

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
QUÍMICO

**ALTERNATIVAS DE REVALORIZACIÓN DE
LODOS RESIDUALES PROVENIENTES DE
PLANTA DE LODOS ACTIVADOS CELULOSA
ARAUCO Y CONSTITUCIÓN S.A., PLANTA
CONSTITUCIÓN**

Pamela Peña Casanova

Profesores Guías
Gianni Olguín Contreras
Carlos Carlesi Jara

2012

Dedicada a:

Mis padres, quienes se han esforzado toda su vida por darnos a mis hermanos y a mí lo mejor, fueron verdaderos ingenieros para que no nos faltara nada y creo que este es el momento para decirles a ambos: Gracias Mamá y Papá, este logro es suyo.

Cata y Felipe, mis hermanos, que a pesar de nuestras diferencias siempre han creído en mí. Valentina, desde que llegaste a este mundo te convertiste en el centro de nuestras vidas.

Abuelita Eliana, quien ha orado por mí siempre y me ha protegido a la distancia, gracias abuelita haré lo imposible para que siempre estés orgullosa de mí.

Alejandro, por amarme con todas mis imperfecciones, ser mi apoyo incondicional en todo momento, por no dejarme caer y cuando he caído tú me has levantado con tus amorosos brazos. Gracias a tu familia por su apoyo y cariño.

En especial a mis queridos tíos y tías, Tío Tito y Tía Lucía, Tía Saby y Tío Lucho, Tío Hugo y Tía Mena, por todas sus ayudas, cariños y palabras de aliento durante todo este largo camino.

Mi querido amigo Nicolás; tanto faltó por decirte, tantos abrazos que no te dí, y cuantas veces me limité en un “te quiero”, quiero decirte amigo que te extraño y que de este resultado tu eres parte, tal como lo eres en mi corazón.

Y a todos aquellos que en todos estos años han estado a mi lado apoyándome...

Agradecimientos:

A Don Jorge Mesa, quien por su desinteresada gestión pude optar a realizar mi memoria en Celulosa Arauco y Constitución S.A. Gracias por su guía y sus consejos que siempre trataron de combatir mi inmadurez.

A todos aquellos que me acompañaron e hicieron mi estadía más acogedora y alegre en Constitución...Pauly, gracias por abrirme las puertas de tu casa y convertirme en mi amiga; muchas gracias a Don Eugenio, Señora Mercedes, Señora Cecilia y Andrés.

A Don José Torres, por todas sus palabras de apoyo y conocimiento...

A Profesor Carlos Carlesi, que gracias a él esta tesis es realidad, y agradezco toda la espera de este trabajo.

A mis queridos compañeros y amigos, Natalia, Luciano, Ana, Alexis, María Luisa, María José; y en especial a mi querida amiga Anita Flores que fue un pilar fundamental en la Universidad y ahora lo es en mi vida.

Por último debo decir que sólo tu propia convicción y determinación te hacen llegar a la meta, no hay excusas, tal como te caes te levantas. Recuerda que tu espíritu es fuerte y sacrificios tendrás que hacer para lograr lo que buscas, nadie dijo que la vida sería fácil...pero en compañías de las que yo he tenido créeme...las cargas que llevas sobre tu espalda no importan.

Con cariño

Pamela Peña Casanova.

Resumen

Actualmente el proceso de tratamiento de efluentes en la planta perteneciente a Celulosa Arauco y Constitución S.A., ubicada en la ciudad de Constitución, Región del Maule, corresponde a un tratamiento biológico de agua residual denominado Lodo Activado.

El lodo activado, removido en un clarificador secundario, es mezclado con lodo primario y de la etapa de desbaste, para posteriormente ser prensado, disminuyendo así la cantidad de agua; este proceso no es eficiente, alcanzando humedades de 85% aproximadamente. Aún cuando el poder calorífico de este lodo es aprovechable, su gran cantidad de humedad hace que el proceso de combustión no sea una alternativa energéticamente viable. Lo anterior constituye un problema por el alto volumen de lodos húmedos y su baja contribución energética, pues la caldera de poder quema biomasa forestal combustible, es decir corteza y aserrín.

La planta de lodos activados, considera un flujo de diseño total de 680 litros por segundo, y una producción de lodo prensado, estimado en 16.923 toneladas al año.

El proceso seleccionado para la revalorización del lodo, es la digestión anaerobia, el cual no sólo produce un combustible aprovechable (biogás), sino que además disminuye la cantidad de lodo producido, recupera agua del efluente, y se enmarca en procesos medioambientalmente limpios.

La producción de metano estimada a través del análisis del lodo proveniente del proceso aeróbico, es de 17.121 m³/d, el flujo de dióxido de carbono es de 8.432 m³/d, y una fracción de agua en el biogás de 0,057.

Para mantener la temperatura óptima de proceso (35°C), se diseñó un calefactor de llama sumergida, que utiliza como combustible el mismo biogás generado.

La inversión total para la línea anaeróbica es de \$ 91.384.653, y mediante evaluación económica a 5 años, se obtiene un IVAN de 0,8 y un TIR de 36,8%. La inversión se estima recuperada en dos años y tres meses.

En el aspecto ambiental, la revalorización del lodo aeróbico, contribuye a la disminución de emisiones provenientes de la caldera de poder, debido al menor requerimiento de petróleo para la quema del lodo húmedo; se aprovecha el potencial energético real del lodo mediante su conversión a biogás, y se disminuye el impacto de la disposición final de las cenizas producidas en la combustión de la caldera de poder.

INDICE

Capítulo 1: Introducción	8
1.1 Presentación de la empresa	8
1.2 Alcance del proyecto	10
1.3 Objetivos	10
1.4 Metodología a usar:	10
Capítulo 2: Marco Teórico	11
2.1 Tratamientos de Efluentes:	11
2.2 Lodos Activados:	14
2.2.1 Definición:	14
2.2.2 Microorganismos presentes en el proceso de lodos activados:	15
2.2.3 Mecanismo de remoción de materia orgánica:	16
2.2.4 Parámetros de Operación y Control en sistema Lodos Activados:	17
2.3 Digestión Anaerobia:	20
2.3.1 Definición:	20
2.3.2 Mecanismos y etapas de Digestión Anaerobia	21
2.3.3 Microorganismos presentes en el proceso de Digestión Anaerobia	23
2.3.4 Parámetros de Control en Sistemas Anaeróbicos:	24
Referencias:	26
Capítulo 3: Descripción del Proceso Existente	28
3.1 Proceso Lodos Activados presente en planta Constitución	28
3.1.1 Tratamiento del agua de patios de madera y descarte planta de agua:	29
3.1.2 Tratamiento del efluente Proceso Industrial:	30
3.2 Disposición actual de lodos residuales:	34
3.2.1 Clasificación de los lodos:	35
3.2.2 Características disposición actual	38
Referencias:	43
Capítulo 4: Selección de Proceso alternativo	44
4.1 Alternativas de Revalorización de lodos:	44
4.1.1 Oxidación por vía húmeda:	44
4.1.2 Compostaje:	48
4.1.3 Co-Firing:	53
4.1.4 Digestión Anaerobia:	55
4.2 Selección de Alternativa:	56
Referencias:	61

Capítulo 5: Diseño de Proceso	62
5.1 Desarrollo alternativa: Digestión Anaerobia de lodos	62
5.2 Selección del equipo	63
5.2.1 Características del equipo	65
5.2.2 Operación del Equipo:	66
5.2.3 Ventajas y desventajas del equipo:	68
5.2.4 Parámetros de Control del equipo:	69
5.2.5 Inhibidores del proceso anaerobio:	72
5.3 Cálculos de parámetros de control y operación	75
5.3.1 Esquema secuencia diseñada:	75
5.3.2 Balances de masa	76
5.3.3 Balances de energía:	79
Referencias	81
Capítulo 6: Evaluación económica	85
6.1 Aspectos Generales y consideraciones:	85
6.2 Resultados:	88
Capítulo 7: Conclusiones y Comentarios	90
Anexo A: Ecuaciones.	91
Anexo B: Información adicional.	96
Anexo C: Cálculos.	98

INDICE FIGURAS

FIGURA 1.1 UBICACIÓN DE LA PLANTA EN SÉPTIMA REGIÓN	9
FIGURA 1.2 UBICACIÓN DE LA PLANTA EN CONSTITUCIÓN	9
FIGURA 2.1 CLASIFICACIÓN DE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS	12
FIGURA 2.2 SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS	15
FIGURA 2.3 ETAPAS DIGESTIÓN ANAEROBIA	22
FIGURA 3.1 SISTEMA LODOS ACTIVADOS PLANTA CONSTITUCIÓN	29
FIGURA 3.2 CLARIFICADOR PRIMARIO	30
FIGURA 3.3 CÁMARA DE NEUTRALIZACIÓN	31
FIGURA 3.4 REACTOR BIOLÓGICO	32
FIGURA 3.5 CLARIFICADOR SECUNDARIO	33
FIGURA 3.6 HUMEDAD BIOMASA AÑO 2008	39
FIGURA 3.7 CONSUMO PETRÓLEO CALDERA DE PODER TRES ÚLTIMOS AÑOS	40
FIGURA 3.8 CONSUMO BIOMASA CALDERA DE PODER TRES ÚLTIMOS AÑOS	40
FIGURA 3.9 PODER CALORÍFICO DEL LODO	41
FIGURA 3.10 INCREMENTO DE LODO PENSADO Y HUMEDAD BIOMASA	41
FIGURA 4.1 CONFIGURACIÓN WAO	45
FIGURA 4.2 CONFIGURACIÓN SWAO	46
FIGURA 4.3 COMPORTAMIENTO DEL COMPOSTAJE	49
FIGURA 4.4 PROCESO DEL COMPOSTAJE	50
FIGURA 4.5 ALTERNATIVAS DEL USO DEL BIOGÁS	59
FIGURA 4.6 PROCESO DE TRATAMIENTO DEL BIOGÁS PARA USO DETERMINADO	59
FIGURA 5.1 ZONAS REACTOR U.A.S.B.	66
FIGURA 5.2 CONCENTRACIÓN DE LODOS EN UN REACTOR U.A.S.B.	67
FIGURA 5.3 RELACIÓN TEMPERATURA Y PERÍODO DE DIGESTIÓN	70
FIGURA 5.4 SISTEMA ANAEROBIO	75
FIGURA 5.5 ESTANQUE ACONDICIONADOR	76
FIGURA 5.6 REACTOR U.A.S.B	77
FIGURA 5.7 BALANCE DE ENERGÍA EN REACTOR U.A.S.B	79
FIGURA 5.8 DIMENSIONAMIENTO DE TUBOS	81
FIGURA 6.1 ESQUEMA SITUACIÓN ACTUAL	85
FIGURA 6.2 ESQUEMA SITUACIÓN CON TRATAMIENTO ANAERÓBICO	86
FIGURA 6.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA SIN TRATAMIENTO ANAERÓBICO	88
FIGURA 6.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA CON TRATAMIENTO ANAERÓBICO	88
FIGURA 6.5 RESUMEN EVALUACIÓN ECONÓMICA	89
FIGURA 6.6 INDICADORES EVALUACIÓN ECONÓMICA	89

INDICE DE TABLAS

TABLA 2-1 CARACTERÍSTICAS DE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 3-1 PARÁMETROS DEL REACTOR BIOLÓGICO	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 3-2 CLASIFICACIÓN TAMAÑO ASTILLAS	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 3-3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DESTRUCCIÓN TÉRMICA DE RESIDUOS MARCADOR NO DEFINIDO.	¡ERROR!
TABLA 4-1 RESUMEN OXIDACIÓN POR VÍA HÚMEDA	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 4-2 PODER CALORÍFICO DE DIFERENTES SUBSTRATOS DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 4-3 CARACTERÍSTICAS DE LAS ALTERNATIVAS INVESTIGADAS DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 5-1 SISTEMAS DE PROCESOS BIOLÓGICOS	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 5-2 REQUERIMIENTOS RETENCIÓN BIOMASA	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 5-3 REQUERIMIENTOS DE CONTACTO ENTRE BIOMASA Y AGUA RESIDUAL MARCADOR NO DEFINIDO.	¡ERROR!
TABLA 5-4 CARACTERÍSTICAS U.A.S.B.	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 5-5 RELACIÓN DE PH CON CONCENTRACIONES DE ACETATO Y ÁCIDO ACÉTICO MARCADOR NO DEFINIDO.	¡ERROR!
TABLA 5-6 RELACIÓN POTENCIAL REDOX Y TIPO DE DIGESTIÓN DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 5-7 COMPUESTOS TÓXICOS Y CONCENTRACIONES INHIBITORIAS DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 5-8 REQUERIMIENTOS MACRONUTRIENTES	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 5-9 RESULTADOS ANÁLISIS PURGA CLARIFICADOR SECUNDARIO DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 5-10 RESULTADOS BALANCE MASA REACTOR U.A.S.B. DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 5-11 CARACTERÍSTICAS FLUJO REACTOR U.A.S.B.	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 5-12 PARÁMETROS DE CÁLCULOS OBTENCIÓN DE FRACCIÓN MOLAR AGUA EN EL BIOGÁS DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 5-13 TUBOS CALEFACTORES PARA QUEMADORES DE INMERSIÓN CON TIRO FORZADO DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
TABLA 5-14 RESULTADOS DE CÁLCULO DE SEGMENTOS DE TUBOS DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO
TABLA 5-15 TABLA RESUMEN DE DIMENSIONES DEL CALEFACTOR DEFINIDO.	¡ERROR! MARCADOR NO

CAPITULO 1: INTRODUCCIÓN

1.1 Presentación de la empresa

Planta Constitución, pertenece a la empresa Celulosa Arauco y Constitución S.A, y se encuentra localizada a 360 kilómetros al sur de Santiago, Región del Maule (Figura 1.1); en la ciudad de Constitución (Figura 1.2), Chile.

En 1969 la Corporación de Fomento de la Producción y la Sociedad Francesa Creusot Loire Enterprises ENSA, fundan la Sociedad Celulosa Constitución CELCO, con el propósito de construir una Planta de Celulosa Kraft de Pino Radiata con una calidad de exportación.

La construcción se inició en el año 1970, comenzando su operación definitiva en el mes de septiembre de 1976. En el año 1979, la Corporación de Fomento de la Producción licitó Celulosa Constitución S.A. CELCO al sector privado, adjudicándosela su actual propietaria la Compañía de Petróleos de Chile COPEC, perteneciente al grupo Angelini. Esta empresa, que había adquirido anteriormente Industrias de Celulosa Arauco, ubicada en la Región del Bío-Bío, fusionó ambas, formando la Sociedad Celulosa Arauco y Constitución S.A.

La planta posee un programa operativo diario de 970 ADt, por medio de un sistema de calentamiento rápido por desplazamiento denominado RDH-Beloit, el cual permite mejorar las propiedades mecánicas de la celulosa y reducir significativamente el consumo de energía. Mediante este sistema la planta está en condiciones de vender energía al Sistema Interconectado Central, con un excedente de potencia eléctrica de 13 MW.

Alrededor del 99% de la producción de la planta Constitución se exporta. Como referencia se tiene que la empresa Celulosa Arauco y Constitución S.A. fue el mayor exportador el primer semestre del año 2008, con envíos por US\$ 780 millones.

La celulosa cruda (sin blanquear) que produce planta Constitución, se comercializa en los mercados bajo la marca CELCO. Se caracteriza principalmente porque su materia prima corresponde a madera de Pino Radiata, y sus características de alta resistencia físico mecánica, como su limpieza, le han permitido alcanzar una amplia aceptación por parte de los mercados extranjeros.

La madera, materia prima del proceso de celulosa, se obtiene por medio de dos vías: la primera corresponde a Forestal Celco S.A, que aporta el 60% del volumen; mientras que el 40 % restante es comprado a particulares.

Un hito importantísimo en lo que respecta a medioambiente – empresa, fue la construcción del emisario sumergido, para la disposición en el mar del residuo industrial líquido mediante un difusor submarino localizado, fuera de la Zona de Protección Litoral. Se encuentra operativo a partir del primer semestre del año 2007.

La celulosa está presente en la vida diaria, y constituye una de las materias primas más básicas para el desarrollo. Por lo que su demanda está ligada al crecimiento de la población lo que la hace un producto en constante alza.

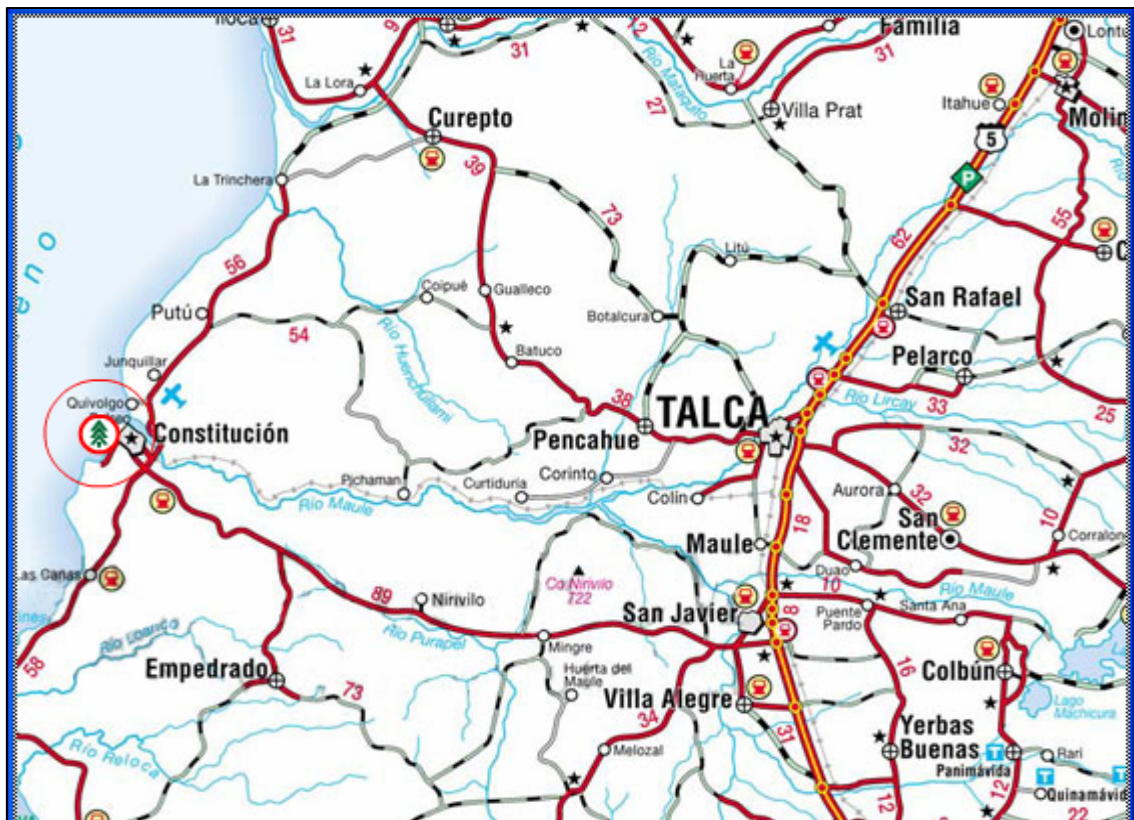


Figura 1.1 Ubicación de la planta en séptima región



Figura 1.2 Ubicación de la planta en Constitución

1.2 Alcance del proyecto

Se busca la selección de un proceso que principalmente disminuya el volumen de lodo biológico producido en el tratamiento de los riles.

