Nordmann" se debe interpretar en referencia a las mediciones de ácidos orgánicos volátiles (FOS) y carbono inorgánico total (TAC) (es decir, la capacidad de amortiguación de carbono) por lo que normalmente se denomina como el método de

Nordmann. La relación FOS/TAC es una medida que se aplica de forma común para observar la estabilidad e indicar si se deben tomar medidas correctoras en un proceso de digestión anaeróbica de, por ejemplo, una planta de biogás.

Para hallar el valor de FOS/TAC, se usa una muestra representativa del material de biomasa pertinente. Toda la materia particulada se debe eliminar por medio de filtración o centrifugación, y toda la preparación de la muestra se debe realizar de la misma manera. El volumen típico de muestra del sustrato es de 20 mL, pero se puede diluir con agua desionizada si la cantidad es insuficiente. Obsérvese que la ecuación TAC se debe alterar para tener en cuenta la dilución.

En primer lugar, el TAC (en mg CaCO₃/L) se mide al valorar la muestra a un pH de 5,0 con ácido sulfúrico 0,1 N y se puede calcular por medio del uso de la siguiente ecuación:

$$\text{TAC} = (\text{EP1} \times \text{Concentración del agente valorante} \times 50045) / (\text{Volumen de muestra})$$

donde EP1 es el volumen del agente valorante a un pH de 5,0 en mL. Si la C del agente valorante es 0,1 N y el Volumen de muestra es 20 mL, la ecuación se puede simplificar a:

$$\text{TAC} = \text{EP1} \times 250 \text{ [mg/L CaCO}_3\text{]}.$$

Después de la valoración para calcular el TAC, se usa el método Nordmann para determinar el contenido de FOS (en mg/L Hac) al valorar una muestra de 20 mL de un pH de 5,0 a un pH de 4,4 por medio del uso de ácido sulfúrico 0,1 N. A través de la siguiente ecuación donde B es el ácido que se consume en mL (es decir, volumen de agente valorante a un pH de 5,0 - volumen de agente valorante a un pH de 4,4).

$$\text{FOS} = [(B \times 1,66) - 0,15] \times 500 \text{ [mg/L Hac]}$$

En general, un valor FOS/TAC de 0,3-0,4 se considera óptimo. Sin embargo, cada digestor tiene una relación óptima única. Por encima de 0,4, normalmente hay un aporte excesivo de biomasa y por debajo de 0,3, normalmente hay un aporte demasiado escaso de biomasa.

En el contexto de la presente invención, el término "cantidad de carbono orgánico disuelto", también denominado a veces como DOC (por su sigla en inglés), se debe interpretar en referencia a la fracción de carbono orgánico en un material de biomasa dado, el cual puede pasar a través de un filtro con un tamaño de poro determinado, generalmente entre 0,22 y 0,7 micrómetros. La fracción que queda en el filtro relevante se denomina entonces como carbono orgánico en partículas (POC).

En el contexto de la presente invención, el término "cantidad de nitrógeno orgánico disuelto", también denominado en ocasiones como (DON, por su sigla en

inglés), se debe interpretar en referencia al subconjunto del carbono orgánico disuelto (DOC) que también contiene N. El nitrógeno inorgánico disuelto (DIN, por su sigla en inglés) se compone de nitrato más nitrito y amonio. El nitrógeno total disuelto (TDN, por su sigla en inglés) se compone de nitrógeno inorgánico disuelto (DIN) y nitrógeno orgánico disuelto (DON). Dado que no existe una forma fiable de medir el DON directamente, generalmente se calcula a partir de los valores de TDN y DIN medidos ($DON=TDN-DIN$).

A diferencia del DOC, la materia orgánica disuelta (DOM, por su sigla en inglés) se denomina a la masa total de la materia orgánica disuelta. Es decir, la DOM incluye también la masa de otros elementos presentes en el material orgánico, tales como el nitrógeno, el oxígeno y el hidrógeno. El DOC es un componente de la DOM y generalmente se encuentra presente aproximadamente el doble de DOM que de DOC.

Como ya se ha explicado anteriormente, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención incluyen varias mejoras en comparación con los procesos de hidrólisis térmica del arte previo. En primer lugar, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten un funcionamiento estable de los sistemas de hidrólisis térmica con una viscosidad aparente elevada y un contenido variable de sólidos secos elevado.

La hidrólisis térmica que funciona a alta concentración de sólidos secos es importante para minimizar el consumo específico de energía (por ejemplo, que se mide como kg de vapor/tonelada de sólidos secos).

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se basan en el descubrimiento clave de que la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en lugar del % de DS, es la limitación clave para el funcionamiento de los sistemas de hidrólisis térmica a una alta concentración de sólidos secos y, por lo tanto, para lograr un bajo consumo específico de energía, y que los diferentes sustratos tienen un comportamiento reológico significativamente diferente.

Dado que la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, aumenta con el contenido de sólidos secos y disminuye con la temperatura, es altamente beneficioso supervisar el comportamiento reológico real de la mezcla de sustrato específica que se somete al tratamiento de hidrólisis térmica y ajustar continuamente el proceso en consecuencia para minimizar continuamente el consumo específico de energía.

Los ajustes se refieren tanto al contenido de sólidos secos en la deshidratación aguas arriba como a la velocidad de dilución de la corriente de alimentación del THP, así como al precalentamiento del agua de dilución. En el comportamiento reológico de todos los sustratos influye no sólo el contenido de sólidos secos, sino también la temperatura. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se basan en el ajuste tanto de la temperatura de alimentación como del contenido de sólidos secos en función del comportamiento reológico real del sustrato que se está tratando en un proceso de hidrólisis térmica.

Dado que la co-digestión se ha hecho cada vez más popular en los últimos años, los sustratos o las mezclas de sustratos que se tratan actualmente por medio de hidrólisis térmica pueden tener viscosidades aparentes muy diferentes, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. Cuando se mezclan diferentes sustratos en diferentes relaciones, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, de la mezcla que resulta también cambiará dependiendo del comportamiento reológico de la mezcla que resulta, la cual podría diferir significativamente del comportamiento reológico de los sustratos individuales que se mezclan. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten la supervisión continua de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, de la mezcla dentro del proceso de hidrólisis térmica, y hace posible optimizar tanto la tasa de mezcla, como el precalentamiento, así como también la tasa de dilución con el fin de minimizar el consumo de calor específico durante el proceso de hidrólisis térmica.

En un sistema de hidrólisis térmica donde la temperatura aumenta y disminuye gradualmente, el paso de precalentamiento alcanza rápidamente sus límites en lo que respecta a la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. La razón detrás de esto, es que el lodo y la mayoría de los sustratos alcanzan una viscosidad aparente más alta, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, a temperaturas más bajas. La recuperación de calor y el bombeo posterior pueden suponer un desafío en caso de que el diseño no sea el adecuado.

El arte previo no describe este problema. En consecuencia, a lo largo de los años, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) han sufrido de funcionamiento a viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, para ciertos sustratos. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis

térmica (THP) de la presente invención incluyen un diseño de un sistema de pre-acondicionamiento, que aumenta la temperatura de alimentación y permite el funcionamiento a viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, y por lo tanto facilita la hidrólisis térmica de sólidos secos altos. El sistema también incluye un sistema de supervisión para garantizar el cumplimiento de las condiciones de procesamiento.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención incluyen opcionalmente un dispositivo de pre-acondicionamiento para reducir aún más la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, (debido tanto al aumento de la temperatura como a las fuerzas de cizallamiento aplicadas) lo cual permite el funcionamiento con un mayor contenido de sólidos secos. De este modo se resuelven los desafíos del sistema de alimentación THP debidos a la elevada viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y se reduce el consumo específico de calor en el proceso de hidrólisis térmica. La razón de la reducción del consumo de calor en el proceso de hidrólisis térmica es tanto la mayor concentración de sólidos secos como la elevada temperatura de alimentación. El dispositivo de pre-acondicionamiento se adaptará perfectamente a la demanda de enfriamiento que por lo general requiere el lodo hidrolizado y, por lo tanto, permitirá una recuperación de calor más rentable que influye directamente en el consumo específico de vapor necesario en los procesos de hidrólisis térmica. El dispositivo de pre-acondicionamiento también puede recibir agua de dilución precalentada desde otras fuentes en función de lo que resulte más rentable.

Como ventaja adicional, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten que éstos sean auto-optimizables a través del control de la tasa de precalentamiento y dilución en función de la viscosidad aparente que se mide, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, a través de un sistema de supervisión avanzado. Además, en caso de co-digestión, la viscosidad aparente que se mide, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, se puede usar para optimizar la proporción de diferentes sustratos a lo largo del ciclo del proceso.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención abordan varios aspectos para garantizar la funcionalidad de los procesos de hidrólisis térmica, algunos de los cuales se explicarán en detalle a continuación.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten tanto la alimentación como el funcionamiento de procesos de hidrólisis térmica con sustratos con viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, a través de un conjunto específico de características de diseño y soluciones de proceso dentro y aguas arriba y/o aguas abajo del proceso de hidrólisis térmica en combinación con una supervisión específica para garantizar un funcionamiento estable.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean los procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten optimizar y controlar los procesos de hidrólisis térmica basándose en la reología y no en el contenido de sólidos secos.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean los procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se basan en la supervisión y el análisis continuo del comportamiento reológico del sustrato a través de la sensorización suave que permiten el diseño y la instrumentación específicamente aplicados del sistema de hidrólisis térmica, así como aguas arriba y aguas abajo del sistema de hidrólisis térmica.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten el funcionamiento de los sistemas del THP con el mayor contenido posible de sólidos secos, lo que al mismo tiempo reduce la demanda específica de energía. Esto se basa en el descubrimiento de que la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, es un factor limitante para el funcionamiento de las plantas THP con un alto contenido de sólidos secos. La invención usa los datos reológicos supervisados continuamente y los datos de rendimiento de la hidrólisis térmica como información para que los sistemas de hidrólisis térmica aprendan a autoajustar el contenido de sólidos secos al nivel más alto posible de sólidos secos.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten predecir el contenido de sólidos secos (% de DS) y el contenido de sólidos volátiles (% de VS) basándose en los datos reológicos que se miden para un material de biomasa dado a lo largo del proceso. Esto se consigue al establecer una serie de sensores suaves a lo largo del proceso de hidrólisis térmica, dado que la reología cambia a lo largo del proceso y la medición continua de las características reológicas permite usar estos datos reológicos para predecir el % de DS y el % de VS, el contenido específico de energía (COD/VS) y/o el contenido de nitrógeno del material de biomasa, por ejemplo, el lodo, que se está

procesando. Esto permite, de nuevo, optimizar la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, a lo largo del proceso al aplicar la tasa de dilución correcta a la temperatura adecuada. Además, permite la autocorrección de los valores previstos del % de DS, % de VS, COD/VS y/o contenido de N por medio de mediciones en serie e instrucciones adjuntas a los operarios sobre cuándo y cómo tomar muestras para un mejor soporte de la auto calibración.

Como se ha mencionado anteriormente, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, normalmente disminuye con el aumento de la temperatura. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten ajustar la temperatura del lodo por medio de una recuperación de calor más amplia para permitir un funcionamiento estable hasta el límite máximo de viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, del proceso de hidrólisis térmica sin tener que aplicar márgenes de seguridad irrazonables. Esto se consigue al recuperar el calor disponible en la parte final del proceso para su uso en la parte inicial, de modo que se aumente la temperatura de entrada al sistema de hidrólisis térmica y se reduzca la temperatura de descarga.

Como se ha mencionado anteriormente, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se basan en el descubrimiento de que la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, varían significativamente para un sustrato dado y entre diferentes sustratos. En caso de funcionar al límite máximo de viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, para un proceso THP, esto supone en sí mismo un riesgo de entrar en periodos con dificultades tanto operativas como de hidrólisis térmica insuficiente. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten la inclusión de un sistema de autocorrección en el proceso THP para evitar perturbaciones operativas en caso de que varíe la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en el sustrato o mezcla de sustratos que se estén tratando. En caso de que la supervisión del proceso revele una viscosidad aparente elevada desfavorable, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, el sistema ajustará automáticamente la viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, por medio de una dilución gradual con agua precalentada en un sistema de alimentación de la despulpadora y en el sistema de alimentación de la circulación/reactor de la despulpadora. El precalentamiento se consigue preferentemente al enfriar el lodo

hidrolizado en la parte final del proceso. Dependiendo de cuánto se precaliente el lodo por medio de una fuente de calor externa y dependiendo del proceso THP, el consumo total de vapor en el sistema de hidrólisis térmica puede disminuir generalmente entre un 3 y un 15% como resultado de dicho precalentamiento.

En una modalidad de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, éstos incluyen el reciclado de un flujo de sustrato precalentado procedente de la despulpadora a un sistema de pre-acondicionamiento aplicado en la parte inicial del proceso de hidrólisis térmica con el fin de reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en la línea de alimentación de la despulpadora.

Como se desprende claramente de lo anterior, incluso los procesos de hidrólisis térmica que se basan en un sustrato de composición relativamente constante pueden ser vulnerables cuando funcionan con sustratos de viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, si la temperatura del material, por ejemplo, material de biomasa, que se va a tratar en el proceso no se puede mantener dentro de ciertos límites predeterminados. Por lo tanto, en un aspecto preferido, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención incluyen un diseño novedoso de un recipiente de precalentamiento (despulpadora) particularmente adecuado para permitir el funcionamiento a viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica.

Algunos de los elementos clave del diseño de este recipiente de precalentamiento preferido (despulpadora (s)) es usar el descubrimiento de que en una despulpadora de hidrólisis térmica, adaptada para la recuperación de vapor flash aguas abajo, la sección superior del recipiente está más caliente y más homogénea que la sección inferior del recipiente, junto con el hecho de que el funcionamiento se vuelve cada vez más difícil si la temperatura del material en la línea de descarga de la despulpadora no se mantiene relativamente constante. Se inyecta vapor o vapor flash recuperado en la parte inferior del recipiente y de este modo se calienta el sustrato a medida que el vapor/vapor flash sube a la sección superior del recipiente. Esto provoca tanto el calentamiento del lodo frío como la transferencia del lodo caliente hacia la parte superior del recipiente, mientras que una mayor proporción del lodo frío se encuentra en la parte inferior del recipiente. La inyección de vapor en la parte inferior del recipiente provoca un efecto de mezcla a medida que se desplaza por el líquido y se condensa en contacto con el líquido más frío. En la mayoría de los diseños de recipientes despulpadoras que existen, esta inyección de

vapor se realiza por medio de lanzas de vapor. Aunque existen diferentes diseños de lanzas de vapor, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se prefiere orientar la punta de las lanzas en un ángulo tal que contribuya a crear un remolino tanto en el plano horizontal como en el vertical. En este aspecto preferido, el sustrato puede (o no) circular por el recipiente al bombear sustrato desde una parte elevada más caliente del recipiente y reintroduciéndolo en la sección inferior más fría y/o en la sección superior junto con sustrato frío, preferentemente a través de un extrusor o un sistema de distribución similar. Del mismo modo, cualquier extrusor se puede localizar opcionalmente fuera del recipiente de precalentamiento, y opcionalmente, se puede sustituir por un flujo de reciclado de vuelta a un pre acondicionador.

Opcionalmente, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención en el aspecto preferido mencionado anteriormente incluyen un dispositivo de pre-acondicionamiento específicamente diseñado aguas arriba de la despulpadora (en conexión con el sistema de alimentación de la despulpadora) para permitir una dilución eficiente, mezcla de precalentamiento y recuperación de calor a partir del lodo hidrolizado aguas abajo. Este dispositivo de pre-acondicionamiento, que se aplica en la parte inicial de un sistema de hidrólisis térmica, se convierte de este modo en una parte integrada del "tren" del THP y puede servir de amortiguador entre cualquier sistema de pre deshidratación o procesamiento de sustratos o sistema de recepción de sustratos aguas arriba y el sistema de hidrólisis térmica propiamente tal. El sistema de pre-acondicionamiento enlaza con la parte final del sistema de hidrólisis térmica al capturar el calor sobrante disponible en el lodo hidrolizado caliente y recuperando este calor para aumentar la temperatura de alimentación del sustrato frío que entra en el sistema de hidrólisis térmica.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención usan datos reológicos a partir de lodo hidrolizado que se mide en, por ejemplo, una línea de alimentación del digestor y/o un pre-enfriador y los convierten en % de DS, % de VS, COD/VS y/o contenido de N esperados, lo que permite de este modo el cálculo y el control de la tasa de carga del digestor basándose en datos reológicos del material de biomasa en diferentes etapas antes y durante el proceso THP. De esta manera es posible controlar la tasa de carga del digestor no sólo basándose en la tasa de carga del % de DS y del % de VS, sino también usar los datos reológicos medidos para predecir el contenido específico de energía (COD/VS) del material de biomasa para tener el control total con la tasa de alimentación del digestor, lo cual elimina de este modo esencialmente cualquier riesgo de sobrecarga

del digestor. Además, la medición del contenido de nitrógeno puede ayudar a controlar la carga de nitrógeno del digestor.

En una modalidad preferida, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención incluyen un amplio programa de supervisión del digestor, el cual reduce directamente la alimentación del digestor y, por lo tanto, la alimentación del THP para evitar la sobrecarga. Dado que los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención ajustarán el % de DS en THP basándose en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, un flujo de alimentación volumétrico constante para el digestor no proporcionará una carga de VS constante del digestor. Para evitar una sobrecarga involuntaria del digestor, el sistema se debe autoajustar en caso de que exista algún indicio de sobrecarga del digestor. Esto es cada vez más importante cuando los digestores funcionan con una alta tasa de carga de sólidos secos y un tiempo de retención corto.

De modo similar, la conversión continua de los datos reológicos, que se miden en distintos puntos del "tren" THP, en contenido energético, permite controlar la tasa real de alimentación de energía al digestor.

De este modo, como resultado de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, la tasa de alimentación de energía para el digestor se puede controlar por medio de la supervisión de la reología. Anteriormente han existido diferentes intentos de correlacionar la reología con el contenido de sólidos secos e incluso con el contenido de sólidos volátiles, y se han desarrollado instrumentos para este fin. Sin embargo, todos ellos se quedan cortos debido al hecho de que no todos los sólidos secos y sólidos volátiles que se usan para alimentar los digestores tienen necesariamente el mismo contenido energético. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención resuelven el problema de que la alimentación de los digestores basada únicamente en una medida de sólidos secos o sólidos volátiles no tiene en cuenta que los diferentes sustratos tienen un contenido energético específico diferente por unidad de sólidos secos y por unidad de sólidos volátiles. Por lo tanto, en contraste con el arte previo, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención hacen uso de un comportamiento reológico de materiales de biomasa para predecir su contenido específico de energía.

En consecuencia, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se pueden usar para controlar la tasa de alimentación de energía del digestor, además, de controlar la carga de sólidos secos, la carga de sólidos volátiles y la carga de nitrógeno.

Como se describe más adelante, esto se consigue principalmente a través del descubrimiento de que existe una estrecha relación entre la denominada viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, de un determinado material de biomasa, " τ_o " y/o " τ_y ", respectivamente, y el contenido energético específico.

El descubrimiento de esta relación, entre otras cosas, allana el camino para la adición opcional de agentes químicos al material de biomasa en el pre acondicionador con el fin de a) reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y/o b) iniciar una reacción exotérmica que aumente la temperatura de alimentación y, por lo tanto, reduzca la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y disminuya el consumo de calor específico en el paso de hidrólisis térmica. Además, desde una perspectiva más general, el descubrimiento de esta relación allana el camino para la adición opcional de agentes químicos conocidos por influir directa o indirectamente en otras propiedades del material de biomasa, por ejemplo, la composición química o bioquímica, la composición o el contenido microbiano, la estructura celular, la distribución del tamaño de las partículas o la distribución de la forma de las partículas, conocidos por influir directa o indirectamente en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del material de biomasa.

Esto también permite la posibilidad de supervisar el rendimiento del digestor por medio de indicadores clave para optimizar la carga de los digestores por medio de autoaprendizaje. De este modo, aunque se conoce bien que la hidrólisis térmica puede permitir una digestión con alto contenido de sólidos secos, hasta ahora no se conocía cómo el sistema de hidrólisis térmica se podía adaptar a auto aprender como optimizar mejor la tasa de carga del digestor basándose en la medición continua de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en diferentes puntos del proceso del THP. Al medir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en varios puntos del proceso donde la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, ha cambiado significativamente, debido a las diferentes etapas del proceso de hidrólisis térmica, la propia medición en cada punto toma lugar bajo condiciones significativamente diferentes. Por lo tanto, en modalidades preferidas,

las mediciones que se hacen bajo condiciones diferentes (es decir, diferentes etapas del proceso del THP) se usan para la calibración cruzada de las mediciones. Además, en caso de que esta calibración cruzada no tenga éxito, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención pueden permitir que el operador reciba una advertencia para ayudar con la calibración a través de un muestreo adicional y registrar los resultados del muestreo en el sistema de control y supervisión donde los datos de muestreo se usan para ayudar a la calibración.

La carga del digestor se controla normalmente por medio del muestreo del % de DS y del % de VS y controlando manualmente el flujo de alimentación al digestor. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención usan más bien la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, que se miden continuamente en varios puntos a lo largo del proceso, los cuales posteriormente se convierten en tasas de carga del digestor calculadas e introducen tanto un sistema de calibración cruzada de auto-mejora para reducir el margen de error como un sistema de auto-control para evitar la sobrecarga del digestor y optimizar el proceso AD. De este modo, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten controlar la tasa de carga de COD/VS (en lugar de simplemente la tasa de carga del % de DS y/o % de VS) debido a la relación que se ha determinado entre la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y el contenido energético que se mide como COD/VS.

En las modalidades preferidas de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, el sistema integrado de autocontrol incluye la supervisión de parámetros como el pH, la producción de gas, el contenido de metano y/o la relación FOS/TAC del digestor. Al alcanzar ciertos niveles y/o tasas en la elevación del pH, FOS/TAC y/o concentración de CH₄ la tasa de carga de la hidrólisis térmica ajustaría después automáticamente la tasa de carga hasta un nivel aceptable.

De este modo, los sistemas automáticos de autocontrol de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención facilitan el funcionamiento del digestor en función de la demanda a través de la maximización de la producción de biogás durante los periodos de alto valor del biogás, por ejemplo, demostrado por los servicios públicos de aguas residuales en el Reino Unido para capitalizar los precios fluctuantes de la electricidad en el Reino Unido.

Por lo tanto, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten maximizar y controlar la carga tanto del paso de hidrólisis térmica como de un proceso de digestión aguas abajo a través de la supervisión del factor limitante para el paso de hidrólisis térmica, el cual es la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en el THP. Además, los niveles supervisados de viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, se pueden convertir en valores para la tasa de carga de DS y VS del digestor.

De un modo similar, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, la medición de la reología se puede usar para activar la dilución antes del pre enfriador con el fin de optimizar la transferencia de calor y, por tanto, la capacidad máxima total del pre enfriador.

En determinadas modalidades de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, una parte de la torta digerida y deshidratada se puede reciclar para alimentar la despulpadora. La torta digerida puede ser de viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, similar al lodo activado residual. La torta digerida también se comporta como un fluido no Newtoniano. Debido al proceso de hidrólisis térmica, la torta se deshidrata bien y la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, es alta, y aunque esto dificultaría su transporte y mezcla en la línea de alimentación de la despulpadora en la mayoría de los sistemas, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención son muy adecuados para reciclar torta con un alto contenido de sólidos secos y mezclarla en la línea de alimentación de la despulpadora del mismo modo que para el lodo de alimentación. El reciclaje de la torta deshidratada digerida tiene potencial para mejorar el balance energético y de masa al aumentar el excedente neto de energía y reducir aún más el total de torta digerida que sale del sistema.

El costo de eliminación puede ser elevado y la reducción de la cantidad de torta puede tener un impacto significativo en la economía general y en los gastos de funcionamiento de un sistema/planta basado en THP. En un ejemplo de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, esta modalidad particular de la invención aumentaría la producción de biogás en un 20% y reduciría la producción de torta en la magnitud de un 15%. Sin embargo, el sistema del THP global consumiría más calor debido al flujo de

retorno de la torta digerida. En caso de que se consuma biogás para producir el mayor consumo de calor, el excedente neto de energía podría ser; sin embargo, de aproximadamente el 8%. En otro ejemplo, esta modalidad particular de la invención aumentaría la producción de biogás en una magnitud de un 10-15% y reduciría la producción de torta en una magnitud de un 10%. En caso de que se consuma biogás para producir el aumento del consumo de calor, el excedente neto de biogás podría ser, en algunos casos, de aproximadamente el 5-6%.

En una modalidad adicional de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, los gases del proceso comprimidos se pueden usar para 1) reducir la caída de presión en la línea de alimentación de la despulpadora y/o 2) mejorar el rendimiento del digestor, por ejemplo, si los gases del proceso comprimidos se des-airean en la despulpadora y se inyectan en el digestor por medio del uso de un compresor. Los gases del proceso serán olorosos y contendrán sustancias nocivas que pueden ser tóxicas incluso en pequeñas concentraciones. Por lo tanto, es importante manipular los gases del proceso con cuidado en un sistema cerrado. Los gases del proceso no se deben emitir directamente en ningún caso. Por lo tanto, en esta modalidad los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención incluyen un sistema cerrado que inyecta los gases del proceso en el digestor para 1) adsorción en la cara líquida y 2) tratamiento biológico. Algunos de los compuestos orgánicos presentes en los gases del proceso, así como el oxígeno liberado posiblemente a través de la des-aireación, mejorarán aún más el rendimiento del digestor. La adición de oxígeno en la despulpadora o en la línea de alimentación de la despulpadora permite optimizar el proceso de digestión.

El aspecto más importante del diseño de una despulpadora de acuerdo con la presente invención, que permite el funcionamiento con un alto contenido de sólidos secos y una recuperación total del calor, es la localización de la boquilla de descarga en la despulpadora. El volumen por debajo de la boquilla de salida para la(s) bomba(s) debe ser $\geq 1,6$ del volumen promedio de llenado del reactor. El volumen por encima de la boquilla debe ser preferentemente > 1 volumen promedio de llenado del reactor más cierto margen de seguridad por encima de la boquilla, pero puede ser mayor, tal como 1,2, 1,4, 1,6 o 1,8 volumen promedio de llenado del reactor.

Además, la inclusión de un extrusor para dividir el lodo frío entrante en segmentos más pequeños forma parte de una modalidad preferida de una despulpadora de acuerdo con la presente invención.

El precalentamiento del sustrato antes de los procesos de hidrólisis térmica es beneficioso para reducir el consumo específico de energía. El lodo hidrolizado térmicamente saldrá del proceso de hidrólisis a una temperatura elevada a menos que se diluya con agua fría. El precalentamiento de la biomasa ofrece la oportunidad de recuperar de forma rentable el calor sobrante disponible en el lodo hidrolizado que, de otro modo, se dejaría sin usar a un costo elevado. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención pueden usar el sustrato frío entrante como fuente de refrigeración del sustrato ya hidrolizado y, al mismo tiempo, recuperar más calor y reducir el consumo específico de calor en el proceso de hidrólisis térmica.

La posibilidad de realizar la hidrólisis con la mayor concentración posible de sólidos secos es importante para minimizar el consumo específico de energía durante el proceso de hidrólisis térmica. Hasta ahora, un obstáculo importante para funcionar con un alto contenido de sólidos secos son las limitaciones relacionadas con el procesamiento de sustratos con una viscosidad aparente elevada, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. La mayoría de los materiales de biomasa se caracterizan por una mayor viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, a mayor contenido de sólidos secos (% de DS). Además, la variación de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en los sustratos normalmente hace que sea necesario ir sobre seguro con respecto al contenido de sólidos secos (% de DS) para evitar desafíos operativos e interrupciones durante el funcionamiento diario. En muchos casos, este margen de seguridad tiene un costo operativo excesivamente alto debido al mayor consumo de energía asociado a la hidrólisis térmica de sustratos diluidos. No se conocen procesos de hidrólisis térmica que supervisen y optimicen continuamente la combinación de contenido de sólidos secos, viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, y recuperación de calor. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten la supervisión continua del comportamiento reológico de los sustratos por medio de un diseño aplicado específicamente. Este diseño es una parte integrada del proceso THP y no depende de los instrumentos tradicionales de medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, que son propensos a dar lugar a dificultades cuando se aplican a sustratos no homogéneos con alto contenido de fibras, arena, arenilla, pelo, ramitas, etc. En lugar de usar tales instrumentos comerciales, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la

presente invención, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, se supervisa continuamente a lo largo del proceso por medio de la supervisión de indicadores clave de rendimiento aplicados e integrados con el proceso. Esta forma de supervisión permite una optimización robusta tanto del contenido de sólidos secos como de la tasa de recuperación de calor simultáneamente.

Además de una supervisión gradual de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, una supervisión continua del rendimiento del digestor durante todo el proceso permite un control total de la carga de sólidos secos a lo largo del proceso y permite un funcionamiento seguro tanto del THP como de cualquier proceso de digestión anaeróbica aguas abajo sin márgenes de seguridad innecesarios.

Varios factores influyen en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, de un sustrato:

- La característica reológica de un sustrato o de una mezcla de sustratos
- Contenido de sólidos secos (% de DS)
- Temperatura

Los factores que influyen en el consumo específico de calor de la hidrólisis térmica son:

- Contenido de sólidos secos (% de DS)
- Contenido de sólidos volátiles (% de VS)
- Composición química
- Temperatura de alimentación
- Tasa de recuperación del calor interno del sistema de hidrólisis térmica

Actualmente existen en el mercado varios instrumentos para la supervisión continua del contenido de sólidos secos de un material de biomasa. Sin embargo, el uso de estos instrumentos resulta difícil en el caso de sustratos con una viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, y en situaciones donde el comportamiento reológico cambia con el tiempo. Un problema típico es que los instrumentos disponibles son imprecisos y que las señales se tienden a desviar a menos que el instrumento se calibre con frecuencia. Por lo tanto, los métodos actualmente disponibles para la supervisión del % de DS para la adaptación continua del contenido de sólidos secos antes de la hidrólisis térmica no se consideran suficientemente fiables para controlar totalmente el proceso de hidrólisis térmica. Además, como se ha explicado anteriormente, la presente invención se basa en el descubrimiento de que no es el contenido de sólidos secos el factor limitante real del proceso de hidrólisis térmica, sino más bien la viscosidad aparente, por ejemplo, la

tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. A la luz de lo anterior, la presente invención describe un diseño novedoso para permitir la supervisión continua de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en un proceso de hidrólisis térmica y el uso de los datos obtenidos para optimizar continuamente la operación.

A través de la optimización del precalentamiento y la tasa de dilución, el consumo específico de calor de un sistema del THP se puede minimizar de forma significativa. Cuando se aumenta el contenido de sólidos secos, es necesario poder controlar la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, la cual es un factor limitante para el procesamiento de sustratos. Esto se hace en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención por medio de la supervisión del comportamiento reológico del material de biomasa en el sistema de alimentación del THP, así como la supervisión del comportamiento reológico del material de biomasa en diferentes etapas internamente dentro del sistema de hidrólisis térmica y el ajuste del contenido de sólidos secos a un nivel que siga garantizando una alta tasa de recuperación de calor.

El precalentamiento, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, se ubicará en un dispositivo de pre-acondicionamiento aguas arriba. El lodo y sustratos similares que tienen un comportamiento generalmente no Newtoniano, reducirán su viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, cuando se expongan a fuerzas de cizallamiento. Una característica específica del diseño de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención es que el dispositivo de pre-acondicionamiento introduce fuerzas de cizallamiento en los sustratos y, a través de ello, reduce la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. Como resultado de la viscosidad aparente reducida, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, el bombeo al siguiente paso del procesamiento en el sistema de hidrólisis térmica se puede realizar a una resistencia menor en la tubería. Como resultado de la viscosidad aparente reducida, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, la caída de presión específica disminuirá y, por lo tanto, el consumo de energía necesario para el bombeo disminuirá en consecuencia. La viscosidad aparente reducida, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, debido a las fuerzas de cizallamiento aplicadas al sustrato, en métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas

que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, disminuirá con el tiempo y la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del material de biomasa volverá al mismo nivel de viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, que antes de que se aplicaran las fuerzas de cizallamiento. Por lo tanto, el tiempo de retención en la tubería de transferencia se debe mantener lo más bajo posible, minimizando la longitud de la tubería de transferencia, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención.

El calor sobrante de los pre enfriadores aguas abajo del sistema de hidrólisis térmica se recuperará, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, en el dispositivo de pre-acondicionamiento. En caso de que el lodo hidrolizado se pre-enfríe hasta un grado correspondiente a un $\Delta T = 20^{\circ}\text{C}$, debe haber suficiente calor para aumentar la temperatura de alimentación del material de biomasa en el dispositivo de pre-acondicionamiento con más de 20°C , por ejemplo, de 15°C a 35°C . Un aumento de la temperatura del material de biomasa en 20°C reduciría, sin cambiar el % de DS, el consumo específico de vapor en aproximadamente un 20%, siempre que el THP esté diseñado para manejar las temperaturas y presiones correspondientes que se alcanzan a lo largo del proceso.

En los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, el pre-enfriamiento se puede realizar de varias maneras. La forma más común de pre-enfriamiento es usar intercambiadores de calor tubería-en-tubería. Otra forma más avanzada de pre-enfriamiento sería aplicar un enfriador ultrarrápido por medio del uso de vacío para alcanzar la temperatura preferida. Una ventaja de los enfriadores ultrarrápidos es que eliminan los desafíos que plantea la dependencia del coeficiente de transferencia de calor de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. Para los sustratos que presentan una viscosidad aparente elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, la transferencia de calor es baja. Cuando se opera en el límite máximo de viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, como en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, es beneficioso diseñar enfriadores de manera que el área de superficie de calor requerida no dependa de la viscosidad aparente del lodo, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica. En un enfriador ultrarrápido,

la transferencia de calor se producirá por medio de condensación del vapor en las superficies de calor, en lugar de por contacto del lodo con las superficies de calor, como ocurre en los intercambiadores de calor estándar que se usan en la industria, como por ejemplo los intercambiadores de calor de tubería en tubería o de tipo espiral. Para cualquier diseño de enfriador, el exceso de calor se puede usar para precalentar el agua de dilución para el pre acondicionador. En los enfriadores en los cuales se baja la temperatura a un nivel bajo, por ejemplo, 40 o 50°C, no se dispondrá de un exceso de calor a alta temperatura, a menos que se eleve el calor con ayuda de otras tecnologías. Sin embargo, este exceso de calor a baja temperatura se puede seguir utilizando para el precalentamiento.

El calor recuperado por medio del uso de cualquier diseño de enfriador se puede recuperar aguas arriba del sistema de hidrólisis térmica, tanto añadiendo agua caliente en la despulpadora, como aguas arriba de la despulpadora al mezclarlo con un sustrato con un alto contenido de sólidos secos superior a 8% de DS, preferentemente al menos a 12% de DS, preferentemente superior a 18% de DS o incluso muy preferentemente superior a 20% de DS. El calor recuperado también se puede usar para precalentar el polímero/agua en los procesos de pre-deshidratación o espesamiento aguas arriba y, de este modo, ayudar a mejorar las propiedades de deshidratación que se pueden lograr a temperatura elevada y ayudar a mejorar el equilibrio de calor general a través el proceso de hidrólisis térmica debido al aumento de la temperatura de alimentación al sistema de hidrólisis térmica.

Dado que el lodo entrante con un alto contenido en sólidos secos tienen una transferencia de calor deficiente debido a su elevada viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se prefiere precalentar el agua de dilución que después se mezcla con el sustrato entrante que se recibe desde los dispositivos de deshidratación aguas arriba o que se importa desde otros sitios.

Una tarea importante para el dispositivo de pre-acondicionamiento, de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, es producir un sustrato bien mezclado y homogéneo para A) bombear el THP aguas abajo a la menor caída de presión posible (y consumo de energía) y B) reducir la viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, en el lodo antes de entrar en la despulpadora del THP, lo cual reduce de este modo la necesidad de mezclar en la despulpadora y

permite el funcionamiento con sólidos secos elevados con el mínimo consumo de energía posible.

En los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, se añadirá agua precalentada al dispositivo pre acondicionador con el objetivo de producir un sustrato bien mezclado. El dispositivo de pre-acondicionamiento, de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, podría ser una parte integrada de la bomba de alimentación del THP o un mezclador aguas arriba. En una posible modalidad del diseño, la mezcla se realiza en un transportador de tornillo que tenga una capacidad de transporte mayor, preferentemente al menos 1,5 veces mayor, que la bomba de alimentación del THP posterior. De este modo, el sustrato se volverá a filtrar en un bucle por donde se mezclará el sustrato. Cuanto mayor sea la relación entre la capacidad del transportador y la capacidad de la bomba, más intensa será la mezcla y mejor pre acondicionado estará el sustrato antes de entrar en el tren del THP. Generalmente, la capacidad de la bomba debe estar en el rango del 50-90% de la capacidad del transportador para proporcionar una relación suficientemente alta entre la capacidad del transportador y la capacidad de la bomba. El tiempo promedio de retención hidráulica en el mezclador debe estar en el rango de al menos 1-15 minutos para garantizar un sustrato bien mezclado. El tiempo de retención hidráulica correcto/suficiente en el mezclador dependerá de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del sustrato, la temperatura y la tasa de dilución del mezclador. Para una proporción de agua de dilución versus el sustrato frío en el rango de 0,025:1 a 5,0:1, el tiempo de retención en el mezclador debería ser generalmente de 1 a 15 minutos. Cuanto mayor sea la capacidad de la bomba versus la capacidad del transportador, mayor será el tiempo de retención necesario para lograr un funcionamiento eficiente. Con una capacidad de bombeo baja versus la capacidad del transportador, la intensidad de mezcla sería alta y se requeriría un tiempo de retención menor.

Otra posible modalidad, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, es un mezclador designado en el fondo del silo de lodos. Este mezclador podría tener varios diseños posibles, tal como un transportador de tornillo sin eje, un transportador de tornillo helicoidal o un mezclador de paletas.

Una posible solución, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, es usar una bomba de eje flexible y realizar toda la mezcla en un transportador aguas arriba que

forme parte del silo de lodos. Esto reduciría el costo de la bomba, dado que la sección de mezcla es grande y pesada.

Otra posible solución, en métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, es usar un tornillo combinado y un eje mezclador.

Garantizar que el sustrato esté bien mezclado y precalentado antes de entrar en el THP también es beneficioso para el funcionamiento del THP en general, dado que después se necesitará menos energía de mezcla en relación con la despulpadora del THP para un funcionamiento eficiente.

Para algunos sustratos, la adición de productos químicos podría ser beneficiosa para el pre-acondicionamiento en relación con cualquier digestión anaeróbica aguas abajo (así como otros procesos de fermentación). En tales modalidades, de métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, el dispositivo de pre-acondicionamiento necesita estar diseñado para tolerar los productos químicos que se usan en el pre-acondicionamiento, así como las temperaturas a las que puede estar expuesto. En particular, se pueden añadir productos químicos que reduzcan la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y productos químicos que aumenten la temperatura. Dichas sustancias químicas también podrían ser beneficiosas para cualquier proceso de digestión anaeróbica aguas abajo. Un ejemplo es la adición de un álcali para lograr una hidrólisis alcalina térmica. La reacción exotérmica que resulta de la adición de cal o sosa cáustica (o cualquier otro producto químico que provoque una reacción exotérmica) iría seguida de un aumento de la temperatura. En general, dicho aumento de temperatura beneficiaría a la hidrólisis térmica aguas abajo en lo que se refiere a bajar el consumo de vapor. Además, el aumento de temperatura reduciría la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del sustrato. Cualquier producto químico que provoque una reacción exotérmica se debe seguir y supervisar minuciosamente para evitar acontecimientos no deseados tal como el sobrecalentamiento, así como la exposición directa de los productos químicos en los elastómeros que se usan en el estator. Como mínimo, se deben supervisar la temperatura y la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica.

También se pueden añadir enzimas que reduzcan la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, a fin de ampliar aún más la ventana operativa para la hidrólisis térmica en un sustrato específico. El tipo pertinente de enzimas dependerá del sustrato específico, y el dispositivo de

precalentamiento y pre-acondicionamiento se debe diseñar de manera que garantice una mezcla suficiente de las enzimas añadidas en el sustrato.

Como es bien conocido por la persona experta, ciertas calidades del lodo alcanzan una viscosidad aparente muy elevada, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, con un alto contenido de sólidos secos, por lo que resulta muy difícil transferirlos desde el paso de deshidratación a los pasos de procesamiento aguas abajo. Una posibilidad que se usa actualmente en la industria, para lograr esto, es instalar bombas grandes para producir una presión requerida para bombear una cierta distancia. Sin embargo, si la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, es muy alta, resulta prácticamente imposible bombear tales fluidos, y una práctica común para superar estos problemas, ha sido hasta ahora lubricar el fluido con polímero, agua e incluso aire comprimido. Después, la dosificación del polímero se controla, por ejemplo, por medio de la caída de presión que se mide en la línea de alimentación. Por ejemplo, si se registrara una caída de presión de 13 bares en una línea DN150 de 17 m de largo, se añadiría polímero para superar la alta presión que, de otro modo, supondría un desafío para las bombas de alimentación de despulpadora instaladas. Con este tipo de lubricación, la línea de alimentación de la despulpadora puede funcionar con una caída de presión de 7-9 bares. De acuerdo con la práctica actual en la industria, la lubricación se localizaría directamente aguas abajo de la bomba situada aguas abajo de la deshidratación. En los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, la lubricación se localizaría a una distancia de hasta 2-10 metros aguas abajo de la bomba situada aguas abajo de la deshidratación, y esta distancia se usaría para medir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del sustrato deshidratado en términos de la caída de presión sin polímero. Con la tecnología actual, esta información se usaría después para determinar la necesidad de agua de dilución para ajustar el % de DS del sustrato. Sin embargo, como se describirá a continuación, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención proporcionan una forma aún más deseable de superar las dificultades que plantea la elevada viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, asociados al lodo frío (u otros sustratos) con una elevada concentración de sólidos secos.

De este modo, a través de la investigación, los inventores de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, han descubierto que 1) la viscosidad aparente, por

ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, con la consiguiente pérdida de carga en una sección de tubería es casi independiente del caudal y depende principalmente de la dimensión de la tubería, y que 2) la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, con la consiguiente pérdida de carga en una sección de tubería depende significativamente de la temperatura.

Estas conclusiones sorprendentes allanan el camino para un cambio en la forma en que se diseñan las líneas de alimentación del THP, y los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención aprovechan estos dos descubrimientos.