Se apunta a la implementación de un proceso eficiente energéticamente, y a una alternativa medioambientalmente positiva (reutilización de desechos), acorde con la política ambiental de Celulosa Arauco y Constitución S.A., Área Celulosa.

Las alternativas investigadas y analizadas corresponden a oxidación por vía húmeda, compostaje, co-firing y digestión anaerobia; todas con la finalidad de reducir el volumen de lodos. Proporcionar un nuevo tratamiento de lodos, no considera una reformulación del proceso existente, lodo activado, sino más bien la posibilidad de crear una alternativa adicional para la utilización del lodo biológico.

1.3 Objetivos

El objetivo general de este trabajo es presentar una propuesta, tanto técnica como económica, para la reducción y revalorización de lodos de planta de celulosa.

Como objetivos específicos se tiene:

- La búsqueda y análisis de alternativas.
- Cálculo de los parámetros generales de implementación de la alternativa seleccionada.
- Selección y diseño de equipos.
- Análisis de prefactibilidad económica.
- Selección de alternativa.

1.4 Metodología a usar:

- Análisis bibliográfico tanto del proceso aerobio actual de tratamiento de efluentes, como de las distintas alternativas investigadas que se relacionan con la reducción de volúmenes de lodos.
- Análisis del actual tratamiento, ventajas y desventajas, análisis de datos como humedad de biomasa y gasto de petróleo desde el ingreso del lodo biológico a la caldera de biomasa.
- Análisis bibliográfico de digestión anaerobia y diseño de equipos.
- Mediante datos reales provenientes del lodo de planta de efluentes, se seleccionará y diseñará el equipo; se calcularán necesidades energéticas, carga o alimentación y las cantidades de producto.
- Mediante la información de costos de equipos se evaluará económicamente la prefactibilidad del proceso seleccionado.

Capítulo 2: Marco Teórico

2.1 Tratamientos de Efluentes:

Los tratamientos de agua residual, ya sea doméstica o industrial, dependen básicamente de las características físicas y químicas de la misma, y de las características del efluente que se requiere obtener.

El ciclo de los tratamientos de aguas residuales en general consta de seis etapas: [1,2]

1. Pre tratamiento de las aguas residuales: En esta etapa se deben eliminar aquellos elementos o constituyentes, como sólidos gruesos y arena, que se encuentran en el agua residual a tratar, donde su presencia a través del proceso pueda provocar problemas tanto de mantenimiento como de funcionamiento en sistemas auxiliares.
2. Tratamiento primario: Consiste en la eliminación de una fracción de los sólidos en suspensión y de la materia orgánica, ambos presentes en el agua residual. Esta etapa consta principalmente en aspectos de operación física y química.
3. Tratamiento secundario: Esta etapa acontece después del tratamiento primario (la cual puede obviarse dependiendo del contenido de sólidos presentes en el afluente), y su función se centra en la eliminación de los sólidos suspendidos y compuestos orgánicos biodegradables restantes. En ciertas aguas residuales, se adiciona un tratamiento de desinfección como parte del tratamiento secundario. Esta etapa consta principalmente en aspectos de índole biológico.
4. Control y eliminación de nutrientes: Esta etapa es importante porque disminuye o elimina el desarrollo de tres procesos que actúan de manera negativa en tratamientos de aguas residuales:
 - Proceso de Eutrofización.
 - Proceso de Nitrificación.
 - Arraigamiento de plantas acuáticas
5. Recuperación del agua residual: Esta etapa se puede realizar mediante varios procesos, éstos son: coagulación química, floculación, sedimentación, osmosis inversa e intercambio iónico. Es una etapa necesaria, ya que la recuperación del agua ayuda a la optimización y economía de los procesos productivos industriales. Su retorno al medio ambiente (e incluso al proceso) de manera limpia, finaliza un proceso productivo eficiente.
6. Tratamiento de lodos: El tratamiento de altos caudales o cargas orgánicas de aguas residuales, trae consigo lodos, los cuales también son producidos pero en mayor cantidad. El tratamiento ulterior y la correcta disposición de los lodos se discutirá en el capítulo cuatro.

Cabe señalar que el lodo producido en las operaciones y procesos de tratamiento de las aguas residuales suele ser líquido o semisólido con un contenido de sólidos variable entre 0,25-12 % en peso, dependiendo del proceso de tratamiento.

Los tratamientos de agua residual se pueden dividir en tres categorías: tecnologías convencionales, tecnologías emergentes y tratamientos biológicos.[2]

Las tecnologías convencionales corresponden a tecnologías que eliminan ciertos elementos del agua residual, como por ejemplo las tecnologías que eliminan materia en suspensión o las tecnologías que eliminan la materia disuelta. [2]

Dentro de las tecnologías emergentes se puede mencionar a la oxidación química y la tecnología de membranas. [2]

Los procesos biológicos son ampliamente utilizados, ya que tratan de manera completa el caudal del agua residual, es decir, que el mismo proceso se aplica a la eliminación de materia orgánica carbonosa del agua residual, nitrificación, desnitrificación, eliminación de fósforo y la estabilización de lodos.

Estos procesos se clasifican por el tipo de cultivo de los microorganismos, y por el requerimiento de oxígeno, como se presenta en la Figura 2.1. Las características y aplicación de los diversos procesos biológicos se muestran en la Tabla 2-1.

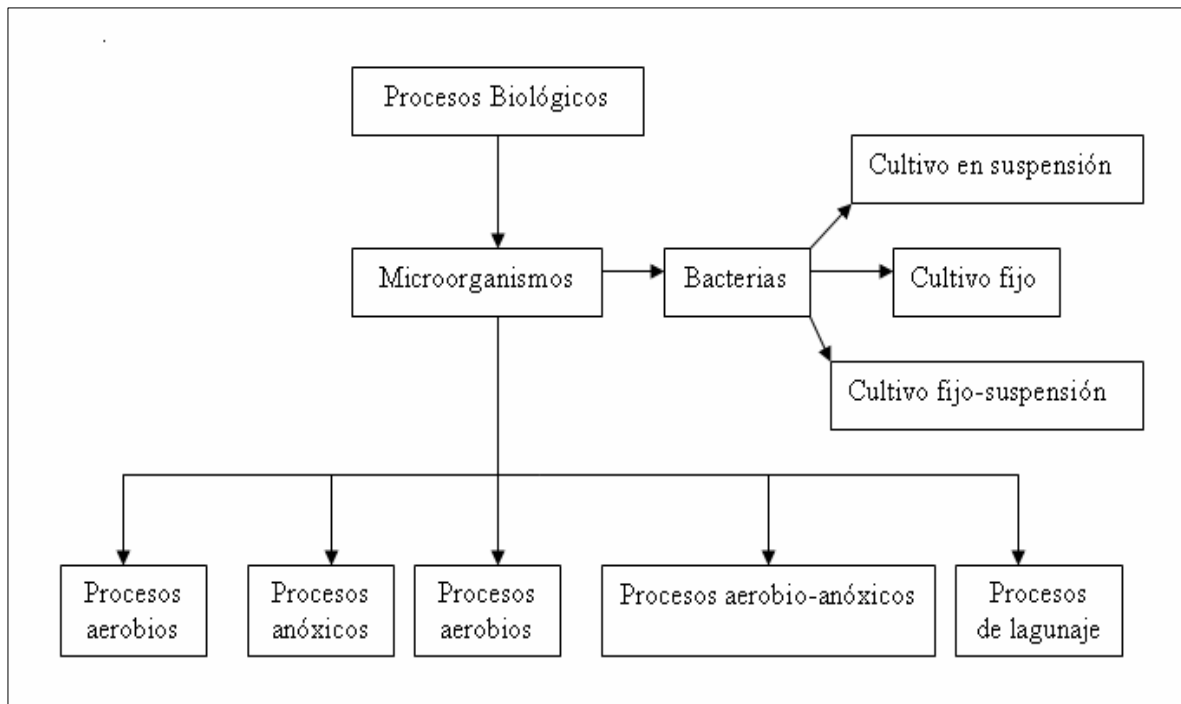


Figura 2.1 Clasificación de los procesos biológicos

Tipo	Nombre	Aplicación
Procesos Aerobios <ul style="list-style-type: none"> • Cultivo en suspensión • Cultivo fijo • Procesos combinados 	Procesos de lodos activados Nitrificación de cultivos en suspensión Lagunas aireadas Digestión aerobia Filtros percoladores Filtros de desbaste Sistemas biológicos rotativos de contacto Reactores de lecho compacto Biofiltros activados	Eliminación de la DBO carbonosa Nitrificación Eliminación de la DBO carbonosa Estabilización, E. DBO carbonosa Eliminación de la DBO carbonosa Eliminación de la DBO carbonosa Eliminación de la DBO carbonosa Eliminación de la DBO carbonosa Eliminación de la DBO carbonosa
Procesos anóxicos <ul style="list-style-type: none"> • Cultivo en suspensión • Cultivo fijo 	Desnitrificación con cultivo en suspensión Desnitrificación de película fija	Desnitrificación Desnitrificación
Procesos anaerobios <ul style="list-style-type: none"> • Cultivo de suspensión • Cultivo fijo 	Digestión anaerobia Proceso anaerobio de contacto Manto de lodo anaerobio de flujo ascendente Filtro anaerobio Lecho expandido	Estabilización, E. DBO carbonosa Eliminación de DBO carbonosa Eliminación de DBO carbonosa E. DBO carbonosa E. DBO carbonosa
Procesos combinados (aerobio, anaerobio, anóxico) <ul style="list-style-type: none"> • Cultivo de suspensión • Cultivo fijo y en suspensión 	Procesos de una o varias etapas, múltiples procesos patentados Proceso de una o varias etapas	E. DBO carbonosa, nitrificación, desnitrificación y eliminación fósforo. E. DBO carbonosa, nitrificación, desnitrificación y eliminación fósforo.
Procesos en estanques	Lagunas aerobias Estanques de maduración Estanques facultativos Estanques anaerobios	Eliminación DBO carbonosa Eliminación DBO carbonosa Eliminación DBO carbonosa Eliminación DBO carbonosa

Tabla 2-1 Características de los procesos biológicos

2.2 Lodos Activados:

2.2.1 Definición:

En este proceso, como en todos los procesos biológicos, los microorganismos son los actores principales.

Consiste esencialmente en un tratamiento aeróbico que oxida la materia orgánica a dióxido de carbono, agua, amonio y nuevas células, conocidas como biomasa. El aire necesario se provee a través de difusores o aireación mecánica. [3]

El estudio de la microbiología del proceso es necesario para comprender la importancia de los microorganismos en el sistema. Estos microorganismos tienen por objetivos generales:

- Reducir el contenido de materia orgánica de las aguas a tratar. [1]
- Reducir el contenido de nutrientes. [4]
- Eliminar patógenos y parásitos (desinfección). [3,4]

Desde el punto de vista de funcionamiento, el proceso se realiza en dos partes, en un tanque de aireación y en un tanque de sedimentación, llamado clarificador (que estructuralmente pueden estar unidos).

El tanque de aireación contiene lodo, que es básicamente una mezcla de cultivos microbianos, compuesto por bacterias, como también protozoos, hongos, algas, entre otros.

Este lodo es constantemente mezclado y aireado por los mecanismos ya mencionados.

El agua residual a tratar entra al tanque de aireación y se mezcla con el cultivo, que usa la materia orgánica para realizar dos funciones:

- Aumento de biomasa.
- Respiración (se produce mayormente dióxido de carbono y agua). [4]

Después de cierto tiempo de reacción (4 a 8 horas), el licor mezcla (cultivo de microorganismos en conjunto con el agua residual) es descargado desde el tanque de aireación o biorreactor hacia el clarificador secundario donde los flóculos formados decantan por gravedad. [5]

Una configuración clásica del sistema de lodos activados se representa en la Figura 2.2

En resumen, en el tratamiento de aguas residuales por lodos activados se deben cumplir dos situaciones: [3]

- La oxidación de la materia orgánica biodegradable en el tanque de aireación, es decir, que la materia orgánica soluble se transforme en nueva masa celular.
- Floculación, esto es, la separación de la nueva biomasa formada desde el efluente tratado. El flóculo es una unidad ecológica y estructural del lodo activo formado por una agrupación de bacterias y otros microorganismos que permiten la oxidación de la materia orgánica.

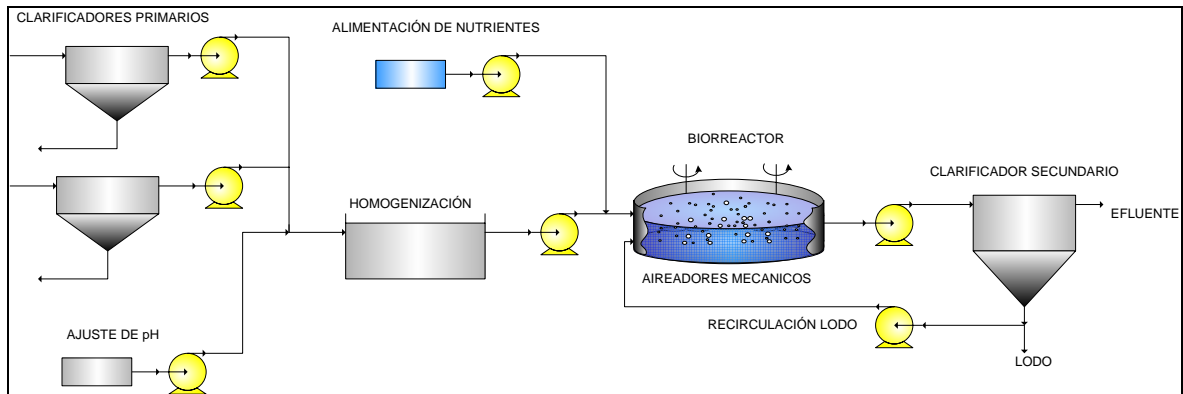


Figura 2.2 Sistema de Lodos Activados

2.2.2 Microorganismos presentes en el proceso de lodos activados:

Cada especie de microorganismo tiene sus límites de tolerancia. Dentro de los parámetros limitantes se tienen los parámetros químicos, como disponibilidad de nutrientes, nivel de oxígeno disuelto, temperatura, toxicidad de las sustancias en el efluente, pH, entre otras; también se cuenta con los parámetros biológicos, que es básicamente la disponibilidad de fuentes de alimento. [6]

Los microorganismos comúnmente presentes en el tratamiento de lodos activados son:

- **Bacteria:** Las bacterias son los microorganismos que degradan la materia orgánica, y éstas se clasifican en heterotróficas y autótrofas. Las bacterias heterotróficas son aquellas que obtienen la energía por la conversión de la materia orgánica a dióxido de carbono y agua. La biodegradación de la materia orgánica se realiza por medio de la respiración de estas bacterias, oxidación Óxica y Anóxica. Las bacterias autótrofas en cambio, obtienen su energía por oxidación del amonio a nitrato, proceso conocido como nitrificación. Dentro de las bacterias nitrificantes, se pueden señalar las *Nitrobacter* y las *Nitrosomas*. [1]

Las Bacterias que intervienen en el proceso de lodos activados incluyen los géneros *Pseudomonas*, *Zoogloea*, *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Nocardia*, *Bdellovibrio*, *Mycobacterium*, y las bacterias nitrificantes mencionadas anteriormente. [1]

- **Hongos:** Los hongos son organismos encargados de metabolizar los componentes orgánicos y en ciertas condiciones pueden llegar a competir con las bacterias. El proceso de lodos activados no favorece usualmente el crecimiento de hongos, pero algunos son observados en los flóculos del lodo activado. Los hongos crecen en específicas condiciones de bajo pH, toxicidad para las bacterias, y residuos con deficiente cantidad de nitrógeno. Entre las especies predominantes se puede nombrar: *Geotrichum*, *Penicillium*, *Cephalosporium*, *Cladosporium* y la *Alternaria*. [3]
- **Protozoos:** Algunos tipos de estos microorganismos si se presentan en el proceso, pueden afectar tanto la operación de la planta de tratamiento, como también la calidad del efluente. Los protozoos al igual que otras formas de vida superiores son usualmente

aeróbicos y bacteriovoros (que comen bacterias). Los protozoos en conjunto con otras formas de vida superiores, constituyen aproximadamente el 5% en peso de la biomasa del lodo activado, y representan aproximadamente 200 especies.

Estos organismos tienen una función muy importante, que es la remoción de la materia no floculada. Puede contribuir a la floculación de la biomasa a través de la producción de pellets fecales y mucosidad generada por los protozoos. [7]

Las especies más comúnmente encontradas son: *Chilodonella*, *Colpidium*, *Blepharisma*, *Euplotes*, *Paramecium*, *Lionotus*, *Trachelophyllum*, *Spirostomum*, *Vorticella convallaria* y *Vorticella Microstoma*. [3]

- Rotíferos: Corresponden a Metazoos, es decir, organismos multicelulares. Los roles que tienen los rotíferos en el lodo activado son dos:
 - a) Ayudan a la remoción de las bacterias suspendidas libres, que son aquellas que no flocularon,
 - b) Contribuyen a la formación de los flóculos, de la misma forma que los protozoos.

La presencia de rotíferos en un efluente, indica un proceso de purificación eficiente. Existen dos grupos, *Bdelloidea* y *Monogononta*. [3]

- Algas: Las algas son especies protistas unicelulares o multicelulares, autótrofas y fotosintéticas.

Las algas son importantes productores en la cadena alimenticia primaria, pero producen graves problemas en los tratamientos de aguas, ya que contribuyen con sabor y olor, reducen las carreras de funcionamiento de los filtros y causan una alta demanda de cloro para desinfección y su eliminación.

El fenómeno de crecimiento excesivo de algas se conoce como blooming. [8]

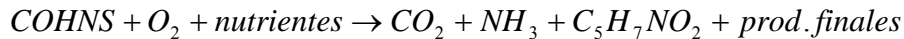
Es difícil encontrar algas en el proceso de lodos activados, pues estos organismos no crecen, debido a que la luz no penetra significativamente en el licor mezcla. [7]

La proliferación de algas depende de los nutrientes presentes en el agua residual. Los requerimientos generales de las algas corresponden a carbono (obtenido del CO_2 o HCO_3^-), nitrógeno (como NO_3^-), fósforo (en forma de ortofosfato), azufre (como SO_4^{2-}) y elementos traza como sodio, potasio, calcio, magnesio, hierro, cobalto y molibdeno. [9]

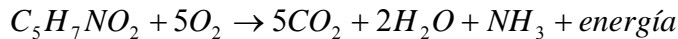
2.2.3 Mecanismo de remoción de materia orgánica:

El mecanismo de remoción de materia biodegradable en sistemas aeróbicos de crecimiento suspendido puede expresarse como la producción de energía o como la ecuación de respiración. [1,5]

Oxidación y síntesis:



Respiración endógena:



Donde $COHNS$ corresponde a la materia orgánica y $C_5H_7NO_2$ es la nueva biomasa, la cual dependerá de cada microorganismo.

2.2.4 Parámetros de Operación y Control en sistema Lodos Activados:

- a) Índice volumétrico de lodos (IVL): Corresponde al volumen en ml que ocupa un gramo de material suspendido después de treinta minutos de decantación. Este parámetro es útil en controles rutinarios del proceso y muestra las características de decantación del lodo activado, el efecto en la tasa de retorno del lodo y en la mezcla microorganismos-materia orgánica.

Para plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas, con concentraciones de sólidos suspendidos en la mezcla microorganismos-materia orgánica (MLSS), que se encuentran entre 2.000-3.500 mg/l, el rango de IVL va desde 80 ml/g hasta 150 ml/g.