Aunque se ha demostrado anteriormente un comportamiento similar para otros fluidos, la clara relación encontrada por los presentes inventores no se ha divulgado previamente para lodos y sustratos similares que se procesan por medio de hidrólisis térmica, por ejemplo, antes de la fermentación. Además, los presentes inventores han descubierto que, debido a sus características inherentes, el proceso de hidrólisis térmica proporciona una oportunidad especialmente adecuada para usar estos descubrimientos, es decir, en lo que respecta a la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, propiedades del lodo y sustratos similares, para su optimización.

Como resultado de esto, en una modalidad de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, la circulación de la despulpadora circula a través del pre acondicionador para aumentar la temperatura en la mezcla que se devuelve a la despulpadora. De ahí que un malentendido común en la industria hasta ahora haya sido que un aumento del caudal, equivalente a 2-5 veces el caudal del THP, aumentaría la caída de presión en la línea de alimentación de la despulpadora. De hecho, ocurre lo contrario, dado que la caída de presión en la línea de alimentación de la despulpadora disminuirá como consecuencia del aumento de la temperatura, en lugar de aumentar como consecuencia del aumento del caudal.

EJEMPLOS

EJEMPLO 1

La Figura 3 ilustra la caída de presión calculada (pérdida de carga) en la línea de alimentación de una despulpadora en función del caudal. El cálculo se basa en los datos reológicos del lodo que se miden en la línea de alimentación de la despulpadora en dos plantas diferentes. Las dos plantas diferentes producen una calidad de lodo con un

comportamiento reológico similar siempre que el lodo esté a la misma temperatura. Sin embargo, a temperaturas diferentes, la pérdida de carga que se mide en una planta se baja mucho con respecto a la de la otra planta. Los datos adquiridos en estas dos plantas sirven de base para el cálculo de la pérdida de carga para una geometría y unas dimensiones de tubería específicas. El cálculo está hecho para una tubería de alimentación de la despulpadora de 45 metros de largo y 250 mm de diámetro nominal. Como se puede observar en la Figura 3, la caída de presión puede ser en algunos casos casi independiente del caudal, para este tipo de lodo con un comportamiento no Newtoniano, dentro del rango de caudal de 0-18m³/h. Los principales parámetros que influyen en la caída de presión para una determinada calidad de lodo son el diámetro de la tubería y las características reológicas. Además, la temperatura también influye significativamente en las características reológicas. El lodo con la menor pérdida de carga calculada en la Figura 3 se ha precalentado a 80°C, mientras que el lodo con la mayor pérdida de carga calculada es lodo frío a 20°C. Esta observación llevó a la conclusión de que el retorno de un flujo de lodo caliente desde la despulpadora hasta aguas arriba del mezclador de pre-acondicionamiento afectará significativamente a la pérdida de carga en la tubería de alimentación de la despulpadora debido a la mayor temperatura en la línea de alimentación de la despulpadora. Sin embargo, de acuerdo con la Figura 3, el aumento del caudal en la tubería de alimentación de la despulpadora debido al flujo de retorno reciclado no tendrá un gran impacto en la pérdida de carga total para lodos de viscosidad aparente elevada con un comportamiento no Newtoniano.

Se supone que el lodo se comporta de acuerdo con el modelo de Herschel-Bulkley, el modelo plástico de Bingham, el modelo pseudoplástico de Bingham o el modelo de Ostwald-de Waele o similares para fluidos no Newtonianos. En la ecuación de Herschel-Bulkley, Plástica de Bingham, pseudoplástica de Bingham u Ostwald-de Waele aplicada a sustratos similares al lodo, la tensión de cizallamiento de fluencia es grande en comparación con los otros parámetros. Esto explica que, para una geometría de tubería dada, la caída de presión sea casi constante e independiente del caudal dentro del intervalo que se calcula en la Figura 3. Esto también explica que el diámetro de la tubería tenga el mayor impacto en la pérdida de carga para una determinada longitud de tubería.

EJEMPLO 2

La Figura 4 se basa en datos correspondientes a dos calidades de lodo y configuraciones de tuberías diferentes a aproximadamente 20-25 °C. Ambos conjuntos de datos se vuelven a calcular para la misma configuración de tuberías con un fluido no Newtoniano Herschel-Bulkley, un fluido plástico Bingham, un fluido pseudoplástico

Bingham o un fluido no Newtoniano Ostwald-de Waele y también confirma la importancia del tamaño de la tubería para lograr una pérdida de carga aceptable.

EJEMPLO 3

La selección específica de la bomba tiene un gran impacto en los parámetros de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención. En caso de que la caída de presión en la línea de alimentación de la despulpadora se pueda mantener tan baja como por debajo de 6-8 bar, la bomba de alimentación de la despulpadora puede ser, por ejemplo, una bomba de 2 etapas en lugar de una bomba de 4 pasos mucho más costosa. En esta modalidad de la invención, se deben usar estatores especialmente diseñados con anclaje mecánico debido a la temperatura elevada y a la presencia de niveles elevados de ácidos orgánicos y otros componentes que pueden dañar el estator. En esta modalidad de la invención, la mezcla del sustrato caliente que retorna desde la despulpadora se realiza en la zona de mezcla del pre acondicionador. En caso de que el flujo reciclado de sustrato caliente procedente de la despulpadora sea mayor que el flujo de alimentación de lodo frío, por ejemplo, 3 veces el flujo de alimentación del THP, la temperatura promedio será lo suficientemente alta como para permitir el retiro del extrusor. Esta modalidad de la invención es especialmente adecuada para sustratos no homogéneos con fibras, etc., que pueden bloquear los extrusores. En caso de que el flujo reciclado tenga una temperatura de 90°C y éste se mezcle con sustrato frío a 15°C en una proporción de 1:3, la temperatura promedio de la mezcla será de 71,2°C.

La Figura 5 ilustra la temperatura promedio de la mezcla en función de la temperatura del flujo de retorno.

La Figura 6 ilustra la temperatura promedio de la mezcla en función de la relación del flujo de retorno. La relación del flujo de retorno es la relación entre el flujo de retorno a alta temperatura (90°C) y el flujo de alimentación a baja temperatura (20°C).

Como consecuencia del aumento de la temperatura, se reducirá la viscosidad aparente en la línea de alimentación de la despulpadora. La disminución de la viscosidad aparente reducirá las pérdidas por fricción asociadas con el bombeo de sustrato a la despulpadora. Al devolver el sustrato precalentado y mezclarlo con el sustrato frío, el sustrato mezclado se puede bombear más fácilmente a la despulpadora con una baja caída de presión.

EJEMPLO 4

La capacidad de hacer funcionar las plantas con un THP con una alta concentración de sólidos secos es esencial para hidrolizar sustratos altamente viscosos con un consumo mínimo de calor. Cuanto mayores son los costos energéticos, más importante es poder funcionar con una alta concentración de sólidos secos. Cuanto mayor sea la concentración de sólidos secos que permita una planta con un THP, menor será el consumo específico de vapor.

Sin embargo, surgen varios problemas cuando se hidroliza un sustrato con una viscosidad aparente elevada. Existe un alto riesgo de caída de presión en las tuberías. Existe un alto riesgo de un alto consumo de energía durante el bombeo. Existe un alto riesgo de que la vida útil de las piezas de desgaste de la bomba sea corta. Existe un alto riesgo de pérdida de calor en la despulpadora y el reactor debido a la formación de túneles de vapor en sustratos muy viscosos.

Se han aplicado diversas estrategias para mitigar estos problemas y poder operar procesos de hidrólisis térmica con sólidos secos elevados. Otro desafío; sin embargo, es conocer qué sólidos secos son los óptimos para minimizar el consumo de vapor y, al mismo tiempo, conseguir tanto la recuperación total de calor como la temperatura total y uniformemente distribuida que requiere el proceso de hidrólisis térmica. En lugar de intentar identificar el contenido óptimo de sólidos secos, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se basan en la supervisión de la viscosidad aparente del material de biomasa que se está procesando y en el uso de estos datos para controlar el precalentamiento, la dilución y la proporción de mezcla entre sustratos. Además, se supervisa el rendimiento general del proceso THP y de cualquier proceso aguas abajo, y se confirma su cumplimiento en un programa de supervisión.

Una solución que permite el funcionamiento con un alto contenido de sólidos secos de los procesos de hidrólisis térmica que se conocen en el arte previo es un mezclador dinámico. Sin embargo, esta solución sólo resuelve parcialmente el problema y no aborda los problemas asociados con la recuperación de calor y el funcionamiento de sustratos altamente viscosos a baja temperatura. Además, un mezclador dinámico requiere un mayor consumo de energía, lo cual no es beneficioso para el consumo global de energía y los costos operativos. También introduce una pieza adicional e innecesaria de equipo rotativo que requiere mantenimiento y representa una fuente adicional de fallas y mal funcionamiento que conlleva tiempo de inactividad de una planta con un THP.

Una solución más rentable y mucho mejor sería garantizar que los problemas enumerados anteriormente se aborden y resuelvan por completo dentro del tanque de

precalentamiento (despulpadora) sin añadir dispositivos giratorios adicionales fuera de la despulpadora.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, en una modalidad describen tal solución en la forma de un tanque de precalentamiento (despulpadora) que usa la distribución de calor a través de la despulpadora de tal manera que el sustrato totalmente precalentado siempre se bombea a los reactores de THP aguas abajo. En esta modalidad, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención también garantizan un tanque (despulpadora) bien mezclado, que evita que grumos de sustrato o acumulación de sustrato incompletamente calentado sea transportado más adelante al tren del THP, es decir, al reactor o reactores de hidrólisis térmica. Esto es absolutamente esencial para un funcionamiento eficiente, dado que un sustrato incompletamente mezclado y pre acondicionado, en caso de viscosidad aparente elevada, no se calentaría ni se hidrolizaría completamente en los reactores aguas abajo.

La supervisión de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, se realizará, en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, en varios pasos a lo largo del proceso:

- En la línea de alimentación de la despulpadora, midiendo la caída de presión en una tubería de alimentación de dimensiones, longitud y geometría conocidas.
- En la línea de circulación de la despulpadora y/o en la línea de alimentación del reactor al medir la caída de presión en una tubería de alimentación de dimensiones, longitud y geometría conocidas.

En estas posiciones, la caída de presión, la temperatura, el par de las bombas y el caudal se supervisan continuamente en los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención.

En los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, los puntos de control para verificar el buen funcionamiento del proceso son, por ejemplo:

- La supervisión de la temperatura y la presión en el espacio del cabezal de la despulpadora, lo cual indicaría la existencia de túneles en la despulpadora e influiría, por lo tanto, en la tasa de dilución.
- La supervisión de la temperatura y la presión en el espacio del cabezal del reactor.

- La supervisión de las fluctuaciones de temperatura en cualquier líquido de la despulpadora que sea recirculado hacia la despulpadora o que se transfiera al reactor o reactores aguas abajo. En caso de que la temperatura prevista (calculada teóricamente en función de la temperatura de alimentación de la despulpadora y de la presión/temperatura del reactor) no se alcance en promedio en el punto de control, esto indica una recuperación de calor insuficiente.

En los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, que se mide y los datos de los puntos de control se usan para controlar el precalentamiento y la dilución en uno o dos pasos:

- 1) dispositivo de precalentamiento y pre-acondicionamiento de la despulpadora, y
- 2) circulación de la despulpadora / sistema de alimentación del reactor.

Opcionalmente, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, que se mide y los datos de los puntos de control también se pueden usar para controlar el funcionamiento del proceso de deshidratación aguas arriba.

Opcionalmente, también se puede medir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del lodo hidrolizado, y esto se puede usar para controlar la dilución de la alimentación del digestor basándose en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del material de biomasa hidrolizado, y el proceso se puede verificar a través de la supervisión del digestor.

Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se basan en el descubrimiento de que tanto el precalentamiento como la velocidad de dilución influyen en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y ambos factores son importantes para poder controlar un sistema del THP totalmente en función de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, del material de biomasa procesado en lugar de en función del contenido de sólidos secos. Por el contrario, el arte previo enseña que es el contenido de sólidos secos el que se debe supervisar y se debe controlar. Para entender el impacto de controlar el proceso de hidrólisis térmica en función de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en lugar de la concentración de sólidos secos, es importante tener en cuenta que los distintos sustratos pueden tener viscosidades muy diferentes. La diferencia en la viscosidad aparente, por

ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, de dos sustratos con el mismo contenido de sólidos secos (% de DS) y la misma temperatura podría ser de hasta 1:500 y, en algunos casos, incluso más. Al optimizar siempre el funcionamiento sobre la base de la viscosidad aparente en línea, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, las mediciones del proceso de hidrólisis térmica pueden manejar tanto la viscosidad aparente variable, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica (por ejemplo, debido a la variación de las mezclas de sustratos), como las temperaturas variables de los sustratos entrantes sin que se enfrente a problemas operativos y sin añadir el margen de seguridad irrazonable, que se ha usado en los procesos del arte previo basados en la concentración de sólidos secos. Un ejemplo podría ser el de las plantas de codigestión, en las que se trata una combinación de lodo doméstico y sustratos importados. Dos sustratos diferentes podrían tener comportamientos reológicos totalmente distintos, por ejemplo, el lodo activado residual y el sustrato de residuos biológicos. Por lo tanto, la relación de volumen y masa entre dos sustratos podría variar potencialmente de forma significativa, y el contenido óptimo de sólidos secos para un sustrato dado sería desconocido sin un esfuerzo significativo. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención hacen posible optimizar la mezcla de alimentación y la cantidad de agua de dilución que se añade para maximizar el rendimiento del THP con el menor consumo de energía posible.

Ejemplos de esto serían:

Un aumento del contenido de sólidos secos del 16,5% al 21% reduciría tanto el consumo específico de energía como el rendimiento hidráulico en aproximadamente un 21%.

Un aumento del contenido de sólidos secos del 16,5% al 25% reduciría tanto el consumo específico de energía como el rendimiento hidráulico en aproximadamente un 34%.

De este modo, Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean los procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención pueden mejorar la huella de carbono durante su funcionamiento gracias a la reducción del consumo de energía.

Para casi todos los sustratos, los procesos del arte previo se han ejecutado con un contenido promedio de sólidos secos del 16,5% y un máximo del 18,0% por defecto, con el fin de estar seguros al 100% de que el proceso de hidrólisis térmica funcionará correctamente con una tasa de recuperación de calor completa. Los métodos, sistemas,

equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten una diferenciación del contenido de sólidos secos basada en el descubrimiento de que el factor limitante real para un proceso THP, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, se supervisa y optimiza continuamente por medio de:

- 1) Una pre-mezcla optimizada de sustratos
y/o
- 2) una velocidad de inyección optimizada y una mezcla del agua de dilución en el sustrato
y/o
- 3) una velocidad de inyección optimizada y una mezcla del agua de dilución precalentada en el sustrato
y/o
- 4) una velocidad de inyección y una mezcla optimizadas de los productos químicos en el sustrato
y/o
- 5) una velocidad de inyección y una mezcla optimizadas de las enzimas en el sustrato
y/o
- 6) una deshidratación optimizada aguas arriba del sustrato
y/o
- 7) un flujo de retorno optimizado de la despulpadora al pre acondicionador para reducir la caída de presión en la línea de alimentación de la despulpadora.

Cualquiera de las medidas anteriores va acompañada de una supervisión del perfil de temperatura en el interior del dispositivo y/o de la tubería de alimentación del THP, el cual se usa como indicador de éxito del dispositivo de pre-acondicionamiento en la mezcla del sustrato o sustratos. El análisis estadístico se usa para indicar la estabilidad del proceso.

En una modalidad de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se usa un diseño de despulpadora particularmente beneficioso en el cual:

En este diseño de despulpadora particularmente beneficioso, el volumen total de la despulpadora versus el volumen promedio de llenado del reactor está en el rango de 2,1 y 3,0.

Además, en este diseño de despulpadora particularmente beneficioso, la boquilla de salida de la despulpadora conectada a la bomba de alimentación del reactor está a un

nivel elevado para garantizar que se extraerá sustrato precalentado de la despulpadora y evitará que se extraiga una cantidad insuficiente de lodo calentado y lodo frío del fondo del recipiente.

Además, en este diseño de despulpadora particularmente beneficioso, el volumen por debajo de la boquilla de salida de la(s) bomba(s) es $\geq 1,6$ veces el volumen promedio de llenado del reactor. El volumen por encima de la boquilla es > 1 veces el volumen promedio de llenado del reactor. El volumen del espacio del cabezal a la velocidad máxima de llenado debe ser de, al menos, 10%, preferentemente $> 20\%$ del volumen total o, más favorablemente, del 20-30% del volumen total. Esto permitirá que se produzcan salpicaduras y formación de espuma sin causar problemas operativos. La planta puede funcionar generalmente con una tasa de llenado del 70-80% como objetivo, mientras que el volumen real variará en función de la tasa promedio de alimentación del reactor.

El lodo y sustratos similares tienen un comportamiento no Newtoniano. Para estos sustratos, las dimensiones de la tubería son importantes para la caída de presión, incluso a bajo caudal. Una caída de presión elevada en el lado de aspiración de las bombas no es beneficiosa para las bombas que funcionan con líquidos próximos al punto de ebullición, dado que puede provocar cavitación y dificultar el funcionamiento de las bombas. La dimensión de la boquilla de salida de la despulpadora, en el diseño de despulpadora particularmente beneficioso de la presente invención, es preferentemente $\geq \text{DN}200$ para manejar sustratos de alta viscosidad, y la longitud de la tubería de aspiración entre la boquilla y la bomba no excede preferentemente de 4m. Para tuberías de dimensiones más pequeñas, por ejemplo, DN150, la longitud de la tubería se debe reducir para garantizar una baja pérdida de presión a través de la tubería.

El lodo que entra en el recipiente de una despulpadora está más frío que el lodo del interior de la despulpadora. Como consecuencia de esta diferencia de temperatura, el lodo de alimentación frío tiene una mayor viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica, que el lodo más caliente dentro de la despulpadora. En el diseño de despulpadora particularmente beneficioso de la presente invención, el lodo de alimentación en frío se añade al lodo caliente a través de un distribuidor de lodos en la parte superior de la despulpadora para distribuir el lodo frío que entra en el recipiente hacia el lodo precalentado. Preferentemente, el dispositivo de distribución se debe localizar en el espacio del cabezal, preferentemente por encima del nivel del líquido. Preferentemente, el distribuidor de lodos tendrá la forma de un extrusor que consiste en una tubería con muchos orificios por donde se distribuye el lodo y se corta en partes más pequeñas, lo cual crea de este modo un área de superficie mayor. Preferentemente, el área total de los orificios del extrusor debe ser $> 2,5$ veces la sección

transversal de la tubería o tuberías de alimentación al extrusor para evitar pérdidas de presión no deseadas a lo largo del extrusor. La dimensión de los orificios del extrusor debe ser de entre 10 mm y 50 mm, preferentemente de entre 18 y 35 mm, y muy preferentemente de entre 20 y 30 mm. Cuanto más pequeños sean los orificios, mejor será la distribución; sin embargo, el sustrato incluye fibra, textiles, plástico, pelo y otras partículas que tienden a bloquear un extrusor con orificios demasiado pequeños. Para la mayoría de los sustratos, un extrusor con orificios de 25 mm será suficiente. El extrusor también puede tener orificios ovalados, ranuras o cualquier otra forma que garantice una distribución eficiente del sustrato en la sección superior de la despulpadora. También se pueden usar otros sistemas de distribución, tales como tornillos, esparcidores, dados o cualquier otro sistema que distribuya el lodo entrante en partículas más pequeñas que proporcionen una superficie térmica extendida para transferir el calor del lodo precalentado dentro de la despulpadora. La entrada de lodo en el tanque, no se debe localizar directamente encima de la boquilla de salida. Una distancia horizontal corta entre la boquilla de entrada y la boquilla de salida provocará un cortocircuito. La entrada de lodo, preferentemente a través del extrusor, se debe localizar en el lado opuesto de la despulpadora. En la práctica, para una despulpadora vertical de pie con salida en el lado de la despulpadora, el extrusor de entrada se debe localizar horizontalmente y diagonalmente a 90° alejado de la boquilla de salida, y no más cerca de la boquilla de salida que diagonalmente en el centro del recipiente, preferentemente fuera del centro alejado de la boquilla de salida. El diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención también puede ser horizontal, y también en tales casos, el extrusor se debe localizar a una distancia lejana de la boquilla de salida. Esto se puede lograr por medio de diferentes orientaciones y localizaciones del extrusor.

De acuerdo con una modalidad del diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, se bloquean partes del extrusor para 1) aumentar la distancia a la boquilla de salida de la despulpadora, y 2) evitar salpicaduras en otras boquillas localizadas en el espacio del cabezal de la despulpadora.

Es beneficioso, en el diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, recircular al lodo a través del extrusor. Esta recirculación también puede incluir un flujo parcial o total de vuelta al pre acondicionador para mejorar la pre mezcla y reducir la caída de presión en la línea de alimentación de la despulpadora. Preferentemente, este bucle de recirculación es capaz de reciclar una cantidad de material de biomasa precalentado procedente de la despulpadora equivalente a al menos 0,5 veces la cantidad de material de biomasa frío que se

alimenta, preferentemente más de 1 vez el material de biomasa frío que se alimenta, e incluso muy preferentemente más de 2 veces el material de biomasa frío que se alimenta.

También es beneficioso, en el diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, recircular el lodo hacia el fondo de la despulpadora.

En una Alternativa 1 de un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, se mide en un bucle de circulación en la despulpadora de precalentamiento que incluye una bomba que produce un caudal controlado, preferentemente una bomba de cavidad progresiva, una sección de tubería con una geometría conocida que restringe el flujo. La viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, se mide después en términos de caída de presión a un caudal conocido a través de la geometría conocida de la tubería.

En una Alternativa 2 de un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, se mide en la línea de alimentación del reactor. La línea de alimentación del reactor incluye una función de bomba capaz de producir un caudal controlado, una sección de tubería con una geometría conocida que restringe el flujo. Después se mide la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en términos de caída de presión a un caudal conocido a través de la geometría conocida de la tubería.

La función de bomba en un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención se puede cumplir de varias maneras diferentes, por ejemplo, bomba de cavidad progresiva, bomba centrífuga, bomba de pistón, huevo barométrico o cualquier otra manera de controlar el caudal.

Se puede usar un medidor de flujo para verificar el caudal o controlar el flujo a través del sistema.

Se puede usar un sensor de presión para medir la caída de presión.

El sistema o sistemas descritos anteriormente para medir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, para un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención no sufrirán de problemas de funcionamiento que puedan ser desafiantes en instrumentos de medición de viscosidad aparente estándar, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, sustratos no homogéneos tales como

lodos y residuos biológicos que contienen componentes que tienden a bloquear y obstruir pasos estrechos.

Se pueden obtener beneficios y un rendimiento similares a los de la modalidad descrita anteriormente de un diseño de despulpadora particularmente beneficioso según la presente invención a través de medios alternativos. Por lo tanto, otra modalidad de la invención consistiría en establecer un recipiente de rebose, o compartimento de un recipiente que esté esencialmente siempre lleno. Cuando se añade más lodo frío al recipiente de rebose, o compartimento de un recipiente, el lodo calentado fluiría al siguiente recipiente o compartimento que se usa como cámara para bombear el material a los reactores aguas abajo. Esta modalidad de la invención utilizaría, al igual que la modalidad de la invención descrita anteriormente, la estratificación de la temperatura que tiene lugar en la despulpadora, y siempre separaría el lodo más caliente. El bombeo del sustrato calentado desde la despulpadora a los recipientes del reactor se puede realizar por medio de bombas convencionales, por ejemplo, bombas de cavidad progresiva, bombas centrífugas o cualquier otro tipo de bomba. El bombeo también se podría realizar al presurizar los compartimentos del recipiente de la despulpadora para empujar el sustrato hacia los reactores aguas abajo.

Un problema esencial del diseño de los extrusores es que un tamizado insuficiente del lodo puede provocar el bloqueo del extrusor. La limpieza de los extrusores instalados en el espacio del cabezal de las despulpadoras es difícil y requiere mucho tiempo. De acuerdo con una modalidad preferida de un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención, se incluye un diseño alternativo del extrusor, en el cual el extrusor se localiza fuera del recipiente de la despulpadora. De este modo, el extrusor se puede aislar y se puede limpiar regularmente sin interferir con el recipiente de precalentamiento (despulpadora) mismo. Durante la limpieza del extrusor, el extrusor se puede desviar, o el sistema puede estar equipado con extrusores de reserva para garantizar que un extrusor esté siempre en funcionamiento.

También se prevé que algunos sustratos que no se tamizan bien aguas arriba del proceso se beneficiarían de una limpieza continua. Por lo tanto, en una modalidad preferida, el diseño del extrusor también puede incluir una función de auto limpieza.

Aunque se prefieran las modalidades previamente mencionadas, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención pueden usar cualquier tipo de extrusor o filtro que corte el sustrato frío en trozos más pequeños, donde los trozos más pequeños con una mayor área de superficie específica se mezclan con el sustrato más caliente. El extrusor o filtro aplicado debe proporcionar preferentemente $>10\times$ mayor área de superficie específica del

sustrato frío al distribuir el sustrato frío que se suministra en partes más pequeñas. El sustrato extruido o filtrado con una mayor área de superficie específica se mezcla con una mayor cantidad de sustrato precalentado que circula desde el tanque de precalentamiento (despulpadora). La cantidad de sustrato precalentado que circula debe ser al menos 3x la cantidad de sustrato frío que se alimenta al sistema.

El extrusor también se puede implementar en forma de prensa de tornillo para permitir la eliminación continua de arenilla, fibra, plástico, textiles, etc.

En la Figura 7 se muestra un posible diseño de un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención, incluido un extrusor.

El extrusor también se podría preparar para la inyección y una mezcla más eficiente de los productos químicos, dado que el lodo, una vez precalentado, tiene una viscosidad aparente significativamente menor que cuando no se precalienta.

Hasta ahora, la tendencia actual en la industria ha sido invertir en costosos medidores del % de DS-. Sin embargo, estos instrumentos no siempre son fiables en sustratos de viscosidad aparente elevada y viscosidad aparente variable, y es un problema que las señales se tiendan a desviar. En su lugar, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención se basan en sensores blandos basados en información simple y fiable adquirida del sistema con un mínimo de instrumentación instalada. Dado que la limitación real del proceso de hidrólisis térmica es la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, tiene mucho más sentido medir la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en lugar del DS%, y aplicar la dilución basándose únicamente en la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica.

La medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en la línea de alimentación de la despulpadora se puede lograr por medio de la instalación de transmisores de presión justo después de la bomba de alimentación de la despulpadora y después de algunos metros de tubería, preferentemente antes de la entrada de la despulpadora. La caída de presión se mide en la sección de la tubería y la dilución y el precalentamiento se basan en la caída de presión que se mide.

La medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en la línea de alimentación de la despulpadora también se puede lograr por medio de la instalación de un transmisor de temperatura en

la línea de alimentación de la despulpadora para tener una referencia para determinar la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica. Los medidores de flujo son más difíciles e imprecisos debido al bajo caudal y al hecho de que no se prefieren las secciones transversales pequeñas en los transmisores de flujo, dado que provocarán una caída de presión adicional.

La medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en la línea de circulación de la despulpadora se puede lograr por medio de:

- La instalación de un transmisor de temperatura,
- La instalación de 2 transmisores de presión, con cierta distancia entre ellos, antes del extrusor para evitar perturbaciones del extrusor en caso de que el extrusor se bloquee progresivamente.
- La inyección de agua de dilución precalentada en las bombas de circulación de la despulpadora en caso de una caída de presión elevada en la tubería.
- El aumento de la tasa de dilución aguas arriba en el pre acondicionador en caso de fluctuaciones de alta temperatura en la despulpadora que indiquen una viscosidad aparente demasiado elevada, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica.

La medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en la línea de alimentación del reactor se puede lograr por medio de:

- La instalación de un transmisor de temperatura,
- La instalación de un transmisor de presión,
- La instalación de un medidor de flujo,
- La medición de la caída de presión entre el transmisor de presión y cualquier transmisor o transmisores de presión en el reactor o reactores.

La medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en la línea de alimentación del reactor se puede lograr por medio del uso del par o el consumo de energía disponible en el convertidor de frecuencia de la bomba.

La medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en el pre enfriador se puede lograr por medio de:

- La instalación de transmisores de temperatura,
- La instalación de un medidor de flujo,
- La instalación de un transmisor de presión en la línea de circulación del pre enfriador.

- La medición de la caída de presión entre los transmisores de presión.

La medición de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, en la línea de alimentación del digestor se puede lograr por medio de:

- La instalación de un transmisor de temperatura,
- La instalación de un transmisor de presión en la bomba de alimentación del digestor y antes de la interfaz a la línea de alimentación del digestor.
- La instalación de un medidor de flujo,
- La medición de la caída de presión entre los transmisores de presión.

La Figura 8 muestra modalidades de la presente invención que incluyen un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención.

La Figura 9 muestra un extrusor de lodo preferido en un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención.

La Figura 10A muestra los datos de un estudio de caso en relación con los datos de rendimiento de una actualización de modificación de una despulpadora, que implica la actualización de un diseño del arte previo a un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención. Como se puede observar, la capacidad de la despulpadora de acuerdo con la presente invención para mantener la temperatura del material que se descarga desde la despulpadora dentro de ciertos límites mejora drásticamente en comparación con la del arte previo. Por lo tanto, una despulpadora de acuerdo con la presente invención (tendencia de 16 horas) hace posible mantener la temperatura del material que se descarga desde la despulpadora dentro de un intervalo de temperatura de aprox. 20°C (es decir, variando de aprox. 65°C a aprox. 85°C), mientras que el intervalo de temperatura permitido por la despulpadora del arte previo (tendencia de 8 horas) es casi dos veces mayor, es decir, 40°C (vis. de aprox. 45°C a aprox. 85°C).

La Figura 10B muestra la desviación estándar de la temperatura de alimentación del reactor para llenados individuales del reactor en un método de acuerdo con la presente invención, empleando una despulpadora de acuerdo con la presente invención calculado en base a la medición de la temperatura cada 5 segundos. Como se puede observar, se garantiza que el material de biomasa precalentado que se produce en una despulpadora a partir de un material de biomasa no Newtoniano y que se alimentará posteriormente a cualquier reactor de hidrólisis térmica aguas abajo de un sistema del THP, y/o posteriormente desde el sistema del THP a cualquier paso del procesamiento posterior, tiene una temperatura uniforme, es decir, tal que la variación estándar promedio de la temperatura es de $\leq 12^\circ\text{C}$, cuando esta variación estándar de la

temperatura se calcula sobre la base de una resolución de medición de la temperatura de ≤ 5 segundos, y se usa para calcular un promedio global para cada llenado individual del reactor.

La Figura 11 muestra los datos de un estudio de caso en relación con los datos de rendimiento de una actualización de modificación de una despulpadora, que implica la actualización de un diseño del arte previo a un diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención (es decir, con y sin kit de actualización). Como se puede observar, la capacidad de la despulpadora de acuerdo con la presente invención para proporcionar flujos de alimentación al reactor superiores a $30 \text{ m}^3/\text{h}$, incluso con un contenido muy elevado de materia seca, mejora drásticamente en comparación con el arte previo. Por lo tanto, una despulpadora de acuerdo con la presente invención permite trabajar con flujos de alimentación del reactor de más de $30 \text{ m}^3/\text{h}$ cuando se trabaja con material que tiene un DS muy por encima del 14%, lo cual no es posible con una despulpadora del arte previo.

EJEMPLO 5

La Figura 12 se basa en datos de funcionamiento con un contenido seleccionado de sólidos secos del 16% al 18% de DS, durante el desarrollo y ensayo del diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención descrito en el ejemplo 4, y muestra la relación entre T_o y % de WAS. Como se puede observar, se ha demostrado que se puede alcanzar un % de WAS de hasta el 100% con un contenido de sólidos secos de hasta el 18%.

Como se puede observar en la Figura 12, el diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención descrito en el ejemplo 4 puede tolerar una viscosidad aparente indicativa de una tensión de fluencia estática de hasta $T_o = \sim 1700\text{-}2200$.

Las Figuras 13A y B demuestran que el diseño de despulpadora particularmente beneficioso de acuerdo con la presente invención descrito en el ejemplo 4 puede funcionar de forma estable a una viscosidad aparente indicativa de una tensión de fluencia estática de $T_o = 1500\text{-}2000 \text{ Pa}$ con un 100% de WAS. En el caso de un 30% de WAS y un 70% de lodo primario, la viscosidad aparente en las mismas condiciones (% de DS y temperatura) es indicativa de una tensión de fluencia estática de aproximadamente $T_o = 500 - 1000 \text{ Pa}$. En caso de que una planta funcione con un 30% de WAS y un 70% de lodo primario, el contenido de sólidos secos se podría aumentar hasta que la viscosidad aparente alcance un nivel indicativo de una tensión de fluencia estática de $T_o = 1700\text{-}2200 \text{ Pa}$. En este caso, el contenido de sólidos secos se puede incrementar

desde el 16-18% de DS y hasta el 20-22% de DS, y en algunos casos se puede incrementar aún más hasta el 25% de DS o más para algunos sustratos o mezclas de sustratos. Este aumento provocaría una reducción del consumo específico de vapor del 20% y del 38%, respectivamente. Un beneficio adicional es que la capacidad hidráulica se puede mantener en funcionamiento con un alto contenido de sólidos secos. Como consecuencia, la capacidad de sólidos secos también se puede incrementar en un 20% y un 38% respectivamente.

EJEMPLO 6

Cuando se aplica la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, como un parámetro para controlar la tasa de dilución con el fin de optimizar el proceso THP, existe el riesgo de que el contenido de sólidos secos (% de DS) de la alimentación del digestor varíe sin tener el control de la tasa real de alimentación de VS. Sin embargo, aún más importante que la tasa de alimentación de VS es la tasa real de alimentación de energía. Las diferentes calidades de lodo y calidades de otros sustratos tienen diferentes contenidos energéticos específicos. Una forma de medir el contenido energético específico es medir la COD/VS, dado que explica la densidad energética de los sólidos volátiles presentes en el sustrato. Un antecedente adicional de los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención es el descubrimiento de los presentes inventores de la relación entre el contenido energético específico, que se mide como COD/VS y la reología, medida como τ_0 .

La Figura 14 muestra esta relación.

La relación entre el contenido energético específico, que se mide como COD/VS y la reología, que se mide como τ_0 (Figura 14), se ha desarrollado a partir de la relación entre τ_0 y la relación WAS/Lodo primario, como se muestra en la Figura 15.

Además, la función calculada de τ_0 como $f(\text{COD/VS})$, la cual se visualiza en la Figura 14, se basa en un contenido energético en el lodo primario de 1,7 y en el lodo activado residual de 1,45. Se pueden esperar variaciones en el contenido energético en función del origen del lodo, la edad del lodo, etc., y se recomienda calibrar cada mezcla de lodo. La validez de la relación identificada que se puede usar para determinar el contenido energético en el lodo y, por tanto, se puede usar para controlar la tasa de alimentación de energía a los digestores es predominantemente para $\tau_0 > 500 - 1000 \text{ Pa}$ y $\text{COD/VS} > 1,52$ dependiendo del tipo de sustrato.

La COD/VS específica para cada categoría de lodo y sustratos variará en función del proceso de tratamiento de aguas residuales aguas arriba, la calidad de las aguas

residuales, la edad del lodo, etc. Por tanto, la relación matemática correcta variará. Sin embargo, se espera encontrar una relación similar para muchos sustratos, y después se puede calibrar basándose en el muestreo de los sustratos reales que se mezclarán.

Una forma de controlar la validez de un sistema calibrado y determinar la necesidad de una supervisión más estrecha y una posible recalibración es, además, del muestreo regular para el análisis de la COD/VS, analizar también el contenido de nitrógeno orgánico. Diferentes lodos y sustratos tienen diferentes contenidos de nitrógeno orgánico. Generalmente, el lodo primario tiene un contenido de nitrógeno orgánico de alrededor del 2,5% del contenido de VS, mientras que el lodo activado por residuos (WAS) tiene generalmente un contenido de nitrógeno orgánico de alrededor del 6,0%. Por lo tanto, una forma indirecta de controlar el contenido energético es analizar el contenido de nitrógeno orgánico del lodo. La relación entre τ_0 y el contenido de nitrógeno orgánico del lodo se puede calcular como se muestra en la Figura 16. Esta relación también variará en función del proceso de tratamiento de aguas residuales, la calidad de las aguas residuales, el funcionamiento del proceso, la edad del lodo, etc.

Una vez establecida y calibrada la relación, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten usar τ_0 para predecir la concentración de nitrógeno orgánico en la mezcla de lodo y, por tanto, la carga de nitrógeno orgánico en el digestor.

Una razón importante para aplicar la hidrólisis térmica antes de las digestiones anaeróbicas es que se modifica radicalmente el comportamiento del lodo, de modo que el lodo se vuelve más fácilmente digerible. El paso de hidrólisis se ubica antes del resto del proceso de digestión anaeróbica y, por lo tanto, el proceso de digestión va mucho más rápido. Matt Higgins (2021, Bucknell University, Lewisburg, Pennsylvania) demostró que el lodo mixto se puede digerir bien en un proceso de digestión de una etapa en 10 días de HRT sin reducir significativamente el rendimiento de metano, la destrucción de VS y la deshidratabilidad. También se podían lograr resultados aceptables a los 8 días de HRT, mientras que el rendimiento disminuía rápidamente a los 6 días de HRT. Pasar a tiempos de retención tan cortos al aplicar la hidrólisis térmica aumentaría significativamente la capacidad, el rendimiento y la utilización de las plantas de digestión existentes. Además, se podrían construir nuevas plantas de digestión anaeróbica a un costo significativamente reducido, al igual que se reduciría equivalentemente la huella medioambiental y el área requerida. Esto también beneficiaría a la huella de carbono global en comparación con la digestión anaeróbica convencional sin hidrólisis térmica.

Cuando se operan procesos de digestión anaeróbica con una tasa de carga tan alta (7-8 kg de VS/m³d) y un tiempo de retención tan corto (10 días), el proceso se puede

ver afectado rápidamente por un mayor aumento en la tasa de alimentación. Los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención introducen la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, como parámetro de dirección para ejecutar el proceso de hidrólisis térmica al máximo contenido posible de sólidos secos con el fin de reducir el consumo específico de calor sin lograr desafíos operativos en el proceso de pre tratamiento aguas arriba al proceso de digestión anaeróbica. En caso de que los cambios en la mezcla de alimentación reduzcan la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, por ejemplo, a través del cambio de la proporción de lodo primario/secundario, los métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP) de la presente invención permiten un aumento automático del % de DS a través de una tasa de dilución reducida o un aumento del % de DS a partir de la pre deshidratación. Una forma de mejorar aún más la tasa de carga del digestor, es por medio de la predicción tanto del % de DS, % de VS y COD/VS (densidad de energía) como del contenido de Nitrógeno orgánico basado en mediciones del comportamiento reológico del material de biomasa a lo largo del proceso THP. Además, el control del digestor se puede mejorar aún más por medio de la supervisión de indicadores clave de rendimiento en el proceso de digestión anaeróbica.

Los indicadores clave de rendimiento (KPI, por su sigla en inglés) que se pueden supervisar en el proceso de digestión anaeróbica para mejorar el control son:

- pH,
- Concentración de CH₄,
- Tasa de producción de biogás,
- FOS/TAC,
- Rendimiento específico de biogás por kg de DS (Nm³/kg de DS),
- Rendimiento específico de metano por kg de VS (Nm³/kg de VS),
- Tasa de carga del digestor (kg de VS/m³d).

Los datos que se deben registrar para identificar estos KPI en una base continua incluyen:

- pH,
- Concentración de CH₄,
- Flujo de biogás,
- Flujo de alimentación del digestor,

% de DS del digestor que se adquiere a partir de la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica;

% de VS del digestor que se adquiere a partir de la viscosidad aparente, por ejemplo, tensión de fluencia estática y/o tensión de fluencia dinámica.

El % de DS y el % de VS se deben muestrear y se deben analizar continuamente para calibrar la relación entre la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y el % de DS, y entre la viscosidad aparente, por ejemplo, la tensión de fluencia estática y/o la tensión de fluencia dinámica, y el % de VS. Esto se debe hacer tanto en la línea de alimentación del digestor como en la línea de alimentación del reactor/circulación de la despulpadora.

TÍTULO

Métodos, sistemas y equipos de procesamiento para el control optimizado de procesos de hidrólisis térmica

RESUMEN

Métodos, sistemas, equipos de proceso y plantas útiles en el contexto de someter material de biomasa a procesos de hidrólisis térmica (THP) y procesamiento posterior en forma de, por ejemplo, fermentación anaeróbica, reducción térmica, procesamiento biológico, químico o electroquímico o similares. La presente invención también se refiere a métodos para reacondicionar plantas existentes que emplean procesos de hidrólisis térmica (THP).