Es parámetro de diseño del proceso y limita la concentración de MLSS (por su expresión en inglés mixed liquor suspended solids) en el tanque de aireación y en la tasa de retorno del lodo (recirculación).

El valor puede ser calculado con la expresión 2.1, que se encuentra en el anexo A.

- b) Índice de densidad del lodo: Se usa de forma similar al IVL, para indicar la sedimentabilidad del lodo en el clarificador secundario o en el efluente. Corresponde al peso en gramos de 1 ml de lodo decantado después de treinta minutos.
- c) Retorno del lodo activado: El retorno del lodo hacia el tanque de aireación, es un punto de la línea donde se mezcle con el caudal de entrada del agua residual. El propósito de este retorno, es mantener la concentración suficiente de lodo activado en la aireación, es decir la concentración de microorganismos necesaria para el proceso.

En sistemas convencionales de lodo activado la recirculación que se utiliza va desde el 20% hasta el 40% del caudal de entrada al tanque de aireación. [5]

- d) Control del Oxígeno Disuelto: El oxígeno que debe suministrarse teóricamente debe ser el demandado por los microorganismos, necesario para la degradación de la materia orgánica y para mantener los niveles de oxígeno disuelto residual.

Si la concentración de oxígeno se encuentra bajo el teórico necesario, éste limita el crecimiento de los microorganismos, predominando los organismos filamentosos, empobreciendo las características de sedimentabilidad (con esto la calidad del efluente), y la calidad del lodo activado.

La concentración óptima de oxígeno normalmente utilizado es de 2 mg/l, pero existe un rango de tolerancia, el cual está entre 1,5 mg/l y 4 mg/l. Concentraciones sobre el nivel requerido, es decir sobre 4 mg/l, no aporta mejoras en el proceso, es más, aumenta los costes respecto a la aireación. [1]

- e) Relación alimento/microorganismos: Indica la carga orgánica en el sistema de lodo activado. La tasa de F/M, por sus siglas en inglés food to microorganisms, se calcula mediante la ecuación 2.2, que se encuentra en el anexo A. [3]
- f) Tiempo de retención hidráulico: Corresponde al tiempo medio utilizado por el flujo de agua residual en el tanque de aireación, en el proceso de lodos activados. Se define con la expresión 2.3, que se encuentra en el anexo A. [3]
- g) Edad del lodo: Simboliza el tiempo de retención de los microorganismos en el sistema. Este parámetro es el recíproco de la velocidad específica de crecimiento μ .

La edad del lodo varía entre 5 y 15 días, en procesos convencionales de lodo activado; depende además de la estación del año. [3]

- h) Control del Bulking: El bulking es la presencia excesiva de microorganismos filamentosos, los cuales forman una malla que impide la correcta separación de las fases sólida y líquida; es decir, no permite la disociación de los flóculos y el efluente.

El control del bulking no exige la identificación de la bacteria particular, sino que es suficiente conocer las características fisiológicas y los problemas operacionales debido a ella. La identificación específica de la bacteria es por medio de métodos caros que requieren el aislamiento de la bacteria y avanzados análisis de laboratorio.

Las bacterias filamentosas se pueden agrupar en 4 grupos específicos: S, C, A y F.

Las bacterias características del grupo S son microorganismos del tipo de *Sephaerotilus*, que crecen en condiciones óxicas. Están relacionadas a condiciones de alto tiempo de retención celular y bajo nivel de oxígeno.

Las que corresponden al grupo C, son aquellas del tipo *Cyanophyceae*, y están asociadas a tiempos de retención de sólidos medios y altos, un balance inadecuado de nutrientes y concentraciones apreciables de sulfuro.

Las bacterias que se encuentran dentro de la clasificación A, son la *Microthrix Parvicella* y *Nostocoida Limicola*. La *Microthrix Parvicella* es una de las más comunes en plantas de lodos activados ya que puede almacenar sustrato.

En el grupo F, están los microorganismos formadores de espuma, como por ejemplo la *Nocardia*, es decir, este grupo es capaz de producir biosurfactantes. [10]

Las principales causas de aparición del bulking son baja relación del parámetro F/M, que puede ser producida por un aumento del volumen, y por lo tanto un aumento del tiempo de retención de sólidos, el cual está asociado a la eliminación de nutrientes.

En resumen, los efectos que tiene la proliferación de microorganismos filamentosos son una menor compactación del lodo y la aparición de espumas. [10]

Los factores que favorecen el crecimiento y determinan el tipo de bacteria filamentosa son la composición del agua residual, edad del lodo, concentración del sustrato en el reactor, nivel de oxígeno disuelto, concentración de nutrientes, pH y temperatura.

2.3 Digestión Anaerobia:

2.3.1 Definición:

La Digestión Anaerobia busca dos propósitos: reducción de volumen de lodos a tratar por esta vía y la descomposición de la materia orgánica. Adicionalmente se produce gas metano, que es el constituyente principal del gas natural, el cual se puede quemar para obtener calor o convertirlo en electricidad.

Este proceso reduce significativamente los patógenos, en condiciones que van desde 60 días a 20 °C hasta 15 días con rangos de temperaturas entre 35 °C y 55 °C.

Reduce los sólidos volátiles desde un 35% hasta 60% dependiendo de las condiciones de operación. [3]

Este tratamiento ha sido por largo tiempo utilizado para la estabilización de lodos de aguas residuales, y su utilización ha sido expandida al tratamiento de aguas residuales domésticas. Esto ha hecho posible que se incremente el entendimiento de la microbiología de este proceso y se mejoren los diseños de los reactores asociados.

Las principales ventajas de este proceso son:

- Como no requiere oxígeno disminuye substancialmente el costo del tratamiento de agua residual.
- La digestión anaerobia produce menor cantidad de lodo estabilizado, entre 3-20 veces menos que el proceso aerobio. [3]
- El 85-90% del carbono se emplea en la producción de biogás, el cual está constituido principalmente por metano. Este biogás tiene un valor calorífico aproximadamente de 9.000 kcal/m³, y depende completamente del contenido de metano presente. [3] El contenido habitual de metano en el biogás está entre un 40-60%. [11]
- El biogás puede ser utilizado para proveer el calor necesario a los digestores o para generar energía eléctrica. Una pequeña fracción de la energía se pierde como calor, entre 3-5%. [3]
- Los sistemas anaerobios pueden degradar componentes xenobióticos como tricloroetileno o trihalometano, y en menor medida componentes naturales como la lignina. [3]
- Existe una preservación de la actividad microbiana aún cuando el digestor no haya sido alimentado en largos períodos de tiempo.

El proceso de digestión anaerobia se puede clasificar por la forma de alimentación, temperatura de operación y número de etapas.

Por la forma de alimentación:

- Continua: Cuando es un proceso ininterrumpido, es decir el efluente que se descarga del digestor es igual al material que entra. La producción de gas es uniforme en el tiempo. La característica más importante es la alta dilución de la carga.
- Semicontinua: El sistema funciona de la siguiente manera, la primera carga que se introduce al proceso, consta de una gran cantidad de materiales; a medida que va disminuyendo gradualmente el rendimiento del gas se agregan nuevas materias primas. El efluente se descarga regularmente en la misma cantidad.
- Por lotes (Batch): Los digestores se cargan con material en un solo lote, y cuando el rendimiento del gas decae a un nivel bajo, se vacían los digestores y se cargan nuevamente. Las ventajas operativas corresponden a que el proceso una vez iniciado llega al final sin contratiempos.

Por la temperatura de operación:

- Termofílica: Se denomina temperatura termofílica sobre 45 °C. [12] Se caracteriza por una digestión rápida, alto rendimiento de biogás y un corto tiempo de retención, pudiendo inhibir la formación de metano.
- Mesofílica: La temperatura mesofílica corresponde al rango de 20-45 °C. [12] La descomposición de la carga es más lenta que en la temperatura termofílica, pero con menos consumo de energía. Es el rango óptimo para las bacterias productoras de metano.
- Temperatura Ambiente: La producción del gas varía según la estación, dependiendo de la temperatura atmosférica. Tiene la ventaja de que sus estructuras son simples y de baja inversión.

Por el número de etapas:

- En una etapa: Es característica de los tratamientos rurales. La digestión se realiza en un solo depósito, de estructura simple, fácil operación y bajo costo. [13]
- Dos o más etapas: La digestión ocurre en dos o más depósitos. El material en el primer depósito se degrada y produce gas en esta etapa; luego el efluente de la primera etapa sufre un nuevo proceso de digestión en la segunda etapa. Los digestores de etapas múltiples se caracterizan por un largo período de retención, buena descomposición de la materia orgánica y una alta inversión. [13]

2.3.2 Mecanismos y etapas de Digestión Anaerobia

El esquema básico de degradación de la materia orgánica hasta la formación del biogás, es el siguiente: la materia orgánica compleja se transforma a moléculas simples, luego a ácidos orgánicos, los cuales finalmente se convierten a biogás; una mezcla compuesta principalmente por CH₄ y CO₂. Este proceso complejo, depende de un amplio grupo de microorganismos, que

a través de una serie de etapas combinadas producen el biogás, como se representa en la Figura 2.3

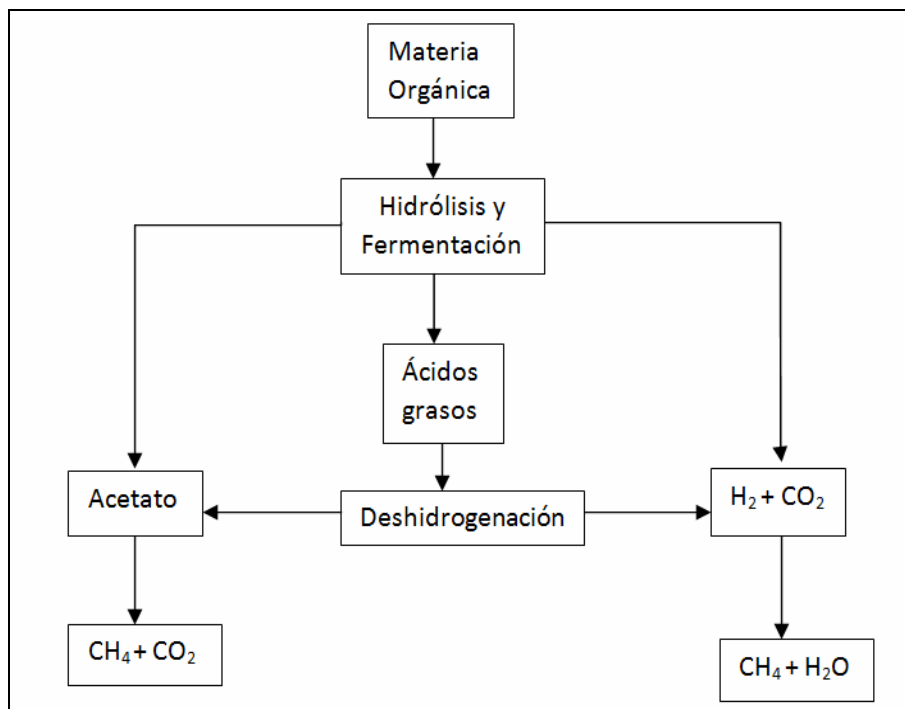


Figura 2.3 Etapas Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia en tres etapas corresponde a:

- Etapa Hidrolítica y Fermentativa: Las bacterias fermentativas hidrolizan los hidratos de carbono complejos, proteínas y lípidos, llevando estos compuestos hasta la formación de ácidos grasos, hidrógeno y dióxido de carbono.
- Etapa Acetogénica: En esta etapa se produce acetato, dióxido de carbono e hidrógeno, a partir de los ácidos grasos, que contengan más de dos átomos de carbono. También se generan alcoholes y algunos compuestos aromáticos están presentes, los cuales se formaron en la etapa anterior.
- Etapa Metanogénica: Se utilizan los productos de las etapas anteriores, fundamentalmente el acetato, produciendo una mezcla gaseosa donde el metano es el componente mayoritario. En esta etapa, los microorganismos también reducen el dióxido de carbono. Las bacterias responsables de esta etapa son anaerobias estrictas y se les conoce con el nombre de metanogénicas.[1]

Según la Figura 2.3, existen dos vías para la producción de metano:

- La conversión de hidrógeno y dióxido de carbono en metano y agua.
- La conversión de acetato en metano y dióxido de carbono.

Las bacterias metanogénicas pueden utilizar ciertos sustratos para llevar a cabo su función, y dentro de éstos se encuentran: CO₂ + H₂, formiato, acetato, metanol, metilaminas y monóxido de carbono. [1]

El Acetato es uno de los sustratos más importantes en la digestión anaerobia ya que se ha demostrado que cerca del 70% del metano producido a partir de lodos proviene del grupo metilo del acetato. [14]

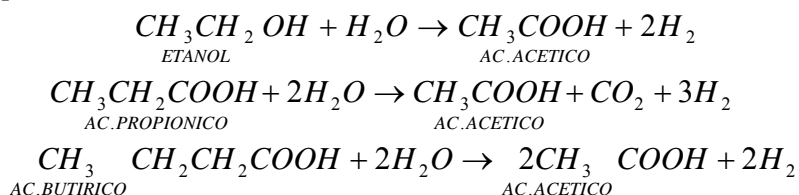
Los compuestos se degradan según diferentes rutas metabólicas, como por ejemplo la ruta Embden-Meyerhoff, vía fosfoacetolasa, entre otras. [14]

Estas rutas metabólicas se encuentran explicadas en el anexo B, punto B.1.

2.3.3 Microorganismos presentes en el proceso de Digestión Anaerobia

Los microorganismos presentes en la digestión anaerobia se pueden clasificar en cuatro categorías:

- **Bacterias Hidrolíticas:** En esta etapa actúan un gran número de bacterias, aproximadamente 10⁸ a 10⁹ bacterias/ml. La naturaleza y número de bacterias presentes depende del residuo a tratar. Se distinguen dos tipos metabólicos de bacterias, aquellas cuyo metabolismo no se ve afectado por la presión parcial de hidrógeno; estas corresponden a bacterias *Homolácticas* y *Enterobacterias*. El otro tipo de bacteria es aquella que sí se ve afectada por la presión parcial de hidrógeno.
- **Bacterias Fermentativas Acidogénicas:** Las bacterias acidogénicas (que forman ácidos), como la *Clostridium*, convierte azúcares, aminoácidos y ácidos grasos en ácidos orgánicos, alcoholes, acetato, dióxido de carbono e hidrógeno. [14]
- **Bacterias Acetogénicas:** Estas bacterias convierten los ácidos grasos y alcoholes en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono, el cual es usado por los metanógenos. Como bacterias acetogénicas se tiene por ejemplo la *Syntrobacter wolinii* y *Syntrophomonas wolfei*. Según las siguientes reacciones las bacterias acetogénicas obtienen ácido acético: [3]



- **Metanógenos:** Son microorganismos estrictamente anaerobios que necesitan un potencial redox inferior a -300 mV, ya que concentraciones presentes de oxígeno disuelto del orden de 0,01 miligramos por litro, inhiben el crecimiento de éstas. Entre los géneros más comunes se tiene: Methanococcus, Methanobacterium, Methanosarcina, Methanospirillum, Methanobacillus, Methanobrevibacter, etc. Según sus requisitos nutritivos los metanógenos son quimiolitoheterótrofos, es decir

que obtienen la energía de la oxidación de compuestos inorgánicos, pero a su vez no pueden fijar el dióxido de carbono. [14]

2.3.4 Parámetros de Control en Sistemas Anaeróbicos:

Parámetros que afectan el proceso de digestión anaerobia:

- Factores básicos: Microorganismos y sustrato: De todas las bacterias señaladas anteriormente presentes en el proceso, las bacterias metanogénicas son las más importantes e incluso constituyen el paso cinético-limitante en el proceso. Son afectadas por la presencia de oxígeno, poseen un tiempo de crecimiento mucho más lento que otras bacterias, son muy sensitivas al pH y su trabajo se encuentra en desventaja por la población reducida desarrollada. El sustrato inicial es la materia orgánica, ésta puede variar por la concentración de sólidos en el lodo de alimentación y la frecuencia de carga.
- Factores ambientales: Relación tiempo-temperatura, pH-alcalinidad y elementos tóxicos: Respecto al tiempo y temperatura, se conoce que el crecimiento bacteriano y la velocidad de estabilización de la materia orgánica aumenta con la temperatura.

El incremento o decremento del pH depende de la relación entre las concentraciones de ácidos volátiles, alcalinidad bicarbonatada y el porcentaje de dióxido de carbono en el gas.

Los ácidos volátiles son un buen indicador de problemas, durante la operación las concentraciones deben permanecer constantes.

La alcalinidad bicarbonatada indica la capacidad “buffer” del lodo, es decir la habilidad de mantener el pH constante, y la habilidad de neutralizar ácidos. Normalmente las concentraciones se encuentran entre 1.500 y 6.000 mg/l, como carbonato de calcio. [4]

En referencia a los elementos tóxicos, se incluyen cationes como sodio, potasio, calcio y magnesio; metales pesados como cobre, níquel y zinc; iones amonio y amoniaco; sulfuros y otros compuestos orgánicos. Cada elemento posee una concentración máxima permisible. [15]

Parámetros de diseño procesos aerobios:

- Carga orgánica: Este parámetro se representa en términos de kilogramos de sólidos volátiles añadidos por día por metro cúbico de digestor. Por lo que se asume que el sustrato utilizado por los microorganismos corresponde a los sólidos volátiles.

El dimensionamiento de un digestor por medio de la carga orgánica es por medio de la expresión 2.4, que se encuentra en el anexo A. [15]

- Reducción de sólidos volátiles: Este parámetro mide la efectividad de la digestión anaerobia y se expresa en función del período de retención del digestor y el porcentaje de sólidos volátiles existentes en el lodo crudo.
- Edad del lodo: Se calcula mediante la expresión 2.5, que se encuentra en el anexo A. Se toma como cantidad representativa de microbios a la masa de sólidos volátiles en digestión completa, ya que se asume que luego de la digestión la materia orgánica se ha sintetizado por completo en tejido celular [15].
- Período de retención: El tiempo de retención hidráulico depende de las características del agua residual y de las condiciones ambientales, y se calcula de la misma forma que para un proceso aerobio. Para las bacterias metanogénicas, se requiere un mínimo de 3 a 4 días como tiempo de retención. [16]

Referencias:

1. **Metcalf and Eddy. 1995. Ingeniería de aguas residuales. Editorial Mc Graw Hill.**
2. **Círculo de Innovación en Tecnologías Medioambientales y Energía. 2006. Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. Elecé Industria Gráfica.**
3. **Bitton, Gabriel. 2005. Wastewater Microbiology. Tercera Edición, Editorial Wiley-Liss.**
4. **Cheremisinoff, Nicholas. 2002. Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies. Editorial Butterworth-Heinemann.**
5. **Shun Dar Lin. 2007. Water and Wastewater Calculations Manual. Editorial Mc Graw Hill.**
6. **Información Celulosa Arauco y Constitución. 2007. Planta Licancel. Capacitaciones.**
7. **Jenkins, David, Richard, Michael and Daigger, Glen. 2004. Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking, Foaming, and other solids separation problems. Lewis Publishers.**
8. **Información Celulosa Arauco y Constitución. 2009. Planta Constitución.**
9. **Manahan, Stanley. 2007. Introducción a la Química Ambiental. Editorial Reverté.**
10. **Galarza, Ainoa. 2000. Diseño de estrategias de operación y control para distintos procesos de tratamiento biológico de aguas residuales. Tesis Doctoral Universidad de Navarra.**
11. **Martin, Santiago. 1997. Producción y recuperación del biogás en vertederos controlados de residuos sólidos urbanos: análisis de variables y modelización. Tesis Doctoral Universidad de Oviedo.**
12. **Cheremisinoff, Nicholas. 1996. Biotechnology for waste and wastewater treatment. Noyes Publications.**
13. **Guevara, Antonio. 1996. Fundamentos básicos para el diseño de biodigestores anaeróbicos rurales. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente.**
14. **Lopez, José María. 1989. Digestión Anaerobia de lodos de depuradora, etapas controlantes y cinética. Tesis Doctoral Universidad de Alicante.**
15. **Yáñez, Fabián. 1976. Digestión Anaeróbica de Lodos. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente.**

16. Perry, Robert. 1999. Perry`s Chemical Engineers`Handbook. Editorial Mc Graw Hill

Capítulo 3: Descripción del Proceso Existente

3.1 Proceso Lodos Activados presente en planta Constitución

Los riles emanados de las distintas etapas de producción de celulosa, son procesados a través de un tratamiento biológico aerobio conocido como Lodos Activados. A este proceso se le suma la descarga del efluente tratado por medio de un emisario sumergido, el cual cumple con tres aristas principales:

- Compromiso con la comunidad
- Leyes ambientales (DS90/00; DS144/61)
- ISO 14.001:2004

En la Figura 3.1 se representan todas las corrientes involucradas en el tratamiento de efluentes.