REIVINDICACIONES ENMENDADAS

1. Método para tratar un material de biomasa no Newtoniano **CARACTERIZADO** porque comprende:

- un contenido en materia seca (% de DS, por su sigla en inglés) de al menos 12%,

- una relación entre la demanda química de oxígeno (COD por su sigla en inglés) y el contenido de sólidos volátiles (VS por su sigla en inglés), relación COD/VS, inferior a 2,0, y

- una tensión de fluencia estática, τ_o , de entre 150 y 2500 Pa, tal como superior a 200, tal como superior a 250 Pa, tal como superior a 300 Pa, tal como superior a 350 Pa, tal como superior a 400 Pa, tal como superior a 500 Pa, tal como inferior a 2400 Pa, tal como inferior a 2200 Pa, tal como inferior a 2000 Pa, tal como inferior a 1800 Pa, tal como inferior a 1600 Pa, tal como entre 300 y 1700 Pa, tal como entre 400 y 1700 Pa, tal como entre 500 y 1700 Pa, tal como entre 600 y 1700 Pa y/o una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de entre 50 y 500, tal como superior a 100, tal como superior a 150 Pa, tal como superior a 200 Pa, tal como inferior a 450 Pa, tal como inferior a 400 Pa, tal como inferior a 350 Pa, tal como inferior a 300 Pa, tal como inferior a 250 Pa, tal como entre 50 y 400 Pa, tal como entre 50 y 300 Pa,

donde dicho método comprende los pasos de:

- a) alimentar dicho material de biomasa no Newtoniano a una o más despulpadoras por medio de una o más líneas de alimentación de despulpadoras a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD,

- b) homogeneizar y precalentar dicho material de biomasa no Newtoniano en dicha despulpadora o más despulpadoras, lo que da como resultado un material de biomasa precalentado,

- c) descargar dicho material de biomasa precalentado de dicha despulpadora o más despulpadoras,

- d) alimentar dicho material de biomasa precalentado a un sistema de hidrólisis térmica, que funciona a una temperatura superior a la temperatura de dicho material de biomasa precalentado, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada del % de DS y/o COD,

- e) hidrolizar térmicamente dicho material de biomasa precalentado en dicho sistema de hidrólisis térmica, lo que da como resultado un material de biomasa hidrolizado, y

f) procesar posteriormente al menos parte de dicho material de biomasa hidrolizado en uno o más sistemas de procesamiento posteriores al transferir dicho material de biomasa hidrolizado a dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores, por medio de una o más líneas de alimentación a una tasa de carga controlada de % de DS y/o COD,

en donde dicho método se caracteriza, además, porque:

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa no Newtoniano a través de dicha una o más líneas de alimentación de despulpadora y despulpadoras de los pasos a) - c), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa precalentado a través de dicha una o más líneas de alimentación del sistema de hidrólisis térmica y dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- dicha tasa de carga controlada del % de DS y/o COD de dicho material de biomasa hidrolizado a través de dicha una o más líneas de alimentación del paso f),

se controla en función de:

- determinar de forma continua o semi-continua supervisar la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , de dicho material de biomasa no Newtoniano, de dicho material de biomasa precalentado y/o de dicho material de biomasa hidrolizado, al medir de forma continua o semicontinua la caída de presión, la temperatura y el caudal en:

- dicha(s) línea(s) de alimentación para dicha despulpadora o más despulpadoras del paso a), y/o

- dicha(s) línea(s) de alimentación para dicho sistema de hidrólisis térmica del paso d), y/o

- dicha(s) línea(s) de alimentación para dicho uno o más sistemas de procesamiento posterior de los pasos f), y/o

- una o más líneas de descarga o recirculación de hidrólisis térmica de dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e), y/o

- una o más líneas de circulación de dicha despulpadora o más despulpadoras de los pasos a) - c)

y

- medir de forma continua o semicontinua uno o más parámetros de dicho sistema o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f)

donde se establece de este modo, cual tasa de carga controlada del % de DS y/o de COD;

- de dicho material de biomasa no Newtoniano, a dicha tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , determinada a través de dicha una o más líneas de alimentación y despulpadoras del paso a); y/o

- de dicho material de biomasa precalentado, a dicha tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , determinada a través de dichas líneas de alimentación de hidrólisis térmica y sistema de hidrólisis térmica del paso d); y/o

- de dicho material de biomasa hidrolizado, a dicha tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o tensión de fluencia dinámica, τ_y , determinada a través de dichas líneas de alimentación para dicho uno o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f).

es característico de al menos uno de dichos uno o más de los parámetros de dichos sistemas de procesamiento posterior de los pasos f).

2. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, **CARACTERIZADO** porque dicho material de biomasa no Newtoniano muestra:

- una tensión de fluencia estática, τ_0 , de al menos 500 Pa, tal como al menos 1000 Pa, tal como al menos 1500 Pa, y/o

- una tensión de fluencia dinámica, τ_y , de al menos 80 Pa, tal como al menos 100 Pa, tal como al menos 120 Pa.

3. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 o 2, **CARACTERIZADO** porque dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) incluyen:

- uno o más reactores funcionando en paralelo o en serie en los cuales dicha biomasa precalentada se somete a calentamiento y a presiones elevadas, y

- uno o más tanques de expansión a los cuales se transfiere dicha biomasa desde dicho uno o más reactores, en donde se produce una reducción de presión en una o más etapas de donde resulta vapor flash,

y en donde

- dicho precalentamiento de dicho material de biomasa en dicha despulpadora o más despulpadoras de los pasos a) - c), los cuales pueden trabajar en paralelo o en serie, se consigue por medio de la inyección de vapor flash recuperado de dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e).

4. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, **CARACTERIZADO** porque dicho material de biomasa no Newtoniano tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior al 20% y en donde:

- al menos el 50% de dicho material de biomasa hidrolizado que resulta se recircula a través de transporte desde i) aguas abajo de dicho sistema de hidrólisis de los pasos d) y e), hasta ii) aguas arriba de dicho sistema de hidrólisis de los pasos d) y e), y/o

- el material de biomasa se precalienta en dichas despulpadoras de los pasos a) a c) y se hidroliza térmicamente en dicho sistema de hidrólisis térmica de los pasos d) y e) al someter dicho material de biomasa a múltiples pasos de calentamiento y enfriamiento graduales

en una o más despulpadoras para el calentamiento, uno o más reactores para el tratamiento a una temperatura preseleccionada superior a 150°C, muy preferentemente superior a 160°C, o aún muy preferentemente superior a 180°C, y uno o más tanques flash para la reducción de la presión y/o el enfriamiento.

5. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, **CARACTERIZADO** porque dicho material de biomasa no Newtoniano tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior al 20% y en donde dicho sistema o más sistemas de procesamiento posteriores del paso f) incluyen:

f1) un paso de separación para producir al menos dos fracciones, de las cuales una es rica en líquido en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado y otra es rica en sólidos en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado,

y,

f2) transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de, una o todas de las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para la fermentación anaeróbica,

y,

f3) transferir, por medio de una o más líneas de alimentación, dicho material de biomasa hidrolizado, partes de, o la totalidad de, una o todas de las dichas al menos dos fracciones que se producen en dicho paso de separación del paso f1) a una o más unidades de procesamiento para la reducción térmica de compuestos orgánicos,

y en donde:

- al menos parte del material que resulta de la fermentación anaeróbica del paso f2) se deshidrata, al menos parcialmente, y el material deshidratado que resulta se transfiere por medio de una o más líneas de alimentación a dicha una o más unidades de procesamiento para la reducción térmica de compuestos orgánicos del paso f3).

6. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 4 o 5, **CARACTERIZADO** porque dicho material de biomasa hidrolizado que resulta del paso e) se recircula a través de transporte, por medio del uso de uno o más tornillos sin fin mezcladores y bombas, preferentemente bombas de cavidad progresiva, y preferentemente uno o más tornillos sin fin mezcladores con una capacidad de transporte de al menos 1,5 veces la de las bombas, desde i) aguas abajo de dicho sistema de hidrólisis de los pasos d) y e), hasta ii) aguas arriba de una o más de dichas despulpadoras de los pasos a) - c) y se mezcla con dicho material de biomasa no Newtoniano, donde actúa de este modo para reducir la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras.

7. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-6, **CARACTERIZADO** porque el material de biomasa precalentado procedente de una o más despulpadoras de los pasos a) - c) se recircula a través de transporte, por medio del uso de uno o más tornillos sin fin mezcladores y bombas, preferentemente bombas de cavidad progresiva, y preferentemente uno o más tornillos sin fin mezcladores con una capacidad de transporte de al menos 1,5 veces la de las bombas, aguas arriba de dicha despulpadora o más despulpadoras de los pasos a) - c) y se mezcla con dicho material de biomasa no Newtoniano, donde actúa de este modo para reducir la tensión de fluencia estática, τ_0 , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras.

8. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **CARACTERIZADO** porque, además:

- se emplean intercambiadores de calor para recuperar el calor del enfriamiento de dicho material de biomasa hidrolizado del paso e) antes de que dicho material de biomasa hidrolizado se someta a dicho procesamiento posterior en dicho uno o más pasos de procesamiento posterior f), preferentemente al enfriar dicha biomasa hidrolizada del paso e) al someter dicho material de biomasa hidrolizado a intercambio de calor con agua en un intercambiador de calor, e inyectando posteriormente dicha agua en dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) dicho material de biomasa precalentado del paso b). o al precalentar el polímero/agua en procesos de pre deshidratación o espesamiento aguas arriba.

9. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **CARACTERIZADO** porque, además, dicho material de biomasa no Newtoniano del paso a) muestra:

- una tensión de fluencia estática, τ_o , superior a 2000 Pa, tal como superior a 2200 Pa, tal como superior a 2300 Pa y

- una tensión de fluencia dinámica, τ_y , superior a 300 Pa, tal como superior a 350 Pa, tal como superior a 400 Pa,

y

- la tensión de fluencia estática, τ_o , del material que se alimenta a dichas despulpadoras se reduce a un valor inferior a 1700 Pa, tal como inferior a 1500 Pa, y/o

- la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras se reduce a un valor inferior a 250 Pa, tal como inferior a 200 Pa

10. Un método de acuerdo con la reivindicación 9, **CARACTERIZADO** porque, además, las partículas inorgánicas y/o el material no disuelto se separan continuamente de dicho material de biomasa hidrolizado del paso e) por medio de degradación antes de dicho procesamiento posterior del paso f).

11. Un método de acuerdo con la reivindicación 5, **CARACTERIZADO** porque al menos una parte de al menos una fracción del paso f1) rica en líquido en comparación con dicho material de biomasa hidrolizado se recircula a través de transporte a

- aguas arriba de una o más de dichas despulpadoras de los pasos a) - c) y se mezcla con el material de biomasa no Newtoniano, lo que reduce de este modo la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dichas despulpadoras,

- aguas arriba de dicho sistema de hidrólisis, pasos d) - e), y que se mezcla con dicho material de biomasa precalentado, donde actúa de este modo para reducir la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dicho sistema de hidrólisis, y/o

- aguas arriba de dicho paso de separación f1) y se mezcla con dicho material de biomasa hidrolizado, donde actúa de este modo para reducir la tensión de fluencia estática, τ_o , y/o la tensión de fluencia dinámica, τ_y , del material que se alimenta a dicho paso de separación f1).

12. Un sistema para el procesamiento de un material de biomasa que tiene un contenido de materia seca (% de DS) superior al 12%, **CARACTERIZADO** porque dicho sistema comprende:

- una despulpadora para homogeneizar y precalentar dicho material de biomasa con un contenido de materia seca (% de DS) superior al 12%,
- un reactor de hidrólisis térmica para someter dicho material de biomasa homogeneizado y precalentado a hidrólisis térmica,

Dicho sistema se caracteriza porque:

- el volumen total de dicha despulpadora es $> 2,6$ veces y < 20 veces, preferentemente de 2,6 a 6 veces, el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica

- dicha despulpadora comprende una boquilla de salida, para descargar dicho material precalentado de dicha despulpadora, la cual se ubica de tal manera que:

- la parte del -volumen total de dicha despulpadora por debajo de dicha boquilla de salida es $\geq 1,6$ veces el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica, y

- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida es > 1 veces el volumen promedio de llenado del reactor de hidrólisis térmica.

13. Un sistema de acuerdo con la reivindicación 12, **CARACTERIZADO** porque, además, dicho precalentamiento en dicha despulpadora se consigue al menos en parte por medio de la inyección de vapor flash procedente de un sistema de hidrólisis térmica.

14. Un sistema de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 12 o 13, **CARACTERIZADO** porque además:

a)

- la parte del volumen total de dicha despulpadora situada por debajo de dicha boquilla de salida, y

- la parte del volumen total de dicha despulpadora que no está por debajo de la boquilla de salida,

se suministran en forma de al menos dos cámaras o depósitos interconectados separados,

b) dicha boquilla de salida tiene forma de borde de rebose, cuchilla o salida similar instalada en la primera de dichas al menos dos cámaras o depósitos interconectados

separados, lo que garantiza que un volumen que corresponde a $\geq 1,6$ el volumen promedio de llenado de dicho reactor de hidrólisis térmica esté continuamente presente por debajo de dicho borde, cuchilla o salida similar en dicha primera de dichas al menos dos cámaras o depósitos interconectados separados, y

c) dicha despulpadora incluye un distribuidor de material de biomasa, preferentemente diseñado como un extrusor, que actúa para dividir el material de biomasa frío entrante en segmentos más pequeños antes de que el material de biomasa entre en la despulpadora.

15. Un sistema de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores **CARACTERIZADO** porque, además, dicha despulpadora incluye un bucle de recirculación capaz de reciclar una cantidad de material de biomasa precalentado procedente de dicha despulpadora equivalente a al menos 0,5 veces, preferentemente más de 1 veces, y aún muy preferentemente más de 2 veces la cantidad de material de biomasa frío que se alimenta y mezcla dicho material de biomasa precalentado con material de biomasa frío antes de su entrada en o dentro de dicho distribuidor de material de biomasa.



(51) International Patent Classification:

C12M 1/107 (2006.01) C12M 1/34 (2006.01)
C02F 11/18 (2006.01) C12M 1/00 (2006.01)

(21) International Application Number:

PCT/EP2023/083025

(22) International Filing Date:

24 November 2023 (24.11.2023)

(25) Filing Language:

English

(26) Publication Language:

English

(30) Priority Data:

22209446.8 24 November 2022 (24.11.2022) EP

(71) Applicant: CAMBI TECHNOLOGY AS [NO/NO]; Postboks 78, N-1371 Asker (NO).

(72) Inventors: HOLTE, Hans Rasmus; Postboks 78, N-1371 Asker (NO). LILLEBØ, Andreas Helland; Postboks 78, N-1371 Asker (NO). BOTAN, Alexandru; Postboks 78, N-1371 Asker (NO).

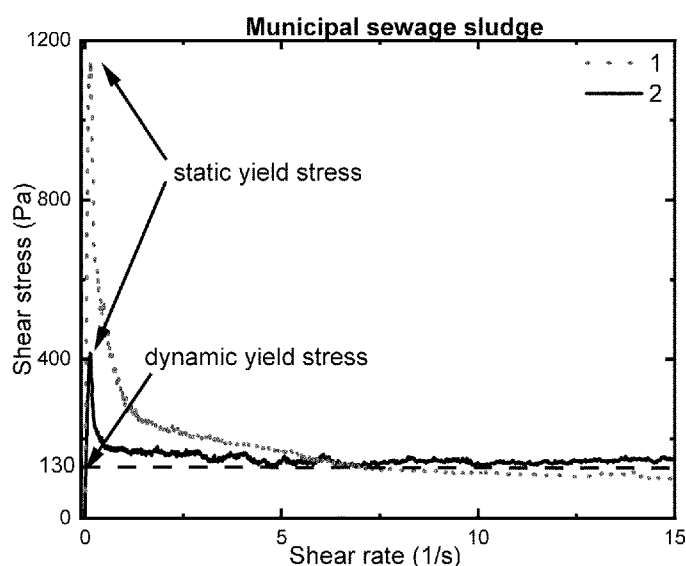
(74) Agent: BUDDE SCHOU A/S; Dronningens Tværgade 30, DK-1302 Copenhagen K (DK).

(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of national protection available): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CV, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IQ, IR, IS, IT, JM, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, MG, MK, MN, MU, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, WS, ZA, ZM, ZW.

(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): ARIPO (BW, CV, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SC, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), European (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, ME, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

(54) Title: METHODS, SYSTEMS AND PROCESS EQUIPMENT FOR OPTIMIZED CONTROL OF THERMAL HYDROLYSIS PROCESSES

FIGURE 1 (C)



(57) Abstract: Methods, systems, process equipment and plants useful in the context of subjecting biomass material to thermal hydrolysis processes (THP) and subsequent processing in the form of e.g. anaerobic fermentation, thermal reduction, biological, chemical or electrochemical processing or the like. The present invention also relates to methods for retrofitting existing plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP).

Published:

— *with international search report (Art. 21(3))*

Methods, systems and process equipment for optimized control of thermal hydrolysis processes

FIELD OF THE INVENTION

5

The present invention relates to methods, systems, process equipment and plants useful in the context of subjecting biomass material, having a dry-matter content (DS%) of at least 8%, preferably at least 12%, to thermal hydrolysis processes (THP) and subsequent processing in the form of e.g. anaerobic fermentation, thermal
10 reduction, biological, chemical or electrochemical processing or the like. The present invention also relates to methods for retrofitting existing plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP).

BACKGROUND OF THE INVENTION

15

Thermal hydrolysis is a process, which involves treating a wet or moist material, e.g. a biomass material, at elevated temperature followed by rapid decompression. In waste treatment industry such a combination of process steps is often referred to as a thermal hydrolysis process (THP). The application of THP is not limited to pre-
20 treatment of organic materials prior to biological downstream treatment, e.g. anaerobic digestion or fermentation for production of biogas or bio-ethanol, respectively, but can be also used in connection with non-biological downstream processing, for instance, for the production of fuel-pellets from lignocellulosic material or for the further extraction and production of added value compounds, such as amino acids, peptides
25 proteins, short chain fatty acids, enzymes, pesticides, bio-plastics, bio-flocculants and bio-surfactants.

Thermal Hydrolysis Processes (THP) may be designed for either batch or continuous mode. The methods, systems, process equipment and plants of the present invention
30 are relevant for both THP designed for batch and THP designed for continuous mode. Furthermore, the methods of the present invention can both be integrated in new plants and implemented into existing plants by retrofitting, involving installing relevant additional equipment and making relevant modifications.

35 In a THP the material is treated with a desired partial pressure of steam. In a batch process, the time the material is kept at the desired conditions is referred to as

“retention time”. For a continuous process, the overall average retention time is a value, which can be calculated from the overall through-put of the overall process.

5 The material will experience a rapid pressure reduction and undergo steam-explosion as it is discharged from the THP system, e.g. through a nozzle, to a flashtank. This opens cell walls, disintegrates organic materials, reduces particle sizes and apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_0 , and/or the dynamic yield stress, τ_y , of the material. The flash-steam resulting from the steam-explosion can be used to pre-heat material in a pressure vessel that can be referred to as a pulper. The use of flash-
10 steam to pre-heat material prior to reactor treatment is important for achieving the highest possible energy efficiency and the lowest possible steam consumption.

The general technology behind THP is described in great details in e.g. WO/1996/009882 and WO/2008/026932. Thus, material is first pre-heated from
15 ambient temperature with flash steam resulting from at least one subsequent pressure reduction step. Pre-heated material is then transferred to a (thermal hydrolysis) reactor where pressure increases up to 2.7-26 bar, e.g. by means of live steam injection as described in WO/1996/009882. In certain situations, this will correspond to temperatures up to 226°C. In most cases, however, the temperature will be within a
20 certain somewhat lower range as overheating may lead to undesirable changes in chemical composition of the material. On the other hand, as the desired effect of THP is also not achieved at too low temperatures, the preferred temperature for a THP process/System is typically in the range of 130-200°C for materials like municipal and industrial sludge qualities. However, more elevated temperatures may be beneficial for
25 several other materials or to achieve certain benefits. After a certain period, the material is rapidly discharged from the (thermal hydrolysis) reactor, e.g. through one or more blowdown conduits, to a pressure relief vessel, which is also sometimes referred to as flash tank.

30 The methods described in e.g. WO/1996/009882 and WO/2008/026932 are batch methods, however, e.g. WO/2000/73221 and EP3156374 describes continuous THP methods for the hydrolysis of organic material.

WO/2011/006854 describes yet another batch process for THP, which, via the use of a
35 nozzle by which the sludge can be transferred to a first pressure relief tank, i.e. flash tank, mitigates the need for a pressure relief of the thermal hydrolysis reactor as such.

Compared to the methods above, WO/2014/123426 describes a method and equipment for carrying out THP in which vacuum is provided in the hydrolysis reactor by supplying cold water to the hydrolysis reactor and opening a supply valve between the preheating tank and the reactor, whereby heated organic material can be transferred from the preheating tank to the reactor with the help of a vacuum and gravity up to a predetermined level.

WO2015/097254 describes methods for the continuous thermal hydrolysis of a biomass material having a high dry matter content, in which the apparent viscosity of the material is reduced upstream the thermal hydrolysis by subjecting it to a) a high-speed gradient (i.e. high shear strain) in a so-called dynamic mixer, which mechanically de-structures, i.e. breaks down, the material, and b) heating it by passing it through a heat exchanger in which heat is recovered directly from the hydrolysed sludge (i.e. without using any intermediate heat-carrying fluid).

WO/2016/066752 describes THP methods in which the hydrolysed material is mixed with part of the content of a downstream digestion tank, via the use of a recirculation loop, before this mixture enters the digestion tank.

WO/2020/126397 describes THP methods involving flashing below ambient pressure and using the resulting flash steam for direct steam injection to pre-heat incoming feed in a pre-heating vessel maintained below ambient pressure to facilitate the flash steam transfer. The methods rely on maintaining parts of the system below ambient pressure by removing non-condensable gases by using a vacuum system and a minimum of two pulpers and one flashtank upstream of the thermal hydrolysis reactor.

As should be clear from the above several improved THP methods, for both batch and continuous mode, have been developed in the prior art, which are each aimed at 1) making THP processes more versatile, e.g. as regards materials having a high dry solid content, 2) reducing the overall energy consumption of THP processes and/or 3) improving, the quality and/or nature of the resulting hydrolysed material thereby enabling a simplification of downstream processing and ultimately the use of standard equipment for both the THP as such and downstream processing units.

Up to now, however, none of these improvements have, in contrast to the present invention, related to making systematic use of the relationship between the temperature and the apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_0 , and/or dynamic

yield stress, τ_y , of the biomass material being processed at the various stages of a THP process, and the importance thereof in relation to optimizing and stabilising the flow of non-Newtonian biomass material having a relatively high dry-matter content (DS%), such as above 8%, preferably at least 12%, through a THP process with
5 regards to ensuring both a more efficient and stable THP process as such, but also more efficient downstream processing of the THP treated material, e.g. involving subsequent fermentation in one or more downstream digestion tanks.

More particularly, the prior art does not, in contrast to the present invention, describe
10 pulpers particularly suited for homogenizing and pre-heating non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, and producing a material having a temperature within certain predetermined limits for subsequent thermal hydrolysis in a downstream thermal hydrolysis reactor, which are characterized in that both the total volume of the pulper and the specific placement of
15 the outlet nozzle of the pulper, i.e. for discharging the pre-heated material from the pulper, are based on the average filling volume of the downstream thermal hydrolysis reactor of the THP system.

Likewise, the prior art does, in contrast to the present invention, not describe methods,
20 systems, process equipment and plants involving THP in which:

- the average feed of non-Newtonian biomass material pr. unit of time through pulper feed lines and pulpers,
 - the average feed of pre-heated biomass material pr. unit of time through a thermal hydrolysis system, and/or
 - 25 - the average feed of hydrolyzed biomass material pr. unit of time through feed lines for subsequent processing,
- is systematically controlled based on:
- continuously or semi-continuously determining the apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the non-Newtonian biomass
30 material, the pre-heated biomass material and/or the hydrolyzed biomass material, and
 - continuously or semi-continuously measuring one or more parameters of the subsequent processing system.

35 The methods, systems, process equipment and plants according to the present invention meets an increasing need for optimization of energy consumption of both the THP process as such and any subsequent processing systems, particularly in case of

non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%.

In addition, the methods, systems, process equipment and plants according to the present invention allows for an optimization of also any subsequent (i.e. downstream of the THP) processing steps, again particularly in case of non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%.

10 SUMMARY OF THE INVENTION

As set out above, the prior art does not describe pulpers particularly suited for homogenizing and pre-heating non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%, and producing a material having a temperature within certain predetermined limits for subsequent thermal hydrolysis in a downstream thermal hydrolysis reactor, which are characterized in that both the total volume of the pulper and the specific placement of the outlet nozzle of the pulper, i.e. for discharging the pre-heated material from the pulper, are based on the average filling volume of the downstream thermal hydrolysis reactor.

In contrast hereto, a preferred embodiment of a pulper according to the present invention, is characterized in that:

- the total volume of this pulper is based on the average filling volume of the downstream thermal hydrolysis reactor of the relevant THP system
- the pulper comprises an outlet nozzle, for discharging the pre-heated material from the pulper, which is placed in such a way that:
 - the part of the total volume of the pulper, which is below the outlet nozzle is a certain number of times the average filling volume of the downstream thermal hydrolysis reactor of the relevant THP system, and
 - the part of the total volume of the pulper, which is not below the outlet nozzle is a certain other factor times the average filling volume of the thermal hydrolysis reactor of the relevant THP system.

By virtue of these specific features, i.e. that both the total volume of the pulper and the specific placement of the outlet nozzle of the pulper are based on the filling volume of the downstream thermal hydrolysis reactor of the THP system, this preferred

embodiment of a pulper according to the present invention, provides the possibility to effectively control and stably maintain relevant characteristics, including not least the temperature, of preheated biomass material discharged from the pulper through the nozzle. Particularly in case of pre-heated biomass based on non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%, this preferred embodiment of a pulper according to the present invention, thereby provides the possibility of ensuring that preheated biomass material subsequently fed to any downstream thermal hydrolysis reactor of a THP system, and/or subsequently from the THP system to any subsequent processing steps, is of a uniform character in accordance with any predetermined desirable characteristics, e.g. a certain predetermined temperature. In particular the features of the present invention ensures that pre-heated biomass material produced in a pulper from a non-Newtonian biomass material and to be subsequently fed to any downstream thermal hydrolysis reactor of a THP system, and/or subsequently from the THP system to any subsequent processing steps, is of a uniform temperature, i.e. such that the average standard variation in temperature is $<12^{\circ}\text{C}$ or more preferably $<6^{\circ}\text{C}$, and even more preferably $<2^{\circ}\text{C}$, when this standard variation in temperature is calculated based on a temperature measurement resolution of < 5 seconds, and used to calculate an overall average for each individual reactor filling.

Furthermore, none of the THP systems known from the prior art make systematic use of the relationship between the temperature and the apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , of non-Newtonian biomass material being processed at the various stages of a THP process, and the importance thereof in relation to optimizing the flow of non-Newtonian biomass material having a relatively high dry-matter content (DS%), such as above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%, through a THP process with regards to ensuring both a more efficient THP process as such, but also more efficient downstream processing of the THP treated material, e.g. involving subsequent fermentation in one or more downstream digestion tanks.

In contrast hereto, the methods, systems, process equipment and plants according to the present invention, rely on measurements establishing, which average feed;
- of non-Newtonian biomass material, displaying a certain apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , pr. unit of time through pulper feed lines and pulpers;

- of pre-heated biomass material, displaying a certain apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , pr. unit of time through thermal hydrolysis feed lines and thermal hydrolysis systems; and/or
 - of hydrolyzed biomass material, displaying a certain apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , pr. unit of time through feed lines for subsequent processing systems, is, in relation to a given system for subsequent processing of THP treated material, characteristic of one or more parameters of the relevant subsequent processing steps.
- 10 The methods, systems, process equipment and plants according to the present invention, thereby, particularly in case of non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%, provides the possibility of controlling relevant parameters of both the THP system and subsequent processing steps, by controlling
- 15 the feed of raw biomass, pre-heated biomass and/or hydrolysed biomass material displaying a certain apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , pr. unit of time through the THP system.

This, again particularly in case of non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%, first of all allows for optimization of the THP per se, in terms of controlling the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , to be displayed by the biomass material before and after undergoing the different steps of the THP in combination with a certain average feed of material per

25 pr. Unit of time, in order to optimize e.g. the overall energy consumption of the THP vis-à-vis the characteristics of the biomass material that is to be treated.

It, however, also, again particularly in case of non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least

30 16%, more preferably at least 18%, allows for the optimization of any subsequent processing steps, in terms of controlling the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , to be displayed by a given hydrolyzed biomass material produced in a THP per unit of time, in order to optimize e.g. the yield or overall energy consumption of any subsequent processing steps in which this

35 hydrolyzed biomass material is to be further processed.

As noted above, the methods, systems, process equipment and plants according to the present invention meets both an increasing need for optimization of energy consumption by achieving a lower overall energy consumption of both the THP process as such and any subsequent processing systems compared to the processes of the prior art, particularly in case of non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%.

In addition the methods, systems, process equipment and plants according to the present invention allows for an optimization of also other parameters, e.g. yield, of any subsequent (i.e. downstream of the THP) processing steps, again particularly in case of non-Newtonian biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, preferably at least 16%, more preferably at least 18%.

It is therefore an objective of the present invention to provide methods, systems, process equipment and plants that ensures that pre-heated biomass material produced in a pulper from a non-Newtonian biomass material and to be subsequently fed to any downstream thermal hydrolysis reactor of a THP system, and/or subsequently from the THP system to any subsequent processing steps, is of a uniform character in accordance with any predetermined desirable characteristics, e.g. a certain predetermined temperature. In particular it is an object of the present invention to provide methods, systems, process equipment and plants that ensures that pre-heated biomass material produced in a pulper from a non-Newtonian biomass material and to be subsequently fed to any downstream thermal hydrolysis reactor of a THP system, and/or subsequently from the THP system to any subsequent processing steps, is of a uniform temperature, i.e. such that the average standard variation in temperature is $<12^{\circ}\text{C}$ or more preferably $<6^{\circ}\text{C}$, and even more preferably $<2^{\circ}\text{C}$, when this standard variation in temperature is calculated based on a temperature measurement resolution of < 5 seconds, and used to calculate an overall average for each individual reactor filling.

It is another objective of the present invention to provide methods, systems, process equipment and plants for the handling of non-Newtonian biomass material, which, in the context of processes involving THP, enables optimization of energy consumption compared to the processes of the prior art.

It is yet another object of the present invention to provide methods, systems, process equipment and plants that, in the context of processes involving THP of non-Newtonian biomass material, enables optimization of also other parameters, e.g. yield, of any subsequent (i.e. downstream of the THP) processing steps, compared to the processes of the prior art, and which are simple and easy to integrate into existing plants making use of THP by retrofitting.

These and other objectives are solved by the present invention.

- Accordingly, in a first aspect of the present invention, there is provided a system for processing a biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, such as above 14%, such as above 16%, preferably above 18%, said system comprising:
- a pulper for homogenizing and pre-heating said biomass material, and
 - a thermal hydrolysis reactor,
- said system being characterized in that:
- the total volume of said pulper is > 2.6 times and < 20 times, preferably 2.6 to 6 times, the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor,
 - said pulper comprises an outlet nozzle, for discharging said pre-heated material from said pulper, which is placed in such a way that:
 - the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle is ≥ 1.6 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor, and
 - the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle is > 1 times the average filling volume of the thermal hydrolysis reactor.

- In some embodiments of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that:
- the total volume of said pulper is > 3 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor,
 - the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle is ≥ 1.6 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor, and
 - the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle is > 1.4 times the average filling volume of the thermal hydrolysis reactor.

- In some embodiments of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that:

- the total volume of said pulper is > 3.2 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor,
- the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle is ≥ 1.6 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor, and
- 5 - the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle is > 1.6 times the average filling volume of the thermal hydrolysis reactor.

In some embodiments of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that:

- 10 - the total volume of said pulper is > 3.4 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor,
- the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle is ≥ 1.6 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor, and
- the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle is > 1.8 times
- 15 the average filling volume of the thermal hydrolysis reactor.

In an embodiment of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that said pre-heating in said pulper is at least partly achieved by injection of flash steam from a thermal hydrolysis system.

20

In a further embodiment of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that:

- the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle, and
- the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle,
- 25 are provided in the form of at least two separate interconnected chambers or tanks.

In a further embodiment of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that said outlet nozzle is in the form of an overflow edge, knife or similar outlet fitted on the first of said at least two separate interconnected

30 chambers or tanks, which ensures that a volume corresponding to ≥ 1.6 the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor is continuously present below said edge, knife or similar outlet in said first of said at least two separate interconnected chambers or tanks.

- 35 In a further embodiment of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that said pulper includes a biomass material distributor,

preferably designed as an extruder, acting to split incoming cold biomass material into smaller segments before the biomass material enters the pulper.

5 In a further embodiment of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that said pulper includes a recirculation loop for recycling preheated biomass material from said pulper and mixing said preheated biomass material with cold biomass material prior to its entry into or inside said biomass material distributor.

10 In a further embodiment of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that the recirculation loop is capable of recycling an amount of preheated biomass material from the pulper equivalent to at least 0.5 times the amount of cold biomass material feed, preferable more than 1 times the cold biomass material feed, and even more preferably more than 2 times the cold biomass material
15 feed.

In a further embodiment of this first aspect of the present invention, said system is further characterized in that said biomass material distributor is located in the head space of the pulper above liquid level, the upper (half) section of the total volume or
20 the bottom section of the total volume of the pulper.

In a second aspect of the present invention, there is provided a method for treating a non-Newtonian biomass material having:

- a dry-matter content (DS%) of at least 8%, preferably at least 12%, such as at least
25 14%, such as at least 16%, preferably at least 18%,
 - a ratio between the chemical oxygen demand (COD) and volatile solids content (VS), COD/VS-ratio, of less than 2.0, preferably less than 1.8, and even more preferably less than 1.6, and
 - a static yield stress, τ_o , of between 150 and 2500 Pa and/or dynamic yield stress, τ_y ,
30 of between 50 and 500,
- said method comprising the steps of:

- a) feeding said non-Newtonian biomass material to one or more pulpers by one or more pulper feed lines at a controlled DS% and/or COD
35 loading rate,

b) homogenizing and pre-heating said non-Newtonian biomass material in said one or more pulpers resulting in a pre-heated biomass material,

c) discharging said pre-heated biomass material from said one or more pulpers,

d) feeding said pre-heated biomass material to a thermal hydrolysis system, operated at a higher temperature than the temperature of said pre-heated biomass material, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate,

e) thermally hydrolyzing said pre-heated biomass material in said thermal hydrolysis system resulting in a hydrolyzed biomass material, and subsequently processing parts of, or all of, said hydrolyzed biomass material by,

f) subsequently processing at least part of said hydrolysed biomass material in one or more subsequent processing systems by transferring said hydrolysed biomass material to said one or more subsequent processing systems, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate,

wherein said method is further characterized in that:

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said non-Newtonian biomass material through said one or more pulper feed lines and pulpers of steps a) - c), and/or

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said pre-heated biomass material through said one or more thermal hydrolysis system feed lines and said thermal hydrolysis system of steps d) and e), and/or

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said hydrolysed biomass material through said one or more feed lines of step f),

is controlled based on:

- continuously or semi-continuously determining the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of said non-Newtonian biomass material, said pre-heated biomass material and/or said hydrolysed biomass material, by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate in:

- said feed line(s) for said one or more pulpers of step a), and/or
 - said feed line(s) for said thermal hydrolysis system of step d), and/or
 - 5 - said feed line(s) for said one or more subsequent processing system of steps f), and/or
 - one or more thermal hydrolysis discharge or recirculation lines of said thermal hydrolysis system of step d) and e), and/or
 - 10 - one or more circulation lines of said one or more pulpers of steps a) – c),
- and
- continuously or semi-continuously measuring one or more parameters of said one or more subsequent processing systems of step f)
- 15 thereby establishing, which controlled DS% and/or COD loading rate;
- of said non-Newtonian biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said one or more pulper feed lines and pulpers of step a); and/or
 - of said pre-heated biomass material, at said determined static yield
 - 20 stresses, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said thermal hydrolysis feed lines and thermal hydrolysis system of step d); and/or
 - of said hydrolysed biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said feed lines for said one or more subsequent processing system of step f)
 - 25 is characteristic of at least one of said one or more of parameters of said subsequent processing systems of step f).

In specific embodiments of this second aspect of the invention, said method may be further characterized in that said subsequent processing at least part of said

30 hydrolysed biomass material in one or more subsequent processing systems by transferring said hydrolysed biomass material to said one or more subsequent processing systems, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate in accordance with step f) comprises:

f1) transferring said hydrolyzed biomass material, by one or more feed

35 lines, to a separation step to produce at least two fractions, of which one is rich in liquid compared to said hydrolyzed biomass material and one is rich in solids compared to said hydrolyzed biomass material,

and/or,

5 f2) transferring, by one or more feed lines, said hydrolyzed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for anaerobic fermentation,
and/or,

10 f3) transferring, by one or more feed lines, said hydrolyzed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for thermal reduction of organic compounds, wherein said thermal reduction is achieved by;

- 15 1) Incineration (co-incineration or mono-incineration)
2) Gasification
3) Pyrolysis or Torrefaction
4) Supercritical water oxidation
5) Supercritical water liquification
6) Hydrothermal carbonization,
20 7) Hydrothermal oxidation, and/or
8) Hydrothermal liquifaction

and/or

25 f4) transferring, by one or more feed lines, said hydrolyzed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for;

- 30 1) electrochemical processing, and/or
2) biological processing for reduction of organic compounds (e.g. annamox processes or other similar biological processes), and/or
3) biological processing for reduction of nutrients concentration (e.g. annamox processes), and/or
35 4) chemical processing for reduction of nutrients concentration (e.g. evaporation or chemical stripper), and/or
5) thermal processing for reduction of nutrient concentration (e.g. steam stripper), and/or

5 6) chemical or thermal reaction or extraction of inorganic or organic chemical compounds in the hydrolyzed biomass material (such as magnesium-ammonium-phosphate, lignocellulosic compounds, feed additives, medical additives, cosmetic additives, etc.),

wherein said method is further characterized in that:

10 - said controlled DS% and/or COD loading rate of said biomass material pr. unit of time through said one or more pulper feed lines and pulpers of steps a) - c), and/or
- said controlled DS% and/or COD loading rate of said pre-heated biomass material pr. unit of time through said one or more thermal hydrolysis system feed lines and said thermal hydrolysis system of steps
15 d) and e), and/or
- said controlled DS% and/or COD loading rate of said hydrolyzed biomass material pr. unit of time through said one or more feed lines of steps f1)-f4),

20 is controlled based on:

- continuously or semi-continuously determining the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , of said non-Newtonian biomass material, said pre-heated biomass material and/or
25 said hydrolyzed biomass material, by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate in:
- said feed lines for said one or more pulpers of step a), and/or
- said feed lines for said thermal hydrolysis system of step
30 d), and/or
- said feed lines for said one or more subsequent processing system of steps f1)- f4), and/or
- one or more thermal hydrolysis discharge or recirculation lines of said thermal hydrolysis system of step d) and e),
35 and/or
- one or more circulation lines of said one or more pulpers of steps a) – c),

and

5 - continuously or semi-continuously measuring at least one or more of
the following parameters of said one or more subsequent processing
systems of steps f1) - f4):

- pH
- CH₄ concentration
- amount of biogas produced pr. unit of time
- 10 - DS%,
- VS%,
- FOS/TAC ratio by the Nordmann method,
- temperature
- oxygen concentration
- 15 - CO₂ concentration
- conductivity
- salt concentration
- amount of dissolved carbon
- amount of dissolved nitrogen
- 20 - amount of suspended solids, and/or
- particle shape/size distribution

thereby establishing, which controlled DS% and/or COD loading rate;

- 25 - of said non-Newtonian biomass material, at said determined apparent
viscosity, e.g. said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield
stress, τ_y , pr. Unit of time through said one or more pulper feed lines and
pulpers of step a); and/or
- 30 - of said pre-heated biomass material, at said determined apparent
viscosity, e.g. said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield
stress, τ_y , pr. unit of time through said thermal hydrolysis feed lines and
thermal hydrolysis system of step d); and/or
- 35 - of said hydrolyzed biomass material, at said determined apparent
viscosity, e.g. said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield
stress, τ_y , pr. unit of time through said feed lines for said one or more
subsequent processing system of steps f1)- f4)

is characteristic of at least one or more of the following parameters of said pre-heated biomass material, said hydrolyzed biomass material and/or one or more subsequent processing steps of steps f1) – f4):

- 5
 - the pH,
 - the CH₄ concentration,
 - the amount of Biogas produced pr. unit of time
 - the DS%,
 - the VS%,
 - the FOS/TAC ratio as measured by the Nordmann method.
 - 10
 - the temperature
 - the oxygen concentration
 - the CO₂ concentration
 - the conductivity
 - the salt concentration
 - 15
 - the amount of dissolved carbon
 - the amount of dissolved nitrogen
 - the amount of suspended solids, and/or
 - the particle shape/size distribution.
- 20 In an embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that said non-Newtonian biomass material displays an apparent viscosity at different shear rates characteristic of a static yield stress, τ_0 , of between 150 and 2500 Pa, such as above 200, such as above 250 Pa, such as above 300 Pa, such as above 350 Pa, such as above 400 Pa, such as above 450 Pa, such as above
- 25 500 Pa, such as below 2400 Pa, such as below 2300 Pa, such as below 2200 Pa, such as below 2100 Pa, such as below 2000 Pa, such as below 1900 Pa, such as below 1800 Pa, such as below 1700 Pa, such as below 1600 Pa, such as between 300 and 1700 Pa, such as between 400 and 1700 Pa, such as between 500 and 1700 Pa, such as between 600 and 1700 Pa, such as between 700 and 1700 Pa, such as
- 30 between 800 and 1700 Pa, such as between 900 and 1700 Pa, such as between 1000 and 1700 Pa and/or displays a static yield stress, τ_0 , of between 150 and 2500 Pa, such as above 200, such as above 250 Pa, such as above 300 Pa, such as above 350 Pa, such as above 400 Pa, such as above 450 Pa, such as above 500 Pa, such as below 2400 Pa, such as below 2300 Pa, such as below 2200 Pa, such as below 2100
- 35 Pa, such as below 2000 Pa, such as below 1900 Pa, such as below 1800 Pa, such as below 1700 Pa, such as below 1600 Pa, such as between 300 and 1700 Pa, such as between 400 and 1700 Pa, such as between 500 and 1700 Pa, such as between 600

and 1700 Pa, such as between 700 and 1700 Pa, such as between 800 and 1700 Pa, such as between 900 and 1700 Pa, such as between 1000 and 1700 Pa.

In an embodiment of this second aspect of the invention, said method is further
5 characterized in that said non-Newtonian biomass material displays an apparent viscosity at different shear rates characteristic of a static yield stress, τ_o , of at least 500 Pa, such as at least 600 Pa, such as at least 700 Pa, such as at least 800 Pa, such as at least 900 Pa, such as at least 1000 Pa, such as at least 1100 Pa, such as at least 1200 Pa, such as at least 1300 Pa, such as at least 1400 Pa, such as at least 1500 Pa
10 and/or displays a static yield stress, τ_o , which is at least 500 Pa, such as at least 600 Pa, such as at least 700 Pa, such as at least 800 Pa, such as at least 900 Pa, such as at least 1000 Pa, such as at least 1100 Pa, such as at least 1200 Pa, such as at least 1300 Pa, such as at least 1400 Pa, such as at least 1500 Pa.

15 In an embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that said non-Newtonian biomass material displays an apparent viscosity at different shear rates characteristic of a dynamic yield stress, τ_y , of between 50 and 500 Pa, such as above 60 Pa, such as above 70 Pa, such as above 80 Pa, such as above 90 Pa, such as above 100, such as above 150 Pa, such as above 200
20 Pa, such as as below 450 Pa, such as below 400 Pa, such as below 350 Pa, such as below 300 Pa, such as below 250 Pa, such as between 60 and 400 Pa, such as between 70 and 300 Pa, such as between 80 and 250 Pa and/or displays a dynamic yield stress, τ_y , of between 50 and 500 Pa, such as above 60 Pa, such as above 70 Pa, such as above 80 Pa, such as above 90 Pa, such as above 100, such as above
25 150 Pa, such as above 200 Pa, such as as below 450 Pa, such as below 400 Pa, such as below 350 Pa, such as below 300 Pa, such as below 250 Pa, such as between 60 and 400 Pa, such as between 70 and 300 Pa, such as between 80 and 250 Pa.