El tratamiento del agua residual en la planta Constitución se divide en dos etapas generales:

- Tratamiento Primario: Consiste en la separación física de los efluentes de la canchas de riego y efluente proveniente de la planta de agua. Esta etapa comprende
 - a. Cámara de equilibrio
 - b. Harnero
 - c. Sedimentador primario
 - d. Cámara de neutralización.
- Tratamiento Secundario: En esta etapa se reduce la materia orgánica presente en el ril de la planta mediante el sistema de Lodos Activados.
 - a. Reactor Lodos Activados
 - b. Selector 1
 - c. Selector 2
 - d. Aireación
 - e. Clarificador secundario

Como equipos anexos se tiene:

- Estanques para la preparación de químicos y nutrientes.
- Laguna de emergencia para la derivación del ril.
- Prensa de bandas para el correcto desaguado de los lodos primarios y secundarios.
- Bombas y sopladores de aire.

El emisario sumergido tiene una longitud total de 511 metros desde la cámara de carga (al interior de la planta) hasta el extremo del difusor. Son 470 metros desde la primera cepa hasta la última cepa, es decir, desde el borde de la costa hasta el término del ducto. El emisario descarga los efluentes tratados fuera de la zona de protección litoral.

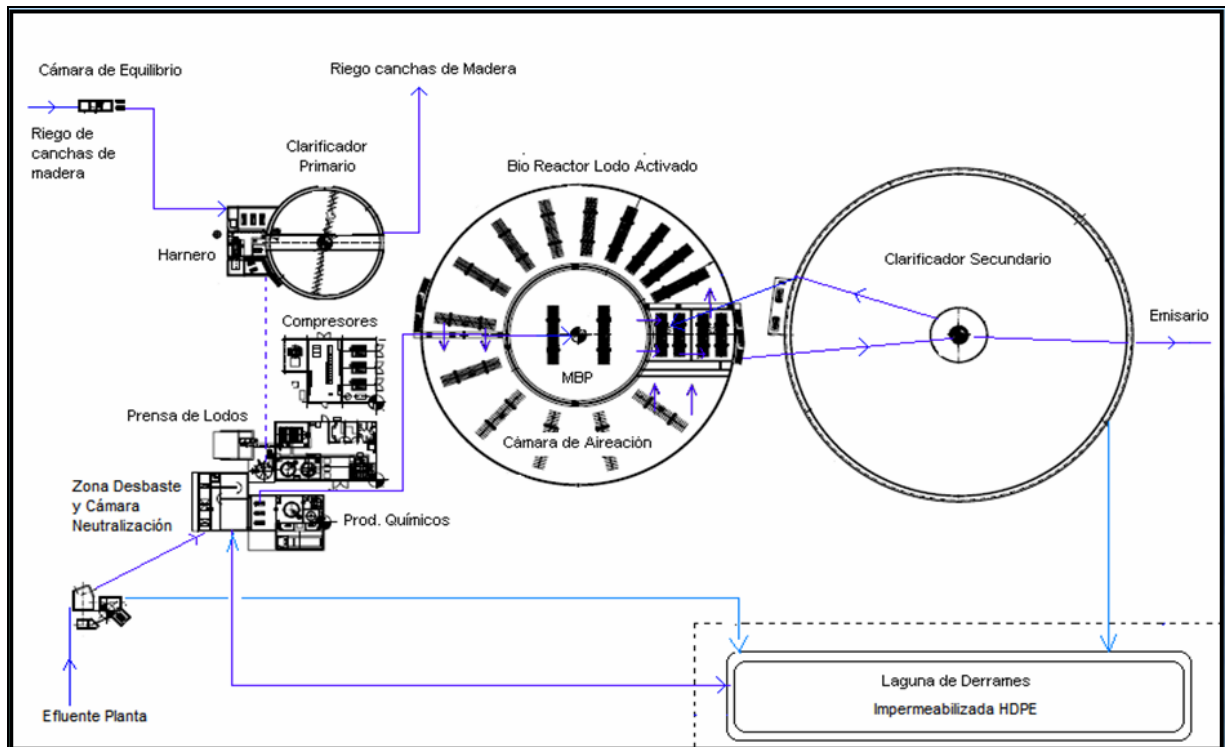


Figura 3.1 Sistema Lodos Activados planta Constitución

3.1.1 Tratamiento del agua de patios de madera y descarte planta de agua:

En primera instancia el agua que proviene del patio de maderas y el descarte de la planta de agua, pasa por un tamizado, ya que esta mezcla sólo contiene sólidos en suspensión, tales como pequeños restos de corteza, astillas, aserrín, polvo de tierra en suspensión y partículas finas de madera.

Por medio de dos formas consecutivas se realiza la eliminación de éstos sólidos desde el líquido:

- Tamizado: A través de una reja de acero de 30 mm de separación entre barras.
- Harnero rotatorio: Posee ranuras de alrededor de 2,5 mm, que separa el agua de los sólidos de menor tamaño.

Los sólidos separados de mayor tamaño, se almacenan en un contenedor y son enviados a la cancha de corteza para luego quemarse en la caldera de poder. El agua es enviada al clarificador primario, el cual se representa en la Figura 3.2.

En el clarificador primario se produce la decantación de sólidos de menor tamaño con la ayuda de un flocculante. Además se agrega Hipoclorito de Sodio, para el control de coliformes.

Los sólidos ya sedimentados son evacuados por el fondo del clarificador e impulsados hasta el estanque de lodos, en donde se mezclaran con el lodo proveniente del tratamiento del efluente, el cual se explica en el punto 3.1.2.

El agua clarificada es recirculada al sistema de riego de canchas.

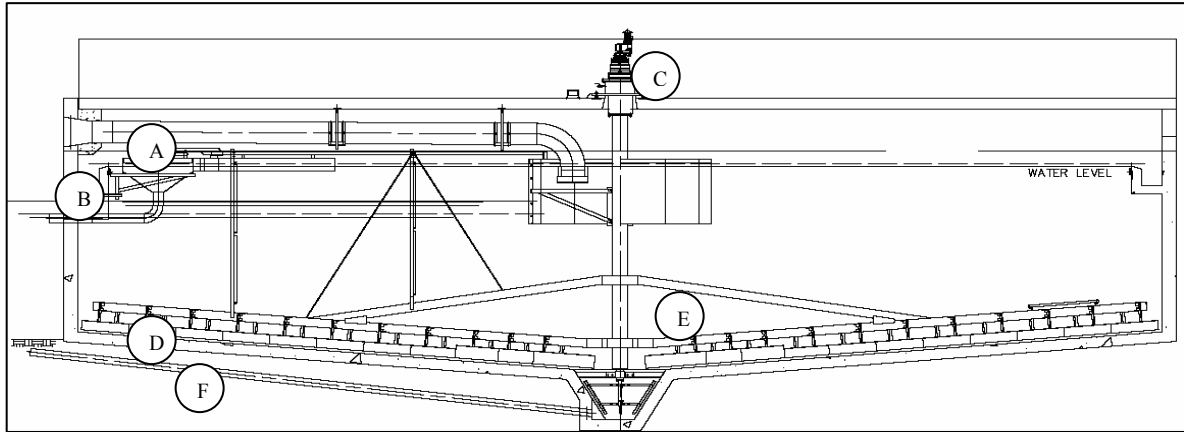


Figura 3.2 Clarificador Primario

Las zonas más importantes de la Figura 3.2, son las siguientes:

- a) Ducto difusor de entrada al clarificador: Recibe el efluente y lo distribuye en el clarificador.
- b) Anillo de rebase del clarificador: Recibe el rebase y lo descarga para riego de canchas.
- c) Accionamiento de rastra del clarificador: Permite el giro de la rastra del clarificador.
- d) Rastra del clarificador: Desplaza los lodos sedimentables a la cámara de lodos.
- e) Cámara de lodos del clarificador: Recibe los lodos sedimentables.
- f) Sistema extracción lodos: Extrae los lodos sedimentables desde la cámara de lodos.

3.1.2 Tratamiento del efluente Proceso Industrial:

El ril de la planta hace ingreso a una cámara donde se cuenta con un sistema de derivación. Si el ril no se deriva pasa hacia la zona de desbaste:

- Primer tamizado: Se utilizan rejas cuyas barras poseen una separación aproximada de 50 mm.
- Segundo tamizado: Posteriormente se utiliza una reja autolimpiante con barras de separación aproximada de 10 mm.

Los sólidos separados pasan a un contenedor que los almacena para luego ser quemados en la caldera de poder, lo que se analiza en el punto 3.2.

Posteriormente el flujo líquido pasa a la cámara de neutralización, de un volumen aproximado de 200 m³, que cuenta con agitación mecánica. En esta cámara se ajusta el pH a los requerimientos para las etapas biológicas posteriores, empleando NaOH o H₂SO₄.

Ya ajustado el pH del ril, se bombea hacia el tratamiento biológico o secundario.

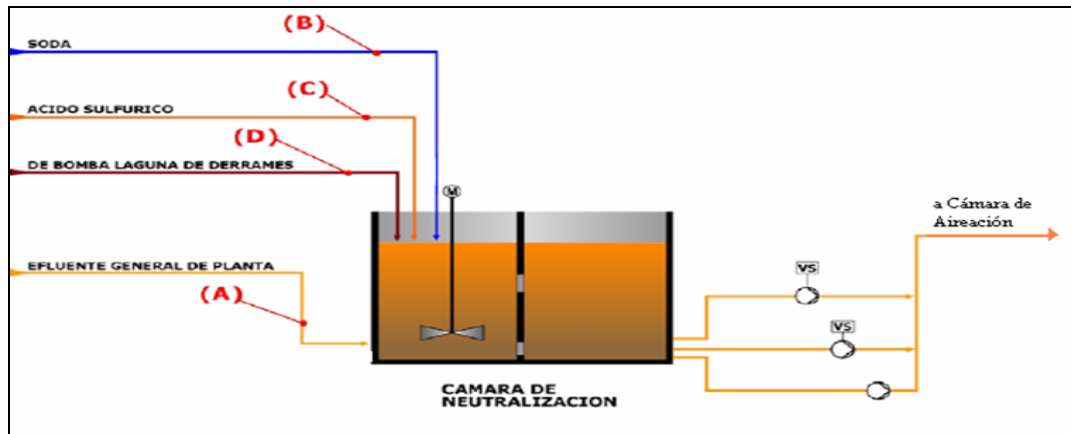


Figura 3.3 Cámara de Neutralización

En la figura 3.3 se presentan cuatro líneas que ingresan a la cámara de neutralización:

- a) Ducto efluente general de planta: Recibe el efluente general (de todas las líneas de producción de celulosa).
- b) Línea Soda: Dosifica la soda en la cámara de neutralización.
- c) Línea Ácido: Dosifica el ácido en la cámara de neutralización.
- d) Ducto recuperación de efluentes desde Laguna de Derrames: Recibe el efluente recuperado de la laguna de derrames.

El reactor biológico consta de tres etapas:

- Sección MBP (minimum biosludge production): En esta etapa comienza la degradación de la carga orgánica en el efluente. El efluente entra en contacto con un ambiente de alta concentración de oxígeno y adición de nutrientes.
- Selector 1 y 2: El objetivo principal de esta etapa es obtener una alta relación carga orgánica versus biomasa, que conlleva en la producción de lodo estable, con muy buenas características de sedimentación. Esta zona recibe la recirculación de lodos provenientes desde el Clarificador Secundario.
- Aireación: Complementa la aireación, asegurando un oxígeno residual mayor a 2 mgO₂/l. El oxígeno residual es la mínima concentración de oxígeno requerida para el proceso.

La aireación es realizada empleando difusores de membrana sumergida, los cuales permiten bajos consumos energéticos. El aire es generado por sopladores rotatorios, los cuales son controlados en base al oxígeno disuelto presente en el reactor.

El control del reactor biológico está sistematizado por los parámetros operacionales que son: temperatura, pH, O₂, tamaño de los flóculos, tiempo de residencia de la materia orgánica, índice de volumen de lodos y color de la espuma.

En la tabla 3-1 se presentan los valores recomendados para esta configuración de reactor biológico.

Parámetro	Cantidad	
Temperatura	30-40 °C	
pH	6,5-8,0, ideal neutro	
O ₂	< 2 mg/l	
Flóculos	Tamaño: 100-500 micras	
Tiempo residencia M.O	16 < tiempo < 25 días	
IVL	IVL < 120 mg/l	Buena decantación
	IVL > 150 mg/l	Lodo abultado
Color espuma	Blanca	Lodo joven
	Café	Baja carga sólidos
	Negra	Presenta anaerobismo

Tabla 3-1 Parámetros del Reactor biológico

El efluente del reactor biológico es conducido gravitacionalmente al clarificador secundario, donde se produce la separación sólido-líquido, es decir la disociación del lodo de la fracción líquida por medio de sedimentación. Las líneas de proceso involucradas en la configuración del reactor biológico se representan en la Figura 3.4.

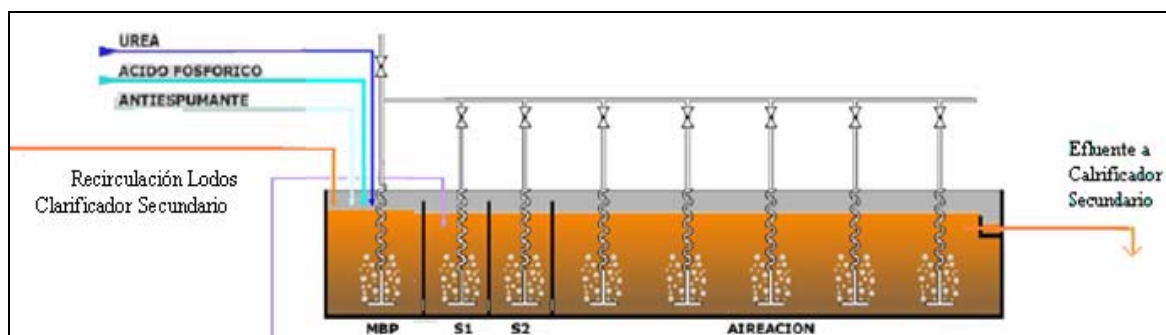


Figura 3.4 Reactor biológico

Los reactivos químicos que se adicionan en el reactor biológico son Urea, la que se utiliza para proporcionar el nitrógeno necesario para los microorganismos; Ácido Fosfórico, el cual provee el fósforo requerido por los microorganismos; y Antiespumante, que disminuye la espuma que se produce debido a la aireación y crecimiento de bacterias filamentosas.

En el clarificador secundario, los sólidos son retirados por la parte inferior del estanque, donde una fracción es recirculada a los selectores para mantener una alta tasa de masa microbiana; el resto pasa a constituir la purga de lodos, que en conjunto con el lodo primario, pasan a la etapa de desaguado.

Las zonas del clarificador secundario se muestran en la figura 3.5 , éstas corresponden a:

- Ducto difusor de entrada al clarificador: Recibe el efluente y lo distribuye por la parte superior del clarificador.
- Anillo de rebase del clarificador: Recibe el rebase del clarificador (agua ya clarificada) y lo descarga al emisario.
- Accionamiento de rastra del clarificador: Permite el giro de la rastra del clarificador.

- d) Rastra del clarificador: Arrastra los lodos sedimentables, los que se encuentran en el fondo del clarificador, hacia la cámara de lodos.
- e) Cámara de lodos del clarificador: Recibe los lodos sedimentables.
- f) Extracción de lodo grueso: Extrae los lodos desde la cámara de lodos.
- g) Sistema de extracción del lodo de recirculación: Recircula el lodo fino hacia el selector 1.

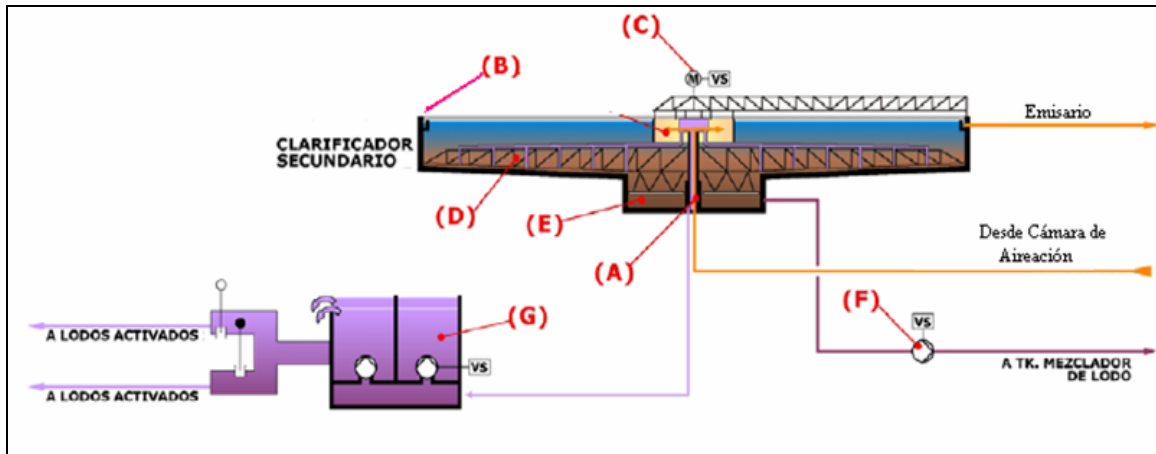


Figura 3.5 Clarificador secundario

Este proceso culmina de dos maneras, la primera corresponde a la obtención de un efluente que cumple con todas las normas vigentes para su disposición final en el mar, y la segunda, es un desaguado a los lodos producidos en el transcurso del tratamiento biológico.

Este desaguado se logra mediante una prensa de bandas, en donde con anterioridad se le agregó al lodo (mezcla del lodo primario y secundario) un floculante.

La prensa de bandas realiza la extracción del agua desde el lodo por la acción de una presión a la masa de lodo en una prensa de tela o paños rotatorios, obteniéndose así una masa de lodo lo más seca posible, la cual se envía al sector de corteza para ser mezclada con corteza y aserrín.