In an embodiment of this second aspect of the invention, said method is further
30 characterized in that said non-Newtonian biomass material displays an apparent viscosity at different shear rates characteristic of a dynamic yield stress, τ_y , which is at least 50 Pa, such as at least 60 Pa, such as at least 70 Pa, such as at least 80 Pa, such as at least 90 Pa, such as at least 100 Pa, such as at least 110 Pa, such as at least 120 Pa, such as at least 130 Pa, such as at least 140 Pa, such as at least 150
35 Pa, and/or displays a dynamic yield stress, τ_y , of at least 50 Pa, such as at least 60 Pa, such as at least 70 Pa, such as at least 80 Pa, such as at least 90 Pa, such as at least

100 Pa, such as at least 110 Pa, such as at least 120 Pa, such as at least 130 Pa, such as at least 140 Pa, such as at least 150 Pa.

In an embodiment of this second aspect of the invention, said method is further

5 characterized in that said thermal hydrolysis system of steps d) and e) includes:

- one or more reactors working in parallel or series in which said pre-heated biomass is subjected to heating and elevated pressures, and

- one or more flashtanks to which said biomass is transferred from said one or more reactors, whereby a pressure reduction occurs in one or more stages wherefrom flash

10 steam results,

and that:

- said pre-heating of said biomass material in said one or more pulpers of steps a) - c), which may work in parallel or series, is achieved by injection of flash steam recovered from said thermal hydrolysis system of steps d) and e).

15

In further embodiments of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that said non-Newtonian biomass material has a dry-matter content (DS%) above 20% and:

- at least 50% of said resulting hydrolyzed biomass material is recirculated by transport

20 from i) downstream said hydrolysis system of steps d) and e), to ii) upstream said hydrolysis system of steps d) and e), and/or

- the biomass material is pre-heated in said pulpers of steps a) to c) and thermally hydrolysed in said thermal hydrolysis system of steps d) and e) by subjecting said biomass material to multiple steps involving stepwise heating and cooling.

25

In further embodiments of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that said non-Newtonian biomass material has a dry-matter content (DS%) above 20% and wherein said one or more subsequent processing systems of step f) includes:

30 f1) a separation step to produce at least two fractions, of which one is rich in liquid compared to said hydrolysed biomass material and one is rich in solids compared to said hydrolysed biomass material, and,

35 f2) transferring, by one or more feed lines, said hydrolysed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for anaerobic fermentation,

and,

f3) transferring, by one or more feed lines, said hydrolysed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for thermal reduction of organic compounds,

and wherein:

- at least part of a material resulting from said anaerobic fermentation of step f2) is at least partly dewatered and the resulting dewatered material is transferred by one or more feed lines, to said one or more processing units for thermal reduction of organic compounds of step f3).

In embodiments of this second aspect of the invention, in which the biomass material is pre-heated in said pulpers of steps a) to c) and thermally hydrolysed in said thermal hydrolysis system of steps d) and e) by subjecting said biomass material to multiple steps involving stepwise heating and cooling, this stepwise heating and cooling will preferably take place in one or more pulpers for heating, one or more reactors for treatment at a pre-selected temperature of above 150°C, more preferably above 160°C, or even more preferably above 180°C, and one or more flashtanks for pressure reduction and/or cooling. The individual vessels employed in this stepwise heating and cooling may be connected in parallel or in series.

Any of the above embodiments, in which the biomass material is pre-heated in said pulpers of steps a) to c) and thermally hydrolysed in said thermal hydrolysis system of steps d) and e) by subjecting said biomass material to multiple steps involving stepwise heating and cooling, could be performed either as a continuous or a discontinuous process with tubular or tank vessels.

In the above embodiments, in which the biomass material is pre-heated in said pulpers of steps a) to c) and thermally hydrolysed in said thermal hydrolysis system of steps d) and e) by subjecting said biomass material to multiple steps involving stepwise heating and cooling, the total volume of each preheating pulper is typically equal to or greater than the corresponding average reactor filling volume. More preferably the total volume of each preheating pulper is typically equal to or greater than 2 times the corresponding average reactor filling volume. In particularly preferred embodiments, in which the biomass material is pre-heated in said pulpers of steps a) to c) and thermally hydrolysed in said thermal hydrolysis system of steps d) and e) by subjecting said biomass material to multiple steps involving stepwise heating and cooling, the

preheating pulper used is a pulper in accordance with the first aspect of the present invention.

5 In a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that said resulting hydrolyzed biomass material of step e) is recirculated by transport from i) downstream said hydrolysis system of steps d) and e), to ii) upstream one or more of said pulpers of steps a) - c) and mixed with said non-Newtonian biomass material thereby acting to reduce the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers.

10

In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that preheated biomass material from one or more pulpers of steps a) – c) is recirculated by transport to upstream said one or more pulpers of steps a) – c) and mixed with said non-Newtonian biomass material thereby acting to reduce
15 the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers.

In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that recirculating said resulting hydrolyzed biomass of step e)
20 or preheated biomass material of step b) is achieved by use of one or more mixing augers and pumps, preferably progressive cavity pumps, and preferably one or more augers with a conveying capacity of at least 1.5 times that of the pumps.

In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is
25 further characterized in that recirculating said resulting hydrolyzed biomass or preheated biomass material is achieved by use of one or more mixing augers and pumps, preferably a progressive cavity pumps, and preferably one or more augers with a conveying capacity of at least 1.5 times that of the pumps.

30 In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method further comprises the steps of:

- adding dilution liquid, e.g. water, to reduce the apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , of said non-Newtonian biomass material, said preheated biomass material, said hydrolyzed biomass material and/or
- 35 - adding additives to said non-Newtonian biomass material acting to reduce the apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_0 , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers, and/or

- adding additives to said non-Newtonian biomass material acting to start an exotherm reaction that increases the temperature of said non-Newtonian biomass material, and/or

- adding additives to said non-Newtonian biomass material acting to directly or indirectly influence other properties of the biomass material, e.g. chemical or biochemical composition, microbial composition or content, cellular structure, particle size distribution or particle shape distribution, known to directly or indirectly influence the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of said non-Newtonian biomass material.

10

In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that heat-exchangers are employed to recover heat from the cooling of said hydrolyzed biomass material of step e) prior to said hydrolyzed biomass material being subjected to said subsequent processing in said one or more processing units of steps f1) f4), preferably by cooling said hydrolyzed biomass of step e) by subjecting said hydrolyzed biomass material to heat-exchange with water in a heat-exchanger, and subsequently injecting said water into said non Newtonian biomass material of step a) or pre-heated biomass material of step b).

15

- 20 In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that said recovered heat is used to either:
- heat said non-Newtonian biomass material of step a) prior to said pre-treatment in said one or more pulpers of steps a) – c), or
 - heat said pre-heated biomass material of step b) in said thermal hydrolysis system of steps d) and e).

25

In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that the apparent viscosity of said non-Newtonian biomass material of step a) is indicative of, and/or said static yield stress, τ_o , of said non-Newtonian biomass material of step a) is, above 2000 Pa, such as above 2200 Pa, such as above 2300 Pa, and the apparent viscosity of the material fed to said pulpers is reduced to a value indicative of a static yield stress, τ_o , below 1700 Pa, such as below 1500 Pa, and/or the static yield stress, τ_o , of the material fed to said pulpers is reduced to, below 1700 Pa, such as below 1500 Pa, and

30

- optionally inorganic particles and/or undissolved material is continuously separated from said hydrolyzed biomass material of step by degritting e) prior to said subsequent processing of steps f1) – f4).

35

In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that the apparent viscosity of said non-Newtonian biomass material of step a) is indicative of, and/or said dynamic yield stress, τ_y , of said non-Newtonian biomass material of step a) is, above 300 Pa, such as above 350 Pa, such as above 400 Pa, and the apparent viscosity of the material fed to said pulpers is reduced to a value indicative of a dynamic yield stress, τ_y , below 300 Pa, such as below 250 Pa, and/or the dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers is reduced to, below 300 Pa, such as below 250 Pa, and

10 - optionally inorganic particles and/or undissolved material is continuously separated from said hydrolyzed biomass material of step by degritting e) prior to said subsequent processing of steps f1) – f4).

In yet a further embodiment of this second aspect of the invention, said method is further characterized in that at least part of the at least one fraction of step f1) rich in liquid compared to said hydrolyzed biomass material is recirculated by transport to

15 - upstream one or more of said pulpers of steps a) - c) and mixed with said non-Newtonian biomass material thereby acting to reduce the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers,

20 - upstream said hydrolysis system steps d) - e) and mixed with said pre-heated biomass material thereby acting to reduce the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said hydrolysis system, and/or

- upstream said separation step f1) and mixed with said hydrolyzed biomass material

25 thereby acting to reduce the apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said separation step f1).

In particularly preferred embodiments of said second aspect of the invention, the homogenization and pre-heating of said non-Newtonian biomass material in said one

30 or more pulper(s) in steps a) – c), and the thermal hydrolysis of steps d) - e) is performed in a system in accordance with the first aspect of the present invention.

Any of the embodiments of the first aspect of the invention may be combined with any of the embodiments of the second aspect.

35

In a third aspect of the invention, there is provided a method for retrofitting an existing plant for thermal hydrolysis of a non-Newtonian biomass material having a dry-matter

content (DS%) of at least 8%, preferably at least 12%, such as at least 14%, such as at least 16%, preferably at least 18%, and a ratio between the chemical oxygen demand (COD) and volatile solids content (VS), COD/VS-ratio, of less than 2.0, preferably less than 1.8, and even more preferably less than 1.6, 6 and

- 5 a static yield stress, τ_0 , of between 150 and 2500 Pa and/or a dynamic yield stress, τ_y , of between 50 and 500, which non-Newtonian biomass material is to be used in an anaerobic fermentation, digestion or another process aimed at producing or extracting methane or other valuable substances, whereby said retrofitting ensures that said plant comprises at least the following:

10

a) means for feeding said non-Newtonian biomass material to one or more pulpers by one or more pulper feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate

15

b) means for homogenizing and pre-heating said non-Newtonian biomass material in said one or more pulpers resulting in a pre-heated biomass material,

20

c) means for discharging said pre-heated biomass material from said one or more pulpers,

25

d) means for feeding said pre-heated biomass material to a thermal hydrolysis system, operated at a higher temperature than the temperature of said pre-heated biomass material, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate,

30

e) means for thermally hydrolyzing said pre-heated biomass material in said thermal hydrolysis system resulting in a hydrolyzed biomass material, and

35

f) subsequently processing at least part of said hydrolyzed biomass material in one or more subsequent processing systems by transferring said hydrolysed biomass material to said one or more subsequent processing systems, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate,

wherein said means are further characterized in that:

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said non-Newtonian biomass material through said one or more pulper feed lines and pulpers of steps a) – c), and/or
- 5 - said controlled DS% and/or COD loading rate of said pre-heated biomass material through said one or more thermal hydrolysis system feed lines and said thermal hydrolysis system of steps d) and e), and/or
- said controlled DS% and/or COD loading rate of said hydrolysed biomass material through said one or more feed lines of step f),
- is controlled based on:
- 10 - continuously or semi-continuously determining the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of said non-Newtonian biomass material, said pre-heated biomass material and/or said hydrolysed biomass material, by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate in:
- 15 - said feed line(s) for said one or more pulpers of step a), and/or
- said feed line(s) for said thermal hydrolysis system of step d), and/or
- said feed line(s) for said one or more subsequent
- 20 processing system of steps f), and/or
- one or more thermal hydrolysis discharge or recirculation lines of said thermal hydrolysis system of step d) and e), and/or
- one or more circulation lines of said one or more pulpers
- 25 of steps a) – c),
- and
- continuously or semi-continuously measuring one or more parameters of said one or more subsequent processing systems of step f)
- thereby establishing, which controlled DS% and/or COD loading rate;
- 30 - of said non-Newtonian biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said one or more pulper feed lines and pulpers of step a); and/or
- of said pre-heated biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said thermal hydrolysis
- 35 feed lines and thermal hydrolysis system of step d); and/or

- of said hydrolysed biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said feed lines for said one or more subsequent processing system of step f)
is characteristic of at least one of said one or more of parameters of said subsequent
5 processing systems of step f).

In specific embodiments of this third aspect of the invention, said means may be further characterized in that said subsequent processing at least part of said hydrolysed biomass material in one or more subsequent processing systems by
10 transferring said hydrolysed biomass material to said one or more subsequent processing systems, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate in accordance with step f) comprises:

f1) means for transferring said hydrolyzed biomass material, by one or
15 more feed lines, to a separation step to produce at least two fractions, of which one is rich in liquid compared to said hydrolyzed biomass material and one is rich in solids compared to said hydrolyzed biomass material, and/or,

f2) means for transferring, by one or more feed lines, said hydrolyzed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for anaerobic fermentation,
and/or,

f3) means for transferring, by one or more feed lines, said hydrolyzed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for thermal reduction of organic compounds, wherein
30 said thermal reduction is achieved by;

- 1) Incineration (co-incineration or mono-incineration)
- 2) Gasification
- 3) Pyrolysis or Torrefaction
- 4) Supercritical water oxidation
- 35 5) Supercritical water liquification
- 6) Hydrothermal carbonization,
- 7) Hydrothermal oxidation, and/or

8) Hydrothermal liquifaction

and/or

f4) means for transferring, by one or more feed lines, said hydrolyzed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for;

1) electrochemical processing, and/or

2) biological processing for reduction of organic compounds (e.g. annamox processes or other similar biological processes), and/or

3) biological processing for reduction of nutrients concentration (e.g. annamox processes), and/or

4) chemical processing for reduction of nutrients

concentration (e.g. evaporation or chemical stripper),

5) thermal processing for reduction of nutrient concentration (e.g. steam stripper), and/or

6) chemical or thermal reaction or extraction of inorganic or organic chemical compounds in the hydrolyzed biomass material (such as magnesium-ammonium-phosphate, lignocellulosic compounds, feed additives, medical additives, cosmetic additives, etc),

wherein said means are further characterized in that:

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said biomass material pr. unit of time through said one or more pulper feed lines and pulpers of steps a) – c), and/or

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said pre-heated biomass material pr. unit of time through said one or more thermal hydrolysis system feed lines and said thermal hydrolysis system of steps d) and e), and/or

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said hydrolyzed biomass material pr. unit of time through said one or more feed lines of steps f1)-f4),

can be controlled based on:

- 5 - continuously or semi-continuously determining the apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of said non-Newtonian biomass material, said pre-heated biomass material and/or said hydrolyzed biomass material, by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate in:
- said feed lines for said one or more pulpers of step a), and/or
 - 10 - said feed lines for said thermal hydrolysis system of step d), and/or
 - said feed lines for said one or more subsequent processing system of steps f1)- f4), and/or
 - one or more thermal hydrolysis discharge or recirculation lines of said thermal hydrolysis system of step d) and e),
 - 15 and/or
 - one or more circulation lines of said one or more pulpers of steps a) – c),
- and optionally
- 20 - continuously or semi-continuously measuring at least one or more of the following parameters of said one or more subsequent processing systems of steps f1) – f4):
- pH
 - 25 - CH₄ concentration
 - amount of biogas produced pr. Unit of time
 - DS%,
 - VS%,
 - FOS/TAC ratio by the Nordmann method,
 - 30 - temperature
 - oxygen concentration
 - CO₂ concentration
 - conductivity
 - salt concentration
 - 35 - amount of dissolved carbon
 - amount of dissolved nitrogen
 - amount of suspended solids, and/or

- particle shape/size distribution

whereby said means allow for establishing, which controlled DS% and/or COD loading rate;

5

- of said non-Newtonian biomass material, at said determined apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , pr. unit of time through said one or more pulper feed lines and pulpers of step a);

10

- of said pre-heated biomass material, at said determined apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , pr. unit of time through said thermal hydrolysis feed lines and thermal hydrolysis system of step d); and/or

15

- of said hydrolyzed biomass material, at said determined apparent viscosity, e.g. static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , pr. unit of time through said feed lines for said one or more subsequent processing system of steps f1)- f4)

is characteristic of at least one or more of the following parameters of said pre-heated biomass material, said hydrolyzed biomass material and/or one or more subsequent processing steps of steps f1) – f4):

- 20
- the pH,
 - the CH₄ concentration,
 - the amount of Biogas produced pr. unit of time
 - 25 - the DS%,
 - the VS%,
 - the FOS/TAC ratio as measured by the Nordmann method.
 - the temperature
 - the oxygen concentration
 - 30 - the CO₂ concentration
 - the conductivity
 - the salt concentration
 - the amount of dissolved carbon
 - the amount of dissolved nitrogen
 - 35 - the amount of suspended solids, and/or
 - the particle shape/size distribution.

In an embodiment of this third aspect of the invention, said method is further characterized in that said non-Newtonian biomass material displays an apparent viscosity at different shear rates characteristic of a static yield stress, τ_o , of at least 500 Pa, such as at least 1000 Pa, such as at least 1500 Pa, and/or displays a static yield stress, τ_o , of at least 500 Pa, such as at least 1000 Pa, such as at least 1500 Pa.

In an embodiment of this third aspect of the invention, said method is further characterized in that said non-Newtonian biomass material displays an apparent viscosity at different shear rates characteristic of a dynamic yield stress, τ_y , of at least 50 Pa, such as at least 60 Pa, such as at least 70 Pa, such as at least 80 Pa, such as at least 90 Pa, such as at least 100 Pa and/or displays a dynamic yield stress, τ_y , of at least 50 Pa, such as at least 60 Pa, such as at least 70 Pa, such as at least 80 Pa, such as at least 90 Pa, such as at least 100 Pa.

Any of the embodiments of the first and second aspects of the invention may be combined with any of the embodiments of the third aspect.

In a fourth aspect of the invention, there is provided a method for retrofitting an existing system comprising a pulper for homogenizing and pre-heating a biomass material having a dry-matter content (DS%) above 8%, preferably at least 12%, such as above 14%, such as above 16%, preferably above 18%, and a thermal hydrolysis reactor for subsequent thermal hydrolysis of said biomass material, whereby said retrofitting ensures that said pulper is characterized in that:

- the total volume of said pulper is > 2.6 times and < 20 times, preferably 2.6 to 6 times, the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor
- said pulper comprises an outlet nozzle, for discharging said pre-heated material from said pulper, which is placed in such a way that:
 - the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle is ≥ 1.6 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor, and
 - the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle is > 1 times the average filling volume of the thermal hydrolysis reactor.

In one embodiment of the fourth aspect of the invention a varying pressure drop in the pulper feed line resulting from varying dry solids concentration in the pulper feed system (and the therefrom resulting variations in apparent viscosity), and the consequential difficulty in establishing a stable dilution rate to control apparent viscosity, may be mitigated by intensifying the mixing in pulper. This intensified mixing

- may be obtained by recycling, pre-heated and/or hydrolysed material and mixing it into the pulper feed system to homogenize the characteristics of the material ultimately fed to the pulper. This will in turn improve performance of the pulper as regards producing a material having a temperature within certain predetermined limits, improve the heat recovery rate of the overall pulper system, enable enhanced operation at elevated dry solids concentration and enable the fixing of a dilution rate based on a more stable apparent viscosity measurement in the pulper feed line. Thereby being able to feed a biomass material with a more stable apparent viscosity to the pulper makes it possible to operate stably at increased dry solids concentration as a more predictable feed apparent viscosity will ultimately lower the magnitude of any apparent viscosity safety margin. In particular it is ensured that pre-heated biomass material produced in a pulper from a non-Newtonian biomass material and to be subsequently fed to any downstream thermal hydrolysis reactor of a THP system, and/or subsequently from the THP system to any subsequent processing steps, is of a uniform temperature, i.e. such that the average standard variation in temperature is $<12^{\circ}\text{C}$ or more preferably $<6^{\circ}\text{C}$, and even more preferably $<2^{\circ}\text{C}$, when this standard variation in temperature is calculated based on a temperature measurement resolution of < 5 seconds, and used to calculate an overall average for each individual reactor filling.
- Any of the embodiments of the first, second and third aspects of the invention may be combined with any of the embodiments of the fourth aspect.

The optimal temperature and pressures in the individual vessels in a method, system or plant according to the present invention will depend on the temperature in the feed to the THP. Typically, the temperature in the feed to a THP is approximately 15°C , and the normal range is from 10 to 30°C , such as 15 - 25°C .

Flashsteam is preferably injected below liquid level in the pulpers. This ensures that steam condenses in the liquid while other non-condensable gases travel through the liquid and enters the headspace. Temperature and pressure transmitters are used to calculate the partial pressure of steam and other non-condensable gases in the headspace of the pulper vessels. Input from these instruments are used to control a valve that releases gases out from the vessels. This ensures that steam carried with the process gas may be used for heating in other parts of the process.

Typically, the temperature of the liquid material fed to the pulper or pulpers in a method, system or plant according to the present invention will be in the range from 10

to 30 C, such as 15-25 C, e.g. 20-25 C, and the hydrolysis temperature applied in the one or more reactors working in parallel or series downstream of the pulper(s) will be in the range between 120 to 220 C, such as 140 to 180 C, such as 155-165 C, e.g. app 160 C depending on ambient temperature and feedstock.

5

The apparent viscosity of most liquid materials, and the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , decreases with increasing temperature and increases with increasing dry solids content. For e.g. materials such as sludge from waste water treatment plants, the apparent viscosity, and the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , is normally greatly reduced by heating the material from ambient temperatures to approximately at least 50 C, such as app. At least 60 C, such as app. At least 70 C. Apparent viscosity, and the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , continues to decrease by heating to higher temperatures, but to a somewhat smaller extent. With low temperature in the pulper(s) it can become necessary to operate the process with lower dry solids content in the feed to keep the apparent viscosity, and the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , at a manageable level.

Also, as the skilled person would know, it is possible to pre-heat the incoming liquid material by using hot water for dilution, heat exchangers or the like. In such situations, i.e. if both the temperature of the liquid material feed to the pulper(s) and the hydrolysis temperature applied in the one or more reactors working in parallel or series downstream of the pulper(s) is sufficiently high, the working pressure of the pulper(s) will typically be more than 1 barA. One example of this would be a process, in which the liquid material is pre-heated to a temperature of 40 C, with small amounts of non-condensable gases, and where the hydrolysis is performed at a temperature of 220 C (and 23.2 barA). In this case, the pulper(s) will typically be run at 115 C and about 1.8 barA. Another example of such a method and/or plant would be a method/plant relying on feed having a temperature of about 65-70 C and a reactor pressure about 7 barA.

30

However, in the majority of situations in a method, system or plant according to the present invention the biomass material temperature and the hydrolysis temperature will be lower than 60 C and 200 C, respectively, such as lower than 40 C and 180 C, respectively.

35

An important aspect of the present invention is to recover heat. It is crucial that all steam brought back to the pre-heating vessels condenses into the material that is to

be pre-heated. This becomes extra challenging in pulper(s) that operate(s) at low temperatures because apparent viscosity, and static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , increases with decreasing temperatures. However, so-called steam 33escribe33g, which is characterized by steam traveling from the injection point
5 through the liquid surface, can be avoided by ensuring efficient mixing of the material in the pre-heating vessel. The density of steam decreases with decreasing pressure. As a result, the volume of steam transferred to a pre-heating vessel will in most scenarios be large. This effect can be exploited and used to mix the material in the pre-heating vessel by injecting steam at carefully designed injection points. This
10 makes it possible to treat highly viscous materials with high dry solids content, such as above 8%, preferably at least 12%, even at low temperatures. Efficient mixing is not only important for ensuring condensation of all steam returned to the pre-heating vessel(s), but also for homogenizing the material prior to further processing. Thus, homogenizing the material prior to treatment in any downstream reactor(s) also
15 ensures a more complete hydrolysis.

For most relevant materials, apparent viscosity, and static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , increases with dry solid concentration, whereas apparent viscosity decreases with increasing temperatures. The apparent viscosity, and static
20 yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of raw materials such as sludge is typically greatly reduced upon heating from ambient temperatures to about 50 C, such as about 50 C to 70 C, such as 60 to 65 C. Heating to even higher temperatures will lead to a further reduction in apparent viscosity, and static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y . The present invention enables operation at high dry solids
25 concentration. As would be known by the skilled person, high dry solids concentrations will in itself contribute to reduced steam consumption in the magnitude of app. 10%-30% depending on material characteristics.

A further preferred embodiment of the present invention is for any pulper(s) to include
30 a steam introduction system that enables high intensity mixing by using voluminous vapors, whereby the need for mechanical mixing as such would be reduced. Whichever means of mixing are used in a certain embodiment, enhanced mixing can be achieved through an optimized orientation of the lances and through additional pumping.

The present invention, thus, provides a method for continuous or batch hydrolysis of material by using pre-heating and cooling by using injection of flash steam and facilitating steam flashing, respectively.

- 5 In yet a further preferred embodiment of a method or a plant according to the present invention the preheating pulper feed is either introduced into the bottom of the preheating pulper, or above liquid level of the preheating pulper in combination with a material size reduction and distribution system that increases specific surface area of the cold material, or below liquid level of the preheating pulper in combination with a
- 10 material size reduction and distribution system that increases specific surface area of the cold material.

The reactors of a method or plant according to the present invention can be in series or in parallel.

15

BRIEF DESCRIPTION OF THE DRAWINGS

Figure 1(A) shows a rotational rheometer for measuring the static and dynamic yield stress of a biomass material. The rotational rheometer includes a vane that can be immersed in a cup comprising the biomass material.

- 20 Figure 1(B) shows the viscosity characteristics, including the relation between shear rate and shear stress, of different kinds of non-Newtonian liquids/biomass materials.

Figure 1(C) shows typical shear stress-shear rate curves obtained for 2 different samples of municipal sewage sludge obtained by use of a rotational rheometer as the

25 one shown in figure 1 (A).

Figure 1(D) shows typical shear stress-shear rate curve obtained for 2 hydrolysed municipal sewage sludge obtained by use of a rotational rheometer as the one shown in figure 1 (A).

30

Figure 2 shows the viscosity characteristics of different kinds of sludge as regards the relation between shear rate and shear stress.

- 35 Figure 3 illustrates the calculated pressure drop (head loss) in a pulper feed line as a function of the flow rate for a certain type of waste activated sludge as a function of

flowrate at high temperature (low pressure drop) and at low temperature (high pressure drop), respectively.

Figure 4 shows the calculated head loss (bar) as a function of pipe diameter (mm) for a sludge transfer line for two different sludge qualities and pipe configurations at approx. 20-25°C.

Figure 5 illustrates the average temperature of a sludge mixture as a function of return flow temperature.

10

Figure 6 illustrates the average temperature of a sludge mixture as function of return flow ratio at a return flow temperature of 90°C and a feed flow temperature of 20°C.

Figure 7 shows a possible design of a particular beneficial pulper design of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention.

Figure 8 shows embodiments of the present invention including a particular beneficial pulper design according to the present invention.

20

Figure 9 shows a preferred sludge extruder in a particular beneficial pulper design according to the present invention.

Figure 10A shows data from a case study in relation to performance data of a pulper modification upgrade, involving the upgrade from a prior art design (8 hour trends) to a particular beneficial pulper design according to the present invention (16 hour trends).

25

Figure 10B shows the standard deviation of reactor feed temperature for individual reactor fillings in a method according to the present invention, employing a pulper according to the present invention based on temperature measurements every 5 seconds.

30

Figure 11 shows data from a case study in relation to performance data of a pulper modification upgrade as regards reactor flow, involving the upgrade from a prior art design (without new invention) to a particular beneficial pulper design according to the present invention (with new invention).

35

Figures 12, 13A and 13B show the relationship between τ_o and WAS% when operating at selected dry solids content from 16% to 18%DS, during development and testing of the particularly beneficial pulper design according to the present invention described in example 4.

5

Figure 14 shows the relationship between specific energy content, measured as COD/VS and rheology, measured as τ_o when making use of a particularly beneficial pulper design according to the present invention described in example 4.

10 Figure 15 shows the relationship between τ_o and WAS/Primary sludge ratio when making use of a particularly beneficial pulper design according to the present invention described in example 4.

Figure 16 shows the relationship between τ_o and organic Nitrogen content of VS when making use of a particularly beneficial pulper design according to the present invention described in example 4.

15

DETAILED DESCRIPTION

20 Below the present invention will be described in further detail with reference to certain specific embodiments, and the nomenclature also used in the accompanying figures.

The present invention relates to methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP), which make use of pulpers for pre-heating. The present invention also relates to methods for retrofitting existing plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP). In particular, the present invention relates to methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP), which are useful for the processing of “biomass material”, having a dry-matter content (DS%) of at least 8%, preferably at least 12%, such as at least 14%, such as at least 16%, such as at least 18%, such as at least 20%.

25

30

One source of “biomass material”, which may be processed in the methods, systems, process equipment and plants of the present invention stems from so-called primary wastewater treatment, involving gravity sedimentation of screened, degritted wastewater to remove settleable solids. In many scenarios, this will amount to slightly more than one-half of the suspended solids ordinarily present in wastewater. The

35

residue from primary treatment is a concentrated suspension of particles in water called, also often referred to as "primary sludge" or "primary biosolid". Another source of "biomass material", which may be processed in the methods, systems, process equipment and plants of the present invention stems from so-called secondary

5 municipal wastewater treatment, e.g. accomplished by using a biological treatment process, where microorganisms in suspension, attached to media, or in ponds or other processes, are used to remove biodegradable organic material from the wastewater. Part of the organic material is oxidized by the microorganisms to produce carbon dioxide and other end products, and the remainder provides the energy and materials

10 needed to support microorganism growth. The microorganisms thereby formed settle as particles, and, following biological treatment, this excess biomass is separated in sedimentation tanks as a concentrated suspension called "secondary sludge"/ "secondary biosolid" or "waste activated sludge"/"WAS". In many wastewater treatment plants, a portion of the WAS will be returned to the secondary treatment process and

15 mixed with incoming wastewater from which primary sludge has already been removed. This part, i.e. the returned part, is sometimes referred to as "Return Activated Sludge"/"RAS". Thus, "primary sludge"/"primary biosolid", "secondary sludge"/"secondary biosolid"/"waste activated sludge"/"WAS" and "Return Activated Sludge"/"RAS" are all solid, semisolid, or slurry residual materials, which are produced

20 as a by-product of wastewater treatment processes.

Hence, in the context of the present invention the term "biomass material" is to be construed as referring to any material comprising organic material, i.e. material based on living organisms, such as microorganisms, plants and animals, which may be used

25 as a "substrate" in methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) according to the present invention. The most common "biomass materials", and hence "substrates", are energy crops, agricultural crop residues, forestry residues, algae, wood processing residues, municipal waste, and wet waste, such as crop wastes, forest residues, purpose-grown grasses, woody

30 energy crops, algae, industrial wastes, sorted municipal solid waste [MSW], urban wood waste, and food waste and waste from industry, farms and households, such as "wastewater" (see above), "biological sludge", "sludge" or the like. Unless specifically specified below terms like, "waste-water", "biological sludge", "sludge" ("primary sludge"/"primary biosolid" and "secondary sludge"/"secondary biosolid"), "waste

35 activated sludge"/"WAS" and "Return Activated Sludge"/"RAS" are as a starting point used interchangeably in the context of the present invention and are in the context of the aspects and embodiments described herein below, all to be construed to be

examples of a "biomass material", which may be used as a "substrate" in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention. In certain aspects and embodiments described below, it is specified that the "biomass material", i.e. "substrate", which is processed,

5 comprises one specific "biomass material" or a specific mixture of several specific "biomass materials", e.g. "wastewater", "primary sludge"/"primary biosolid", "secondary sludge"/"secondary biosolid"/"waste activated sludge"/"WAS" and/or "Return Activated Sludge"/"RAS". However, as will be evident from the below, this possible further specification of the "biomass material", is intended to provide specific examples of how

10 a skilled person may arrive at a "biomass material" characterised by e.g. a specific apparent viscosity and/or a specific static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , a specific dry-matter content (DS%) and/or a specific ratio between the chemical oxygen demand (COD) and volatile solids content (VS), the so-called COD/VS-ratio. As will be evident to a skilled person, however, a "biomass material", i.e. "substrate",

15 displaying similar specific characteristics could equally well be obtained from another "biomass material", or another mixture of "biomass materials", than the one(s) specifically identified in the relevant aspect and/or embodiment. In the context of the present invention the term "Non-newtonian biomass material" is to be construed as referring to a biomass material (see above), which does not follow Newton's law of

20 viscosity. Hence, the viscosity of a "non-Newtonian biomass material" can change when under force to being either more liquid or more solid, and the relation between the shear stress and the shear rate, is either not linear and/or does not pass through the origin, as for Newtonian fluids, c.f. Figure 1(B). In a "Non-Newtonian biomass material" the relation between the shear stress and the shear rate is different and a

25 constant coefficient of viscosity cannot be defined.

In the context of the present invention the term "static yield point", and the term " τ_o ", is to be construed as the amount of shear stress at which an otherwise solid material begins to flow, sometimes referred to as the "static yield stress". Hence, in the context

30 of the present invention "static yield point"/"static yield stress"/" τ_o " is to be construed as a measure of the resistance of a given "biomass material" to flow, or in other words, it is to be construed as the shear stress required to start movement of a given "biomass material" in the form of a flow. Accordingly, "static yield point"/" τ_o "/"static yield stress" is a property, which can be associated with a "biomass material" according to

35 the present invention, whereby the "biomass material" does not flow unless the applied shear stress exceeds the "static yield point"/" τ_o "/"static yield stress". The SI unit for "static yield point"/"static yield stress"/" τ_o " is Pascal (Pa) or Nm^2 .

In the context of the present invention the term “dynamic yield point”, and the term “ τ_y ”, is to be construed as the amount of shear stress to maintain flow of a material, sometimes referred to as the “dynamic yield stress”. Hence, in the context of the present invention “dynamic yield point”/“dynamic yield stress”/“ τ_y ” is to be construed as the shear stress required to maintain movement of a given “biomass material” in the form of a flow. Accordingly, “dynamic yield point”/“ τ_y ”/“dynamic yield stress” is a property, which can be associated with a “biomass material” according to the present invention, whereby the “biomass material” does not keep flowing unless the applied shear stress exceeds the “dynamic yield point”/“ τ_y ”/“dynamic yield stress”. The SI unit for “dynamic yield point”/“dynamic yield stress”/“ τ_y ” is Pascal (Pa) or Nm^2 .

The static, τ_o , and dynamic, τ_y , yield stress of a “biomass material” may be determined using a rotational rheometer. The working principle is as follow. A vane is immersed in a cup comprising the “biomass material” as shown in Figure 1(A). The shaft’s angular velocity is then gradually increased, while the applied torque is measured. This, when combined with a proper calibration, yields a shear stress-shear rate curve, e.g. as the one shown in Figure 1(C).

In the results presented in Figure 1 (C), the “biomass material” labelled “1” originates from a Bio-P process and has a dry solids content of 18.2%. The “biomass material” labelled “2” has been pretreated at approx. 80°C and has a dry solid concentration of 17.5%. The measurements for both samples were made at 21°C. From a shear rate of app. 6 s^{-1} both materials show a Bingham plastic fluid behaviour, and the plastic viscosity (slope of the curve) is close to 0. The dashed line corresponds to a dynamic yield stress of 130 Pa. Hence the key difference between the two materials is the amplitude of the static yield stress: 1200 Pa vs 400 Pa. As these measurements show there is a distinct difference between a given materials dynamic, τ_y , and static, τ_o , yield stress, and both parameters contribute to characterise the overall flow properties, i.e the apparent viscosity, of the material.

In the context of the present invention “apparent viscosity” (also sometimes referred to as shear viscosity) is the shear stress applied to a fluid divided by the shear rate. “Apparent viscosity” has the SI derived unit $\text{Pa} \cdot \text{s}$ (Pascal-second), but centipoise is frequently used in practice: (1 $\text{mPa} \cdot \text{s}$ = 1 cP). For a Newtonian fluid, the “apparent viscosity” is constant, and equals the Newtonian viscosity of the fluid. For non-Newtonian fluids, like the “biomass materials” of the present invention, the “apparent

viscosity” depends on the shear rate as illustrated in figure 1 (C). Thus, for example the “apparent viscosity” of a so-called Bingham plastic is lower when measured at a higher shear rate. Hence, multiple measurements of “apparent viscosity” at different, well-defined shear rates, can give useful information about the behaviour of a non-Newtonian fluid/material.

As mentioned above, and shown in Figure 1(A), a very common way of measuring the “yield stress”, and thereby determining the “static yield stress”/“ τ_o ” and “dynamic yield stress”, “ τ_y ”, is by plotting shear stress versus shear rate data obtained from conventional rheometer measurements. Such experimental data, also referred to as equilibrium flow curves, can be interpreted with or without a rheological model such as the Herschel-Bulkley model, the Bingham Plastic model, the Bingham pseudoplastic model or the Ostwald–de Waele model, cf. Figure 2, which show data for “Dewatered raw sludge” and “Hydrolysed and digested sludge”, respectively...

The apparent viscosity characteristics of the non-Newtonian biomass material, which is preferably to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is to be characterized by being indicative of a static yield stress, τ_o , of between 150 and 2500 Pa, such as at least 1000 Pa, such as at least 1100 Pa, such as at least 1200 Pa, such as at least 1300 Pa and such as at least 1400 Pa. Alternatively, the non-Newtonian biomass material, which is preferably to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is to display a static yield stress, τ_o , of at least 1000 Pa, such as at least 1100 Pa, such as at least 1200 Pa, such as at least 1300 Pa and such as at least 1400 Pa.

The apparent viscosity characteristics of the non-Newtonian biomass material, which is preferably to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is to be characterized by being indicative of a and/or dynamic yield stress, τ_y , of between 50 and 500 Pa, such as at least 60 Pa, such as at least 70 Pa, such as at least 80 Pa, such as at least 90 Pa, such as at least 100 Pa, such as at least 110 Pa, such as at least 120 Pa, such as at least 130 Pa and such as at least 140 Pa. Alternatively, the non-Newtonian biomass material, which is preferably to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes

(THP) of the present invention, is to display a dynamic yield stress, τ_y , of at least 150 Pa, such as at least 160 Pa, such as at least 170 Pa, such as at least 180 Pa and such as at least 190 Pa.

- 5 In some embodiments of the present invention the apparent viscosity of the a non-Newtonian biomass material, which is to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is adjusted to be indicative of a static yield stress, τ_o , below 1700 Pa such as below 1500 Pa, by reducing the apparent viscosity of a biomass material, which
- 10 would otherwise be indicative of a static yield stress, τ_o , of above 2000 Pa, such as above 2200 Pa, such as above 2500 Pa, before this is feed to the pulpers of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention. Alternatively, the static yield stress, τ_o , of a non-Newtonian biomass material, which is to be treated in the methods, systems,
- 15 process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, which displays a static yield stress, τ_o , of above 2000 Pa, such as above 2200 Pa, such as above 2500 Pa, may be reduced to a static yield stress, τ_o , below 1700 Pa such as below 1500 Pa.
- 20 In some embodiments of the present invention the apparent viscosity of the a non-Newtonian biomass material, which is to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is adjusted to be indicative of a dynamic yield stress, τ_y , below 300 Pa such as below 250 Pa, by reducing the apparent viscosity of a biomass material, which
- 25 would otherwise be indicative of a dynamic yield stress, τ_y , of above 300 Pa, such as above 350 Pa, such as above 400 Pa, before this is feed to the pulpers of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention. Alternatively, the dynamic yield stress, τ_y , of a non-Newtonian biomass material, which is to be treated in the methods, systems,
- 30 process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, which displays and/or dynamic yield stress, τ_y , of above 250 Pa, such as above 300 Pa, such as above 350 Pa, may be reduced to a dynamic yield stress, τ_y , below 250 Pa such as below 200 Pa.
- 35 This may be done by adding dilution liquid, e.g. water, or adding additives to said non-Newtonian biomass material acting to reduce the apparent viscosity, e.g. the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers,

and/or by adding additives to said non-Newtonian biomass material acting to start an exotherm reaction that increases the temperature of said non-Newtonian biomass material, and/or adding additives to said non-Newtonian biomass material acting to directly or indirectly influence other properties of the biomass material, e.g. chemical or biochemical composition, microbial composition or content, cellular structure, particle size distribution or particle shape distribution, known to directly or indirectly influence the apparent viscosity, e.g. the static yield stress and/or dynamic yield stress, of said non-Newtonian biomass material. In the context of the present invention the term “chemical oxygen demand (COD)” is to be construed as referring to the amount of oxygen that’s needed to oxidise the organic matter present in a quantity of a given material. It is commonly expressed in mass of oxygen consumed over volume, which in SI units is milligrams per litre (mg/L).

In the context of the present invention the term “volatile solids content (VS)” is to be construed as referring to the amount of total solids lost when these are combusted at 550° C in the presence of excess air. One unit of VS content is % by weight.

In the context of the present invention the term “ratio between the chemical oxygen demand (COD) and volatile solids content (VS), COD/VS-ratio”, also sometimes referred to as the “specific energy content”, is to be construed as referring to the COD expressed in milligrams per litre (mg/L) divided by the VS expressed in % by weight. The COD/VS-ratio of the non-Newtonian biomass material, which is to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is less than 2.0, such as less than 1.9, such as less than 1.8, such as less than 1.7 and such as less than 1.6.

In some embodiments of the present invention the relationship between specific energy content, measured as COD/VS, and apparent viscosity, e.g. static yield stress, measured as τ_0 , and/or dynamic yield stress, measured as τ_y , of the non-Newtonian biomass material, which is to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is as depicted in Figure 14, which is based on an average energy content in Primary sludge of 1,7 and an average energy content in in Waste Activated sludge of 1,45. This relationship has in the context of the present invention been found to be useful to determine the energy content, i.e. COD/VS, in sludge on basis of its apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. I.e. for static yield stress, τ_0 , for $\tau_0 > 500 - 1000$ Pa and COD/VS $> 1,52$ depending on type of substrate. Based on

this relationship, the COD/VS-ratio of the non-Newtonian biomass material, which is to be treated in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is preferably more than 1.5.

Variations in energy content will, however, depend on sludge origin, sludge age, etc,
5 and a calibration is recommended for each sludge mix.

In the context of the present invention the term “degritting” is to be construed as referring to any process resulting in the removal of fine solid particles (grit) from a liquid carrier, e.g. by gravity separation (settling) or centrifugation.

10

In the context of the present invention the term “separation” is to be construed as referring to any process resulting in the separation of a starting mixture (e.g. a hydrolysed biomass material) into different portions and/or fractions thereof through differences in physical and/or chemical properties.

15

In the context of the present invention the term “anaerobic fermentation” is to be construed as referring to any process that results in the conversion of a hydrolysed biomass material to a desirable end product (e.g. organic acids, gases or alcohols), under anaerobic conditions.