El efluente que no pasa directamente al sistema biológico se deriva hacia la laguna de derrames, que cuenta con una capacidad de 48.000 m³, y el desvío del efluente hacia la laguna se produce de manera gravitacional por rebase o con las bombas desde la cámara de neutralización. El retorno es por bombeo en forma controlada hacia la cámara de neutralización.

3.2 Disposición actual de lodos residuales:

Los lodos desaguados pasan a un tornillo sin fin, para luego ser depositados en un contenedor, el cual será llevado hasta la cancha de corteza. Ahí se mezclan con aserrín y corteza, para formar el combustible de la caldera de poder.

En preparación madera se obtiene el aserrín y corteza que es quemado en la caldera, ya que se cuenta con la clasificación correspondiente de la materia prima para la producción de celulosa.

Clasificación	Medida	
Sobre tamaño	45 mm	
Sobre espesor	10 mm	
Aceptado	8 mm	Materia prima a Digestores
Pin chips	3 mm	
Finos	Última bandeja	

Tabla 3-2 Clasificación tamaño astillas

La clasificación de la Tabla 3-2, se obtiene de un harnero de prueba, similar al operativo, en donde se someten muestras de materia prima aportada por proveedores y planta. También se hacen análisis de densidad saturada, para caracterizar la calidad de la madera y su rendimiento, es decir, la cantidad de celulosa que se produce a partir de esa muestra.

La caldera de poder cuenta con un lecho de arena, el cual se purga, luego de la operación de ésta, resultando una mezcla de arena y cenizas. En esta purga se recupera la arena.

De manera general, la biomasa es alimentada a una cama de arena calentada, cuyos granos se mantienen en suspensión por una corriente de aire que se mueve de abajo hacia arriba. Por tanto se genera una rápida mezcla de la biomasa con el oxígeno del aire y su combustión. La quema es rápida y la transferencia de calor que ocurre en este tipo de calderas es muy eficiente, debido a la gran superficie suministrada por los granos de arena. [1]

Por lo tanto la caldera de poder corresponde a los hornos de lecho fluidizado, FBF por sus siglas en inglés fluid-bed furnace.

Breve descripción de FBF: [2]

- El aire es bombeado a la parte inferior de la unidad
- El flujo de aire expande la cama de arena en el interior
- La cama fluidizada es calentada hasta la temperatura de operación
- El combustible auxiliar es agregado cuando se necesite mantener la temperatura de operación
- Los biosólidos son inyectados dentro de la cama caliente de arena
- La humedad es inmediatamente evaporada
- La materia orgánica se reduce en cenizas
- Los residuos son convertidos en ceniza fina por el movimiento de la arena
- Las partículas de las cenizas son removidas (purga)

De manera general, la incineración de residuos tiene dos objetivos básicos: [1]

- Reducción de volumen
- Esterilización de sólidos

En el caso de la planta Constitución, el vapor que se produce en la operación de la caldera de biomasa, corresponde a vapor de alta presión el cual pasa a la zona de generación, obteniéndose un tercer objetivo: producción de energía.

El consumo energético de la planta es del orden de 5,88 toneladas de vapor/ADt. La unidad ADt tiene como definición tonelada seca al aire, con un contenido de 10% de agua.

El aporte de la caldera recuperadora es de 205 ton/h de alta presión y se obtiene mediante la combustión de licor negro. [3]

Como definición se tiene que:

- Licor Blanco: Solución acuosa compuesta por sulfuro de sodio (Na_2S) e hidróxido de sodio (NaOH).
- Licor Negro: Compuesto por licor blanco, lignina y otras sustancias de la madera.

El resto es contribuido por la caldera de poder o biomasa, como se ha mencionado, utilizando como combustible una mezcla de desechos forestales y lodo desaguado proveniente del sistema de tratamiento de efluentes. Se requiere a su vez Fuel oil n° 6 para la operación de la caldera.

La capacidad máxima de esta caldera es de aproximadamente 70 ton vapor/ h. [3]

El vapor a alta presión (60 Bar, 450 °C) que entrega la caldera recuperadora y la caldera de biomasa, es utilizado por dos turbogeneradores para la producción de energía. Uno de éstos, posibilita la obtención de vapor a mediana y baja presión, es decir, 11 y 3,5 bar respectivamente. [3]

3.2.1 Clasificación de los lodos:

Existe diversidad respecto al tipo de lodo; Degrémont en el año 1979 ha diferenciado seis tipos, en función de sus características estructurales, químicas y composición: [4]

1. Lodo de tipo orgánico-hidrófilo: Estos lodos son los provenientes de plantas de aguas residuales, aunque también presentan esta estructura los lodos resultantes de la industria agrícola, alimentaria textil y química orgánica.
Estos lodos están compuestos por materias proteicas a veces muy fermentadas, residuos vegetales o animales, aceites y grasas animales, hidróxidos hidrófilos e hidrocarburos.
2. Lodos de naturaleza aceitoso-hidrófilo: Lodos de las industrias de refinerías, talleres mecánicos e industrias metalúrgicas. Están compuestos principalmente por aceites y grasas animales, hidrocarburos, hidróxidos de aluminio y hierro, materia orgánica biológica.

3. Lodos de naturaleza aceitoso-hidrófobo: Proceden de aguas residuales de siderúrgicas. Están compuestos por materia seca, densa y sedimentables, aceites y grasas minerales como composición predominantes.
4. Lodos de naturaleza mineral-hidrófila: Estos lodos derivan de procesos de tratamiento de aguas potables, de aguas residuales de la industria química, de los colorantes, tintes, curtiduría y tratamiento de superficies metálicas. Su composición contiene hidróxidos metálicos hidrófilos (Fe, Al y Cr), materias orgánicas, CaCO₃ o CaSO₄ y grasas animales.
5. Lodos de naturaleza mineral-hidrófobo: Procedentes de la incineración de basura y siderúrgicas. Están compuestos principalmente por materias minerales densas, contenidos en hidróxidos hidrófilos (Fe, Al y Mg) y materia orgánica en bajo contenido.
6. Lodos de naturaleza fibrosa: Proviene de las aguas residuales de la industria papelera, y se componen principalmente por fibra celulósica.

En Chile, el anteproyecto de reglamento para el manejo de lodos no peligrosos generados en plantas de tratamiento de aguas, aprobado en Junio del año 2000, clasifica los lodos en dos tipos, A y B, de acuerdo a la presencia de patógenos: [5]

- Lodos clase A: son aquellos aptos para uso agrícola sin restricciones por razones sanitarias. Un lodo clase A debe cumplir con:
 - a) *“Tener una densidad de coliformes fecales menor a 1.000 Número Más Probable (NMP) por gramo de lodos, base seca;*
 - b) *Tener una densidad de salmonella sp. menor a 3 NMP en 4 gramos de lodos, base seca;*
 - c) *El contenido de huevos de helmintos debe ser menor a 1 en 4 gramos de lodos, base seca;*
 - d) *Tener una densidad máxima de virus MS-2 menor a 1 Unidad de Formación de Placas (UFP) en 4 gramos de lodos en base seca”.*

El punto c) y d) se cumplen si se verifica la operación de los siguientes procesos:

- a) Compostaje: *“Si se aplica el método de compostaje no confinado o en pilas estáticas aireadas, la temperatura de los lodos deberá mantenerse a 55 °C o más, por tres días. Si se aplica el método de compostaje con pilas, la temperatura de los lodos deberá mantenerse a 55°C o más, por un período a lo menos de 15 días. Durante dicho período, las pilas deberán ser volteadas un mínimo de cinco veces”.*
- b) Secado por calor: *“Secado de los lodos por contacto directo o indirecto con gases a mayor temperatura para reducir el contenido de humedad de los lodos a un 10% como mínimo. La temperatura de las partículas de los lodos deberá exceder los 80°C o bien la temperatura de los gases en contacto con los lodos, en el punto en que los lodos dejan el secador, deberá exceder los 80°C”.*

- c) Tratamiento con calor: *“Los lodos en estado líquido se calientan a una temperatura de 180 °C o más por 30 minutos, como mínimo”.*
 - d) Digestión aeróbica Termofílica: *“Los lodos en estado líquido son agitados con aire u oxígeno para mantener las condiciones aeróbicas con un tiempo medio de residencia de 10 días a una temperatura entre 55°C y 60°C”.*
 - e) Irradiación con haces de electrones: *“Los lodos son irradiados con haces de electrones de alta energía provenientes de un acelerador de electrones, con una dosis mínima de 10 kGy (1,0 megarad) a temperatura ambiente (20°C)”.*
 - f) Irradiación con rayos Gamma: *“Los lodos son irradiados con rayos Gamma de ciertos isótopos, tal como Cobalto 60 ó Cesio 137, con una dosis mínima de 10 kGy (1,0 megarad), a temperatura ambiente (20°C)”.*
 - g) Pasteurización: *“La temperatura de los lodos se mantiene por sobre los 70°C por un período superior a 30 minutos”.*
 - h) Tratamiento alcalino, mediante acondicionamiento con cal: *“El pH del lodo es elevado a niveles por sobre 12, durante un período no inferior a 72 horas. Durante dicho período la temperatura del lodo deberá ser superior a 52°C por un período no inferior a 12 horas. Adicionalmente, después de transcurridas de 72 horas, el lodo deberá secarse hasta obtener un contenido de sólidos de 50% o menos”.*
 - i) Tratamientos térmicos según determinadas combinaciones de tiempo y temperatura: *“Se reconocen 4 combinaciones de regímenes tiempo – temperatura aceptables. Cada una de ellas considera el porcentaje de sólidos contenidos en el lodo y los parámetros operacionales del proceso de tratamiento.. ...”* Con cualquier tratamiento térmico, sólo importa que los lodos mantengan cierta temperatura por un período de contacto mínimo, este se determina según las ecuaciones 3.1 y 3.2, que se encuentran en el anexo A.
- Lodos clase B: Son aptos para el uso agrícola, con restricciones de aplicación según tipo y localización de los suelos y cultivos. Estos lodos deben cumplir con que *“la media geométrica de la densidad de coliformes fecales, producto del análisis de un número de muestras no inferior a siete, tomadas al momento de su uso, debe ser menor que 2.000.000 NMP por gramo de lodos en base seca”.*

Se cumple si se verifican las condiciones de operación de los siguientes procesos:

- a) Digestión Aeróbica: *“Los lodos se agitan con aire u oxígeno para mantener condiciones aeróbicas durante un tiempo de residencia promedio a una temperatura específica. El tiempo de residencia promedio y la temperatura deberán ser de 40 días a 20 °C, o bien, de 60 días a 15 °C”.*

- b) Secado al aire: *“Procesos de secado sobre una cama de arena o en piscinas de poca profundidad. El proceso de secado debe comprender un tiempo mínimo de tres meses, durante dos de los cuales, la temperatura ambiente debe ser superior a 0°C”.*
- c) Digestión Anaeróbica: *“Los lodos son tratados en ausencia de aire, con un período de residencia medio y una temperatura específica. Los valores del tiempo de residencia medio y temperatura serán de 15 días entre 35°C a 55°C o de 60 días a 20°C”.*
- d) Compostaje: *“Usando el método de compostaje no confinado, pilas aireadas estáticas o pilas estáticas, la temperatura mínima de los lodos será de 40°C por 5 días. Durante 4 horas en el período de cinco días, la temperatura del compost deberá exceder los 55° C”.*
- e) Estabilización con cal: *“Procedimiento en el cual se agrega cal (Carbonato de calcio, CaCO₃) para mantener el pH de los lodos en 12 durante un período no inferior a dos horas”.*

El lodo correspondiente a la planta de tratamiento de efluentes, analizado por la empresa CESMEC el 2007, lo clasifica como lodo tipo A, con un parámetro sobre la norma, el cual es la humedad. Las especificaciones del anteproyecto, considera un máximo permisible de 70 % en peso, mientras que la muestra analizada poseía un 87,5 %.

Los lodos tipo A, como se describe en el artículo 24 del anteproyecto, *“son aptos para cualquier uso agrícola (cultivos hortícolas, frutícolas, forraje, fibras, árboles frutales, praderas para pastoreo, jardines, parques, áreas verdes, cementerios, etc.)”.* Esta clasificación permite la justificación de nuevas disposiciones del lodo, las que se desarrollan en el capítulo siguiente

3.2.2 Características disposición actual

Los parámetros del lodo que se deben tener en cuenta para su incineración son: humedad, materia volátil, materia inerte y poder calorífico.

El único y principal factor que puede estar bajo un cierto control, a través del desaguado, es la humedad.

El aumento del contenido de la humedad reduce la temperatura máxima posible de combustión (temperatura adiabática de combustión) e incrementa el tiempo de residencia necesario. [6]

En la Figura 3.6 se representa la humedad contenida en la biomasa durante la operación del año 2008.

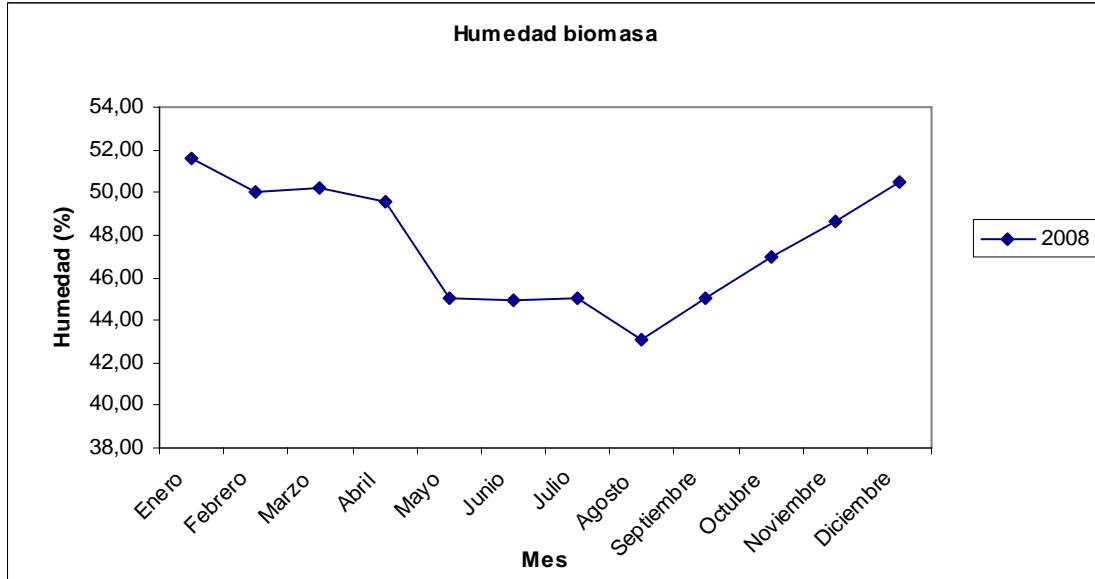


Figura 3.6 Humedad biomasa año 2008

El contenido de volátiles e inertes, varía con el proceso de tratamiento empleado. La mayoría de las sustancias combustibles están presentes en el lodo como volátiles, especialmente las grasas.

La combustión autosuficiente, es decir, sin contribución de un combustible externo es posible si se trata de lodo fresco seco. El lodo digerido (a su vez húmedo), si requiere contribución de aceite combustible o gas, como es el caso del petróleo en la planta Constitución.

En la Figura 3.7 se representa los consumos de Petróleo Diesel en la Caldera de Poder, los cuales disminuyeron mediante mejores secados del lodo a través de la prensa de bandas. La obtención de mejores resultados de secado, está relacionado por condiciones de proceso y condiciones climáticas.

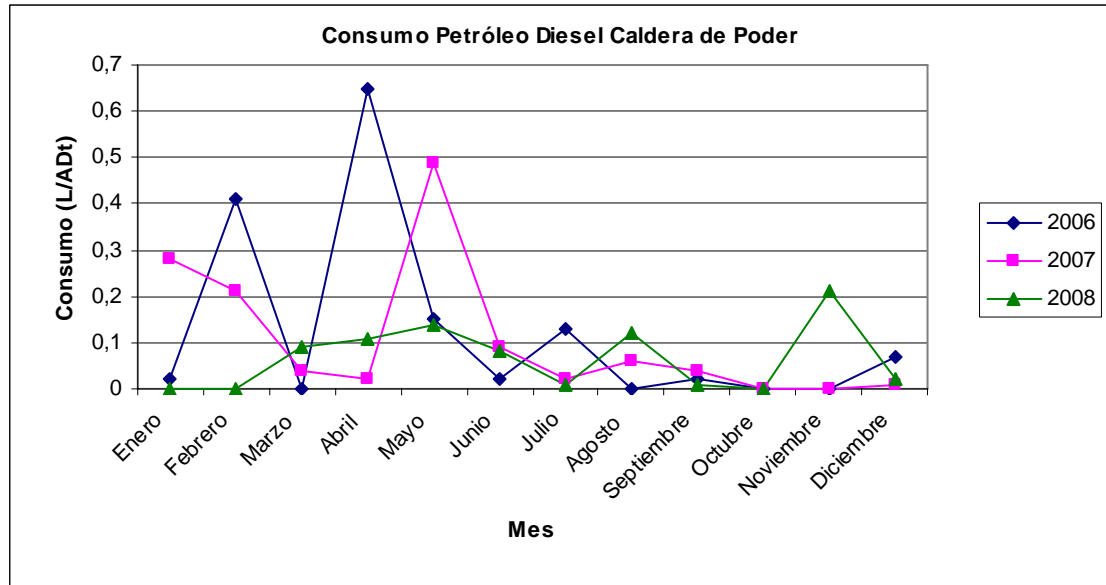


Figura 3.7 Consumo petróleo caldera de poder tres últimos años

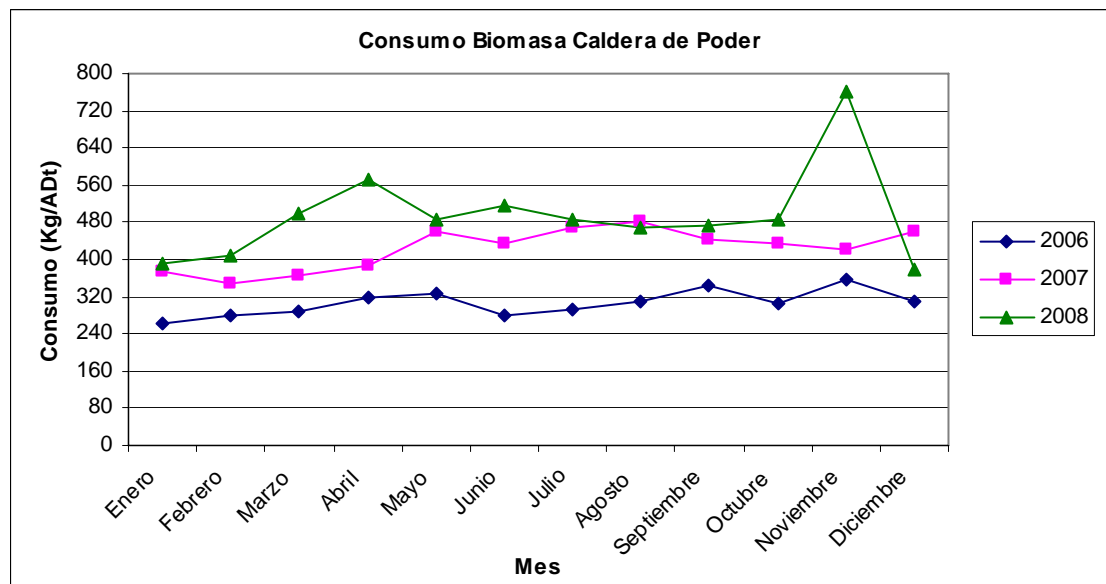


Figura 3.8 Consumo Biomasa caldera de poder tres últimos años

El aumento de la biomasa que se muestra en la Figura 3.8 se debe al ingreso a la caldera de poder del lodo proveniente de la planta de tratamiento de efluentes, a partir del mes de Mayo del 2007.

El grado de sequedad del lodo está directamente relacionado con el poder calorífico que puede presentar, ya que el poder calorífico de lodos secos o con un contenido de humedad de 10% aproximadamente, son aceptables para la incineración, alcanzando valores entre 2.000 y 3.000 kcal/kg si se trata de lodos provenientes de aguas residuales domésticas. [7]

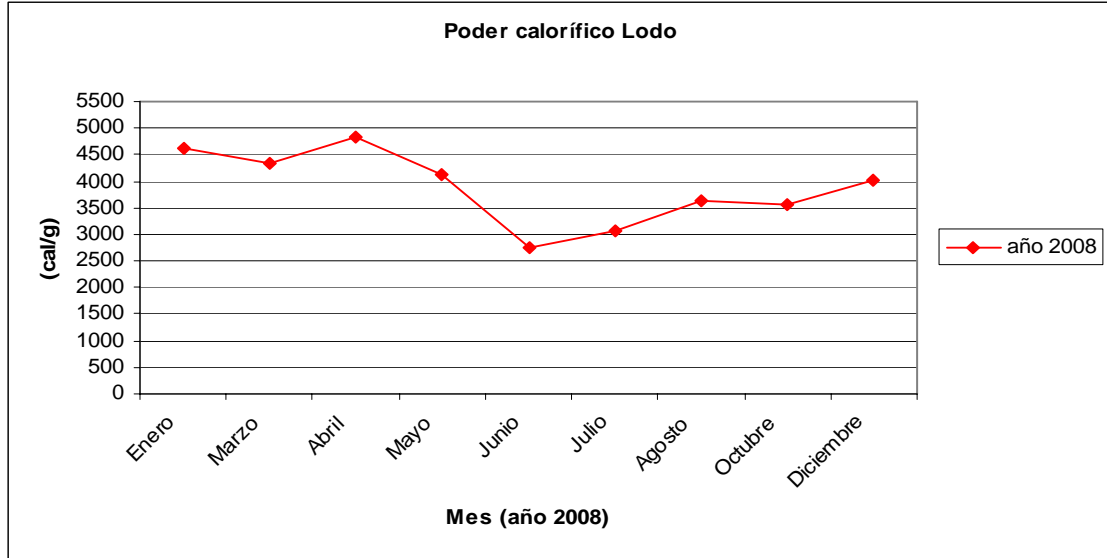


Figura 3.9 Poder calorífico del lodo

El promedio del Poder Calorífico, representado en la Figura 3.9, corresponde a 3.884,95 cal/g.seco, con un mínimo de 2.743 cal/g.seco. La disminución del poder calorífico es debido al aumento de material inorgánico, ya que el lodo a quemar es mezcla del clarificador primario (inorgánico) y el secundario (orgánico).

El valor promedio de los poderes caloríficos, se puede utilizar para calcular mediante la ecuación 3.3 (anexo A), el calor necesario para la reducción térmica de los lodos, considerando la humedad del lodo en peso, y el peso del mismo. Como referencia se tiene que para evaporar 1 kg de agua contenida en el lodo (de plantas de tratamiento de aguas urbanas), se necesita aproximadamente entre 4,0 a 5,0 MJ; necesarios para la combustión de la materia volátil y de combustibles auxiliares. [8]

La Figura 3.10 demuestra que el incremento de la biomasa es aproximadamente directamente proporcional al incremento de la humedad total de la misma.

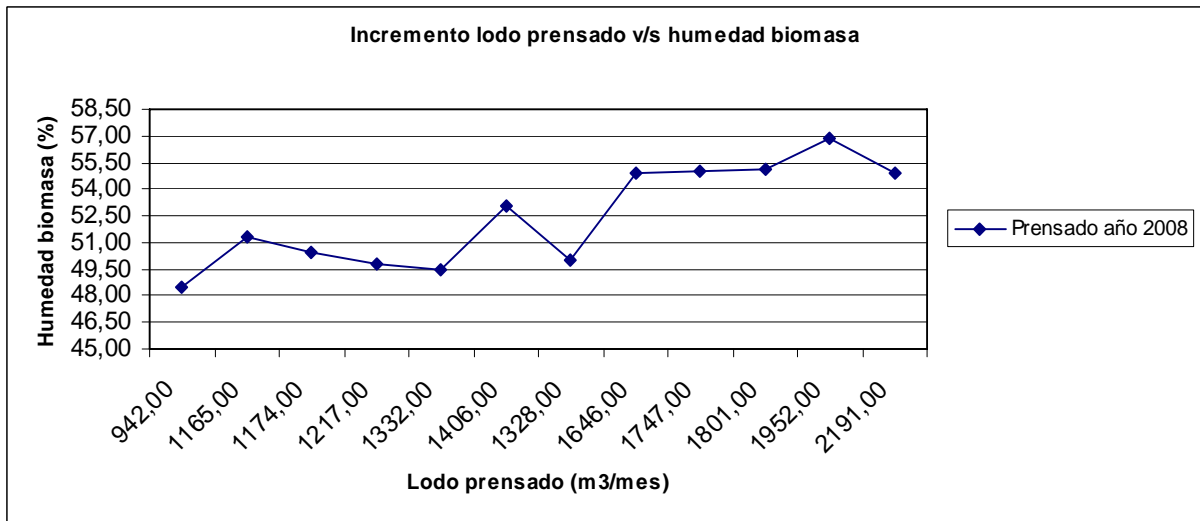


Figura 3.10 Incremento de lodo prensado y humedad biomasa

El lodo aporta aproximadamente el 20% de la humedad de la biomasa, considerando un lodo húmedo de 15 % seco, que corresponde al promedio de la eficiencia de la prensa.

La Tabla 3-3 expone las ventajas y desventajas del proceso de incineración: [9]

	Ventajas	Desventajas
Destrucción térmica de residuos	Potencial integración energética	Complejidad operacional
	Destrucción efectiva de los contaminantes	Generación residuos gaseosos que requieren tratamiento
	Reducción de volumen	Altos costos de operación
	Residuo sólido estable	Monitoreo emisiones gaseosas
	Adecuado para residuos orgánicos peligrosos	Requerimiento de combustibles adicionales

Tabla 3-3 Ventajas y desventajas destrucción térmica de residuos

Una de las ventajas principales de la incineración de los lodos, es la combustión de las materias orgánicas, como se ha señalado anteriormente, y la eliminación total del agua intersticial, convirtiéndose en el proceso que consigue una menor cantidad de producto residual. Este producto residual es básicamente cenizas, constituidas únicamente por las materias minerales del lodo. [10]

La emisión de CO₂ por concepto de utilización de combustible fósil, se calcula mediante los factores de emisión por combustible. El factor utilizado para el Diesel es de 3,12 Kg CO₂/kg Diesel. [11]

El consumo de petróleo Diesel para el año base 2008 fue de 1,3 l/ADt, y el ahorro estimado considerando no ingresar el lodo húmedo es de 26,88%. Se considera un aumento de la eficiencia en la caldera de 10%. [12]

La emisión de CO₂ se calculó en los siguientes casos:

- Caso 1: emisión de CO₂ considerando ingreso de lodo a la caldera de biomasa.
- Caso 2: emisión de CO₂ considerando no ingresar el lodo a la caldera.

La emisión por consumo de combustible se calcula mediante la ecuación 3.2 del anexo A.

La emisión estimada para el caso 1, es de 1206,26 Ton CO₂/año, mientras que para el caso 2 es de 793,82 Ton CO₂/año. Corresponde a una disminución de 34% en las emisiones de CO₂ por año.

Referencias:

1. **Lothar, Max. 1976. Reducción y disposición final de lodos, incineración, relleno, disposición en el terreno. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente.**
2. **Sepellman, Frank R. 1997. Incinerating Biosolids. Technomic Publishing Company.**
3. **Información Celulosa Arauco y Constitución. 2009. Planta Constitución.**
4. **Mandujano, Porfirio. 2001. Digestión Anaerobia de sólidos de alta concentración. Tesis Doctoral Universidad politécnica de Madrid.**
5. **Mena, María Pía. 2008. Legislación sobre lodos en América Latina: un análisis comparativo. XXXI Congreso Interamericano AIDS. Santiago, Chile.**
6. **Van Loo, Sjaak, Koppejan, Jaap. 2008. The handbook of biomass combustion and co firing. Primera edición. Earthscan.**
7. **Colomer, Francisco. 2008. Valorización de lodos digeridos de depuradora, Balance energético. Congreso Nacional del Medio Ambiente. Edición Publicación de la Universitat Jaume I, Castellón.**
8. **Metcalf and Eddy. 1995. Ingeniería de aguas residuales. Editorial Mc Graw Hill. pp. 998-999.**
9. **Zaror, Claudio. 2000. Introducción a la Ingeniería Ambiental para la industria de procesos. Publicaciones Universidad de Concepción. pp. 227-230.**
10. **Lopez, José María. 1989. Digestión Anaerobia de lodos de depuradora. Etapas controlantes y cinética del proceso. Tesis Doctoral en Ciencias Químicas Universidad de Alicante.**
11. **www.conama.cl**
12. **Oelker, Arnulfo. 2010. Calderas y sistemas de agua caliente. Artículo Técnico. www.thermal.cl.**

Capítulo 4: Selección de Proceso alternativo

4.1 Alternativas de Revalorización de lodos:

4.1.1 Oxidación por vía húmeda:

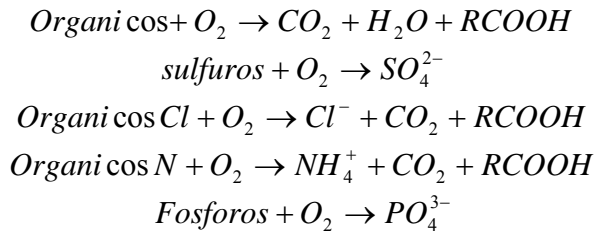
La oxidación por vía húmeda es un proceso parcialmente autotérmico de destrucción de biosólidos aplicable a lodos de concentración mínima de 4% de sólidos; y se basa en el hecho de que cualquier sustancia que es capaz de combustionar, puede oxidarse en presencia de agua entre 250-700 °F (121.11-371,11 °C). [1]

En este proceso se suele utilizar sales metálicas como catalizador para los mismos rangos de temperatura y presión, y en su operación no se requiere un desaguado preliminar o secado, sin embargo las cenizas oxidadas deben ser separadas desde el agua por filtración a vacío, centrifugación, o alguna otra técnica de separación de sólidos.

La característica general de este proceso es la utilización de radicales hidroxilo como agentes oxidantes directos. [2]

Para tratamiento de lodos, no es un proceso muy utilizado, debido a los problemas de corrosión que se generan, elevados costos energéticos, excesivas labores de mantenimiento y problema de olores.[3]

El proceso puede involucrar alguna o todas de las siguientes reacciones: [2]



Este proceso se utiliza cuando la corriente de residuo es demasiado diluida para su incineración, o muy concentrada para un tratamiento biológico. El rango óptimo de DQO (demanda química de oxígeno), es de 20.000-200.000 mg/l; es también adecuado para residuos con altos contenidos refractarios. [4]

Este proceso se clasifica en tres tipos:

- Oxidación húmeda no catalítica: se le conoce como WAO (wet air oxidation), y en este proceso la materia orgánica, soluble o en suspensión, se oxida con oxígeno disuelto procedente de aire o corrientes gaseosas que estén enriquecidas con oxígeno. Químicamente, transcurre por vía radicalaria, es decir, que los radicales formados a partir del oxígeno reaccionan con la materia orgánica. La oxidación húmeda no catalítica se caracteriza por la formación de ácidos carboxílicos como productos finales no mineralizables, los cuales corresponden a los ácidos fórmico, acético y oxálico. La proporción de estos compuestos es variable, ya que depende de los parámetros de diseño del proceso, pero típicamente representa el 5-10% del carbono orgánico total del efluente inicial. El proceso se lleva a cabo a temperaturas entre 150-350 °C, y en

rangos de presiones de 20-200 bar. La configuración característica del proceso WAO, es representada en la Figura 4.1.

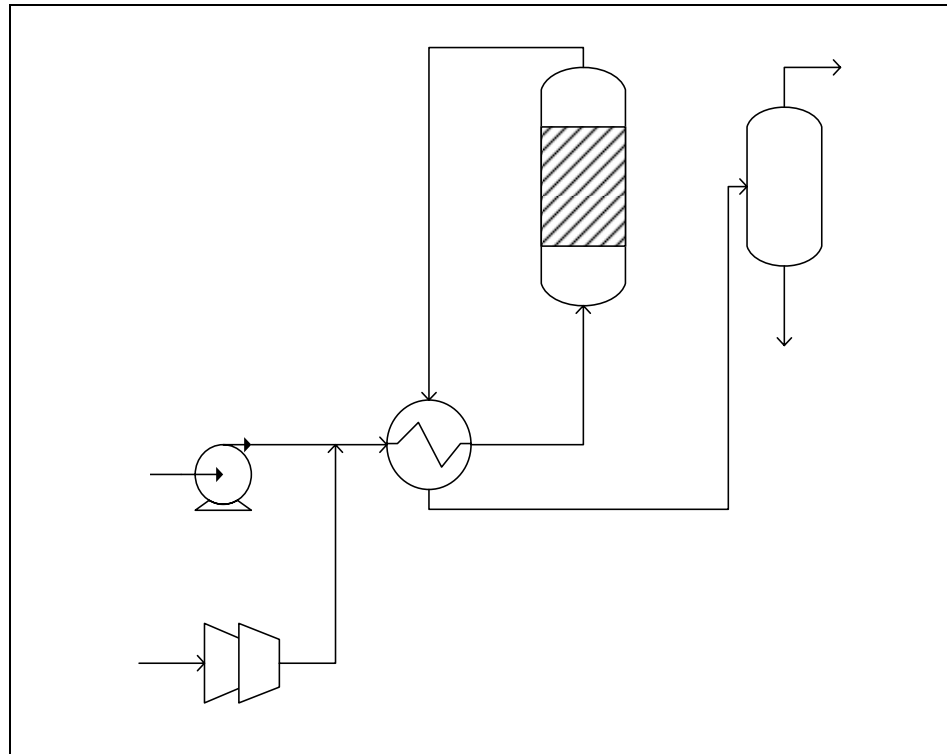


Figura 4.1 Configuración WAO

- Oxidación húmeda catalítica: Si se requiere alcanzar una tasa de mineralización alta, el proceso se lleva a cabo en presencia de catalizadores. Los catalizadores son utilizados para acelerar la velocidad de reacción de degradación de la materia orgánica, y permite la operación en condiciones de temperatura y presión más moderadas que las involucradas en la oxidación húmeda no catalítica. Suelen ser metales u óxidos metálicos soportados.

El proceso CWAO (catalitic wet air oxidation), se desarrolla a presiones en el rango 15-50 bar (14,80-49,34 atm) y a temperatura comprendida entre 120 °C y 250 °C, la cual es función esencialmente del tipo de catalizador.

El tiempo de residencia va desde 30 minutos hasta 90 minutos.

Residuo a tratar

- Oxidación húmeda supercrítica: En los procesos descritos anteriormente, WAO y CWAO, el oxidante primario debe atravesar la interfase gas-líquido, con lo que se impone una limitante al diseño, ya que debe tenerse presente una limitación a la velocidad de transferencia de masa.

Al sobrepasar el punto crítico del agua, desaparece la diferencia entre las fases, a su vez, los coeficientes de transporte alcanzan valores elevados, por lo que se consigue operar a velocidades de oxidación elevadas.

Aire

Uno de los problemas más recurrentes en el proceso SWAO (supercritical wet air oxidation), es respecto al agua supercrítica, donde la solubilidad de muchos compuestos inorgánicos es pequeña, por lo que las sales tienden a depositarse en el reactor y en las distintas conducciones, ocasionando problemas de erosión y taponamiento.

El proceso es rentable para desechos acuosos orgánicos con concentraciones en el rango de 1 a 20 % en peso. [4]

La configuración tipo de un proceso SWAO es representada en la Figura 4.2.

Este sistema permite tratar:

- a) compuestos orgánicos tóxicos y refractarios que se degradan fácilmente a temperaturas entre 400 y 650 °C, con tiempos de residencia muy pequeños que varían entre 30-90 segundos.
- b) efluentes con contaminantes muy diversos, donde se incluyen metales, los cuales son transformados en sus óxidos.

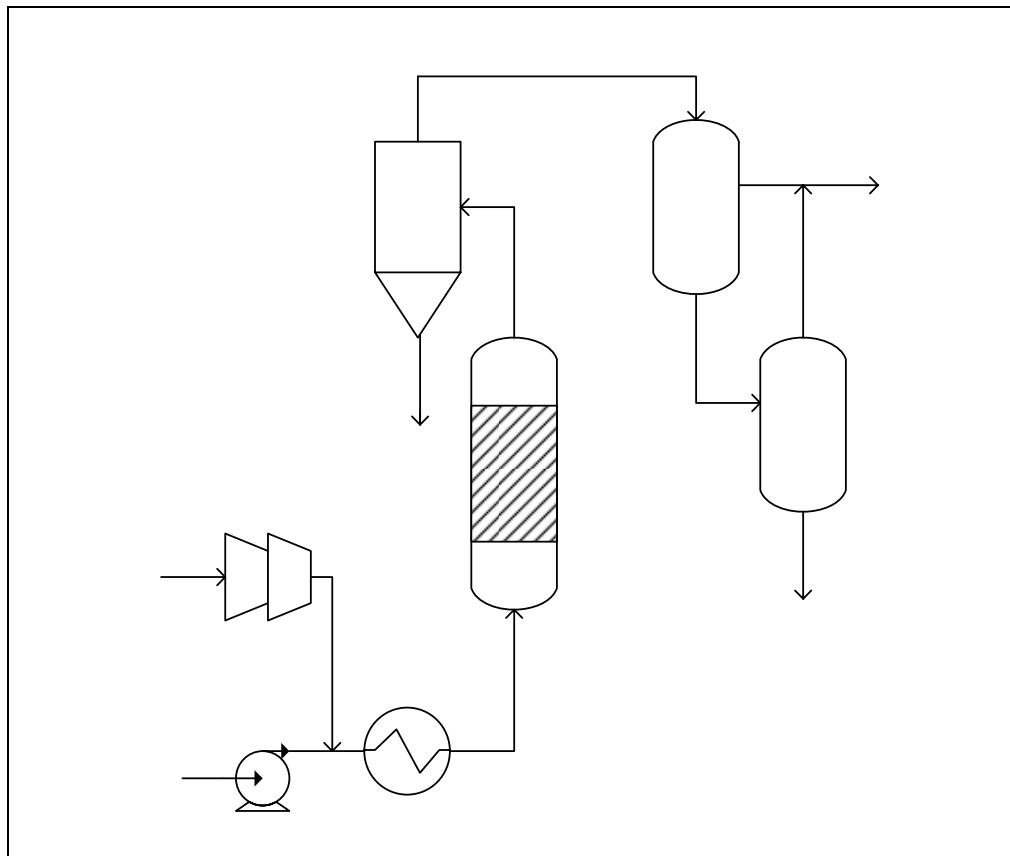


Figura 4.2 Configuración SWAO

La Tabla 4-1 presenta un resumen de las tres clasificaciones del proceso de oxidación por vía húmeda y sus principales condiciones de proceso.