20

In the context of the present invention the term “Incineration” is to be construed as referring to full combustion of a given material, e.g. a hydrolysed biomass material, with excess of air. Incineration may prevent spreading of diseases and environmentally hazardous substances including micro plastics. Incineration is a method that eliminates the concerns of recycling biosolids to agricultural land and other land applications. Incineration may also be used to eliminate the need for recovery and reuse of a range of micro and macro nutrients. Incineration is a common technology to eliminate toxic substances. According to the European Waste Incineration Directive, incineration plants must be designed to ensure that the flue
25 gases reach a temperature of at least 850 °C for 2 seconds in order to ensure proper breakdown of toxic organic substances. In order to comply with this at all times, it is required to install backup auxiliary burners (often fueled by oil), which are fired into the boiler (co-incineration) in case the heating value of the waste becomes too low to reach this temperature alone (mono-incineration).

30

In the context of the present invention the term “Gasification” is to be construed as referring to a process that converts biomass- or fossil fuel-based carbonaceous

materials into gases, including as the largest fractions: nitrogen (N_2), carbon monoxide (CO), hydrogen (H_2), and carbon dioxide (CO_2). This may be achieved by reacting the material, e.g. a hydrolysed biomass material, at high temperatures (typically $>700\text{ }^{\circ}C$), without combustion/incineration, via controlling the amount of oxygen and/or steam present in the reaction. The resulting gas mixture is called syngas and may itself be used as a fuel due to the flammability of the H_2 and CO of which the gas is largely composed. Power can be derived from the subsequent combustion of the resultant gas, and is considered to be a source of renewable energy if the gasified compounds were obtained from a biomass material, e.g. a hydrolysed biomass material.

Gasification to syngas can be more efficient than direct incineration of the biomass material, e.g. a hydrolysed biomass material, because the syngas can be combusted at higher temperatures so that the thermodynamic upper limit to the efficiency defined by Carnot's rule is higher. Syngas may also be used as the hydrogen source in fuel cells, however the syngas produced by most gasification systems requires additional processing and reforming to remove contaminants and other gases such as CO and CO_2 to be suitable for low-temperature fuel cell use, but high-temperature solid oxide fuel cells are capable of directly accepting mixtures of steam, and methane. Syngas is most commonly burned directly in gas engines, used to produce methanol and hydrogen, or converted into synthetic fuel. For some biomass materials, e.g. a hydrolysed biomass material, gasification can be an alternative to landfilling and incineration, resulting in lowered emissions of atmospheric pollutants such as methane and particulates. Some gasification processes aim at refining out corrosive ash elements such as chloride and potassium, allowing clean gas production from otherwise problematic feedstock material. Gasification of fossil fuels is currently widely used on industrial scales to generate electricity. Gasification can generate lower amounts of some pollutants as SO_x and NO_x than incineration.

In the context of the present invention the term "Pyrolysis" is to be construed as referring to a process by which a solid (or a liquid) material, e.g. a hydrolysed biomass material, undergoes thermal degradation into smaller volatile molecules, without interacting with oxygen or any other oxidants. Pyrolysis, which is also the first step in gasification and incineration, occurs in the absence or near absence of oxygen, and it is thus distinct from incineration (burning), which can take place only if sufficient oxygen is present. The rate of pyrolysis increases with temperature. In industrial applications the temperatures used are often $430\text{ }^{\circ}C$ or higher, whereas in smaller-scale operations the temperature may be much lower. Two well-known products created by pyrolysis are a form of charcoal called biochar, created by heating wood,

and coke (which is used as an industrial fuel and a heat shield), created by heating coal. Pyrolysis also produces condensable liquids (or tar) and non-condensable gases. If the purpose is to maximize the yield of liquid products resulting from biomass pyrolysis, a low temperature, high heating rate, short gas residence time process would be required. For a high char production, a low temperature, low heating rate process would be chosen. If the purpose was to maximize the yield of fuel gas resulting from pyrolysis, a high temperature, low heating rate, long gas residence time process would be preferred.

- 10 In the context of the present invention the term “Torrefaction” is to be construed as a mild form of pyrolysis at temperatures typically between 200 and 320°C.

In the context of the present invention the term “Supercritical water oxidation” is to be construed as referring to the process of oxidation occurring in supercritical water when an oxidant is added. A supercritical fluid (SCF) is any substance at a temperature and pressure above its critical point, where distinct liquid and gas phases do not exist, but below the pressure required to compress it into a solid. Water becomes supercritical at a temperature above app. 373°C and a pressure above app 220 bar.

- 20 In the context of the present invention the term “Supercritical water liquification” is to be construed as referring to the process of co-liquifying a given material with water at conditions where water is a supercritical state. Supercritical water liquefaction can be utilized for effective treatment of biomass in terms of material recovery. Cellulose, one of the main components of biomass, is completely dissolved in supercritical water.
- 25 Once dissolved, reaction of cellulose can take place swiftly by either hydrolysis and/or pyrolysis/torrefaction. The hydrolysis reaction, otherwise slower than pyrolysis/torrefaction due to the mass transfer limitation, is faster than decomposition in supercritical water, and efficient glucose recovery from cellulose has been shown to be possible. Once dissolved, a certain degree of super saturation can be maintained
- 30 when the solution is cooled down, whereby also swift hydrolysis by the use of enzymes has been shown to be possible. Lignin can be also converted into specialty chemicals by using supercritical cresol/water mixture as a solvent.

In the context of the present invention the term “Hydrothermal carbonization” is to be construed as referring to a thermochemical treatment process where biomass is treated under hot compressed water to produce hydrochar. Although Bergius discovered hydrothermal carbonization as early as in 1913, it has been re-discovered

in the last few years, during which hydrothermal carbonization (HTC), has also become known as "hydrothermal pretreatment" or "wet torrefaction". Regardless, HTC is a thermochemical conversion technique that uses subcritical (liquid) water as a reaction medium for conversion of wet biomass and waste streams into a valuable carbon rich solid product. It is usually performed at temperatures ranging from 180°C to 280°C, at pressures slightly higher than water saturation pressure to ensure water is in a liquid state, and under an inert atmosphere.

In the context of the present invention the term "Hydrothermal oxidation" is to be construed as referring to a process involving treatment at temperatures and pressures below and above the critical point for water, i.e. app. 373°C and app 220bar, respectively. Subcritical water oxidation (SubCWO) achieves incomplete sludge oxidation (<95% COD removal) and produces high-strength liquors containing significant quantities of volatile fatty acids (VFAs). SubCWO also achieves efficient destruction of the organic component of sludge solids, resulting in significant mass and volume reductions. Supercritical wateroxidation (SCWO) on the other hand can completely oxidize the organic component of sludge (>99.9% COD reduction), produce high quality effluents and disposable ashes and air emissions.

In the context of the present invention the term "electrochemical processing" is to be construed as referring to processes involving the setting up of an electric field between anodes and cathodes to degrade and convert compounds. Bioelectrochemical processing, are electrochemical processes where biological activity on the electrodes assists or drives the degradation. Biocatalysts may also be used to accelerate a more efficient degradation. Such methods are also called Microbial electrosynthesis. Electrochemical processing designed for the waste water industry have been developed. These methods and the technology are still in the development phase, however, and more research and development is expected in the years to come. Thus, e.g. electrochemical oxidation of PFAS using various cathode/anode materials and catalysts has been subject to research and development for several years. Literature indicates that almost 99% of PFAS removal is possible with electrochemical treatment methods.

In the context of the present invention the term "biological processing for reduction of organic compounds" is to be construed as referring to biological processing, which utilizes the biological growth of microorganisms to digest and bind compounds in e.g. waste water by controlling the processing conditions. Important factors are

temperature, pH, dissolved oxygen, nutrient concentration and the content of toxic materials. These processes can be either aerobic or anaerobic, or can include arranging both aerobic and anaerobic processes in series. A range of biological processing methods are established to achieve a reduction in organic compounds as well as nutrient reduction. This includes but is not limited to activated sludge treatment systems, Bio-P treatment systems, MBR (Membrane Bio Reactors), MMBR (Moving Bed Biofilm processes). The anaerobic ammonium oxidation (anammox) process is one such process, which has been widely acknowledged as an environmentally friendly and time-saving technique capable of achieving efficient nitrogen removal. Hence in the context of the present invention the term “biological processing for reduction of nutrients concentration” is to be construed as referring to e.g. anammox processes.

In the context of the present invention the term “chemical processing for reduction of nutrients concentration” is to be construed as referring to processing, which in different ways binds nutrients present in a material, e.g. a biomass material, chemically in order to remove (i.e. “strip”) the nutrients and other compounds from the material. Typical chemical wastewater treatment processes are; chemical precipitation, ion exchange, neutralization, adsorption and disinfection processes. Evaporation technologies can also be applied to bind nutrients chemically. The water is evaporated and recovered as a condensate which is low on nutrients. The condensation heat is recovered internally in evaporators to reduce overall energy consumption. Different evaporation principles are available. Air strippers is another technology that can be applied to remove nutrients. The removal efficiency of nitrogen removal can be improved by increasing pH. Increased pH can be achieved by adding chemicals. Nitrogen removed by stripping can be recovered with chemicals to produce ammonia salts or by distillation as ammonia water.

In the context of the present invention the term “thermal processing for reduction of nutrient concentration” is to be construed as referring to processing, which at elevated temperature enhances the removal of nutrients present in a material, e.g. a biomass material being treated by chemical processing (see above). Thus, as an example the efficiency of Air strippers can be improved by increased temperature which can be achieved by adding heat in various ways, indirectly through heat exchangers or directly by steam (e.g. in the form of a so-called steam stripper).

In the context of the present invention the term “heat-exchangers” is to be construed as referring to any means, which may be used for transferring heat energy present in one material to another material, e.g. by the cooling of a material, e.g. a hydrolysed biomass material, by subjecting it to heat-exchange with water, which is then heated.

5

In the context of the present invention the terms “retention time” and “average overall retention time” are to be construed as referring to Hydraulic Retention Time (HRT), defined as the ratio between the average reactor filling volume and the feed flow rate. In other words it represents the average amount of time that any sub-part of the biomass material stay in a reactor or tank. It is calculated by dividing the average filling volume of a reactor (e.g. m³) by the influent flow rate (e.g. m³/day). In contrast the solids retention time (SRT) is the time the solid fraction of the biomass material in a treatment unit. It is the quantity of solids maintained in the unit divided by the quantity of solids coming out of the unit each day.

15

In the context of the present invention the term “DS%” is to be construed as referring to the total dry solids content of a given material, including both the suspended solids and the dissolved materials, e.g. salts. Thus, the term “(DS%)”, also called “dry-matter content” is to be construed as referring to the percentage of solids in a mixture, e.g. a “biomass material”. The higher this proportion, the drier the mixture. One unit of DS content is % by weight. Expressed as a ratio of weights obtained before and after a drying process, in which a sample of the material is placed in an oven at a temperature of 105 °C until a steady mass is obtained. Drying at 175-185°C and comparing the result obtained by drying at 105°C enables the evaluation of the content of crystallisation water of certain salts, e.g. hydroxides, which might be part of the sample.

25

Heating the residue from the 105°C drying process to 550°C for two hours in a preheated and thermostatically controlled muffle oven enables the determination of the part of the total dry solids, which are volatile at a temperature of 550°C. For most biomass materials this can be considered an approximation of the organic matter content of the material, also referred to as volatile solids (VS). The VS is usually expressed as a % of dry-matter.

30

The part of a biomass material sample that are volatile at temperatures between 550 and 900°C, will in most scenarios mainly consists of CO₂ produced by the decomposition of carbonates contained in the biomass material.

35

Hence, in the context of the present invention the term "VS%" is to be construed as referring to the % of the total dry solids content (DS%), which is volatile at a temperature of 550°C.

5

In the context of the present invention the term "suspended solids" (SS) is to be construed as referring to solid particles of any origin which remain in suspension in water as a colloid or due to motion of the water. Suspended solids can be removed by sedimentation if their size or density is comparatively large, or by filtration. Within the technical field of the present invention the term Total Suspended Solids (TSS) is commonly used to refer to particles larger than 2 microns found in water. Both SS and TSS can be reported as mg/L, ppm or %. The amount of suspended solids (SS) or total suspended solids (TSS) may be measured by the use of e.g acoustic or ultrasonic type instrument, or gamma type instrument, or by measuring the turbidity of the sample in question.

In the context of the present invention the term particle size distribution is to be construed as referring to the particle-size distribution of particles dispersed in a sample, in the form of a list of values or a mathematical function that defines the relative amount, typically by mass, of particles present according to their size.

In the context of the present invention the term particle shape distribution is to be construed as referring to the particle-shpae distribution of particles dispersed in a sample, in the form of a list of values or a mathematical function that defines the relative amount, typically by mass, of particles present according to their shape.

25

The particle size distribution and/or the particle shape distribution of a sample may be determined by a number of different techniques, such as Sieve analysis, Air elutriation analysis, Photoanalysis, Optical granulometry, Optical counting methods, Electroresistance counting methods, Sedimentation techniques, Laser diffraction methods, Laser Obscuration Time" (LOT) or "Time Of Transition" (TOT) and/or Acoustic spectroscopy or ultrasound attenuation spectroscopy.

In the context of the present invention the term "FOS/TAC ratio by the Nordmann method" is to be construed as referring to measurements of volatile organic acids (FOS) and total inorganic carbon (TAC) (i.e. carbon buffer capacity) by what is normally referred to as the Nordmann method. The FOS/TAC ratio is a commonly

35

applied measurement for observing stability and indicating if corrective action must be taken in an anaerobic digestion process of e.g. a biogas plant.

To find the FOS/TAC value, a representative sample of the relevant biomass material is used. All particulate matter must be removed by filtration or centrifugation, and all sample preparation must be performed in the same manner. Typical sample volume of the substrate is 20 mL but may be diluted with deionized water if there is an insufficient amount. Note that the TAC equation must be altered to account for the dilution.

First, TAC (in mg CaCO_3/L) is measured by titrating the sample to pH 5.0 with 0.1 N sulphuric acid and can be calculated by using the following equation:

$$\text{TAC} = (\text{EP1} \times \text{Concentration of titrant} \times 50045) / (\text{Volume of sample})$$

where EP1 is the volume of the titrant at pH 5.0 in mL. If Ctitrant is 0.1 N and Volume of sample is 20 mL, the equation can be simplified to:

$$\text{TAC} = \text{EP1} \times 250 \text{ [mg/L CaCO}_3\text{]}$$

Following the titration to calculate TAC, the Nordmann method is used to determine the FOS (in mg/L Hac) content by titrating a 20 mL sample from pH 5.0 to pH 4.4 using 0.1 N sulphuric acid. Using the following equation where B is the acid consumed in mL (i.e. volume of titrant at pH 5.0 – volume of titrant at pH 4.4).

$$\text{FOS} = [(B \times 1.66) - 0.15] \times 500 \text{ [mg/L Hac]}$$

In general, a FOS/TAC value of 0.3-0.4 is considered optimal. However, every digester has a unique optimal ratio. Above 0.4, there is normally excessive biomass input and below 0.3, there is normally too little biomass input.

30

In the context of the present invention the term “amount of dissolved organic carbon”, also sometimes called DOC, is to be construed as referring to the fraction of organic carbon in a given biomass material, which can pass through a filter with a given pore size, typically between 0.22 and 0.7 micrometers. The fraction remaining on the

relevant filter is then called particulate organic carbon (POC).

35

In the context of the present invention the term “amount of dissolved organic nitrogen”, also sometimes referred to as (DON), is to be construed as referring to that subset of the dissolved organic carbon (DOC) pool that also contains N. Dissolved inorganic nitrogen (DIN) is comprised of nitrate plus nitrite and ammonium. Total dissolved
5 nitrogen (TDN) is comprised of dissolved inorganic nitrogen (DIN) and dissolved organic nitrogen (DON). Because there is no reliable way to measure DON directly, it is usually calculated from measured TDN and DIN values ($DON = TDN - DIN$).

As opposed to DOC, dissolved organic matter (DOM) refers to the total mass of the
10 dissolved organic matter. That is, DOM also includes the mass of other elements present in the organic material, such as nitrogen, oxygen and hydrogen. DOC is a component of DOM and there is typically about twice as much DOM as DOC.

As already explained above, the methods, systems, process equipment and plants
15 employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention includes several improvements compared with prior art thermal hydrolysis processes. First of all, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enable stable operation of thermal hydrolysis systems at high apparent viscosity and variable high dry solids
20 content.

Thermal hydrolysis operated at high dry solids concentration is important in order to minimize specific energy consumption (e.g. measured as kg steam/tonne dry solids).

25 The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention rely on the key finding that apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, rather than DS% is the key limitation for operating thermal hydrolysis systems at high dry solids concentration and thus achieving a low specific energy consumption, and that different substrates
30 have significantly different rheological behaviour.

As apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, increases with dry solids content and decreases with temperature, it is highly beneficial to monitor the actual rheological behaviour of the specific substrate mixture being subject
35 to thermal hydrolysis treatment and continuously adjust the process accordingly in order to continuously minimize the specific energy consumption.

The adjustments relate to both dry solids content in upstream dewatering and dilution rate of THP feed stream, as well as preheating of dilution water. The rheology behaviour of all substrates are influenced by not only dry solids content, but also temperature. The methods, systems, process equipment and plants employing

- 5 Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention present invention rely on adjusting both feed temperature and dry solids content based on actual rheology behaviour of the substrate being treated in a thermal hydrolysis process.

- 10 As co-digestion has become increasingly popular over the recent years, substrates or substrate mixtures now-a-days treated by thermal hydrolysis could be of significant different apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. When different substrates are mixed at different ratio's the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the resulting mixture will also change depending on the rheology behaviour of the resulting mixture, which might differ significantly from
- 15 the rheology behaviour of the individual substrates being mixed. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enables continuous monitoring of the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the mixture inside the thermal hydrolysis process, and makes it possible to optimize both mixture rate, pre-
- 20 heating as well as dilution rate in order to minimize specific heat consumption during the thermal hydrolysis process.

- Throughout a thermal hydrolysis system, where temperature is increased and reduced stepwise the pre-heating step quickly reach its limitations with regards to apparent
- 25 viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. The reason behind this, is that sludge and most other substrates reaches a higher apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, at lower temperature. Heat recovery and subsequent pumping can be challenging in case the design is not adequate.

- 30 Prior art does not describe this problem. Consequently, throughout the years, methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) have suffered from operation at high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, for certain substrates. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the
- 35 present invention includes a design of a pre-conditioning system, that increases the feed temperature and enable operation at high apparent viscosity, e.g static yield stress and/or dynamic yield stress, and thus facilitate for high dry solids thermal

hydrolysis. The system also includes a monitoring system to ensure compliant processing conditions.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention optionally includes a pre-conditioning device to further reduce apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, (due to both increased temperature and applied shear forces) enabling operation at higher dry solids content. This addresses challenges in both the THP feed system due to the high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, as well as reducing the specific heat consumption in the thermal hydrolysis process. The reason for reduced heat consumption in the thermal hydrolysis process is both the higher dry solids concentration, as well as the elevated feed temperature. The pre-conditioning device will be perfectly matched with the cooling demand usually required for hydrolysed sludge and thus enable a more cost efficient heat recovery that directly influences the specific steam consumption required in thermal hydrolysis processes. The pre-conditioning device may also receive preheated dilution water from other sources depending on what is most cost efficient.

As a further advantage, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enables these to be self-optimizing through controlling the pre-heating and dilution rate depending on measured apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, through an advanced monitoring system. Furthermore, in case of co-digestion, the measured apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, can be used to optimize the ratio of different substrates throughout the process cycle.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention addresses several aspects to secure the functionality of thermal hydrolysis processes, some of which will be explained in detail in the following.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enable both feed and operation of thermal hydrolysis processes with substrates with high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, through a specifically set of design features and

process solutions inside and upstream and/or downstream the thermal hydrolysis process combined with specific monitoring to secure stable operation.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention allow for optimization and control of thermal hydrolysis processes based on rheology rather than dry solids content.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention rely on continuous monitoring and analysing of substrate rheology behaviour through softsensing enabled by specifically applied design and instrumentation of the thermal hydrolysis system as well as upstream and downstream the thermal hydrolysis system.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention allow for operation of THP systems at highest possible dry solids content, while at the same time reducing the specific energy demand. This builds on the finding that apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is a limiting factor for operating THP plants at high dry solids. The invention uses the continuously monitored rheology data and thermal hydrolysis performance data as information to learn the thermal hydrolysis systems to self-adjust the dry solids content at highest possible dry solids level.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention allow for the prediction of dry solid content (DS%) and Volatile Solids Content (VS%) based on rheology data measured for a given biomass material throughout the process. It does this by establishing a series of soft sensors throughout the thermal hydrolysis process as the rheology changes throughout the process and the continuous measurement of rheology characteristics allows to the use of these rheology data to predict DS% and VS%, specific energy content (COD/VS) and/or nitrogen content of the biomass material, e.g. sludge, being processed. This again allows for the optimization of apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, throughout the process by applying the correct dilution rate at the right temperature. It, furthermore, allows for self-correction of the predicted DS%, VS%, COD/VS and/or N-content by serial measurement and accompanying instructions to the operators to when and how to sample to best support the self-calibration.

As mentioned above apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, normally decreases with increasing temperature. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention allow for adjustment of sludge temperature through a more extensive
5 heat recovery to enable stable operation up to the maximum apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, limit of the thermal hydrolysis process without unreasonable safety margins having to be applied. This is done by recovering heat available at the back end of the process to be used at the front end of the process so that the incoming feed temperature to the Thermal Hydrolysis System is increased
10 and the discharge temperature is decreased.

As mentioned above the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention build on the finding that apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, vary
15 significantly both for a given a substrate and between different substrates. In case of operating at the maximum apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, limit for a THP process, this in itself poses a risk to enter into periods with both operational difficulties as well as insufficient thermal hydrolysis. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes
20 (THP) of the present invention allow for the inclusion of a self-correcting system into the THP process to avoid operational disturbances in case of varying apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, in the substrate or mixture of substrates being treated. In case the process monitoring reveals an unfavourable high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield
25 stress, the system will automatically adjust the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, through a stepwise dilution with preheated water in a pulper feed system and in the pulper circulation/reactor feed system. Preheating is preferably achieved by cooling of hydrolysed sludge at the back end of the process. Depending on how much the sludge is preheated by an external heat source and
30 depending on the THP process, the over-all steam consumption in the thermal hydrolysis system may typically decrease in the range of 3-15% as a result of such preheating.

In one embodiment of the methods, systems, process equipment and plants
35 employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention these include recycling a flow of preheated substrate from the pulper to a pre-conditioning system

applied at the front end of the thermal hydrolysis process in order to reduce apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, in the pulper feed line.

As should be clear from the above, even thermal hydrolysis processes relying on a substrate of a relatively constant composition may be vulnerable when operating on substrates at high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, if the temperature of the material, e.g. biomass material, to be treated in the process cannot be kept within certain predetermined limits. Hence, in a preferred aspect the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention includes a novel design of a pre-heating vessel (pulper) particularly suited to enable operation at elevated apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress.

Some of the key elements of the design of this preferred pre-heating vessel (pulper (s)) is to utilize the discovery that in a thermal hydrolysis pulper, fitted for recovery of downstream flash steam, the upper section of the vessel is warmer and more homogeneous than the bottom section of the vessel, coupled with the fact that operation becomes increasingly difficult if the temperature of the material in the pulper discharge line is not kept relatively constant. Steam or recovered flash steam is injected into the lower part of the vessel and thus heat the substrate as the steam/flash steam raises to the upper section of the vessel. This leads both to warming up cold sludge and to transferring warm sludge towards the upper part of the vessel, while a larger proportion of the cold sludge is found in the lower part of the vessel. The injection of steam in the lower part of the vessel causes a mixing effect as it travels through the liquid and condenses in contact with colder liquid. In most existing pulper vessel designs this injection of steam is done by steam lances. Even if different design of steam lances exists, it is in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention preferred to orient the tip of the lances in such an angle that it contributes in creating a swirl in both horizontal and vertical plane. In this preferred aspect substrate may (or may not) be circulated on the vessel by pumping substrate from an elevated warmer part of the vessel and reintroduced into the colder bottom section and/or into the top section together with cold substrate, preferably through an extruder or a similar distribution system. Also any extruder may optionally be located outside the pre-heating vessel, and may optionally be replaced with a recycle flow back to a pre-conditioner.

Optionally, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention in the above-mentioned preferred aspect includes a specifically designed Pre-conditioning device upstream the pulper (in connection with the pulper feed system) to enable efficient dilution, pre-heating
5 mixing and recovery of heat from downstream hydrolysed sludge. This Pre-conditioning device, applied at the front end of a thermal hydrolysis system, thereby becomes an integrated part of the THP "train" and may serve as a buffer between any upstream pre-dewatering system or substrate processing or substrate reception system and the actual thermal hydrolysis system. The pre-conditioning system links
10 with the back end of the thermal hydrolysis system by capturing surplus heat that is available in warm hydrolysed sludge and recovers this heat to increase the feed temperature of cold substrate entering the thermal hydrolysis system.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis
15 Processes (THP) of the present invention use rheology data from hydrolysed sludge measured on e.g. a digester feed line and/or pre-cooler and convert this into expected DS%, VS%, COD/VS and/or N-content and thereby enables the calculation of and the control of the digester loading rate based on rheology data of the biomass material at different stages before and during the THP process. In this way it is possible to control
20 the digester loading rate not only based on DS% and VS% loading rate, but also use the rheology data measured to predict specific energy content (COD/VS) of the biomass material to have the full control with the digester feed rate, thereby essentially eliminating any risk of overloading the digester. Additionally, measuring Nitrogen content may assist in controlling the nitrogen load of the digester.

25 In a preferred embodiment, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention include an extensive digester monitoring program, which directly reduce digester feed and thus THP feed in order to avoid overload. As the methods, systems, process equipment
30 and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention will adjust DS% in THP based on apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, a constant volumetric feed flow for the digester will not provide a constant VS loading of the digester. In order to avoid unintended overloading of the digester, the system needs to self-adjust in case of any indication of digester
35 overloading. This becomes increasingly important when digesters are operated at high dry solids loading rate with short retention time.

Similarly, the continuous conversion of rheology data, measured at different points of the THP “train”, into energy content, enables the control of the actual energy feed rate to the digester.

- 5 Thus, as a result of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, the energy feed rate for the digester can be controlled by monitoring rheology. There have previously been different attempts to correlate rheology with dry solids content and even volatile solids content, and instruments have been developed for this purpose. These all fall short ,
- 10 however, due to the fact that not all dry solids and volatile solids utilized for digester feed, do necessarily have the same energy content. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention therefor solves the problem that feeding digesters based only on a measure of dry solids or volatile solids, fails to take into account that different substrates have
- 15 different specific energy content pr unit of dry solids and pr unit of volatile solids. Hence in contrast to the prior art, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention make use of a biomass materials rheological behaviour to predict its specific energy content.
- 20 Consequently, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention can be used to control the energy feed rate of the digester in addition to controlling the dry solids loading, the volatile solids loading and the nitrogen loading.
- 25 As described further below, this is primarily achieved through the discovery that there is a close relation between the so-called apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of a given biomass material, “ τ_0 ” and/or “ τ_y ”, respectively, and the specific energy content.
- 30 The discovery of this relationship inter alia paves the way for the optional addition of chemical agents into the biomass material in the pre-conditioner in order to a) reduce apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, and/or b) start an exotherm reaction that increases feed temperature and thus reduces apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, and decrease specific
- 35 heat consumption in the thermal hydrolysis step. Also, from a more general perspective the discovery of this relationship paves the way for the optional addition of chemical agents known to directly or indirectly influencing other properties of the

biomass material, e.g. chemical or biochemical composition, microbial composition or content, cellular structure, particle size distribution or particle shape distribution, known to directly or indirectly influence the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the biomass material .

5

It also allows for the possibility to monitor digester performance through key indicators to optimize the loading of the digesters by self-learning. Thus, even if it has been well known that high dry solids digestion may be enabled through thermal hydrolysis, it has until now not been known how the thermal hydrolysis system may be fitted to self-learn
10 how to best optimize the digester loading rate based on the continuous measurement of apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, at different points of the THP process. By measuring apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, at several places in the process where apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, has changed significantly due to
15 the different stages of the thermal hydrolysis process, the measurement itself at each point takes place under significantly different conditions. Hence, in preferred embodiments measurement that are made under different conditions (i.e. different stages of the THP process) are utilized for cross-calibrating the measurements. Furthermore, in case this cross-calibration is not successful, the methods, systems,
20 process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention may allow for the operator to receive a warning to assist with the calibration through additional sampling and login of sampling results into the control and monitoring system where the sampling data is used to assist the calibration.

25 Digester loading is normally controlled by sampling of DS% and VS% and controlling the feed flow to the digester manually. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention rather use apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measured continuously at several points throughout the process, which are subsequently
30 converted into calculated digester loading rates and introduce both a self-improving cross-calibration system to reduce error margin and a self-controlling system to avoid overloading of the digester and optimize the AD process. In this way the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enable control of the COD/VS loading rate (rather than
35 simply the DS% and/or VS% loading rate) due to the relationship that has been determined between apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, and energy content measured as COD/VS.

In preferred embodiments of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, the integrated self-controlling system includes monitoring of parameters such as pH, Gas
5 production, methane content and/or the FOS/TAC ratio of the digester. When reaching certain levels and/or rates in the raise of pH, FOS/TAC and or CH₄ concentration the thermal hydrolysis loading rate would then automatically adjust the loading rate down to an acceptable level.

10 In this way the automatic self-controlling systems of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention facilitates demand-based digester operation through maximizing biogas production during periods with high value of the biogas, e.g. demonstrated by waste water utilities in the UK to capitalize on fluctuating electricity prices in UK. Hence, the
15 methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enables maximized and controlled loading of both the thermal hydrolysis step and a downstream digestion process through monitoring the limiting factor for the thermal hydrolysis step, which is apparent viscosity, e.g. static yield stress and or dynamic yield stress, in the THP. In addition,
20 the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, levels monitored may be converted into values for the DS and VS loading rate of the digester.

Similarly, in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal
25 Hydrolysis Processes (THP) of the present invention the rheology measurement may be used to activate dilution prior to the pre-cooler in order to optimize heat transfer and thus total max capacity of the pre-cooler.

In certain embodiments of the methods, systems, process equipment and plants
30 employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention a proportion of the digested and dewatered cake may be recycled back to pulper feed. Digested cake can be of high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, similar to waste activated sludge. Digested cake also behaves as a non-Newtonian fluid. Due to the thermal hydrolysis process, the cake is well dewatered and
35 the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is high, and even if this would make it difficult to transport and mix into the pulper feed line in most systems, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal

Hydrolysis Processes (THP) of the present invention are well suited to recycle high dry solids cake and mix it into the pulper feed line the same way as for feed sludge.

Recycling of digested dewatered cake, have potential to improve energy and mass balance through both increasing the net energy surplus and further reducing total

5 digested cake leaving the system.

Disposal cost can be high, and reduction of cake quantity can have significant impact on the overall economy and operation expenses of a THP based system/plant. In one example of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal

10 Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, this particular embodiment of the invention would increase biogas production in the magnitude of 20% and reduced cake production in the magnitude of 15%. The overall THP system would however consume more heat due to the return flow of digested cake. In case biogas is consumed to produce the increased heat consumption, the net energy surplus could, however, be approximately 8%. In another example this particular embodiment of the invention would increase biogas production in the magnitude of 10-15% and reduced cake production in the magnitude of 10%. In case biogas is consumed to produce the increased heat consumption, the net biogas surplus could in some cases be approximately 5-6%.

20

In a further embodiment of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention compressed process gases may be used to 1) reduce pressure drop in the pulper feed line and/or 2) improve digester performance, e.g. if the compressed process gasses are de-aerated in the pulper, and injected into the digester using a compressor. The process gases will be odorous and contain harmful substances that can be toxic even in small concentrations. It is thus important to handle the process gases with care in a closed system. The processes gases should not in any case be emitted directly. Hence in this embodiment the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal

25 Hydrolysis Processes (THP) of the present invention include a closed system that inject the process gases into the digester for 1) adsorption into the liquid face and 2) biological treatment. Some of the organic compounds precent in the process gases as well as oxygen possibly released through deaeration will further enhance the digester performance. The addition of oxygen into the pulper or pulper feed line enable

30 optimization of the digestion process.

35

The most important aspect of a pulper design according to the present invention, enabling operation at high dry solids with full heat recovery, is the location of the discharge nozzle on the pulper. The volume below the outlet nozzle for the pump(s) should be ≥ 1.6 average reactor fill volume. The volume above the nozzle should preferably be >1 average reactor filling volume plus some safety margin above the nozzle but may be larger, such as 1.2, 1.4, 1.6 or 1.8 average reactor filling volume.

In addition, the inclusion of an extruder to split incoming cold sludge into smaller segments is part of a preferred embodiment of a pulper in accordance with the present invention.

Pre-heating of substrate prior to thermal hydrolysis processes is beneficial in order to reduce the specific energy consumption. Thermally hydrolysed sludge will leave the hydrolysis process at a high temperature unless it is diluted with cold water. Pre-heating of the biomass provides an opportunity for cost efficient recovery of surplus heat available in the hydrolysed sludge that will otherwise be left unused at high cost. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention can use incoming cold substrate as a source of cooling of already hydrolysed substrate and at the same time recover more heat, and reduce specific heat consumption in the thermal hydrolysis process.

The possibility to perform the hydrolysis at the highest possible dry solids concentration is important in order to minimize specific energy consumption during the thermal hydrolysis process. An important barrier up to now for operating at high dry solids is limitations related to processing of substrates at high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. Most biomass materials are characterised by higher apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, at higher dry solids content (DS%). Also, varying apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, in substrates normally makes it necessary to be on the safe side with regards to dry solids content (DS%) to avoid operational challenges and interruptions during day-to-day operation. This safety margin in many cases comes at an unreasonably high operational cost due to the significant higher energy consumption associated with thermal hydrolysis of dilute substrates. There are no known thermal hydrolysis processes that continuously monitor and optimize the combination of dry solids content, apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, and heat recovery. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention

enable continuous monitoring of the rheology behaviour of substrates by a specifically applied design. This design is an integrated part of the THP process and does not rely on traditional apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measuring instruments, which are prone to give rise to difficulties when applied to

5 inhomogeneous substrates with high content of fibers, sand, grit, hair, twigs, etc. Instead of using such commercially available instruments, apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is, in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, monitored continuously throughout the process by monitoring key

10 performance indicators applied and integrated with the process. This way of monitoring enables a robust optimization of both the dry solids content and the heat recovery rate simultaneously.

In addition to a stepwise monitoring of apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or

15 dynamic yield stress, throughout the process a continuous monitoring of the digester performance enables full control over the dry solid loading throughout the process and enables safe operation of both the THP and any downstream anaerobic digestion process without unnecessary safety margins.

20 Several factors influence on the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of a substrate:

- The Rheological characteristic of a substrate or mix of substrates
- Dry solids content (DS%)
- 25 • Temperature

Factors influencing specific heat consumption of the thermal hydrolysis are:

- Dry solids content (DS%)
- 30 • Volatile solids content (VS%)
- Chemical composition
- Feed temperature
- Internal heat recovery rate of the thermal hydrolysis system

35 Several instruments for continuously monitoring dry solids content of a biomass material are currently available in the market. The use of these instruments is, however, difficult for substrates with high apparent viscosity, e.g. static yield stress

and/or dynamic yield stress, and in situations when rheological behaviour changes over time. A typical challenge is that the available instruments are inaccurate and that signals tend to drift unless the instrument is frequently calibrated. Hence, the methods currently available for monitoring of DS% for continuous adaption of the dry solids
5 content prior to thermal hydrolysis is not considered sufficiently reliable for controlling the thermal hydrolysis process fully. Moreover, as explained above, the present invention is based on the discovery that it is not the dry solids content that is the actual limiting factor for the thermal hydrolysis process, but rather the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. In light hereof the present invention
10 describes a novel design to enable continuous monitoring of apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, in a thermal hydrolysis process and the use of the data obtained to continuously optimize the operation.

Through optimized pre-heating and dilution rate, the specific heat consumption of a
15 THP system can be minimized significantly. When increasing the dry solids content, it is necessary to be able to control the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, which is a limiting factor for processing substrates. This is in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention done by monitoring the rheological
20 behaviour of the biomass material in the THP feed system as well as monitoring the rheological behaviour of the biomass material at different stages internally inside the thermal hydrolysis system and adjusting the dry solids content to a level that still ensures high heat recovery rate.

25 The pre-heating will, in methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, take place in an upstream pre-conditioning device. Sludge and similar substrates that have a typical non-Newtonian behaviour, will reduce its apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, when exposed to shear forces. A specific feature of the
30 design of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention is that the pre-conditioning device introduces shear forces to the substrates and through that reduces the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. As a result of the reduced apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, the pumping to
35 the next processing step in the thermal hydrolysis system can be done at a lower resistance in the pipeline. As a result of the reduced apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, the specific pressure drop will decrease and

thus the power consumption required for pumping decrease accordingly. The reduced apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, due to the shear forces applied to the substrate, in methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, will decrease
5 over time and the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the biomass material will revert back to the same apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, level as before the shear forces were applied. Hence, the retention time in the transfer pipe should, in methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the
10 present invention, be kept as low as possible by minimizing the length of the transfer pipe.

Surplus heat from pre-coolers downstream the thermal hydrolysis system will, in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis
15 Processes (THP) of the present invention, be recovered in the Pre-conditioning device. In case hydrolysed sludge is pre-cooled to a degree corresponding to a $\Delta T = 20^\circ\text{C}$, there should be sufficient heat to increase feed temperature of the biomass material in the pre-conditioning device with more than 20°C , e.g. from 15°C to 35°C . An increase of the temperature of a biomass material by 20°C would, without changing the DS%,
20 reduce the specific steam consumption with about 20%, provided that the THP is designed to handle the corresponding temperatures and pressures achieved throughout the process.

Pre-cooling can, in methods, systems, process equipment and plants employing
25 Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, be done in several ways. The most common way of pre-cooling is to use tube-in-tube heat exchangers. Another and more advanced way of pre-cooling would be to apply a flash-cooler using vacuum to reach preferred temperature. An advantage with flash coolers is that they eliminate the challenges with heat transfer coefficient dependency on apparent
30 viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. For substrates showing high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, heat transfer is low. When operating at the maximum apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, limit, as in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present
35 invention, it is beneficial to design coolers so that the required heat surface area is not dependent on sludge apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. In a flash cooler, the heat transfer will take place by condensation of steam on

heat surfaces rather than by sludge being in contact with heat surfaces, which is the case in standard heat exchanges used in the industry such as e.g. tube in tube or spiral type heat exchangers. For any cooler design, excess heat can be used for pre-heating dilution water for the pre-conditioner. For coolers lowering temperature to a low level, e.g. 40 or 50°C, high temperature excess heat will not be available unless lifting the heat assisted by other technologies. However, this low temperature excess heat may still be utilized for preheating.

Recovered heat using any cooler design can be recovered upstream the thermal hydrolysis system either by adding hot water in the pulper, or upstream the pulper by mixing it with a substrate at high dry solids above 8% DS, preferably at least 12% DS, preferably above 18% DS or even more preferably above 20% DS. Recovered heat may also be used for preheating polymer/water in upstream pre-dewatering or thickening processes and, thus, both assist in improving dewatering properties that can be achieved at elevated temperature and assist in improving the overall heat balance across the thermal hydrolysis process due to increased feed temperature to the thermal hydrolysis system.

As incoming sludge at high dry solids has a poor heat transfer due the high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, it is preferred, in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, to pre-heat dilution water that is then mixed into the incoming substrate received from upstream dewatering devices or imported from other sites.

An important task for the pre-conditioning device, of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is to produce a well-mixed and homogenous substrate for A) pumping to downstream THP at lowest possible pressure drop (and energy consumption) and B) reduce the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, in sludge prior to entering the THP pulper, thereby reducing the need for mixing in the pulper and enabling operation at higher dry solids by the use of minimum possible power consumption.

In methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, pre-heated water will be added to the pre-conditioner device with the objective of producing a well mixed substrate. The pre-conditioner device, of the methods, systems, process equipment and plants employing

Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, could either be an integrated part of the THP feed pump or an upstream mixer. In one possible embodiment of the design, the mixing is done in a screw conveyor having a larger, preferably at least 1.5 times larger, conveying capacity than the subsequent THP feed pump. The substrate will thus be leaking back in a loop, whereby the substrate will be mixed. The higher relation between conveyor capacity and pump capacity, the more intense the mixing will be and the better pre-conditioned the substrate will be prior to entering the THP train. Typically, the pump capacity should be in the range of 50-90% of the conveyor capacity in order to provide a sufficiently high relation between the conveyor capacity and the pump capacity. The average hydraulic retention time in the mixer should be at least in the range of 1-15 minutes to secure a well-mixed substrate. The correct/sufficient hydraulic retention time in the mixer will depend on the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the substrate, the temperature, and the dilution rate of the mixer. For a ratio of dilution water vs cold substrate in the range of 0.025:1 to 5.0:1 the retention time in the mixer should typically be 1-15 minutes. The higher the pump capacity vs the conveyor capacity, the longer a retention time would be required to achieve efficient operation. With low pump capacity vs conveyor capacity, the mixing intensity would be high and a lower retention time would be required.

20

Another possible embodiment, in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is a designated mixer in the bottom of the sludge silo. This mixer could have several possible designs such as shaftless screw conveyor, helical screw conveyor or a paddle mixer.

25

One possible solution, in methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is to make use of a flexishaft pump and to do all the mixing in an upstream conveyor being a part of the sludge silo. This would reduce the cost of the pump as the mixing section is large and heavy.

30

Another possible solution, in methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, is to make use of a combined screw and mixing shaft.

35

Ensuring that the substrate is well mixed and pre-heated prior to entering the THP is also beneficial for the THP operation in general, as less mixing energy in relation to the THP pulper will then be required for efficient operation.

- 5 For some substrates, the addition of chemicals could be beneficial for pre-conditioning in relation to any downstream anaerobic digestion (as well as other fermentation processes). In such embodiments, of methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, the pre-conditioning device needs to be designed to tolerate the chemicals used for pre-
10 conditioning as well as the temperatures it may be exposed to. In particular chemicals that reduce apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, and chemicals that increase temperature may be added. Such chemicals could also be beneficial for any downstream anaerobic digestion process. An example is the addition of an alkali to achieve a thermal alkaline hydrolysis. The exotherm reaction resulting
15 from the addition of lime or caustic (or any other chemical causing an exotherm reaction) would be followed by a temperature increase. In general such a temperature increase would benefit the downstream thermal hydrolysis with regards to lowering the steam consumption. In addition, the increased temperature would reduce the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the substrate. Any
20 chemical causing an exotherm reaction needs to be followed and monitored thoroughly in order to avoid undesired events such as overheating as well as direct exposure of chemicals on the elastomers used in the stator. As a minimum, temperature and apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, should be monitored.