Tratamiento	Temperatura	Presión	Rendimiento	Limitaciones
WAO	150-350 °C	20-200 bar	75-90%	DQO inicial 500-15.000 mg/l Mineralización no completa
CWAO	120-250 °C	15-25 bar	75-99%	DQO inicial > 10.000 mg/l Dependiente del catalizador
SWAO	400-650 °C	> 250 bar	> 99%	DQO inicial > 50 g/l DQO Medio de reacción corrosivo

Tabla 4-1 Resumen oxidación por vía húmeda

Las derivaciones del proceso de oxidación por vía húmeda y sus usos en los diversos procesos industriales se encuentran explicadas en el anexo B, en el punto B.2.

4.1.2 Compostaje:

El compostaje es la descomposición biológica de la materia orgánica bajo condiciones aeróbicas controladas.

Como principal objetivo se tiene la transformación de un residuo biodegradable en un material estable denominado compost. De manera secundaria se tiene:

- La reducción del potencial de los residuos que producen daños a la salud y al medioambiente.
- Valorización de la materia orgánica mediante su transformación en compuestos húmicos estables, para acondicionamiento y regeneración de suelos.

En este proceso el 20% a 30% aproximadamente de los sólidos volátiles son transformados en dióxido de carbono y agua, a temperaturas entre 50-70 °C. A estas temperaturas la mayoría de los patógenos son destruidos. [5]

La sucesión microbiana durante el compostaje es muy rápida y conlleva una población de microorganismos muy variada. Esta sucesión corresponde a la siguiente:

- Fase mesofílica (20-40 °C): La degradación activa de la materia orgánica ocurre durante esta etapa, la cual es dominada mayormente por bacterias y hongos termotolerantes. También se encuentran bacterias fermentativas como *Leuconostoc* y *Pediococcus*.
- Fase termofílica inicial (40-60 °C): Se caracteriza por el incremento en el número de bacterias termofílicas, actinomicetos y hongos. Los actinomicetos y hongos son muy importantes en la degradación de complejos orgánicos como la celulosa y la lignina.
- Fase termofílica (60-80 °C): Existe una diversa comunidad de microorganismos presentes, en donde se destaca las bacterias termofílicas formadoras de esporas como *Bacillus stearothermophilus*, *B. thermoglucosidasius*, *B. pallidus* o *B. thermodenitrificans*. Las bacterias termofílicas actúan en la degradación de carbohidratos y proteínas.
- Fase de enfriamiento y maduración: En esta etapa la temperatura llega hasta la temperatura ambiente, y se desarrollan las bacterias implicadas en los ciclo de carbono, nitrógeno y azufre, como también diversas uniones de mesofílicos/termofílicos actinomicetos y hongos.

Los microorganismos presentes actúan en la mineralización del compost y su maduración.

El circuito de los nutrientes (C, N y S), involucra la fijación de nitrógeno, nitrificación, oxidación de hidrógeno y oxidación de sulfuro. [6]

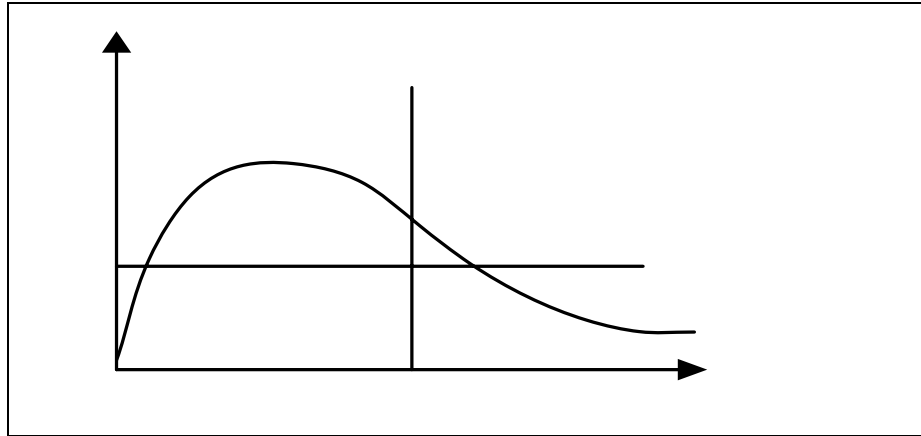


Figura 4.3 Comportamiento del compostaje

El comportamiento del compostaje respecto a la temperatura y el tiempo está representado en la Figura 4.3.

Los factores más importantes que afectan la descomposición de la materia orgánica en el compostaje son el oxígeno, temperatura y humedad.

El compostaje es un proceso esencialmente aeróbico, a pesar de la existencia de bacterias anaerobias, y éste se provee de tres maneras distintas: por volteos de la pila, ya sea manual o mecánicamente, por la correcta construcción de la pila, que permita al aire difundirse, o mediante un sistema que aspira o insufla aire a través de la pila.

La temperatura es un factor importante en el proceso de compostaje, y es el resultado de la actividad microbiana.

En relación a la humedad, el contenido óptimo para realizar compostaje está entre 50-60 % de agua, y el contenido resultante en el compost final es de 40% a 50%. [5]

La aireación es un parámetro de control, el cual afecta al grado de oxígeno necesario en el proceso, y controla la temperatura del compost. Remueve el exceso de humedad y gases. Debido a esto se debe contar con una frecuencia de volteado del compost para controlar la distribución homogénea de sustrato, agua y aire. [6]

La humedad y aireación están relacionadas íntimamente, ya que debido al exceso de humedad, el espesor de la película de agua que rodea las partículas es de un valor alto (> 0.5 mm), impidiendo que el oxígeno se difunda con eficacia hasta la superficie de las partículas, en donde los microorganismos tienen la mayor parte de la actividad biológica. En este caso, se crean condiciones anaeróbicas, lo que es nefasto para las bacterias aerobias, ya que pueden sobrevivir en concentraciones de oxígeno desde un 5%.

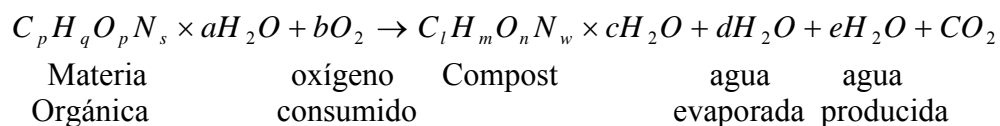
Otros factores que limitan el compostaje son el pH y los nutrientes. El rango de pH óptimo para el proceso se encuentra entre 6-9. Un pH fuera de estos márgenes provoca:

- Paralización del proceso
- Generación de olores

Respecto a los nutrientes, el carbono y nitrógeno juegan un rol fundamental, ya que son esenciales para la actividad y crecimiento de los microorganismos. El carbono es la principal fuente de energía, y el nitrógeno es necesario para la síntesis celular.

Hay otros elementos, en menores cantidades, que requieren los microorganismos: Cu, Ni, Mo, Fe, Mg, Zn y Na, necesarios para las funciones enzimáticas. [7]

En un esquema de ecuación química, con reactantes y productos, el proceso aeróbico de compostaje se puede representar de la siguiente manera:



En la Figura 4.4, se representa tres principales factores que actúan sobre la materia orgánica: agua, microorganismos y oxígeno; se tiene además el mismo número de productos: compost, calor y productos de la descomposición.

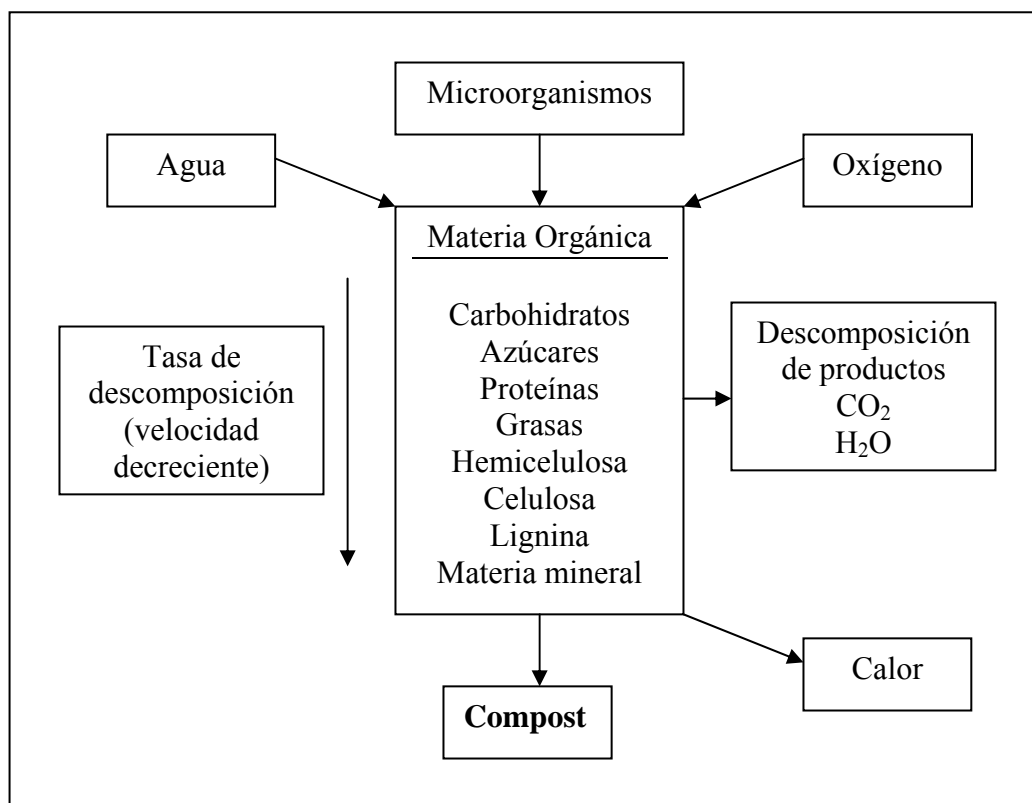


Figura 4.4 Proceso del compostaje

El proceso de compostaje se puede llevar a cabo de dos maneras; como un sistema abierto, en pilas estáticas aireadas o pilas volteadas, o como sistemas cerrados, donde se dividen en dos grandes categorías, flujo pistón y de lecho agitado. [3]

a) Sistema abierto:

- Pila estática aireada: Este sistema consiste en una red de tuberías en donde se conduce el aire a través de la mezcla de lodo a compostar y material de soporte agregado, los cuales se encuentran sobre la distribución de tuberías. El tiempo de compostaje es alrededor de 21 a 28 días, y se deja madurar por otros 30 días más. Este sistema es aplicado a lodos, ya que son materiales homogéneos que no requieren mezcla y removido. Este tipo de pila no se debe alterar hasta la finalización de la etapa activa del compostaje. La altura de las pilas varía entre 2-2.5 m.
- Pilas volteadas: Estas pilas se mezclan y voltean constantemente durante el transcurso del compostaje. El tiempo de compostaje es similar a las pilas anteriores, es decir de 21 a 28 días. En algunas aplicaciones se adiciona la aireación mecánica. La frecuencia de volteado va directamente relacionada con la temperatura, y se voltea las veces necesarias para que la temperatura esté sobre o se mantenga alrededor de los 55 °C. Esta operación está acompañada de los olores desagradables expelidos por la degradación de la materia orgánica. Las dimensiones de estas pilas están entre 1-2 m de altura y 2-4,5 m de ancho en la base.

b) Sistema Cerrado:

- Flujo pistón: Este sistema se describe por la posición relativa de las partículas de la matriz a compostar, la cual permanece idéntica a lo largo del proceso. Su funcionamiento se ejemplifica en el hecho de que la primera partícula en entrara al proceso, es la primera en salir.[3]
- Lecho agitado: Este tipo de sistema corresponde a uno dinámico, donde el material a compostar se mezcla mecánicamente durante el proceso. [3]

En ambos sistemas de compostaje, las etapas del proceso físico son las mismas:

- Mezcla del lodo deshidratado con un material de enmienda o soporte.
- Aireación de la pila de compostaje.
- Recuperación, si es posible, del material de soporte.
- Maduración adicional y almacenamiento.
- Evacuación final.

El material de enmienda es un material orgánico que se le agrega al sustrato a comportar, para obtener un producto de menor peso y principalmente para aumentar el volumen de huecos, que va en directo beneficio de la aireación. También se utiliza para aumentar la cantidad de materia orgánica presente en la mezcla.

Los materiales de enmienda de uso frecuente son: aserrín, paja, compost reciclado y cáscaras de arroz. Se les conoce comúnmente como abonos.

En cambio, el material de soporte puede ser orgánico o inorgánico, y sus principales funciones son: proporcionar soporte estructural a la pila y aumentar, al igual que en material de enmienda, la porosidad de la mezcla, con el fin de mejorar la difusión en la aireación. El material de este tipo más utilizado son las astillas de madera, ya que se pueden recuperar y reutilizar, como se señala en las etapas del proceso físico.

Del proceso se obtienen tres productos:

- Compost fresco: Se obtiene cuando aún no se ha completado la etapa de maduración. Debe existir una relación de C/N de 25-30, y su manipulación está en relación a la aireación que se debe efectuar para que no se pudra.
- Compost maduro: Tiene un alto grado de humificación, compatible con los sistemas radiculares. La relación presente de C/N es menor a 20.
- Compost: Corresponde a la materia ya estabilizada e higienizada obtenida mediante la descomposición aeróbica, incluyendo la fase termofílica.

Los principales criterios de estabilidad y madurez aplicados al compost son:

- La continuidad de la actividad microbiana, por medio de mediciones tales como DQO y carbono hidrosoluble.
- Generación de malos olores.
- Autocalentamiento, generación de calor por actividad microbiana.
- Estabilización de las propiedades químicas, principalmente intercambio iónico y pH.
- Máximo grado de humificación, lo que conlleva un empobrecimiento en ácidos fúlvicos.

4.1.3 Co-Firing:

Es una opción de bajo costo para la conversión de biomasa de manera eficiente y limpia en electricidad, por la adición de ésta como sustituto parcial de combustible en equipos como las calderas.

En el caso del tratamiento de lodos, el co-firing o co-incineración es la incineración conjunta de lodos provenientes de tratamientos de aguas residuales con residuos sólidos urbanos.

No todos los lodos son aptos en este proceso, ya que los que contengan entre 70-80% de humedad resultan ineficaces para la producción de energía. [3]

Su principal ventaja, al igual que en la incineración, es la reducción consistente del volumen de los residuos, debido a la aplicación de calor, el cual destruye y desintegra la materia. No existe un 100% de eliminación de la materia, ya que igualmente existen residuos sólidos y cenizas que son el resultado de la combustión total o incompleta, además de las partículas que quedan atrapadas en los filtros de emisión de contaminantes atmosféricos, que hacen necesario el uso de áreas de depósitos de éstas.

El proceso de co-firing se clasifica como:

- Co-firing directo: Implica la alimentación directa de la biomasa en el horno, específicamente en el sistema de quemado del carbón, si se utilizase ese combustible. Existen tres opciones para este proceso:
 1. La primera opción involucra la mezcla del biocombustible con el carbón, generalmente dentro del sistema de transporte del carbón. La mezcla de los combustibles es luego procesada a través de la instalación de la molienda del carbón y el sistema de tiro.
Es la opción más simple y barata.
 2. La segunda opción consiste en el manejo, medición y trituración por separado de los biocombustibles, y la inyección de combustible pulverizado en las tuberías, por sobre o en los quemadores. Esta opción permite el co-firing a elevados niveles.
 3. La última opción, al igual que la anterior, conlleva el manejo y trituración por separado de los biocombustibles, pero con la combustión a través de una serie de quemadores exclusivos. Se deben realizar modificaciones en los equipos de combustión y el horno, constituyendo así el alto costol directo que involucra esta opción.
- Co-firing indirecto: Involucra la gasificación de la biomasa y la producción de gas combustible en el horno. El producto más importante del proceso de gasificación es un gas combustible bajo poder calorífico, el cual depende directamente del contenido de humedad del combustible. Otros productos de importancia son:

1. Toda la ceniza de la biomasa, incluyendo metales alcalinos y traza.
2. Especies orgánicas condensables.
3. Compuestos de Cl, N y S.

Una de las principales claves del proceso es el grado de limpieza del gas combustible antes de la co combustión en el horno.

- Co-firing paralelo: Involucra la instalación separada de una cámara de combustión y una caldera para la biomasa, para así producir vapor, el cual es utilizado en el circuito de la planta de quemado del carbón.
Entre las ventajas de este proceso, está la posibilidad de usar combustibles con altos contenidos de metales alcalinos y cloro. La principal desventaja es alto costo del proceso y del capital invertido, mayor que el co-firing directo.

4.1.4 Digestión Anaerobia:

Como se presentó en el capítulo dos, la digestión anaerobia es un proceso que se utiliza tanto para el tratamiento de aguas residuales de manera directa, como para la digestión de lodos; específicamente el tratamiento de los lodos producidos en los procesos aeróbicos, reduciendo su volumen final y estabilizándolos biológicamente, aprovechando a su vez el potencial energético. [9]

Los principales productos de la digestión anaerobia son gases, principalmente CH_4 , CO_2 , pequeñas cantidades de H_2S , mercaptano e hidrógeno. [10]

La composición del gas producido, denominado biogás, está en directa relación con el tipo de alimentación al proceso.

Actualmente existen cinco tipos de configuraciones para este tipo de digestión:

- **Lagunas Anaeróbicas:** Sistema anaeróbico más antiguo en uso. Esta laguna se encuentra recubierta por un material plástico el cual mantiene las condiciones anóxicas, recolecta el CH_4 y controla los malos olores. Las bacterias anaeróbicas que crecen y desarrollan, se mantienen suspendidas debido a la convección proporcionada por los gases generados.
- **Sistemas de Contacto.** Este sistema es similar al sistema de Lodos Activados, pero en condiciones anaeróbicas. Su principal ventaja es que los sólidos adsorbidos en los lodos biológicos poseen largos tiempos de residencia, produciéndose su hidrólisis.
- **Sistema de flujo ascendente (principalmente U.A.S.B.):** Entre la gran variedad de reactores anaeróbicos existentes, el U.A.S.B. es el más utilizado en Latinoamérica, y su principal concepto es retener altas cantidades de biomasa mediante la formación de lodos granulares, debido al régimen de flujo ascendente que evita la acumulación de los lodos dispersos.
- **Biofiltro anaeróbico:** No son muy utilizados debido al alto costo del empaque sintético.
- **Lechos fluidizados:** Las bacterias se encuentran adheridas a la superficie de las partículas de arena, donde se mantienen en suspensión. Este proceso es el que opera con mayor carga volumétrica, y con eficiencias de remoción de DBO entre 80%-90%.

Los parámetros generales con los que se analiza un sistema anaeróbico son:

1. pH: Debe ser el apropiado para el crecimiento de todas las bacterias involucradas.
2. DQO remanente: el cual depende del grado de eficiencia del equipo.
3. Producción de metano y ácidos volátiles: Se analiza ante posibles limitaciones o inhibiciones del proceso.

4.2 Selección de Alternativa:

La selección de la alternativa a implementar proviene del conjunto de procesos que en forma general se expusieron en los puntos anteriores: procesos térmicos como oxidación por vía húmeda y co-firing; procesos de índole biológico-químico, como es el compostaje y la digestión anaerobia.

Todos los procesos tienen como punto común el tratamiento de biosólidos, en específico la reducción de su volumen.