- 25 Also enzymes reducing apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, may be added in order to further enlarge the operational window for thermal hydrolysis on a specific substrate. The relevant type of enzymes will depend on the specific substrate, and the pre-heating and pre-conditioning device should be
30 designed to ensure sufficient mixing of the added enzymes into the substrate.

- As would be well-known by the skilled person certain sludge qualities reaches a very high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, at high dry solids and becomes very difficult to transfer from the dewatering step to downstream
35 processing steps. One possibility currently used in the industry, to achieve this, is to install large pumps to produce a pressure required to pump a certain distance. However, if apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is

very high, it becomes practically impossible to pump such fluids, and a common practice to overcome these problems, has up to now been to lubricate the fluid with polymer, water and even compressed air. The polymer dosing is then e.g. controlled by the pressure drop measured in on the feed line. As an example if e.g. a 13 bar
5 pressure drop was recorded for a 17 m long DN150 line, one would currently add polymer in order to overcome the high pressure which would otherwise be challenging for the installed pulper feed pumps. With this kind of lubrication, the pulper feed line can be operated with a 7-9 bar pressure drop. Under current practice in the industry, lubrication would be located directly downstream the pump located downstream
10 dewatering. In methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention lubrication would be located at a distance of up 2-10 meters downstream the pump located downstream dewatering, and this distance would be used to measure the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the dewatered substrate in terms of the pressure
15 drop without polymer. With current technology, this information would then be used for determining the need for dilution water to adjust the DS% of the substrate. However, as will be described in the following an even more desirable way to overcome the difficulties with high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, associated with cold sludge (or other substrates) at high dry solids
20 concentration, is provided by the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention.

Thus, through research, the inventors of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention,
25 have found that 1) apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, with consequential head loss in a pipe section is almost independent of the flow rate and mostly dependent on pipe dimension, and that 2) apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, with consequential head loss in a pipe section is significantly dependent on temperature.

30 These surprising conclusions paves the way for a change in the way how THP feed lines are designed, and the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention takes advantage of these two findings.

35 Even if similar behaviour has previously been demonstrated for other fluids, the clear relation found by the present inventors have not previously been disclosed for sludge

and similar substrates that are processed through thermal hydrolysis, e.g. prior to fermentation. Moreover, the present inventors have found that, because of its inherent characteristics, the thermal hydrolysis process provides an especially well-suited opportunity for utilizing these findings, i.e. as regards the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, properties of sludge and similar substrates, for optimization.

As a result of this, in one embodiment, of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, the pulper circulation is circulated via the pre-conditioner to increase the temperature in the mix that is returned to the pulper. Hence a common misunderstanding in the industry up till now has been that an increased flowrate, equivalent with 2-5x the THP flow rate, would increase the pressure drop in the pulper feed line. In fact the opposite takes place, as the pressure drop in the pulper feedline will drop as a result of the increased temperature rather than increase as a result of the increased flowrate.

EXAMPLES

Example 1

Figure 3 illustrates the calculated pressure drop (head loss) in a pulper feed line as a function of the flow rate. The calculation is based on sludge rheology data measured in the pulper feed line at two different plants. The two different plants produce a sludge quality with similar rheology behaviour provided that the sludge is at the same temperature. However, at different temperatures, the measured head loss in one plant becomes much lower than what is the case at the other plant. Data acquired from these two plants are basis for the calculation of head loss for a specific pipe geometry and dimension. The calculation is made for a pulper feed pipe length of 45 meter and diameter DN250mm. As can be observed in figure 3, the pressure drop may in some cases be almost independent of the flowrate, for this type of sludge with a non-Newtonian behaviour, within the flow range of 0-18m³/h. The main parameters for influencing pressure drop for a certain sludge quality is pipe diameter and rheology characteristics. Additionally, rheology characteristics is again significantly influenced by temperature. The sludge with the lowest calculated head loss in figure 3 has been preheated to 80°C, while the sludge with the highest calculated head loss is cold sludge at 20°C. This observation led to the conclusion that returning a flow of hot sludge from the pulper to upstream of the pre-conditioning mixer will significantly impact the head loss in the pulper feed pipe due to the higher temperature in the pulper feed line. The increased flowrate in the pulper feed pipe due the recycled return

flow will, however, according to Figure 3, not have much impact on the total head loss for high apparent viscosity sludge with a non-Newtonian behaviour.

Sludge is assumed to behave according to the Herschel–Bulkley model, the Bingham Plastic model, the Bingham pseudoplastic model or the Ostwald–de Waele model or similar for non-Newtonian fluids. In the Herschel–Bulkley, the Bingham Plastic, the Bingham pseudoplastic or the Ostwald–de Waele equation applied on sludge like substrates, the yield shear stress is large compared to the other parameters. This explains that for given pipe geometry, the pressure drop is almost constant and independent of flow rate within the range calculated in Figure 3. This also explains that pipe diameter has the major impact on the head loss for a certain pipe length.

Example 2

Figure 4 is based on data for two different sludge qualities and pipe configurations at approx. 20-25°C. Both data sets are re-calculated for the same pipe configuration for a Herschel–Bulkley, a Bingham Plastic, a Bingham pseudoplastic or a Ostwald–de Waele non-Newtonian fluid and also confirms the importance of pipe size in order to achieve an acceptable head loss.

Example 3

The specific selection of pump has large impact on the parameters of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention. In case the pressure drop in the pulper feed line can be kept as low as below 6-8bar, the pulper feed pump can be e.g. a 2 stage pump rather than a much more expensive 4 stage pump. In this embodiment of the invention, specially designed stators with mechanical anchoring should be used because of the elevated temperature and the presence of elevated levels of organic acids and other components that may harm the stator. In this embodiment of the invention the mixing of hot substrate returned from the pulper is done in the mixing zone of the pre-conditioner. In case the recycled flow of hot substrate from the pulper is larger than the cold sludge feed flow, e.g. 3X the THP feed flow, the average temperature will be sufficiently high to allow for the extruder to be removed. This embodiment of the invention is particularly suitable for inhomogeneous substrates with fibers etc that may block extruders. In case the recycled flow has a temperature of 90°C and this is mixed with cold substrate at 15°C in a proportion of 1:3, the average temperature of the mixture will be 71,2°C.

Figure 5 illustrates the average temperature of the mixture as a function of return flow temperature.

Figure 6 illustrates the average temperature of the mixture as function of return flow ratio. Return flow ratio is the ratio between the return flow at high temperature (90 C) and the feed flow at low temperature (20 C).

A consequence of the increased temperature apparent viscosity will be reduced in the pulper feed line. The decreased apparent viscosity will reduce the friction losses associated with pumping substrate to the pulper. By returning preheated substrate and mixing it into the cold substrate, the mixed substrate can more easily be pumped at a low pressure drop to the pulper.

Example 4

The ability to operate THP plants at high dry solid concentration is essential in order to hydrolyse high viscous substrates at a minimum of heat consumption. The higher energy cost are, the more important it is to be able to operate at high dry solids concentration. The higher dry solids concentration a THP plant allows for, the lower the specific steam consumption will be.

Several problems, however, arise when hydrolysing substrate at high apparent viscosity. There is a high risk of a high pressure drop in the pipelines. There is a high risk of a high power consumption during pumping. There is a high risk of a short life time of pump wear parts. There is a high risk of heat loss in the pulper and reactor due to steam tunnelling in high viscous substrates.

Various strategies have been applied to mitigate these problems in order to be able to operate thermal hydrolysis processes at high dry solids. Another challenge, however, is to know what dry solids is optimum in order to minimize steam consumption and at the same time achieve both full heat recovery as well as full and evenly distributed temperature required for the thermal hydrolysis process. Instead of trying to identify optimal dry solids content, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention rely on monitoring the apparent viscosity of the biomass material that is being processed and the use of these data for controlling preheating, dilution and the mix ratio between substrates. In addition the overall performance of the THP process and any

downstream process is monitored, and compliance is confirmed in a monitoring program.

A solution aimed enable high dry solids operation of thermal hydrolysis processes known from the prior art is a dynamic mixer. However, this solution only partly solves the problem and does not address the problems associated with heat recovery and operation of high viscous substrates at low temperature. Furthermore, a dynamic mixer requires increased power consumption, which is not beneficial for the overall energy consumption and operational costs. It also introduces an additional and unnecessary piece of rotating equipment that requires maintenance and represents an additional source of failures and mal-function followed by down-time of a THP plant.

A more cost efficient and far better solution would be to ensure that the above listed problems are fully addressed and solved inside the preheating tank (pulper) without adding additional rotating devices outside the pulper.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, in one embodiment describes such a solution in the form of a pre-heating tank (pulper) that utilizes the heat distribution throughout the pulper in such a way that fully preheated substrate is always pumped into the downstream THP reactors. In this embodiment the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention also ensure a well-mixed tank (pulper), which avoids that lumps of substrate or collection of incompletely heated substrate is conveyed further into the THP train, i.e. the reactor(s) for thermal hydrolysis. This is absolutely essential for efficient operation, since such an incompletely mixed and pre-conditioned substrate would, in case of high apparent viscosity, not be fully heated and hydrolysed in the downstream reactors.

The monitoring of apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, will, in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, be done in several stages throughout the process:

- In the pulper feed line, measuring pressure drop on a known feed pipe dimension, length and geometry.
- In the pulper circulation line and/or in reactor feed line by measuring pressure drop on a known feed pipe dimension, length and geometry.

At these positions, pressure drop, temperature, torque of pumps and flowrate are monitored continuously in the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention.

5

In the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention, the control points to verify a well functioning process are e.g.

- Monitoring the temperature and pressure in the pulper head space, which would indicate tunnelling in the pulper and should, hence influence dilution rate.
- Monitoring the temperature and pressure in the reactor head space.
- Monitoring temperature fluctuations in any pulper liquid being re-circulated to the pulper or being transferred to downstream reactor(s). In case the expected temperature (theoretically calculated based on the pulper feed temperature and the reactor pressure/temperature) is not reached on average at the control point, this indicates insufficient heat recovery.

In the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measured and the data from the control points is utilized to control pre-heating and dilution in one or two steps:

- 1) pulper pre-heating and pre-conditioning devise, and
 - 2) pulper circulation / reactor feed system.
- Optionally the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measured and the data from the control points may also be utilized to control the operation of upstream dewatering process.

Optionally the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the hydrolysed sludge may also be measured, and this may be used to control dilution of the digester feed based on the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the hydrolysed biomass material and the process may be verified through digester monitoring.

The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention rest on the discovery that both pre-heating and dilution rate influences apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic

yield stress, and both factors are important in order to be able to control a THP system fully as a function of the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of the processed biomass material instead of a function of dry solids content. In contrast, the prior art teaches that it is the dry solids content that needs to be both

5 monitored and controlled. In order to understand the impact of controlling the thermal hydrolysis process based on apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, rather than dry solids concentration, it is important to realize that different substrates may have very differing viscosities. The difference in apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, of two substrates at the same dry

10 solids content (DS%) and temperature could be as much as 1:500 and in some cases even more. By always optimizing the operation on basis of inline apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurements the thermal hydrolysis process can handle both varying apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress (e.g. due to varying substrate mixtures), and varying

15 temperatures in incoming substrates without facing operational problems and without adding the unreasonable safety margin, which has been used in the prior art processes based on dry solids concentration. One example could be in co-digestion plants, treating combination of domestic sludge and import substrates. Two different substrates could have totally different rheology behaviours e.g. waste activated sludge

20 and biowaste substrate. Hence, the volume and mass ratio between two substrates could potentially vary significantly, and the optimum dry solids content for a given substrate would be unknown without significant effort. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention makes it possible to optimize the feed mix and the amount of dilution water

25 added in order to maximize the THP throughput at lowest possible energy consumption.

Examples of this would be:

An increase of dry solids content from 16,5% to 21% would reduce both specific

30 energy consumption and hydraulic throughput with approximately 21%.

An increase of dry solids content from 16,5% to 25% would reduce both specific energy consumption and hydraulic throughput with approximately 34%.

Thus, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention can through reduced energy

35 consumption improve the carbon footprint during operation.

- The prior art processes have for almost all substrates, as a precaution, and in order to always be 100% certain that the thermal hydrolysis process will work well with full heat recovery rate, been run at dry solids content of average 16,5% and maximum 18,0% by default. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal
- 5 Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enables a differentiation of dry solids content based on the discovery that the actual limiting factor for a THP process, apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is continuously monitored and optimized through:
- 1) Optimized pre-mixing of substrates
 - 10 and/or
 - 2) optimized injection rate and mixing of dilution water into the substrate
 - and/or
 - 3) optimized injection rate and mixing of pre-heated dilution water into the substrate
 - 15 and/or
 - 4) optimized injection rate and mixing of chemicals into the substrate
 - and/or
 - 5) optimized injection rate and mixing of enzymes into the substrate
 - and/or
 - 20 6) optimized upstream dewatering of the substrate
 - and/or
 - 7) optimized return flow from the pulper to the pre-conditioner to reduce pressure drop in pulper feed line.
- 25 Either of the above measures is followed by a monitoring of temperature profile inside the device and/or the THP feed pipe, which is used as an indicator of how successful the pre-conditioning device has been on mixing the substrate(s). Statistical analysis is used to indicate the stability of the process.
- 30 In one embodiment of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention a particular beneficial pulper design is used in which:
- In this particular beneficial pulper design the total pulper volume vs the average
- 35 reactor filling volume is in the range of 2.1 and 3.0.

In addition, in this particular beneficial pulper design, the pulper outlet nozzle connected to the reactor feed pump is at an elevated level in order to ensure that pre-heated substrate will be extracted from the pulper and avoid that insufficient heated sludge and cold sludge is extracted from the bottom of the vessel.

5

Furthermore, in this particular beneficial pulper design, the volume below the outlet nozzle for the pump(s) is ≥ 1.6 times the average reactor filling volume. The volume above the nozzle is >1 times the average reactor filling volume. The head space volume at maximum fill rate should be at least 10%, preferably $>20\%$ of the total

10 volume or more favourable 20-30% of total volume. This will allow for splashing and foaming incidents without causing operational problems. The plant may operate typically at 70-80% fill rate as a target, while the actual volume will vary depending on the average reactor feed rate.

15 Sludge and similar substrates have a non-Newtonian behaviour. For such substrates, pipe dimension is important for pressure drop, even at low flowrate. High pressure drop on suction side of pumps is not beneficial for pumps operating on liquids near the boiling point as it may cause cavitation and operational challenges for the pumps. The dimension of the pulper outlet nozzle, in the particular beneficial pulper design of the

20 present invention, is preferably be $\geq \text{DN}200$ to handle high viscous substrates, and the length of the suction pipe between the nozzle and the pump does preferably not exceed 4m. For smaller dimension pipe, e.g. DN150, the length of the pipe should be reduced to ensure low pressure loss through the pipe.

25 The sludge entering a pulper vessel is colder than the sludge inside the pulper. As a consequence of this temperature difference, the cold feed sludge has a higher apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, than the warmer sludge inside the pulper. In the particular beneficial pulper design of the present invention, the cold feed sludge is added into the hot sludge via a sludge distributor in

30 the upper part of the pulper in order to distribute the cold sludge entering the vessel into the pre-heated sludge. Preferably, the distribution device should be located in the headspace preferably above liquid level. Preferably the sludge distributor will be in the form of an extruder consisting of a pipe with many holes where the sludge is distributed and sliced into smaller parts and thus create a larger surface area.

35 Preferably the total area of the holes in the extruder should be >2.5 times the cross section of the feed pipe(s) to the extruder to avoid undesirable pressure loss across the extruder. The dimension of the holes in the extruder should be between 10mm and

50mm, preferably between 18 and 35mm, most preferably 20-30mm. The smaller the holes, the better distribution, however, substrate includes fiber, textiles, plastic, hair and other particles that tend to block an extruder with too small holes. For most substrates an extruder with 25mm holes will suffice. The extruder may also have oval
5 holes, slits or any other shapes that ensures an efficient distribution of substrate in the top section of the pulper. Other distribution systems may also be used, such as screw, spreader stoker, dices or any other system that distribute the incoming sludge into smaller particles that provides an extended heat surface to transfer heat from the preheated sludge inside the pulper. Sludge entry into the tank, should not be located
10 straight above the outlet nozzle. Short horizontal distance between inlet nozzle and outlet nozzle will cause short-circuiting. The inlet of sludge, preferably through and extruder, should be located at the opposite side of the pulper. In practicality, for a vertical standing pulper with outlet on the side of the pulper, the inlet extruder should be located horizontally and diagonally 90° away from the outlet nozzle, and not closer
15 to the outlet nozzle than diagonally in centre of the vessel, preferably off set center away from the outlet nozzle. The particular beneficial pulper design according to the present invention may also be horizontal, and in also in such cases, the extruder should be located in a far distance away from the outlet nozzle. This can be achieved by different orientations and location of the extruder.

20

In one embodiment of the particular beneficial pulper design according to the present invention, parts of the extruder is blocked in order to 1) increase distance to the outlet nozzle of the pulper, and 2) avoid splashing into other nozzles located in the headspace of the pulper.

25

It is beneficial, in the particular beneficial pulper design according to the present invention, to recirculate sludge through the extruder. This recirculation may also include a partial or full flow back to the pre-conditioner in order to improve premixing as well as reduce pressure drop in pulper feedline. Preferably this recirculation loop is
30 capable of recycling an amount of preheated biomass material from the pulper equivalent to at least 0.5 times the amount of cold biomass material feed, preferable more than 1 times the cold biomass material feed, and even more preferably more than 2 times the cold biomass material feed.

35 It is also beneficial, in the particular beneficial pulper design according to the present invention, to recirculate sludge to the bottom of the pulper.

In a 1. Alternative of a particular beneficial pulper design according to the present invention apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is measured in a circulation loop on the pre-heating pulper that includes a pump that produces a controlled flowrate, preferably a progressive cavity pump, a pipe section
5 with a known geometry restricting the flow. The apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is then measured in terms of pressure drop at a known flowrate through the known pipe geometry.

In a 2. Alternative of a particular beneficial pulper design according to the present invention the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is
10 measured in the reactor feed line. The reactor feed line includes a pump function capable of producing a controlled flowrate, a pipe section with a known geometry restricting the flow. The apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, is then measured in terms of pressure drop at a known flowrate through the
15 known pipe geometry.

Pump function in a particular beneficial pulper design according to the present invention can be fulfilled in several different ways, e.g. progressive cavity pump, centrifugal pump, piston pump, barometric egg, or any other way of controlling the
20 flowrate.

A flowmeter can be used to verify flowrate, or control flow through the system.

A pressure sensor can be used to measure pressure drop.
25

The above-described system(s) to measure apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, for a particular beneficial pulper design according to the present invention will not suffer from operational problems that can be challenging in standard apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress,
30 measurement instruments on inhomogeneous substrates such as sludge and biowaste that contain components that tend to block and clog narrow passes.

Similar benefits and performance as for the above-described embodiment of a particular beneficial pulper design according to the present invention can be achieved
35 by alternative means. Hence, another embodiment of the invention would be to establish an overflow vessel, or compartment of a vessel that is essentially always filled. When adding more cold sludge into the overflow vessel, or compartment of a

vessel, heated sludge would flow to the next vessel or compartment that is used as a chamber for pumping the material into the downstream reactors. This embodiment of the invention would in the same way as the previously described embodiment of the invention utilize the temperature stratification that takes place in the pulper, and
5 always skim off the warmest sludge. The pumping of heated substrate from the pulper to the reactor vessels may take place by conventional pumps e.g. progressive cavity pumps, centrifugal pumps or any other pump type. The pumping could also take place by pressurizing the pulper vessel compartments in order to push the substrate to downstream reactors.

10

An essential problem with extruder design is that insufficient screening of sludge may cause blocking of the extruder. Cleaning of extruders installed in the head space of pulpers is difficult and time consuming. Thus, a particular preferred embodiment of a particular beneficial pulper design according to the present invention includes an
15 alternative design of the extruder, in which the extruder is located outside the pulper vessel. The extruder can thus be isolated and cleaned on regular basis without interfering with the pre-heating vessel (pulper) itself. During cleaning of the extruder, the extruder may be by-passed, or the system is equipped with duty standby extruders to ensure that one extruder will always be in operation.

20

It is also foreseen that some substrates that are not well screened upstream the process would benefit from continuous cleaning. Hence, in a particularly preferred embodiment, the extruder design may also include a self-cleaning function.

25 Even if the above-mentioned embodiments are preferred, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention are able to utilize any type of extruder or filter that cuts the cold substrate into smaller pieces, where the smaller pieces with a larger specific surface area is blended into the warmer substrate. The extruder or filter applied should provide
30 preferably >10x larger specific surface area of the cold substrate by distributing the supplied cold substrate into smaller parts. The extruded or filtered substrate with a larger specific surface area is mixed into a larger amount of preheated substrate that is circulated from the preheating tank (pulper). The amount of circulated pre-heated substrate should be at least >3x the amount of cold substrate feed to the system.

35

The extruder may also be implemented in form of a screw press to enable continuous removal of grit, fiber, plastic, textiles etc.

A possible design of a particular beneficial pulper design of the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention including an extruder, is shown in Figure 7.

5

The extruder could also be prepared for injection and more efficient mixing of chemicals as the sludge, once preheated, has a significant lower apparent viscosity than when not preheated.

- 10 Up to now the current trend in the industry has been to invest in expensive DS%-meters. However, these instruments are not always reliable on substrates at high apparent viscosity and varying apparent viscosity, and it is a problem that the signals tend to drift. Instead the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention rely on soft sensors
- 15 based on simple and reliable information acquired from the system with a minimum of instrumentation installed. As the real limitation for the thermal hydrolysis process is the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, it makes much more sense to measure the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, rather than DS% and implement dilution based on apparent viscosity, e.g.
- 20 static yield stress and/or dynamic yield stress, only.

Apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurement in the pulper feed line can be achieved by installing Pressure transmitters right after the pulper feed pump and after some meters of pipe, preferably prior to the pulper inlet.

- 25 Pressure drop is measured on the pipe section and dilution and preheating is based on the measured pressure drop.

Apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurement in the pulper feed line can also be achieved by installing temperature transmitter on the

30 pulper feed line to have a reference for determining the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress. Flowmeters are more difficult and inaccurate due to the low flowrate and the fact that small cross sections in flow transmitters is not preferred as it will cause additional pressure drop.

- 35 Apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurement in the Pulper circulation line can be achieved by:
- Installing a temperature transmitter,

- Installing 2 pressure transmitters, with some distance between, prior to the extruder in order to avoid disturbances from the extruder in case the extruder is gradually blocking.
 - Injecting preheated dilution water into the pulper circulation pumps in case of high pressure drop in the pipeline.
 - Increase dilution rate upstream into the pre-conditioner in case of high temperature fluctuations in the pulper indicating too high apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress.
- 10 Apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurement in the Reactor feed line can be achieved by:
- Installing temperature transmitter
 - Installing pressure transmitter
 - Installing flow meter
- 15 - Measuring the pressure drop between the pressure transmitter and any pressure transmitter(s) in the reactor(s).

- Apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurement in the Reactor feed line can be achieved by using the torque or power consumption available on the pump frequency converter.
- 20

- Apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurement in the Pre-cooler can be achieved by:
- Installing temperature transmitters
 - Installing flow meter
 - Installing pressure transmitter on pre-cooler circulation line.
 - Measuring the pressure drop between the pressure transmitters.
- 25

- Apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, measurement in the Digester feed line can be achieved by:
- Installing temperature transmitter
 - Installing pressure transmitter at digester feed pump and prior to interface to the digester feed line.
 - Installing flow meter
 - Measure pressure drop between pressure transmitters.
- 30
- 35

Figure 8 shows embodiments of the present invention including a particular beneficial pulper design according to the present invention.

Figure 9 shows a preferred sludge extruder in a particular beneficial pulper design
5 according to the present invention.

Figure 10A shows data from a case study in relation to performance data of a pulper modification upgrade, involving the upgrade from a prior art design to a particular beneficial pulper design according to the present invention. As can be seen the ability
10 of the pulper according to the present invention to keep the temperature of the material discharged from the pulper within certain limits is dramatically improved compared to that of the prior art. Hence, a pulper according to the present invention (16 hour trends) makes it possible to keep the temperature of the material discharged from the pulper within a temperature span of app. 20 C (i.e. varying from app. 65 C to app. 85
15 C), whereas the temperature span enabled by the pulper of the prior art (8 hour trends) is almost twice as large, i.e. 40 C (vis. From app. 45 C to app. 85 C).

Figure 10B shows the standard deviation of reactor feed temperature for individual reactor fillings in a method according to the present invention, employing a pulper
20 according to the present invention calculated based on temperature measurement every 5 seconds. As can be seen it is ensured that pre-heated biomass material produced in a pulper from a non-Newtonian biomass material and to be subsequently fed to any downstream thermal hydrolysis reactor of a THP system, and/or subsequently from the THP system to any subsequent processing steps, is of a
25 uniform temperature, i.e. such that the average standard variation in temperature is $<12^{\circ}\text{C}$, when this standard variation in temperature is calculated based on a temperature measurement resolution of < 5 seconds, and used to calculate an overall average for each individual reactor filling.

Figure 11 shows data from a case study in relation to performance data of a pulper modification upgrade, involving the upgrade from a prior art design to a particular beneficial pulper design according to the present invention (i.e. with and without upgrade kit). As can be seen the ability of the pulper according to the present invention to provide reactor feed flows of above $30 \text{ m}^3/\text{h}$ at even very high dry matter content is
35 dramatically improved compared to that of the prior art. Hence, a pulper according to the present invention makes it possible to work reactor feed flows of above $30 \text{ m}^3/\text{h}$

when working with material having a DS well-above 14%, which is not possible with a pulper of the prior art.

Example 5

- 5 Figure 12 is based on data from operation at selected dry solids content from 16% to 18%DS, during development and testing of the particularly beneficial pulper design according to the present invention described in example 4, and shows the relationship between τ_o and WAS%. As can be seen it was shown that WAS% up to 100% can be achieved at dry solids content up to 18%.
- 10 As can be seen from figure 12, the particularly beneficial pulper design according to the present invention described in example 4 can tolerate an apparent viscosity indicative of a static yield stress of up to $\tau_o = \sim 1700-2200$.
- 15 Figures 13A and B demonstrate that the particularly beneficial pulper design according to the present invention described in example 4 can operate stably at an apparent viscosity indicative of a static yield stress of $\tau_o = 1500-2000$ Pa on 100% WAS. In case of 30% WAS and 70% primary sludge, the apparent viscosity at the same conditions (DS% and temperature) is indicative of a static yield stress of approximately $\tau_o = 500 -$
- 20 1000 Pa. In case a plant is operated on 30%WAS and 70% primary sludge, the dry solids content could be increased until the apparent viscosity reaches a level indicative of a static yield stress of $\tau_o = 1700-2200$ Pa. In this case the dry solids content can be increased from 16-18%DS and up to 20-22%DS, and in some cases further increased up to 25%DS or more for some substrates or mixes of substrates. Such an increase
- 25 would cause a reduced specific steam consumption of 20% and 38% respectively. An additional benefit is that the hydraulic capacity can be maintained at high dry solids operation. As a consequence, the dry solids capacity can also be increased with 20% and 38% respectively.

30 Example 6

- When applying apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, as a parameter to control dilution rate in order to optimise the THP process, there is a risk that dry solids content (DS%) of digester feed will vary without being in control of the actual VS feed rate. However, Even more important than VS feed rate is the actual
- 35 energy feed rate. Different sludge qualities and other substrate qualities have different specific energy content. One way to measure specific energy content is to measure COD/VS as this explains the energy density of the volatile solids that is present in the

substrate. A further background for the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention is the discovery of the present inventors of the relationship between specific energy content, measured as COD/VS and rheology, measured as τ_o .

5

Figure 14 demonstrates this relationship.

The relationship between specific energy content, measured as COD/VS and rheology, measured as τ_o (Figure 14) has been developed based on the relationship
10 between τ_o and WAS/Primary sludge ratio as shown in Figure 15.

Furthermore, the calculated function of τ_o as $f(\text{COD/VS})$, which is visualised in Figure 14, is based on energy content in Primary sludge of 1,7 and in Waste Activated sludge of 1,45. Variations in energy content can be expected depending on sludge origin,
15 sludge age, etc, and a calibration is recommended for each sludge mix. The validity of the identified relationship that can be used to determine energy content in sludge and thus be used to control energy feed rate to digesters is predominantly for $\tau_o > 500 - 1000$ Pa and COD/VS $> 1,52$ depending on type of substrate.

20 Specific COD/VS for each category of sludge and substrate will vary, depending on upstream waste water treatment process, waste water quality, sludge age, etc. The correct mathematical relation will thus vary. However, a similar relation would be expected to be found for many substrates, and this can then be calibrated based on sampling of actual substrates that will be mixed.

25

One way of controlling the validity of a calibrated system and to determine the need for closer monitoring and possible recalibration is, in addition to regular sampling for analysis of COD/VS, to also analyse for organic Nitrogen content. Different sludge and substrates have different organic nitrogen content. Typically, primary sludge has an
30 organic nitrogen content of around 2,5% of the VS content, while Waste activated sludge (WAS) typically has an organic nitrogen content of around 6,0%. An indirect way of controlling the energy content is thus to analyse for the organic nitrogen content of the sludge. The relationship between τ_o and organic nitrogen content in sludge can be calculated as shown in Figure 16. Also this relationship will vary,
35 depending on the waste water treatment process, waste water quality, how the process is operated, sludge age, etc.

Once the relation has been established and calibrated the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enable τ_0 to be used for predicting organic nitrogen concentration in the sludge mix and thus the organic nitrogen load to the digester.

5

An important reason for applying thermal hydrolysis prior to anaerobic digestions is that the sludge behaviour is radically changed so that the sludge becomes easier digestable. The hydrolysis step takes place prior to the remaining anaerobic digestion process and the digestion process goes thus much faster. Matt Higgins (2021,

10 Bucknell University, Lewisburg, Pennsylvania) demonstrated that mixed sludge can be well digested in a one stage digestion process within 10 days HRT without significantly reduction in methane yield, VS destruction and dewaterability. Acceptable results could be achieved also at 8 days HRT, while the performance would quickly decrease at 6 days HRT. Going to such short retention times by applying thermal hydrolysis
15 would increase the capacity, throughput and utilization of existing digestion plants significantly. Furthermore, new anaerobic digestions plants could be build at significantly reduced cost just like it would reduce the environmental footprint and the area required equivalently. This would also benefit the overall carbon footprint compared to conventional anaerobic digestion without thermal hydrolysis.

20

When operating anaerobic digestion processes at such high loading rate (7-8 kgVS/m³d) and short retention time (10 days), the process may suffer quickly from further rapid increase in feed rate. The methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention

25 introduces apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield stress, as a steering parameter for running the thermal hydrolysis process at maximum possible dry solids content in order to reduce the specific heat consumption without achieving operational challenges in the pretreatment process upstream the anaerobic digestion process. In case changes in the feed mix reduces the apparent viscosity, e.g. static
30 yield stress and/or dynamic yield stress, e.g. through changed primary/secondary sludge ratio, the methods, systems, process equipment and plants employing Thermal Hydrolysis Processes (THP) of the present invention enable an automatic increase in DS% through a reduced dilution rate or an increased DS% from pre-dewatering. A way to further improve digester loading rate, is by predicting both DS%, VS% and COD/VS
35 (energy density) as well as organic Nitrogen content based on measurements of the rheological behaviour of the biomass material throughout the THP process. In addition

digester control can be further improved by monitoring key performance indicators in the anaerobic digestion process.

Key Performance Indicators (KPI) that can be monitored in the anaerobic digestion

5 process to improve control include:

pH

CH₄ concentration

Biogas production rate

FOS/TAC

10 Specific biogas yield pr kg DS (Nm³/kgDS)

Specific methane yield pr kg VS (Nm³/kgVS)

Digester loading rate (kgVS/m³d)

Data to be logged in order to identify these KPI's on a continuous basis include:

15 pH

CH₄ concentration

Biogas flow

Digester feed flow

Digester DS% aquired from the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or

20 dynamic yield stress

Digester VS% aquired from the apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or

dynamic yield stress

DS% and VS% should be sampled and analysed continuously in order to calibrate the

25 relation between apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or dynamic yield

stress, and DS% and between apparent viscosity, e.g. static yield stress and/or

dynamic yield stress, and VS%. This should be done both in the digester feed line and

in the pulper circulation/reactor feed line.

CLAIMS

1. Method for treating a non-Newtonian biomass material having:

- a dry-matter content (DS%) of at least 12%,
- 5 - a ratio between the chemical oxygen demand (COD) and volatile solids content (VS), COD/VS-ratio, of less than 2.0, and
- a static yield stress, τ_o , of between 150 and 2500 Pa, such as above 200, such as above 250 Pa, such as above 300 Pa, such as above 350 Pa, such as above 400 Pa, such as above 500 Pa, such as below 2400
- 10 Pa, such as below 2200 Pa, such as below 2000 Pa, such as below 1800 Pa, such as below 1600 Pa, such as between 300 and 1700 Pa, such as between 400 and 1700 Pa, such as between 500 and 1700 Pa, such as between 600 and 1700 Pa and/or a dynamic yield stress, τ_y , of between 50 and 500, such as above 100, such as above 150 Pa, such as above
- 15 200 Pa, such as below 450 Pa, such as below 400 Pa, such as below 350 Pa, such as below 300 Pa, such as below 250 Pa, such as between 50 and 400 Pa, such as between 50 and 300 Pa

said method comprising the steps of:

- a) feeding said non-Newtonian biomass material to one or more pulpers
- 20 by one or more pulper feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate,
- b) homogenizing and pre-heating said non-Newtonian biomass material in said one or more pulpers resulting in a pre-heated biomass material,
- c) discharging said pre-heated biomass material from said one or more
- 25 pulpers,
- d) feeding said pre-heated biomass material to a thermal hydrolysis system, operated at a higher temperature than the temperature of said pre-heated biomass material, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate,
- 30 e) thermally hydrolysing said pre-heated biomass material in said thermal hydrolysis system resulting in a hydrolysed biomass material, and
- f) subsequently processing at least part of said hydrolysed biomass material in one or more subsequent processing systems by transferring said hydrolysed biomass material to said one or more subsequent
- 35 processing systems, by one or more feed lines at a controlled DS% and/or COD loading rate,

wherein said method is further characterized in that:

- said controlled DS% and/or COD loading rate of said non-Newtonian biomass material through said one or more pulper feed lines and pulpers of steps a) - c), and/or
- 5 - said controlled DS% and/or COD loading rate of said pre-heated biomass material through said one or more thermal hydrolysis system feed lines and said thermal hydrolysis system of steps d) and e), and/or
- said controlled DS% and/or COD loading rate of said hydrolysed biomass material through said one or more feed lines of step f),
- is controlled based on:
- 10 - continuously or semi-continuously determining the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of said non-Newtonian biomass material, said pre-heated biomass material and/or said hydrolysed biomass material, by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate in:
- 15 - said feed line(s) for said one or more pulpers of step a), and/or
- said feed line(s) for said thermal hydrolysis system of step d), and/or
- said feed line(s) for said one or more subsequent
- 20 processing system of steps f), and/or
- one or more thermal hydrolysis discharge or recirculation lines of said thermal hydrolysis system of step d) and e), and/or
- one or more circulation lines of said one or more pulpers
- 25 of steps a) – c),
- and
- continuously or semi-continuously measuring one or more parameters of said one or more subsequent processing systems of step f)
- thereby establishing, which controlled DS% and/or COD loading rate;
- 30 - of said non-Newtonian biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said one or more pulper feed lines and pulpers of step a); and/or
- of said pre-heated biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said thermal hydrolysis
- 35 feed lines and thermal hydrolysis system of step d); and/or

- of said hydrolysed biomass material, at said determined static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , through said feed lines for said one or more subsequent processing system of step f)
is characteristic of at least one of said one or more of parameters of said subsequent
5 processing systems of steps f).

2. A method according to claim 1, wherein said non-Newtonian biomass material displays:

- a static yield stress, τ_o , of at least 500 Pa, such as at least 1000 Pa,
10 such as at least 1500 Pa, and/or
- a dynamic yield stress, τ_y , of at least 80 Pa, such as at least 100 Pa, such as at least 120 Pa.

3. A method according to any of claims 1 or 2, wherein said thermal hydrolysis system
15 of steps d) and e) includes:

- one or more reactors working in parallel or series in which said pre-heated biomass is subjected to heating and elevated pressures, and
- one or more flashtanks to which said biomass is transferred from said one or more reactors, whereby a pressure reduction occurs in one or more stages wherefrom flash
20 steam results,
and wherein
- said pre-heating of said biomass material in said one or more pulpers of steps a) - c), which may work in parallel or series, is achieved by injection of flash steam recovered from said thermal hydrolysis system of steps d) and e).

25

4. A method according to any of claims 1 to 3, wherein said non-Newtonian biomass material has a dry-matter content (DS%) above 20% and wherein:

- at least 50% of said resulting hydrolyzed biomass material is recirculated by transport from i) downstream said hydrolysis system of steps d) and e), to ii) upstream said
30 hydrolysis system of steps d) and e), and/or
- the biomass material is pre-heated in said pulpers of steps a) to c) and thermally hydrolysed in said thermal hydrolysis system of steps d) and e) by subjecting said biomass material to multiple steps involving stepwise heating and cooling in one or more pulpers for heating, one or more reactors for treatment at a pre-
35 selected temperature of above 150°C, more preferably above 160°C, or even more preferably above 180°C, and one or more flashtanks for pressure reduction and/or cooling.

5. A method according to any of claims 1 to 3, wherein said non-Newtonian biomass material has a dry-matter content (DS%) above 20% and wherein said one or more subsequent processing systems of step f) includes:

- 5 f1) a separation step to produce at least two fractions, of which one is rich in liquid compared to said hydrolysed biomass material and one is rich in solids compared to said hydrolysed biomass material, and,
- 10 f2) transferring, by one or more feed lines, said hydrolysed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for anaerobic fermentation, and,
- 15 f3) transferring, by one or more feed lines, said hydrolysed biomass material, parts of, or all of, one or all of said at least two fractions produced in said separation step of step f1) to one or more processing units for thermal reduction of organic compounds,
- and wherein:
- at least part of a material resulting from said anaerobic fermentation of step f2) is at
- 20 least partly dewatered and the resulting dewatered material is transferred by one or more feed lines, to said one or more processing units for thermal reduction of organic compounds of step f3).

6. A method according to any of claims 4 or 5, wherein said resulting hydrolyzed
- 25 biomass material of step e) is recirculated by transport, by use of one or more mixing augers and pumps, preferably progressive cavity pumps, and preferably one or more augers with a conveying capacity of at least 1.5 times that of the pumps, from i) downstream said hydrolysis system of steps d) and e), to ii) upstream one or more of said pulpers of steps a) - c) and mixed with said non-Newtonian biomass material
- 30 thereby acting to reduce the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers

7. A method according to any of claims 1-6, wherein preheated biomass material from one or more pulpers of steps a) – c) is recirculated by transport, by use of one or more
- 35 mixing augers and pumps, preferably progressive cavity pumps, and preferably one or more augers with a conveying capacity of at least 1.5 times that of the pumps, to upstream said one or more pulpers of steps a) – c) and mixed with said non-

Newtonian biomass material thereby acting to reduce the static yield stress, τ_o , and/or dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers.

8. A method according to any preceding claims, further characterized in that:

- 5 - heat-exchangers are employed to recover heat from the cooling of said hydrolyzed biomass material of step e) prior to said hydrolyzed biomass material being subjected to said subsequent processing in said one or more subsequent processing steps f), preferably by cooling said hydrolyzed biomass of step e) by subjecting said hydrolyzed biomass material to heat-exchange with water in a heat-exchanger, and subsequently
10 injecting said water into said non Newtonian biomass material of step a) said pre-heated biomass material of step b). or preheating polymer/water in upstream pre-dewatering or thickening processes.

9. A method according to any preceding claims, further characterized in that said non-
15 Newtonian biomass material of step a) displays:

- a static yield stress, τ_o , of above 2000 Pa, such as above 2200 Pa, such as above 2300 Pa and
- a dynamic yield stress, τ_y , above 300 Pa, such as above 350 Pa, such as above 400 Pa,

20 and

- the static yield stress, τ_o , of the material fed to said pulpers is reduced to a value below 1700 Pa such as below 1500 Pa, and/or
- the dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers is reduced to a value below 250 Pa, such as below 200 Pa

25

10. A method according to claim 9, further characterized in that inorganic particles and/or undissolved material is continuously separated from said hydrolyzed biomass material of step e) by degritting prior to said subsequent processing of step f).

- 30 11. A method according to claim 5 where at least part of the at least one fraction of step f1) rich in liquid compared to said hydrolyzed biomass material is recirculated by transport to
- upstream one or more of said pulpers of steps a) - c) and mixed with said non-Newtonian biomass material thereby acting to reduce the static yield stress, τ_o , and/or
35 the dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said pulpers,

- upstream said hydrolysis system steps d) - e) and mixed with said pre-heated biomass material thereby acting to reduce the static yield stress, τ_o , and/or the dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said hydrolysis system, and/or
 - upstream said separation step f1) and mixed with said hydrolyzed biomass material
- 5 thereby acting to reduce the static yield stress, τ_o , and/or the dynamic yield stress, τ_y , of the material fed to said separation step f1).

12. A system for processing a biomass material having a dry-matter content (DS%) above 12%, said system comprising:

- 10 - a pulper for homogenizing and pre-heating said biomass material having a dry-matter content (DS%) above 12%,
 - a a thermal hydrolysis reactor for subjecting said homogenized and pre-heated biomass material to thermal hydrolysis,
- said system being characterized in that:
- 15 - the total volume of said pulper is > 2.6 times and < 20 times, preferably 2.6 to 6 times, the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor
 - said pulper comprises an outlet nozzle, for discharging said pre-heated material from said pulper, which is placed in such a way that:
 - the part of the total -volume of said pulper below said outlet nozzle is $\geq$
 - 20 1.6 times the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor,
 - and
 - the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle is > 1 times the average filling volume of the thermal hydrolysis reactor.

- 25 13. A system according to claim 12 further characterized in that said pre-heating in said pulper is at least partly achieved by injection of flash steam from a thermal hydrolysis system.

14. A system according to any of claims 12 or 13, further characterized in:

- 30 a) that:
 - the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle, and
 - the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle,are provided in the form of at least two separate interconnected chambers or tanks,
- 35 b) that said outlet nozzle is in the form of an overflow edge, knife or similar outlet fitted on the first of said at least two separate interconnected chambers or tanks, which ensures that a volume

corresponding to ≥ 1.6 the average filling volume of said thermal hydrolysis reactor is continuously present below said edge, knife or similar outlet in said first of said at least two separate interconnected chambers or tanks, and

- 5 c) that said pulper includes a biomass material distributor, preferably designed as an extruder, acting to split incoming cold biomass material into smaller segments before the biomass material enters the pulper.

15. A system according to any of the preceding claims further characterized in that
- 10 said pulper includes a recirculation loop capable of recycling an amount of preheated biomass material from said pulper equivalent to at least 0.5 times, preferably more than 1 times, and even more preferably more than 2 times the amount of cold biomass material feed and mixing said preheated biomass material with cold biomass material prior to its entry into or inside said biomass material distributor.

15

FIGURE 1 (A)

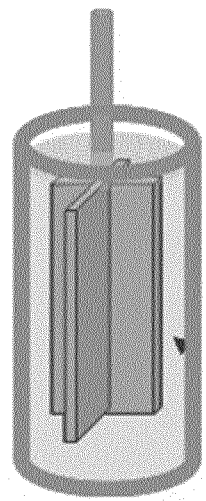


FIGURE 1 (B)

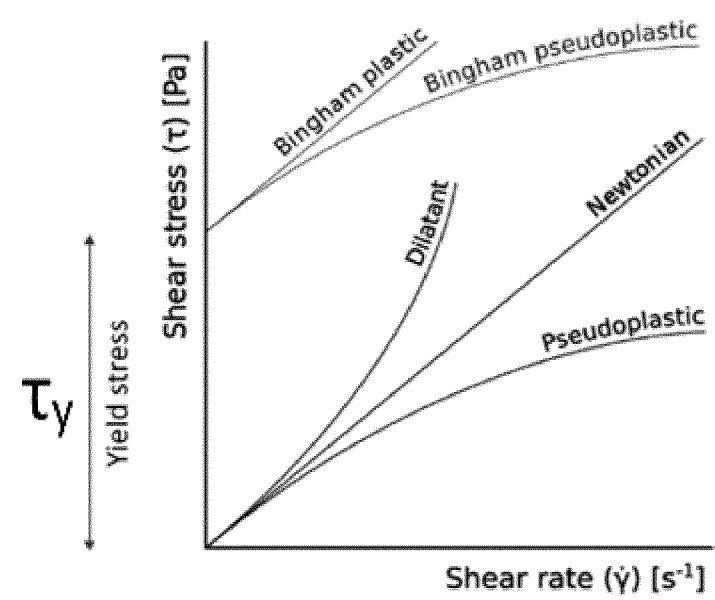


FIGURE 1 (C)

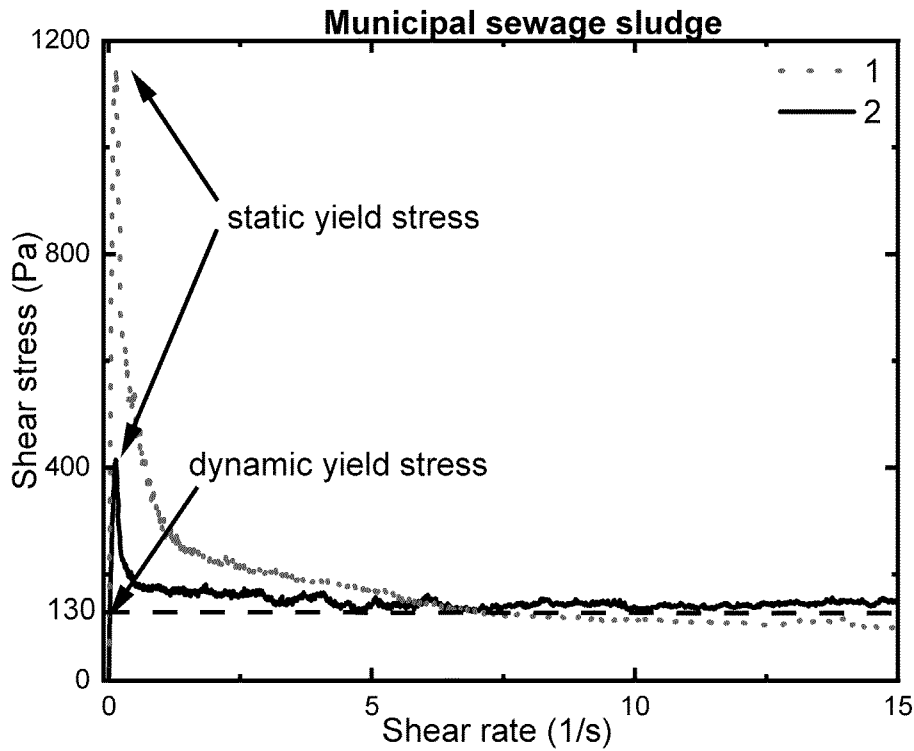


FIGURE 1 (D)

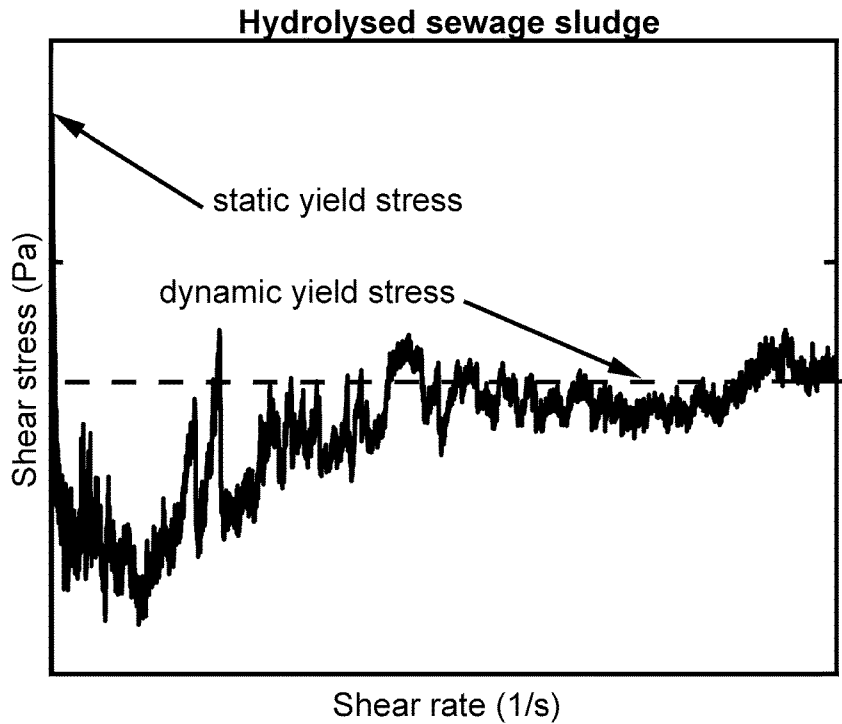
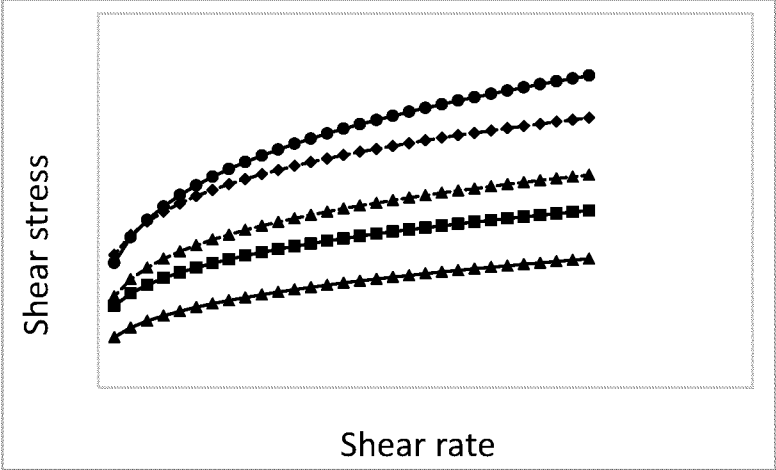


FIGURE 2

Hydrolysed and digested sludge



Dewatered raw sludge

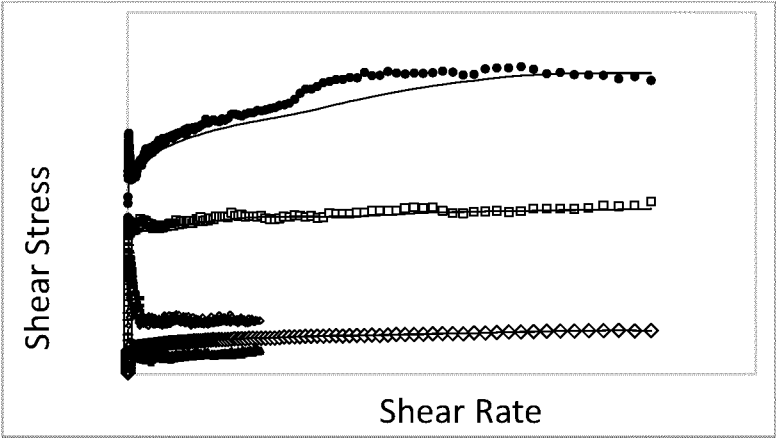


FIGURE 3

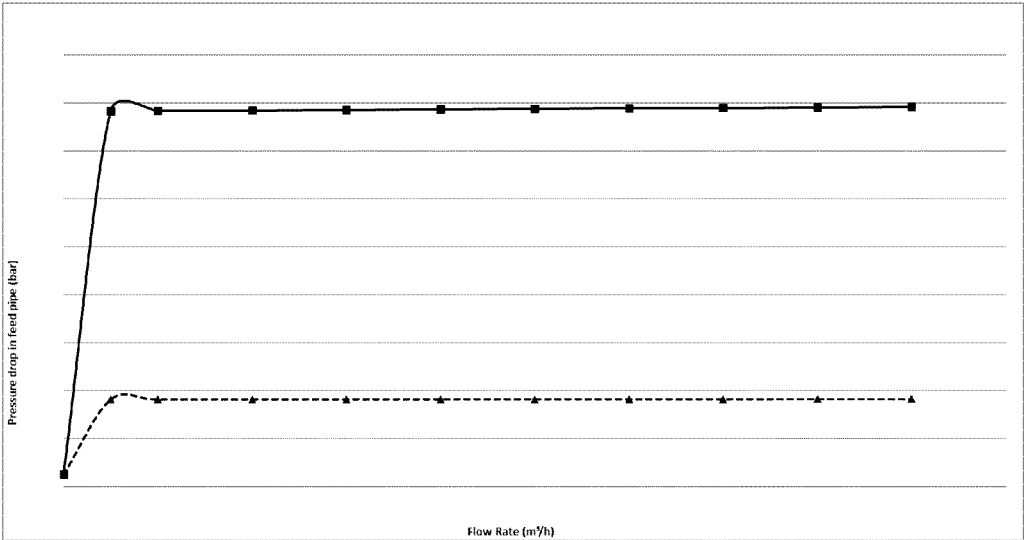


FIGURE 4

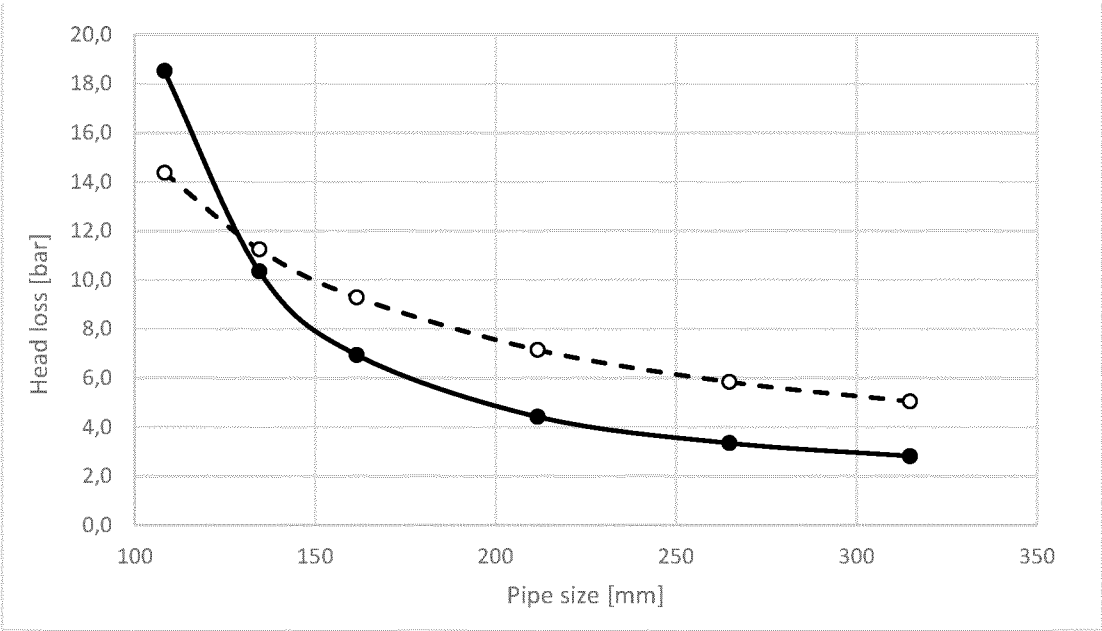


FIGURE 5

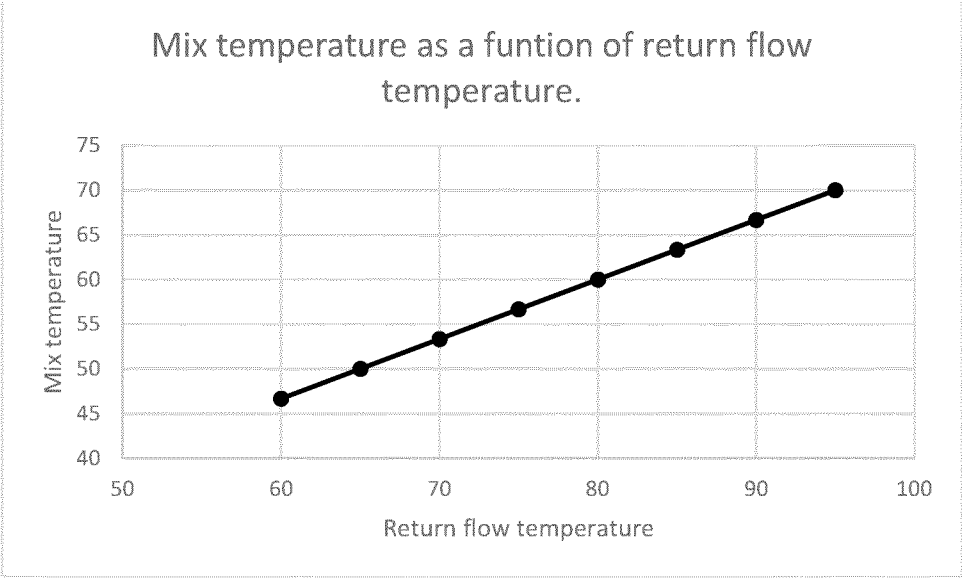


FIGURE 6

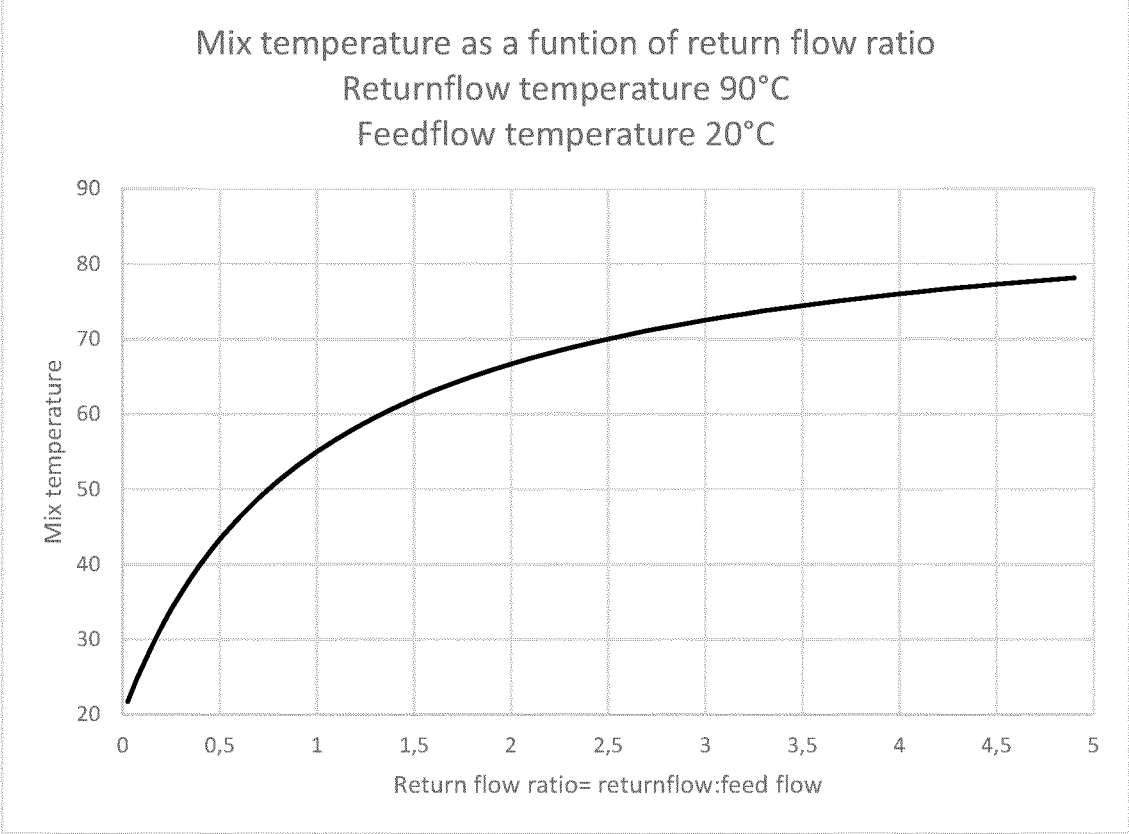


FIGURE 7

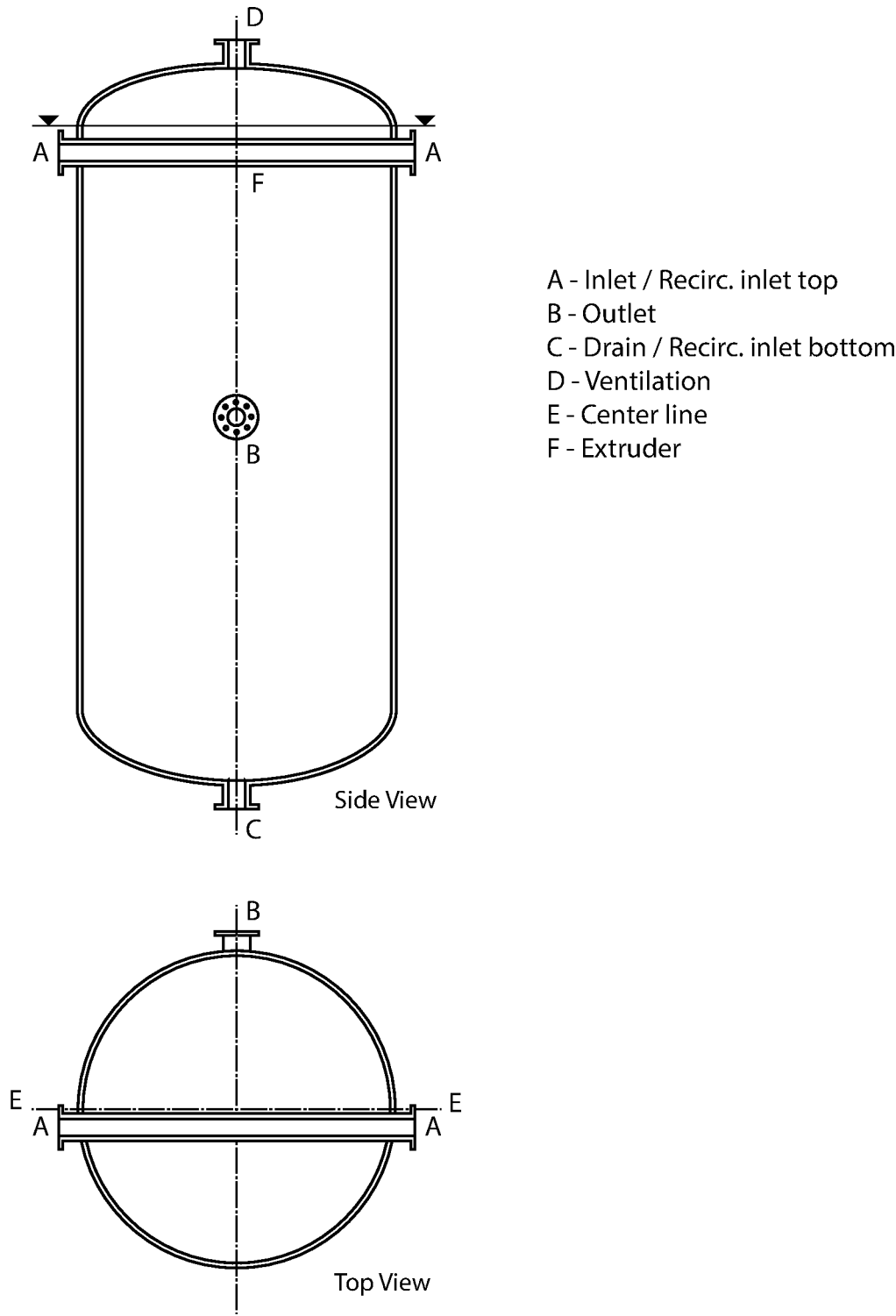


FIGURE 8

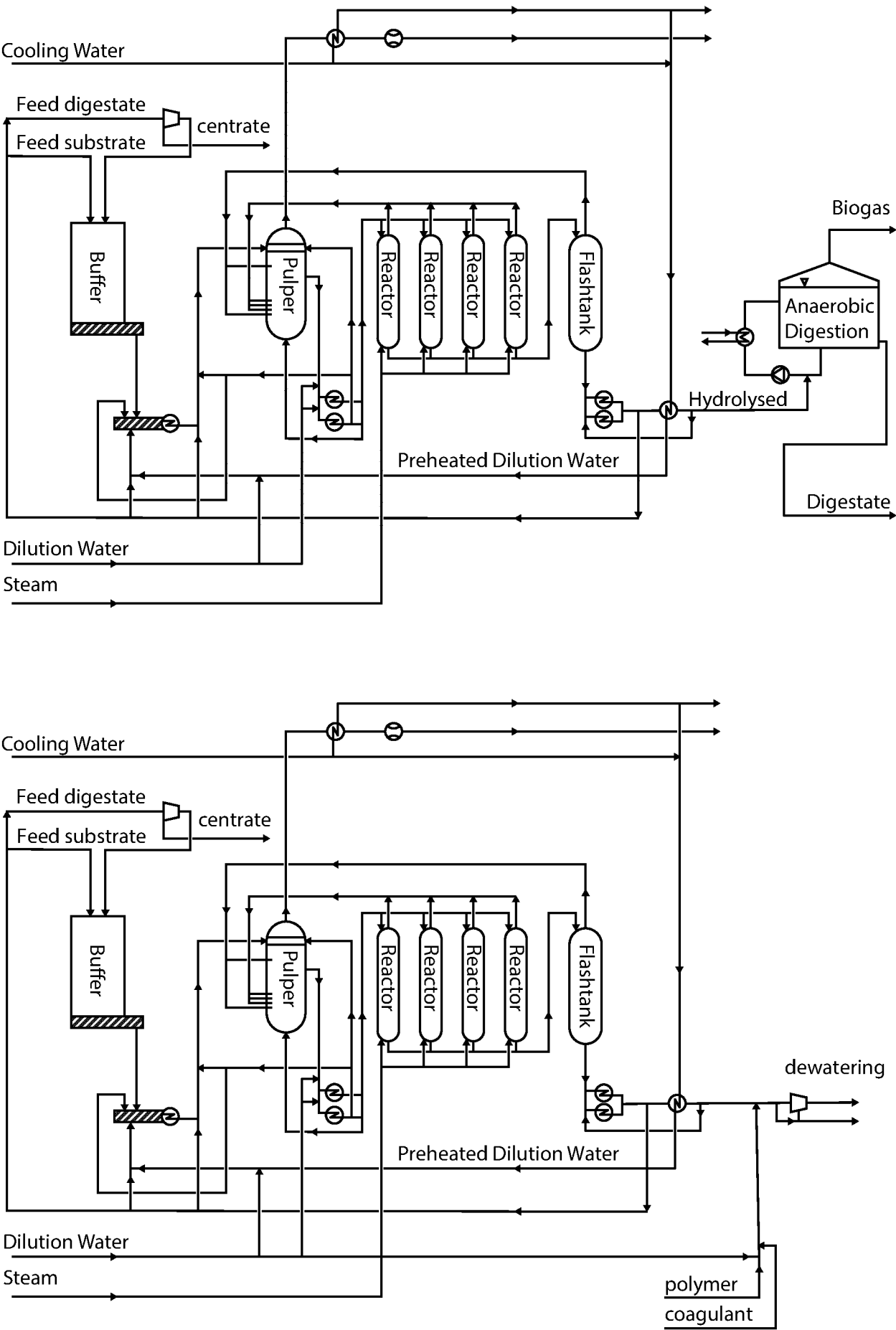


FIGURE 9

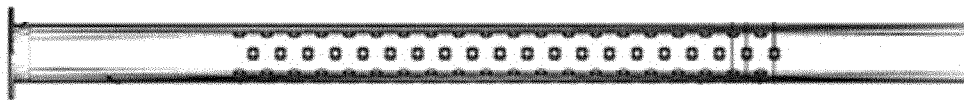


FIGURE 10A

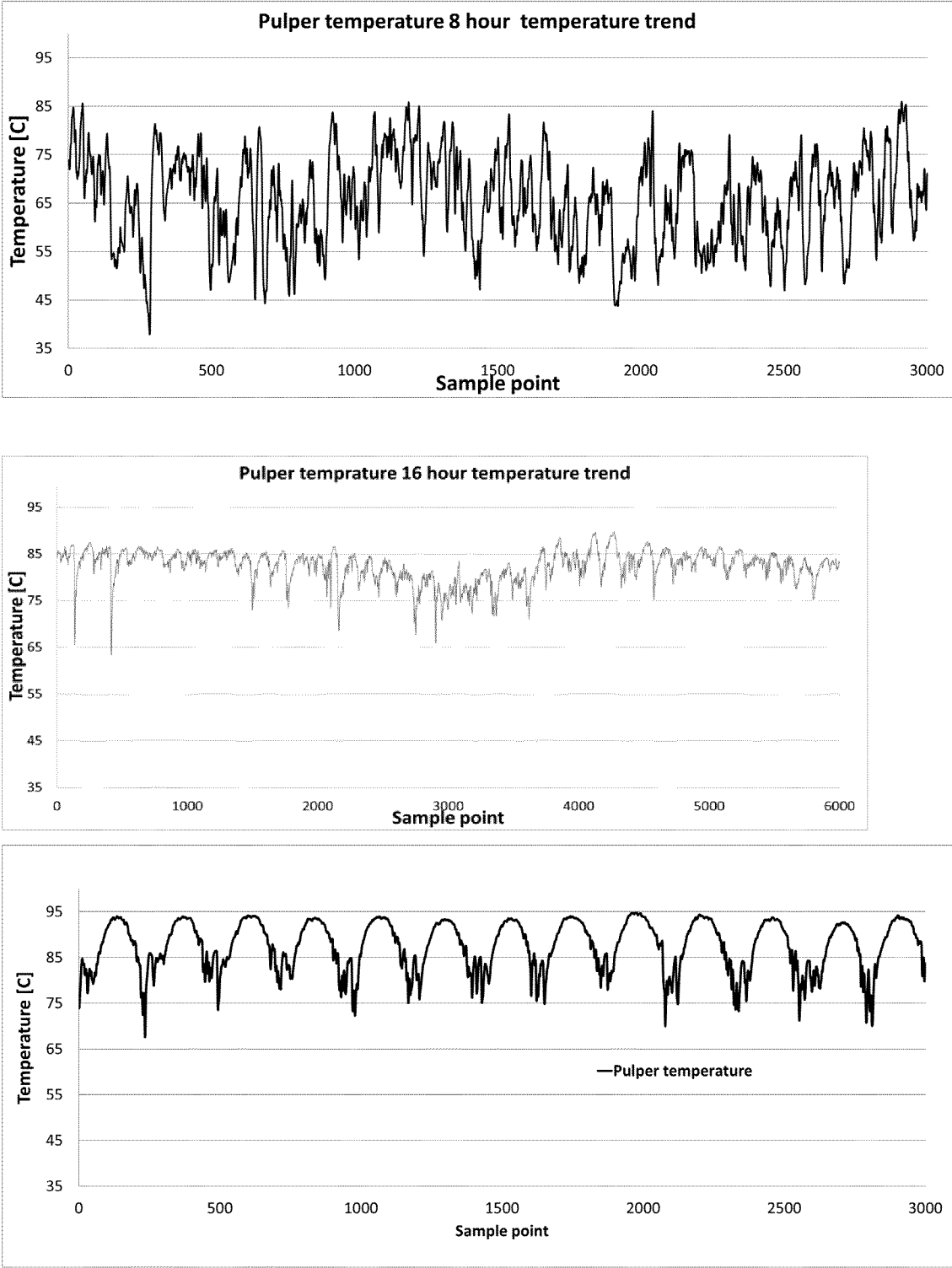


FIGURE 10B

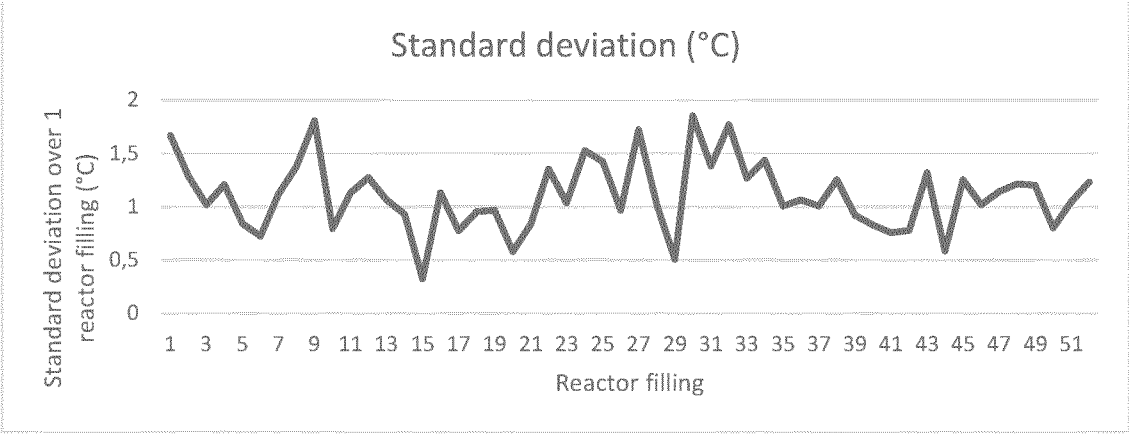


FIGURE 11

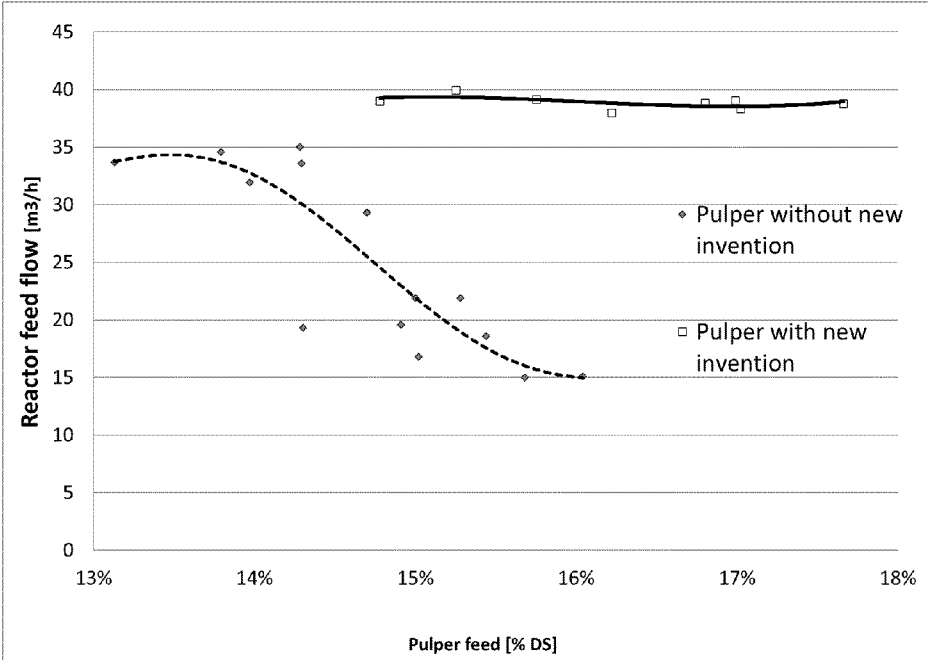


FIGURE 12

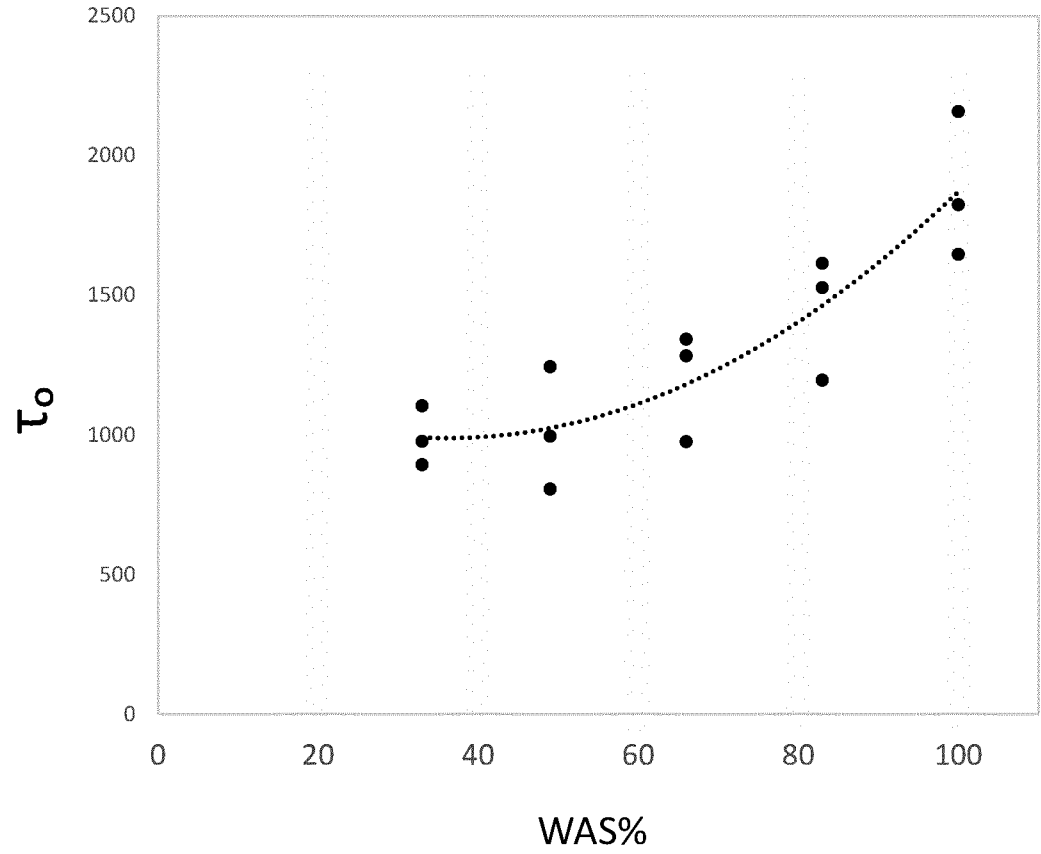


FIGURE 13A

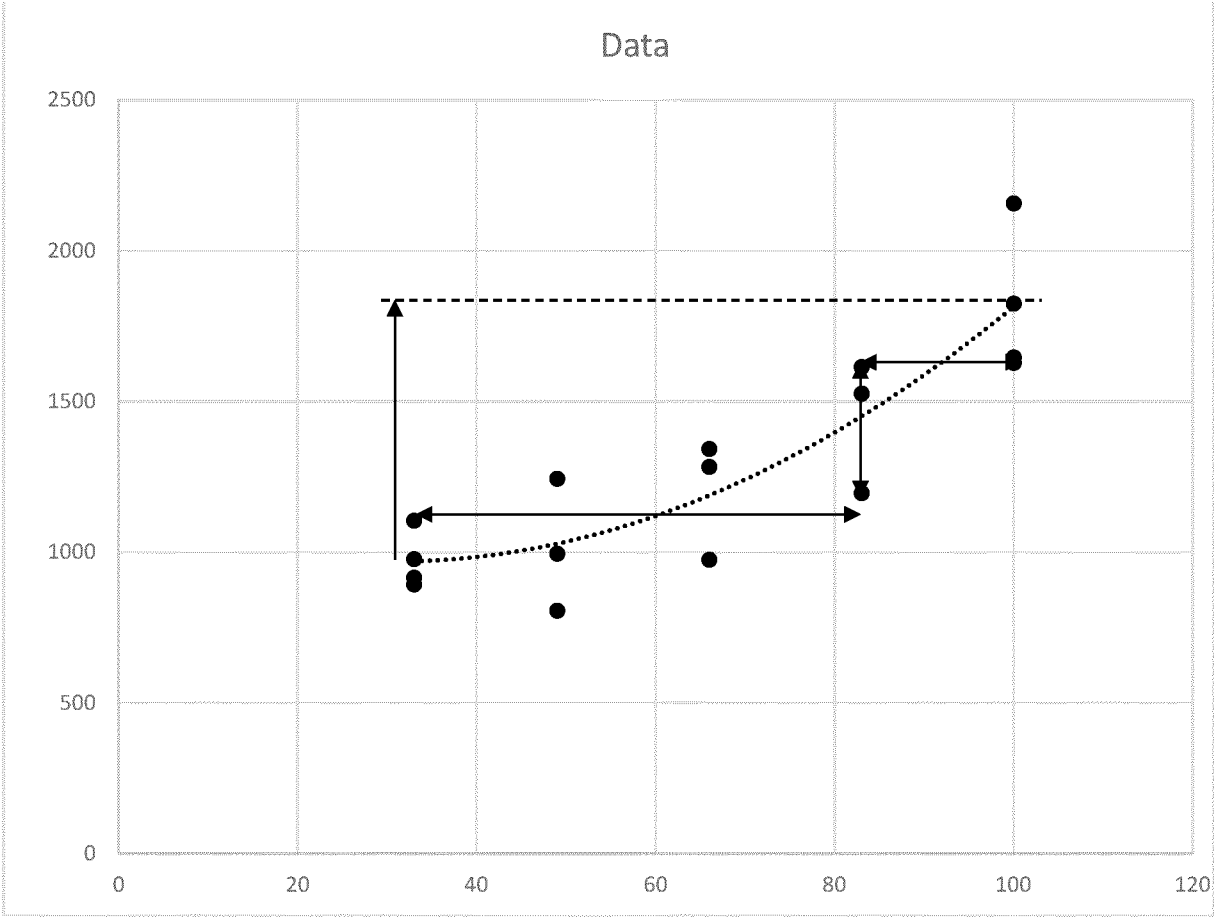


FIGURE 13B

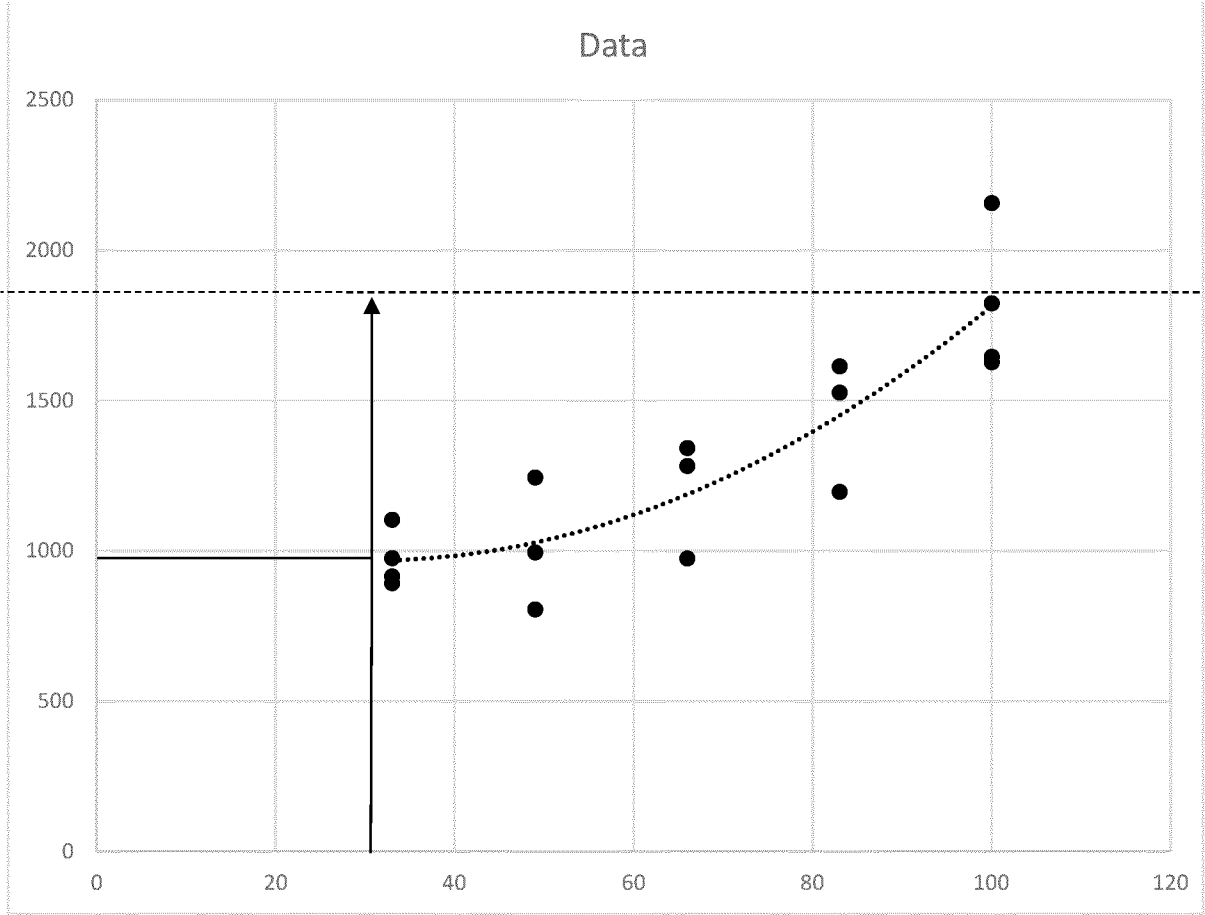


FIGURE 14

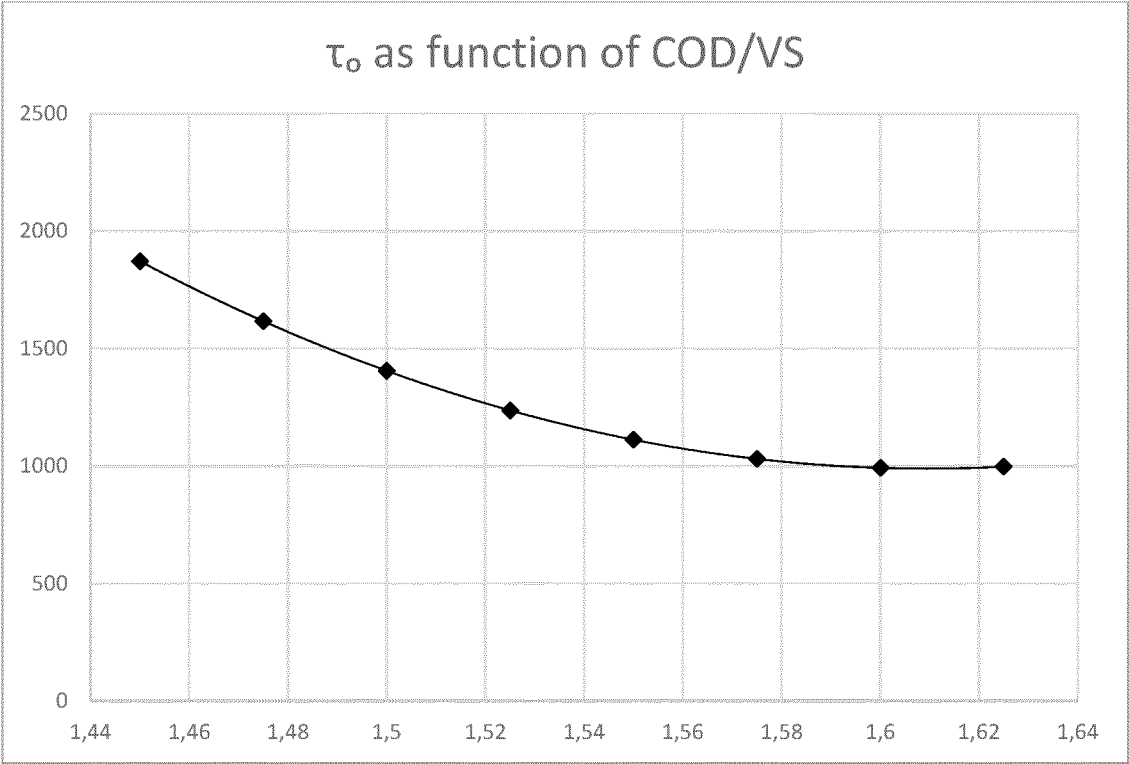


FIGURE 15

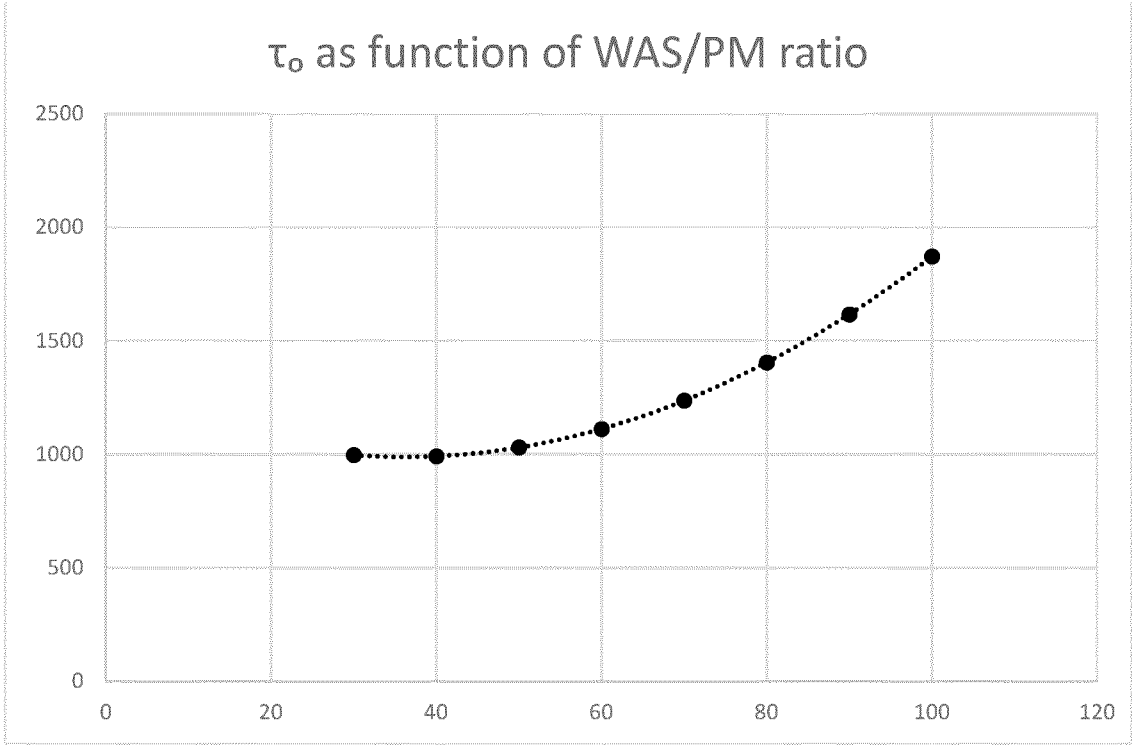
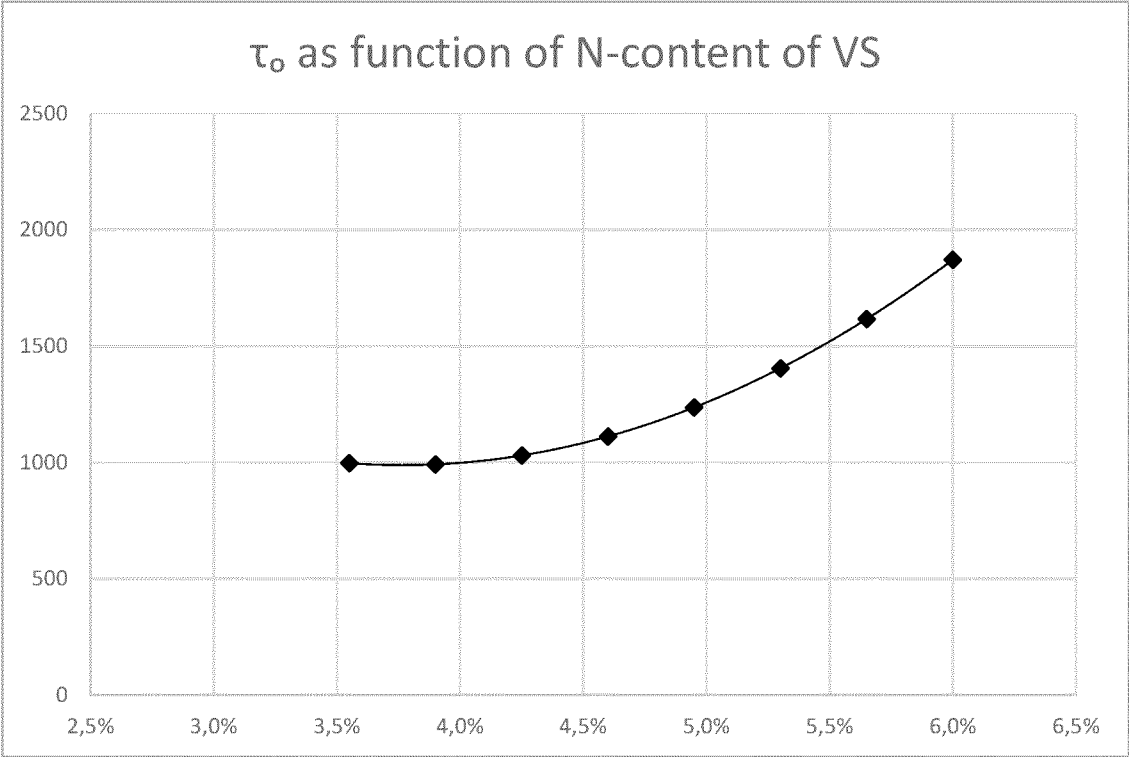


FIGURE 16



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No
PCT/EP2023/083025

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER INV. C12M1/107 C02F11/18 C12M1/34 C12M1/00 ADD.		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) C12M C02F		
Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched		
Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) EPO-Internal		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 2020/126397 A1 (CAMBI TECH AS [NO]) 25 June 2020 (2020-06-25) cited in the application	12-15
A	page 7, line 13 - line 17 page 15, line 29 - page 16, line 3 page 17, line 16 - page 18, line 19 page 24, line 35 - page 29, line 6 claims 1-19 figures 1,2 ----- -/--	1-11
☒ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☒ See patent family annex.		
* Special categories of cited documents : "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance "E" earlier application or patent but published on or after the international filing date "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention "X" document of particular relevance;; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone "Y" document of particular relevance;; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art "&" document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search 29 February 2024		Date of mailing of the international search report 13/03/2024
Name and mailing address of the ISA/ European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel. (+31-70) 340-2040, Fax: (+31-70) 340-3016		Authorized officer Cubas Alcaraz, Jose

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No

PCT/EP2023/083025

C(Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	ZAKANI BEHZAD ET AL: "Yield stress analysis of cellulose nanocrystalline gels", CELLULOSE, vol. 27, no. 16, 8 September 2020 (2020-09-08), pages 9337-9353, XP037304684, ISSN: 0969-0239, DOI: 10.1007/S10570-020-03429-7 the whole document -----	1-15
A	ESHTIAGHI NICKY ET AL: "Rheological characterisation of municipal sludge: A review", WATER RESEARCH, vol. 47, no. 15, 9 July 2013 (2013-07-09), pages 5493-5510, XP028726189, ISSN: 0043-1354, DOI: 10.1016/J.WATRES.2013.07.001 the whole document -----	1-15
A	WEI PENG ET AL: "Impacts of shearing and temperature on sewage sludge: Rheological characterisation and integration to flow assessment", SCIENCE OF THE TOTAL ENVIRONMENT, ELSEVIER, AMSTERDAM, NL, vol. 774, 2 February 2021 (2021-02-02), XP086534968, ISSN: 0048-9697, DOI: 10.1016/J.SCITOTENV.2021.145005 [retrieved on 2021-02-02] the whole document -----	1-11

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No

PCT/EP2023/083025

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date
WO 2020126397 A1	25-06-2020	AU 2019409777 A1	08-07-2021
		BR 112021011553 A2	31-08-2021
		CA 3122296 A1	25-06-2020
		CL 2021001569 A1	11-02-2022
		CN 113366110 A	07-09-2021
		CO 2021007917 A2	21-06-2021
		EA 202191688 A1	09-11-2021
		EP 3898999 A1	27-10-2021
		JP 7411658 B2	11-01-2024
		JP 2022513853 A	09-02-2022
		KR 20210105386 A	26-08-2021
		SG 11202106247U A	29-07-2021
		US 2022017397 A1	20-01-2022
		WO 2020126397 A1	25-06-2020
		ZA 202104910 B	25-05-2022

PATENT COOPERATION TREATY

PCT

INTERNATIONAL PRELIMINARY REPORT ON PATENTABILITY

(Chapter II of the Patent Cooperation Treaty)

(PCT Article 36 and Rule 70)

Applicant's or agent's file reference 168901-SH-HK	FOR FURTHER ACTION		See Form PCT/IPEA/416
International application No. PCT/EP2023/083025	International filing date (day/month/year) 24.11.2023	Priority date (day/month/year) 24.11.2022	
International Patent Classification (IPC) or national classification and IPC INV. C12M1/107			
Applicant Cambi Technology AS			
1. This report is the international preliminary examination report, established by this International Preliminary Examining Authority under Article 35 and transmitted to the applicant according to Article 36. 2. This REPORT consists of a total of <u>7</u> sheets, including this cover sheet. 3. This report is also accompanied by ANNEXES, comprising: a. ☒ a total of <u>17</u> sheets, as follows: ☒ sheets of the description, claims and/or drawings which have been amended and/or sheets containing rectifications authorized by this Authority, unless those sheets were superseded or cancelled, and any accompanying letters (see Rules 46.5, 66.8, 70.16, 91.2, and Section 607 of the Administrative Instructions). ☐ sheets containing rectifications, where the decision was made by this Authority not to take them into account because they were not authorized by or notified to this Authority at the time when this Authority began to draw up this report, and any accompanying letters (Rules 66.4bis, 70.2(e), 70.16 and 91.2). ☐ superseded sheets and any accompanying letters, where this Authority either considers that the superseding sheets contain an amendment that goes beyond the disclosure in the international application as filed, or the superseding sheets were not accompanied by a letter indicating the basis for the amendments in the application as filed, as indicated in item 4 of Box No. I and the Supplemental Box (see Rule 70.16(b)). b. ☐ a separate electronic file containing a sequence listing (<i>sent to the International Bureau only</i>)			
4. This report contains indications relating to the following items: ☒ Box No. I Basis of the report ☒ Box No. II Priority ☐ Box No. III Non-establishment of opinion with regard to novelty, inventive step and industrial applicability ☐ Box No. IV Lack of unity of invention ☒ Box No. V Reasoned statement under Article 35(2) with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement ☐ Box No. VI Certain documents cited ☐ Box No. VII Certain defects in the international application ☐ Box No. VIII Certain observations on the international application			
Date of submission of the demand 23.08.2024		Date of completion of this report 25.09.2024	
Name and mailing address of the international preliminary examining authority:  European Patent Office D-80298 Munich Tel. +49 89 2399 - 0		Authorized officer Cubas Alcaraz, Jose Telephone No. +49 30 25901-324 	

Box No. I Basis of the report

1. With regard to the **language**, this report is based on
- ☒ the international application in the language in which it was filed
 - ☐ a translation of the international application into , which is the language of a translation furnished for the purposes of:
 - ☐ international search (under Rules 12.3(a) and 23.1(b))
 - ☐ publication of the international application (under Rule 12.4(a))
 - ☐ international preliminary examination (under Rules 55.2(a) and/or 55.3(a) and (b))
2. With regard to the **elements*** of the international application, this report is based on (*replacement sheets which have been furnished to the receiving Office in response to an invitation under Article 14 are referred to in this report as "originally filed" and are not annexed to this report*):

Description, Pages

1-87 as originally filed

Claims, Numbers

1-15 filed in electronic form on

23-08-2024

Drawings, Sheets

1/19-19/19 as originally filed

- ☐ a sequence listing - see Supplemental Box Relating to Sequence Listing.
3. ☐ The amendments have resulted in the cancellation of:
- ☐ the description, pages
 - ☐ the claims, Nos.
 - ☐ the drawings, sheets/figs
 - ☐ the sequence listing (*specify*):
4. ☐ This report has been established as if (some of) the amendments annexed to this report and listed below had not been made, since either they are considered to go beyond the disclosure as filed, or they were not accompanied by a letter indicating the basis for the amendments in the application as filed, as indicated in the Supplemental Box (Rules 70.2(c) and (c-bis)):
- ☐ the description, pages
 - ☐ the claims, Nos.
 - ☐ the drawings, sheets/figs
 - ☐ the sequence listing (*specify*):
5. ☐ This report has been established:
- ☐ taking into account the **rectification of an obvious mistake** authorized by or notified to this Authority under Rule 91 (Rules 66.1(d-bis) and 70.2(e)).
 - ☐ without taking into account the **rectification of an obvious mistake** authorized by or notified to this Authority under Rule 91(Rules 66.4bis and 70.2(e)).

**INTERNATIONAL PRELIMINARY REPORT
ON PATENTABILITY**

International application No.
PCT/EP2023/083025

6. ☒ With regard to top-up searches (Rules 66.1 *ter* and 70.2(f)):
- ☒ A top-up search was carried out by this Authority on 16.09.2024 (all discovered documents are listed in the Supplemental Box Relating to Top-up Search).
 - ☐ Additional relevant documents have been discovered during the top-up search.
 - ☐ No top-up search was carried out by this Authority because it would serve no useful purpose.
7. ☐ Supplementary international search report(s) from Authority(ies) has/have been received and taken into account in establishing this report (Rule 45bis.8(b) and (c)).

* If item 4 applies, some or all of those sheets may be marked "superseded".

Box No. II Priority

1. ☐ This report has been established as if no priority had been claimed due to the failure to furnish within the prescribed time limit the requested:
- ☐ copy of the earlier application whose priority has been claimed (Rule 66.7(a)).
 - ☐ translation of the earlier application whose priority has been claimed (Rule 66.7(b)).
2. ☒ This report has been established as if no priority had been claimed due to the fact that the priority claim has been found invalid (Rule 64.1). Thus for the purposes of this report, the international filing date indicated above is considered to be the relevant date.
3. Additional observations, if necessary:

see separate sheet

Box No. V Reasoned statement under Article 35(2) with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement

1. Statement

Novelty (N)	Yes: Claims	<u>1-15</u>
	No: Claims	
Inventive step (IS)	Yes: Claims	<u>1-15</u>
	No: Claims	
Industrial applicability (IA)	Yes: Claims	<u>1-15</u>
	No: Claims	

2. Citations and explanations (Rule 70.7):

see separate sheet

Re Item II

Priority

The present application claims the European patent application EP22209446 as its priority document. however, said European application neither refer to static yield stress or dynamic yield stress nor to any range of values for these parameters. Consequently, the claimed priority is not valid for claims 1-11 of the present application

Re Item V

Reasoned statement with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement

Reference is made to the following documents:

- D1 WO 2020/126397 A1 (CAMBI TECH AS [NO]) 25 June 2020
(2020-06-25)cited in the application
- D2 ZAKANI BEHZAD ET AL: "Yield stress analysis of cellulose nanocrystalline
gels",
CELLULOSE,
vol. 27, no. 16, 8 September 2020 (2020-09-08), pages 9337-9353,
XP037304684,
ISSN: 0969-0239, DOI: 10.1007/S10570-020-03429-7

1. D1 is regarded as being the prior art closest to the subject-matter of claim 1, and discloses (page 7, line 13 - line 17; page 15, line 29 - page 16, line 3; page 17, line 16 - page 18, line 19; page 24, line 35 - page 29, line 6; claims 1-19; figures 1,2) a method for treating a biomass sludge material having a dry-solids content between 2% and 30%, preferably between 14% and 20%. D1 does not indicate the ratio between the

chemical oxygen demand and the volatile solids content of the biomass material. However, D2 states (page 2093) that the usual value of this parameter for this kind of materials is 1,42. Being dry content and COD/VS-ratio similar to that mentioned in the claim, it can be considered the material as being non-Newtonian. The method described in D1 comprises feeding the biomass material into two pulpers, in order to homogenize and pre-heat the material. The material discharged from the pulpers is transferred to a plurality of reactors operated to carry out a thermal hydrolysis of the material, and the hydrolysed material is separated into two fractions of material, one of the fractions rich in solids and the second one having lower solids content.

D1 states that one of the essential parameters to be monitored is viscosity (page 15, line 29-page 16, line 3; page 17, line 16-page 18, line 19; page 26, lines 1-9), and this parameter can be controlled by changing the temperature, by adding materials with lower viscosity and by controlling the feed flow. D1 also indicates that pressure drop in some points of the system is related to the viscosity. Consequently, D1 proposes the control of feeding depending on the viscosity of the material. D1 also states or suggest monitoring other parameters.

D1 does not describe:

- i) the non-Newtonian biomass to be treated has a static yield stress, T_o , of between 150 and 2500 Pa, and/or a dynamic yield stress, T_y , of between 50 and 500,
- ii) the ratio between chemical oxygen demand and the volatile solids content in each biomass transfer point is controlled based on:
 - continuously or semi-continuously determining the static yield stress, T_o , and/or dynamic yield stress, T_y , of the material to be transferred by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate in:
the feed line(s) for one or more pulpers and/or the feed line(s) for the thermal hydrolysis system, and/or the feed line(s) for the one or more subsequent processing system, and/or one or more thermal hydrolysis discharge or recirculation lines of said thermal hydrolysis system, and/or one or more circulation lines of said one or more pulpers, and
 - continuously or semi-continuously measuring one or more parameters of said one or more subsequent processing systems thereby establishing, which controlled DS% and/or COD loading rate of the different streams of materials at the determined static or dynamic yield stress is characteristic of at least one of the parameters of the subsequent processing systems.

The subject-matter of claim 1 is new (Article 33(2) PCT).

The distinguishing features are based in the direct relation of dry-matter content and the ratio between chemical oxygen and the volatile solids contents and the static or dynamic yield stress, which is related to temperature, flowrate and drop of pressure, parameters which are easy to measure. The power needed in the method to achieve transfer of materials can be optimized. The problem to be solved by the present invention appears to be a method to treat non-Newtonian biomass having improved feeding to the different steps to be followed.

D2 (see the whole document) has already disclosed the that yield stress, static and dynamic, is a rheological property which can be used to identify the suitability of a material for a wide range of applications. However, D2 does suggest that this property could be related to feeding characteristics, such ratio between chemical oxygen demand and volatile solids content, in biomass which could be related to the parameters of the final products of treatment steps. Consequently, the subject-matter of claim 1 is not rendered obvious by the prior art and can be considered as involving an inventive step (Article 33(3) PCT).

2. Claims 2-11 are dependent on claim 1 and, as such, also refer to new and inventive subject-matter (Article 33(2)(3) PCT).

3. Claim 12 refers to an apparatus including a number of features appearing to be functional, such as the dry-matter content of the biomass material and the average filling volume of the hydrolysis reactor. However, these parameters are essential for the calculation of the features of the reactor, which is designed for a certain value of dry-matter content and considering an average filling of operation, because the reactor comprises additional elements, such as stirring devices or sensors, requiring a certain load level in the reactor. Consequently, those features are directly related to apparatus features.

The pulpers described in D1 are provided with outlets placed at positions between the bottom wall and the top wall of the container. D1 does not describe:

- a) the total volume of the pulpers is greater than 2,6 times and smaller than 20 times the average filling volume of the hydrolysis reactor;
- b) the outlet nozzle of the pulper is placed in such a way that:
 - i) the part of the total volume of said pulper below said outlet nozzle is greater or equal to 1,6 times the average filling volume of the hydrolysis reactor;
 - ii) the part of the total volume of said pulper not below the outlet nozzle is greater than 1 times the average filling volume of the hydrolysis reactor.

Consequently, the subject-matter of claim 12 is novel (Article 33(2) PCT).

The use of a material having an increased dry-matter content may result in the generation of temperature gradients in the reactor. Such non-homogeneous temperature in the reactor makes monitoring of the operation based on parameters related to the temperature difficult. In particular, the method of claim 1, based on monitoring of static and dynamic yield stress of the biomass material, appears to be possible only if the temperature in the reactor is homogeneous, because those parameters change with the temperature. Thus, the technical problem to be solved is to provide a system for processing a biomass material by thermal hydrolysis with improved temperature distribution values in the volume of the reactor.

The relation between the volume of the pulpers and the average filling volume of the hydrolysis reactor appears to be suggested by the figures in D1. However, there is no suggestion in D1 or D2 to select the position of the outlet nozzle in the pulper. Consequently, the subject-matter of claim 12 involves an inventive step (Article 33(3) PCT).

4. Claims 13-15 are dependent on claim 12 and, as such, also refer to new and inventive subject-matter (Article 33(2)(3) PCT).

PATENT COOPERATION TREATY

PCT

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

(PCT Article 18 and Rules 43 and 44)

Applicant's or agent's file reference 168901-SH-HK	FOR FURTHER ACTION see Form PCT/ISA/220 as well as, where applicable, item 5 below.	
International application No. PCT/EP2023/083025	International filing date (<i>day/month/year</i>) 24 November 2023 (24-11-2023)	(Earliest) Priority Date (<i>day/month/year</i>) 24 November 2022 (24-11-2022)
Applicant CAMBI TECHNOLOGY AS		

This international search report has been prepared by this International Searching Authority and is transmitted to the applicant according to Article 18. A copy is being transmitted to the International Bureau.

This international search report consists of a total of 4 sheets.

☒ It is also accompanied by a copy of each prior art document cited in this report.

1. **Basis of the report**

a. With regard to the **language**, the international search was carried out on the basis of:

- ☒ the international application in the language in which it was filed
☐ a translation of the international application into _____, which is the language of a translation furnished for the purposes of international search (Rules 12.3(a) and 23.1(b))

b. ☐ This international search report has been established taking into account the **rectification of an obvious mistake** authorized by or notified to this Authority under Rule 91 (Rule 43.6bis(a)).

c. ☐ With regard to any **nucleotide and/or amino acid sequence** disclosed in the international application, see Box No. I.

2. ☐ **Certain claims were found unsearchable** (See Box No. II)

3. ☐ **Unity of invention is lacking** (see Box No III)

4. With regard to the **title**,

- ☒ the text is approved as submitted by the applicant
☐ the text has been established by this Authority to read as follows:

5. With regard to the **abstract**,

- ☒ the text is approved as submitted by the applicant
☐ the text has been established, according to Rule 38.2, by this Authority as it appears in Box No. IV. The applicant may, within one month from the date of mailing of this international search report, submit comments to this Authority

6. With regard to the **drawings**,

- a. the figure of the **drawings** to be published with the abstract is Figure No. 1C
☒ as suggested by the applicant
☐ as selected by this Authority, because the applicant failed to suggest a figure
☐ as selected by this Authority, because this figure better characterizes the invention
b. ☐ none of the figures is to be published with the abstract

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No
PCT/EP2023/083025

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER INV. C12M1/107 C02F11/18 C12M1/34 C12M1/00 ADD.		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED		
Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) C12M C02F		
Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched		
Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) EPO-Internal		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 2020/126397 A1 (CAMBI TECH AS [NO]) 25 June 2020 (2020-06-25) cited in the application	12-15
A	page 7, line 13 - line 17 page 15, line 29 - page 16, line 3 page 17, line 16 - page 18, line 19 page 24, line 35 - page 29, line 6 claims 1-19 figures 1,2 ----- -/--	1-11
☒ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☒ See patent family annex.		
* Special categories of cited documents : "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance "E" earlier application or patent but published on or after the international filing date "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention "X" document of particular relevance;; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone "Y" document of particular relevance;; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art "&" document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search 29 February 2024		Date of mailing of the international search report 13/03/2024
Name and mailing address of the ISA/ European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel. (+31-70) 340-2040, Fax: (+31-70) 340-3016		Authorized officer Cubas Alcaraz, Jose

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No
PCT/EP2023/083025

C(Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	ZAKANI BEHZAD ET AL: "Yield stress analysis of cellulose nanocrystalline gels", CELLULOSE, vol. 27, no. 16, 8 September 2020 (2020-09-08), pages 9337-9353, XP037304684, ISSN: 0969-0239, DOI: 10.1007/S10570-020-03429-7 the whole document -----	1-15
A	ESHTIAGHI NICKY ET AL: "Rheological characterisation of municipal sludge: A review", WATER RESEARCH, vol. 47, no. 15, 9 July 2013 (2013-07-09), pages 5493-5510, XP028726189, ISSN: 0043-1354, DOI: 10.1016/J.WATRES.2013.07.001 the whole document -----	1-15
A	WEI PENG ET AL: "Impacts of shearing and temperature on sewage sludge: Rheological characterisation and integration to flow assessment", SCIENCE OF THE TOTAL ENVIRONMENT, ELSEVIER, AMSTERDAM, NL, vol. 774, 2 February 2021 (2021-02-02), XP086534968, ISSN: 0048-9697, DOI: 10.1016/J.SCITOTENV.2021.145005 [retrieved on 2021-02-02] the whole document -----	1-11

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No

PCT/EP2023/083025

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date
WO 2020126397 A1	25-06-2020	AU 2019409777 A1	08-07-2021
		BR 112021011553 A2	31-08-2021
		CA 3122296 A1	25-06-2020
		CL 2021001569 A1	11-02-2022
		CN 113366110 A	07-09-2021
		CO 2021007917 A2	21-06-2021
		EA 202191688 A1	09-11-2021
		EP 3898999 A1	27-10-2021
		JP 7411658 B2	11-01-2024
		JP 2022513853 A	09-02-2022
		KR 20210105386 A	26-08-2021
		SG 11202106247U A	29-07-2021
		US 2022017397 A1	20-01-2022
		WO 2020126397 A1	25-06-2020
		ZA 202104910 B	25-05-2022

PATENT COOPERATION TREATY

From the
INTERNATIONAL SEARCHING AUTHORITY

To:

see form PCT/ISA/220

PCT

WRITTEN OPINION OF THE INTERNATIONAL SEARCHING AUTHORITY (PCT Rule 43bis.1)

Date of mailing
(day/month/year) see form PCT/ISA/210 (second sheet)

Applicant's or agent's file reference see form PCT/ISA/220		FOR FURTHER ACTION See paragraph 2 below
International application No. PCT/EP2023/083025	International filing date (day/month/year) 24.11.2023	Priority date (day/month/year) 24.11.2022
International Patent Classification (IPC) or both national classification and IPC INV. C12M1/107 C02F11/18 C12M1/34 C12M1/00		
Applicant CAMBI TECHNOLOGY AS		

1. This opinion contains indications relating to the following items:

- ☒ Box No. I Basis of the opinion
- ☒ Box No. II Priority
- ☐ Box No. III Non-establishment of opinion with regard to novelty, inventive step and industrial applicability
- ☐ Box No. IV Lack of unity of invention
- ☒ Box No. V Reasoned statement under Rule 43bis.1(a)(i) with regard to novelty, inventive step and industrial applicability; citations and explanations supporting such statement
- ☐ Box No. VI Certain documents cited
- ☐ Box No. VII Certain defects in the international application
- ☒ Box No. VIII Certain observations on the international application

2. FURTHER ACTION

If a demand for international preliminary examination is made, this opinion will usually be considered to be a written opinion of the International Preliminary Examining Authority ("IPEA") except that this does not apply where the applicant chooses an Authority other than this one to be the IPEA and the chosen IPEA has notified the International Bureau under Rule 66.1bis(b) that written opinions of this International Searching Authority will not be so considered.

If this opinion is, as provided above, considered to be a written opinion of the IPEA, the applicant is invited to submit to the IPEA a written reply together, where appropriate, with amendments, before the expiration of 3 months from the date of mailing of Form PCT/ISA/220 or before the expiration of 22 months from the priority date, whichever expires later.

For further options, see Form PCT/ISA/220.

Name and mailing address of the ISA:  European Patent Office P.B. 5818 Patentlaan 2 NL-2280 HV Rijswijk - Pays Bas Tel. +31 70 340 - 2040 Fax: +31 70 340 - 3016	Date of completion of this opinion see form PCT/ISA/210	Authorized Officer Cubas Alcaraz, Jose Telephone No. -0	
---	--	---	---

Box No. I Basis of the opinion

1. With regard to the **language**, this opinion has been established on the basis of:
 - ☒ the international application in the language in which it was filed.
 - ☐ a translation of the international application into , which is the language of a translation furnished for the purposes of international search (Rules 12.3(a) and 23.1 (b)).
2. ☐ This opinion has been established taking into account the **rectification of an obvious mistake** authorized by or notified to this Authority under Rule 91 (Rule 43bis.1(a))
3. ☐ With regard to any **nucleotide and/or amino acid sequence** disclosed in the international application, this opinion has been established on the basis of a sequence listing:
 - a. ☐ forming part of the international application as filed.
 - b. ☐ furnished subsequent to the international filing date for the purposes of international search (Rule 13ter.1(a)),
 - ☐ accompanied by a statement to the effect that the sequence listing does not go beyond the disclosure in the international application as filed.
4. ☐ With regard to any nucleotide and/or amino acid sequence disclosed in the international application, this opinion has been established to the extent that a meaningful opinion could be formed without a WIPO Standard ST.26 compliant sequence listing.
5. Additional comments:

Box No. II Priority

1. ☐ The validity of the priority claim has not been considered because the International Searching Authority does not have in its possession a copy of the earlier application whose priority has been claimed or, where required, a translation of that earlier application. This opinion has nevertheless been established on the assumption that the relevant date (Rules 43bis.1 and 64.1) is the claimed priority date.
2. ☒ This opinion has been established as if no priority had been claimed due to the fact that the priority claim has been found invalid (Rules 43bis.1 and 64.1). Thus for the purposes of this opinion, the international filing date indicated above is considered to be the relevant date.
3. Additional observations, if necessary:

see separate sheet

Box No. V Reasoned statement under Rule 43bis.1(a)(i) with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement

1. Statement

Novelty (N)	Yes: Claims	<u>1-11</u>
	No: Claims	<u>12-15</u>
Inventive step (IS)	Yes: Claims	<u>1-11</u>
	No: Claims	<u>12-15</u>
Industrial applicability (IA)	Yes: Claims	<u>1-15</u>
	No: Claims	

2. Citations and explanations

see separate sheet

Box No. VIII Certain observations on the international application

The following observations on the clarity of the claims, description, and drawings or on the question whether the claims are fully supported by the description, are made:

see separate sheet

Re Item II

Priority

The present application claims the European patent application EP22209446 as its priority document. however, said European application neither refer to static yield stress or dynamic yield stress nor to any range of values for these parameters. Consequently, the claimed priority is not valid for claims 1-11 of the present application

Re Item V

Reasoned statement with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement

Reference is made to the following documents:

- D1 WO 2020/126397 A1 (CAMBI TECH AS [NO]) 25 June 2020
(2020-06-25)cited in the application
- D2 ZAKANI BEHZAD ET AL: "Yield stress analysis of cellulose nanocrystalline
 gels",
 CELLULOSE,
 vol. 27, no. 16, 8 September 2020 (2020-09-08), pages 9337-9353,
 XP037304684,
 ISSN: 0969-0239, DOI: 10.1007/S10570-020-03429-7

1. D1 is regarded as being the prior art closest to the subject-matter of claim 1, and discloses (page 7, line 13 - line 17; page 15, line 29 - page 16, line 3; page 17, line 16 - page 18, line 19; page 24, line 35 - page 29, line 6; claims 1-19; figures 1,2) a method for treating a biomass sludge material having a dry-solids content between 2% and 30%, preferably between 14% and 20%. D1 does not indicate the ratio between the

chemical oxygen demand and the volatile solids content of the biomass material. However, D2 states (page 2093) that the usual value of this parameter for this kind of materials is 1,42. Being dry content and COD/VS-ratio similar to that mentioned in the claim, it can be considered the material as being non-Newtonian. The method described in D1 comprises feeding the biomass material into two pulpers, in order to homogenize and pre-heat the material. The material discharged from the pulpers is transferred to a plurality of reactors operated to carry out a thermal hydrolysis of the material, and the hydrolysed material is separated into two fractions of material, one of the fractions rich in solids and the second one having lower solids content.

D1 states that one of the essential parameters to be monitored is viscosity (page 15, line 29-page 16, line 3; page 17, line 16-page 18, line 19; page 26, lines 1-9), and this parameter can be controlled by changing the temperature, by adding materials with lower viscosity and by controlling the feed flow. D1 also indicates that pressure drop in some points of the system is related to the viscosity. Consequently, D1 proposes the control of feeding depending on the viscosity of the material. D1 also states or suggest monitoring other parameters.

D1 does not describe:

- i) the non-Newtonian biomass to be treated has a static yield stress, T_0 , of between 150 and 2500 Pa, and/or a dynamic yield stress, T_y , of between 50 and 500,
- ii) the ratio between chemical oxygen demand and the volatile solids content in each biomass transfer point is controlled based on:
 - continuously or semi-continuously determining the static yield stress, T_0 , and/or dynamic yield stress, T_y , of the material to be transferred by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate in:
the feed line(s) for one or more pulpers and/or the feed line(s) for the thermal hydrolysis system, and/or the feed line(s) for the one or more subsequent processing system, and/or one or more thermal hydrolysis discharge or recirculation lines of said thermal hydrolysis system, and/or one or more circulation lines of said one or more pulpers, and
 - continuously or semi-continuously measuring one or more parameters of said one or more subsequent processing systems thereby establishing, which controlled DS% and/or COD loading rate of the different streams of materials at the determined static or dynamic yield stress is characteristic of at least one of the parameters of the subsequent processing systems.

The subject-matter of claim 1 is new (Article 33(2) PCT).

The distinguishing features are based in the direct relation of dry-matter content and the ratio between chemical oxygen and the volatile solids contents and the static or dynamic yield stress, which is related to temperature, flowrate and drop of pressure, parameters which are easy to measure. The power needed in the method to achieve transfer of materials can be optimized. The problem to be solved by the present invention appears to be a method to treat non-Newtonian biomass having improved feeding to the different steps to be followed.

D2 (see the whole document) has already disclosed the that yield stress, static and dynamic, is a rheological property which can be used to identify the suitability of a material for a wide range of applications. However, D2 does suggest that this property could be related to feeding characteristics, such ratio between chemical oxygen demand and volatile solids content, in biomass which could be related to the parameters of the final products of treatment steps. Consequently, the subject-matter of claim 1 is not rendered obvious by the prior art and can be considered as involving an inventive step (Article 33(3) PCT).

2. Claims 2-11 are dependent on claim 1 and, as such, also refer to new and inventive subject-matter (Article 33(2)(3) PCT).

3. The subject-matter of claim 12 is not new in the sense of Article 33(2) PCT.

Claim 12 refers to an apparatus including a number of functional features. These functional features only limit the definition of the apparatus as comprising the features required to implement the functional features (see Item VIII). The pulpers described in D1 are provided with outlets placed at positions between the bottom wall and the top wall of the container, and the relation of volume between pulpers and hydrolysis reactor appears to meet the requirement mentioned in claim 12. Consequently, the system described in D1 is suitable to implement the functional features mentioned in claim 12, rendering the subject-matter of that claim as not novel (Article 33(2) PCT).

4. Dependent claims 13-15, do not appear to contain any additional features which, in combination with the features of any claim to which they refer, meet the requirements of the EPC with respect to novelty (Article 33(2) PCT). At least some of the alternative features in claims 12-14 are described in D1 (see above-mentioned relevant passages).

Re Item VIII

Certain observations on the international application

1. The application does not meet the requirements of Article 6 PCT, because claim 1 is not clear.

The expression "...determining the static yield stress and/or dynamic yield stress of said non-Newtonian biomass material...by continuously or semi-continuously measuring pressure drop, temperature and flowrate" is vague because there is no reference to the way how the measured values for temperature, pressure drop and flowrate are related to the yield stress.

Moreover, the reference to parameters of the subsequent processing systems is also vague. The claim should indicate which are those parameters and how are related to the dry solids content and/or the chemical oxygen demand of the materials.

2. The application does not meet the requirements of Article 6 PCT, because claim 12 is not clear.

Claim 12 is an apparatus claim. However, the critical feature of the subject-matter is a functional one: the average filling volume. As a consequence, the pulper is only characterised by the amount of material filled into the container of the pulper: this feature is only part of the operation and only implies as limitation to the definition of the apparatus the fact that the apparatus has to be suitable to implement such feature: it is

obvious that any pulper or container can be operated to meet such feature, just depending on the volume of material filled. Moreover, the characteristics of the material, such as the solid content, are mere functional features, relevant to the method using the apparatus. Consequently, the apparatus of claim 12 (system) is not clearly defined by the features included in the claim, which is considered as not meeting the requirement of clarity (Article 6 PCT).

From the INTERNATIONAL BUREAU

PCT

NOTIFICATION CONCERNING SUBMISSION,
OBTENTION OR TRANSMITTAL
OF PRIORITY DOCUMENT
(PCT Administrative Instructions, Section 411)

To:

BUDDE SCHOU A/S
Dronningens Tværgade 30
1302 Copenhagen K
DANEMARK

Date of mailing (day/month/year) 05 December 2023 (05.12.2023)	
Applicant's or agent's file reference 168901-SH-HK	IMPORTANT NOTIFICATION
International application No. PCT/EP2023/083025	International filing date (day/month/year) 24 November 2023 (24.11.2023)
International publication date (day/month/year) Not yet published	Priority date (day/month/year) 24 November 2022 (24.11.2022)
Applicant CAMBI TECHNOLOGY AS	

The applicant is hereby notified of the date of receipt (or of obtaining by the International Bureau) of the priority document(s) relating to all earlier application(s) whose priority is claimed. Unless otherwise indicated by the letters "NR", in the right-hand column or by an asterisk appearing next to the date of receipt, **the priority document concerned was submitted or transmitted to or obtained by the International Bureau in compliance with Rule 17.1(a), (b) or (b-bis)**. This Form replaces any previously issued notification concerning submission, transmittal or obtaining of priority documents.

Priority datePriority application No.Country or regional Office
or PCT receiving OfficeDate of receipt
of priority document

24 November 2022 (24.11.2022)

22209446.8

EP

02 December 2023 (02.12.2023)

The letters "NR" denote a priority document which, on the date of mailing of this Form, had not yet been received or obtained by the International Bureau in compliance with Rule 17.1(a), (b) or (b-bis). Where the applicant has failed to either submit, request to prepare and transmit, or to request the International Bureau to obtain the priority document within the applicable time limit under that Rule, the attention of the applicant is directed to Rule 17.1(c) which provides that no designated Office may disregard the priority claim concerned before giving the applicant an opportunity, upon entry into the national phase, to furnish the priority document within a time limit which is reasonable under the circumstances.

An asterisk "*" next to a date of receipt, denotes a priority document submitted or transmitted to or obtained by the International Bureau but not in compliance with Rule 17.1(a), (b) or (b-bis) (the priority document was received after the time limit prescribed in Rule 17.1(a); the request to prepare and transmit the priority document was submitted to the receiving Office after the applicable time limit under Rule 17.1(b) or the request to the International Bureau to obtain the priority document was made after the applicable time limit under Rule 17.1(b-bis)). Even though the priority document was not furnished in compliance with Rule 17.1(a), (b) or (b-bis), the International Bureau will nevertheless transmit a copy of the document to the designated Offices, for their consideration. In case such a copy is not accepted by the designated Office as the priority document, Rule 17.1(c) provides that no designated Office may disregard the priority claim concerned before giving the applicant an opportunity, upon entry into the national phase, to furnish the priority document within a time limit which is reasonable under the circumstances.

The International Bureau of WIPO
34, chemin des Colombettes
1211 Geneva 20, Switzerland

Authorized officer

Nora Lindnere-mail pct.team5@wipo.int

Telephone No. +41 22 338 74 05