El sistema actual de tratamiento de efluentes, analizado en el capítulo anterior, es un sistema aeróbico con altas producciones de lodo, el cual posteriormente se quema en conjunto con aserrín y corteza descartadas, en la caldera de poder o biomasa. Por lo que los procesos involucrados actualmente, corresponden a digestión aeróbica y posterior incineración de residuos. Este sistema de tratamiento produce altas cantidades de lodo biológico no estabilizado, por lo que la reducción o eliminación de su volumen es de vital importancia, considerando que la planta Constitución opera las 24 horas del día.

La incineración de la biomasa posee dos ventajas principales:

- La reducción de la biomasa alimentada es de alrededor de un 95%.
- Existe la posibilidad de integración energética, es decir la utilización de la energía producida, ya sea para otros procesos involucrados como para la venta directa de ésta.

Como desventajas críticas se tiene:

- La necesidad de combustible adicional, principalmente petróleo, para la incineración eficiente de la biomasa.
- Altos requerimientos de mantención.

La búsqueda de una nueva alternativa de eliminación de residuos, que provea similares beneficios y menores costos, se debe a la necesidad de un proceso eficiente, como lo es la recuperación del agua de proceso y de los químicos utilizados en la producción de celulosa.

La oxidación por vía húmeda y el co-firing, mantienen la línea de la incineración, ya que se elimina biomasa y se produce energía reutilizable o transformable a energía eléctrica. Las desventajas de ambos procesos son: costos elevados en implementaciones de nuevos equipos y la mantención constante de los equipos, debido principalmente a la corrosión. Cada proceso posee variantes y rangos de operación distintos.

En la oxidación por vía húmeda se tienen tres variantes: la oxidación húmeda no catalítica (WAO), oxidación húmeda catalítica (CWAO) y la oxidación húmeda supercrítica (SWAO).

Esta alternativa en general, conlleva diversos problemas de operación, en específico la alta concentración del líquido de recirculación producido, problemas de olores y corrosión para el tratamiento de lodos.

Siendo un proceso con rangos de operación tan amplios, permite el tratamiento de diversos compuestos; por ejemplo en el proceso SWAO, se pueden tratar compuestos orgánicos tóxicos y refractarios, y efluentes con contaminantes muy diversos, incluyendo metales.

Es un proceso de avanzada tecnología, pero que debe contar con los equipos apropiados, que soporten las condiciones de operación. En este caso, el lodo producido no cuenta con la

cantidad óptima de DQO, ni con una composición tóxica o elementos corrosivos y refractarios, que justifiquen el cambio del sistema térmico imperante.

El sistema de tratamiento co-firing, es la combustión de carbón u otro combustible (petróleo) de alto poder calorífico, en conjunto con biomasa de diverso origen y composición.

Los altos contenidos de cenizas y humedad por parte de la biomasa, pueden causar problemas en la combustión. Por ejemplo, la alimentación al proceso con tortas de lodos de humedad entre 70 %-80 %, conlleva a un proceso ineficaz. Por lo que se debe secar o desaguar previamente el lodo.

El aporte calorífico depende de la biomasa que se mezcla con el combustible principal; y a su vez, la recuperación energética es también variable: [11]

Combustible	Valor calorífico de los volátiles (kJ/kg materia volátil)	Materia volátil (% masa)	Calor aportado por materia volátil (%)
Carbón	31.375	36,8	36,3
Madera	14.773	79,5	64,2
Restos de arroz	15.945	78,8	64,5
Neumáticos	42.360	69,8	75,0
Aserrín	17.994	84,5	75,5
Abono	18.256	82,8	73,3

Tabla 4-2 Poder calorífico de diferentes substratos

El sistema de co-firing aplicable a la biomasa de la planta Constitución, es similar al sistema de incineración, por lo que no representa un cambio trascendental en las actuales condiciones de proceso ni de recuperación de energía; pues en este caso, se co-incinera la biomasa y el petróleo diesel.

El compostaje y la digestión anaerobia, son procesos de mayor sensibilidad debido a los microorganismos que intervienen en ambos, pero de menor complejidad tecnológica, menores costos de mantención y de equipamiento. Mientras que los procesos exclusivamente térmicos necesitan equipos de alto costo y mantención constante por la posibilidad latente de corrosión, controles de gases eliminados a la atmósfera, acondicionamiento físico de la biomasa; los sistemas biológicos no requieren equipos sofisticados, ni mantenciones continuas. Si requieren un control sobre parámetros que afecten directamente el crecimiento, desarrollo y actuar de los microorganismos: pH, carga orgánica, temperatura y nutrientes.

La reducción de la biomasa no alcanza los altos rangos de los procesos térmicos, es más bien un proceso gradual, natural y de poco impacto al medio ambiente.

De estos procesos se obtienen subproductos utilizables como son el compost, en el caso del compostaje; y el biogás en la digestión anaeróbica.

El compostaje es la descomposición de la materia orgánica en un producto estable denominado compost, donde la biodegradación se produce a través de la evolución de la temperatura.

Los factores más importantes de control en este proceso son: la aireación, temperatura, humedad y los niveles de posibles compuestos tóxicos.

El compost producido puede ser utilizado en diversas áreas, como fertilizante e incluso como alimento para los peces en acuicultura. Debido a las temperaturas de proceso se inactivan los patógenos, y se transforman los compuestos orgánicos de nitrógeno y fósforo en compuestos inorgánicos aprovechables en la producción agrícola.

Es posible este tratamiento para el lodo biológico proveniente del sistema Lodo Activado, ya que corresponde a un lodo tipo A, como se señala en el punto 3.2.1 del capítulo 3, adecuado para el uso en suelo agrícola. Como no se encuentra estabilizado por completo, este tratamiento podría reducir el volumen de lodo, estabilizarlo y obtener un compost inclusive más rico en nutrientes que el mismo lodo biológico.

Las desventajas de este tratamiento son:

- producción de olores desagradables
- utilización de grandes extensiones de terreno
- producción de percolado el cual se genera bajo la pila.

Por último, está la digestión anaeróbica, proceso de degradación en ausencia de oxígeno, el cual produce biogás. El biogás es un gas compuesto principalmente por metano, y en menor medida por CO₂.

El metano es de alto poder calorífico, que lo hace atractivo respecto a generación de energía.

Los sistemas anaeróbicos producen menos biomasa que un sistema aeróbico, imponiéndose al compostaje. Si el proceso se desarrolla de manera eficiente y controlada, no permite la generación de malos olores, ni tampoco se necesita mediciones exhaustivas de los gases generados, como en los procesos térmicos.

A través de los sistemas anaeróbicos se permite obtener:

- Menor biomasa generada y estabilizada.
- Biogás.
- Recuperación del agua desde el efluente.

En este proceso los requerimientos energéticos son nulos, ya que incluso el biogás producido es utilizado para elevar y mantener la temperatura hasta la requerida en la operación.

Los equipos donde se produce la reacción son diversos, al igual que los procesos; son simples y de costos menos elevados que un equipo térmico, como un incinerador o caldera.

En específico, para el tratamiento de los lodos de la planta Constitución, es la mejor alternativa ya que:

- Disminuiría el volumen del lodo generado en el sistema anaeróbico
- Produce biogás, utilizable en la producción de energía.
- El ingreso al reactor anaeróbico o digestor, sería directo desde la purga, eliminándose el uso de la prensa.
- Los requerimientos de nutrientes son pequeños
- Se produce una biomasa estabilizada, utilizable como compost
- La utilización de petróleo en la caldera se vería mayoritariamente disminuída, ya que el gran aporte de humedad sería eliminado.
- No requiere condiciones de temperatura y presión extremas.

Los usos del biogás generado y los requerimientos de tratamiento de éste, se explican en las Figuras 4.5 y 4.6 . [12]

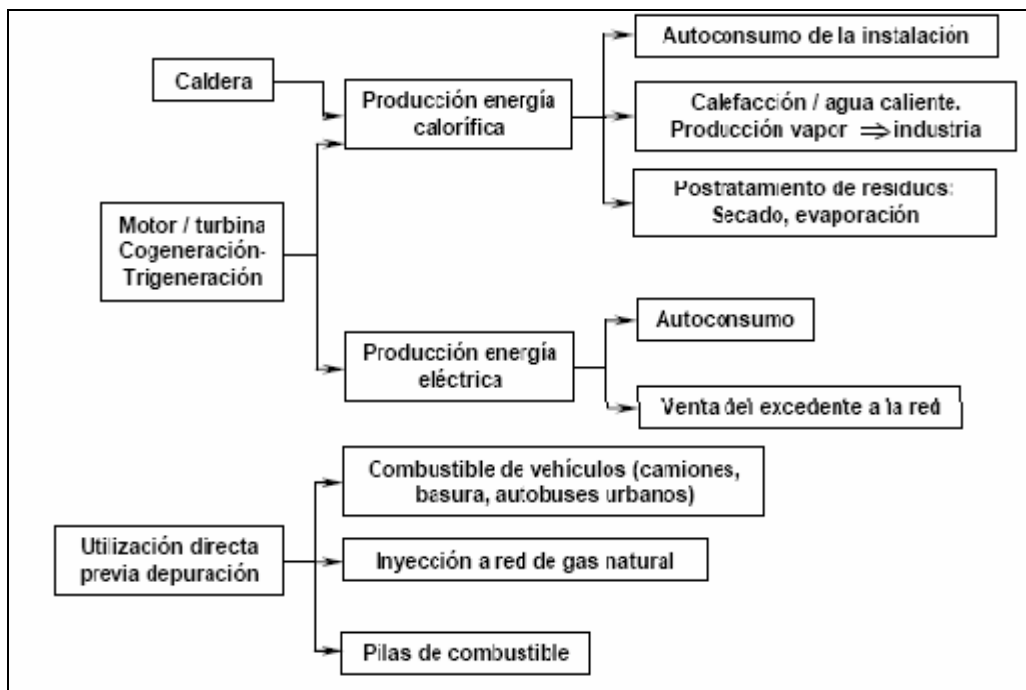


Figura 4.5 Alternativas del uso del biogás

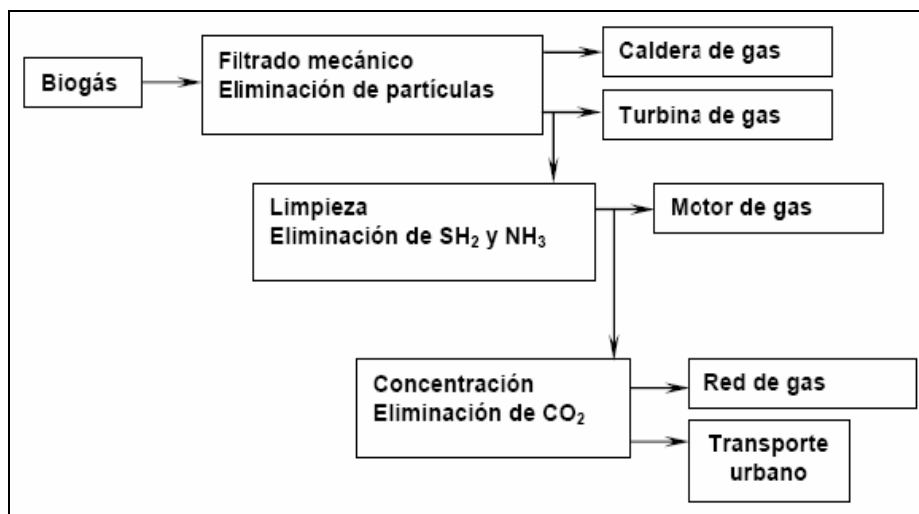


Figura 4.6 Proceso de tratamiento del biogás para uso determinado

La Tabla 4.3 consiste en un cuadro resumen de las cuatro alternativas investigadas, sus principales características, condiciones de proceso y resultados esperados.

Tecnología		Oxidación vía húmeda	Compostaje	Co-firing	Digestión anaerobia
Definición proceso		Proceso autotérmico de destrucción de biosólidos con concentración mínima de 4%.	Descomposición biológica de la materia orgánica bajo condiciones aeróbicas	Proceso de incineración conjunta, entre combustible tradicional y biomasa	Proceso biológico de degradación en ausencia de oxígeno, el cual produce CH ₄
Tipo de proceso		Térmico	Bioquímico	Térmico	Bioquímico
Eficiencia reducción biomasa		75 % - 99 %	50 %- 60 %	90%	25%-45%
Productos obtenidos		Cenizas-gases-líquidos	Compost	Cenizas-gases	Compost-biogás
Requerimientos operacionales	T^a	450 °F-640 °C	50 °C-70 °C	= a incineración	20 °C-45 °C ^{**}
	Presión	1200 psig-1600 psig	atmosférica	= a incineración	atmosférica
	pH	-----	6-9	-----	7,0-7,2
	Materia orgánica	DQO=20.000-200.000 mg/l	C/N = 25:1 ^{***}	Cualquier biomasa	Cualquier biomasa no estabilizada
	Requiere Combustible	Si	No	Si	No
Requerimiento extra		Requiere acondicionar la temperatura del biosólido. Uso de catalizadores.	Aireación y volteo de la pila constante.	Requiere desaguado o secado previo	Purga constante del reactor anaeróbico
Produce energía		Si	No	Si	Si
Agresividad Ambiental		Problemas de olores y gases producidos.	Problemas de olores	Problemas de olores y gases producidos.	-----
Complejidad Tecnológica[*]		Alta	Baja	Alta	Baja
Complejidad tecnológica respecto proceso actual		Mayor	Menor	Igual	Menor

* Considerando un proceso óptimo

** Rango mesofílico

*** Bitton, pp.330.

Tabla 4-3 Características de las alternativas investigadas

Referencias:

1. **Cheremisinoff, Nicholas. 2002. Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies. Editorial Butterworth-Heinemann.**
2. **Círculo de Innovación en Tecnologías Medioambientales y Energía. 2006. Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. Elecé Industria Gráfica.**
3. **Metcalf and Eddy. 1995. Ingeniería de aguas residuales. Editorial Mc Graw Hill.**
4. **American Society of Civil Engineers. 2007. Remediation Technologies for Soils and Groundwater. EWRI.**
5. **Shun Dar Lin. 2007. Water and Wastewater Calculations Manual. Editorial Mc Graw Hill. pp. 826-827.**
6. **Bitton, Gabriel. 2005. Wastewater Microbiology. Tercera Edición, Editorial Wiley-Liss.**
7. **Epstein, Eliot.1996. The Science of Composting. CRC Press**
8. **Van Loo, Sjaak, Koppejan, Jaap. 2008. The handbook of biomass combustion and co firing. Primera edición. Earthscan. pp. 206-208**
9. **Zaror, Claudio. 2000. Introducción a la Ingeniería Ambiental para la industria de procesos. Publicaciones Universidad de Concepción. pp. 217-220.**
10. **Ramalho, Rubens. Tratamiento de Aguas Residuales. Editorial Reverté. pp. 503-505.**
11. **Sami, M.;Annamalai, K; and Wooldridge, M. 2001. Co-firing of coal and biomasa fuel blends. Progress in Energy and Combustión Science. N° 27, pp. 186**
12. **Montes, María Estela. 2008. Estudio técnico-económico de la digestión anaerobia conjunta de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y lodos de depuradora para la obtención de biogás. Tesis Doctoral, Universidad Politécnica de Madrid. pp. 47-48.**

Capítulo 5: Diseño de Proceso

5.1 Desarrollo alternativa: Digestión Anaerobia de lodos

El tratamiento anaerobio posee una baja producción de exceso de lodo estable, además de un requerimiento bajo de nutrientes, ya que en un sistema anaerobio sólo un 10% de la materia orgánica se convierte en lodo estable. [1]

Una gran ventaja por sobre un sistema de tratamiento aerobio es la ausencia de requerimientos de energía para la aireación, y en este mismo ámbito, se origina energía a través de la producción de metano.

El control de este proceso se enfatiza sobre las bacterias anaerobias, principalmente las metanogénicas, las que son muy susceptibles de inhibición por parte de ciertos compuestos, temperatura y pH, como se señaló en el punto 2.3.4. También la alimentación debe poseer ciertas características, ya que un lodo no adaptado a los requerimientos del sistema diseñado, aumenta los tiempos de proceso.

Existe post tratamiento, si es que al lodo digerido se le debe remover la materia orgánica resistente, amonio y compuestos de mal olor. En los sistemas anaerobios el lodo se trata previamente y se controlan los parámetros de operación para la mitigación de los elementos indeseables.

El sistema anaerobio que se diseña en este capítulo, se ubicaría posteriormente al tratamiento aerobio de lodos activados, y previo a la actual prensa, ya que el lodo purgado directamente del clarificador secundario debe ingresarse en mezcla con el flujo de agua presente, debido a las exigencias del reactor seleccionado, además de disminuir los costos tanto de energía por la utilización de la prensa como el mantenimiento de la misma.

La digestión anaerobia tradicionalmente se ha usado para la estabilización de lodos provenientes de un sistema aerobio, pero con el desarrollo de nuevas tecnologías este tratamiento se aplica directamente en la depuración de aguas residuales. [1]

La Tabla 5-1 consiste en un cuadro comparativo de tres alternativas de tratamiento de aguas residuales domésticas. [2]

Sistema	Población beneficiaria (habitantes)	Contribución per cápita (L/hab.día)	Superficie requerida (m ² /hab.)
Aireación+sedimentación	1.000 a 50.000	150	0,4
Lodos activados+Digestión anaerobia	Sobre 10.000	150	0,03
U.A.S.B. reactor	Sobre 10.000	150	0,01 a 0,11

Tabla 5-1 Sistemas de procesos biológicos

5.2 Selección del equipo

La alternativa seleccionada es desarrollada mediante un reactor anaerobio U.A.S.B., por sus siglas en inglés (Up Flow Anaerobic Sludge Blanket), el cual posee características claves para el tratamiento al que se someterá el lodo purgado desde el clarificador secundario. Las razones de su elección, clasificación, parámetros, operación y resultados se describen a continuación.

Los reactores anaerobios, se pueden clasificar en dos grandes grupos, si es en base al crecimiento microbiano:

- De lecho fijo: En este tipo de reactores la biomasa se encuentra inmovilizada en o alrededor de partículas o superficies inertes, formando biopelículas.

En esta categoría se encuentran:

1. Filtros Anaerobios (AF)
2. Biodiscos (ARBC)
3. Reactores de contacto con soporte (CASBER)
4. Reactores de lecho fluído y lecho expandido (FB/EB)

- De crecimiento libre o suspendido: La biomasa depende de que los microorganismos formen gránulos o flóculos en el reactor. Un reactor eficaz depende de la capacidad del inóculo para formar estructuras que permitan a las bacterias permanecer en el reactor y no ser lavadas.

Reactores que poseen esta característica:

1. Reactor de mezcla completa (CSTR)
2. Reactor de contacto (ACP)
3. Reactor anaerobio de flujo ascendente con manto de lodos (UASB)
4. Reactor anaerobio por lotes en serie (ASBR)
5. Reactor anaerobio con deflectores (ABR)

Los reactores de segunda generación (AF, UASB, Contacto, FB/EB) se basan en tres aspectos:

1. Acumulación dentro del reactor de la biomasa por sedimentación. Principalmente la retención de los microorganismos que crecen más lentamente asegurando que el tiempo de retención de sólidos (SRT) sea mayor que el tiempo de retención hidráulico (TRH).
2. Mejora en el contacto entre biomasa y agua residual, con lo que se remedia la difusión de substrato o producto entre el líquido y la biopelícula.
3. Mejora de la actividad de la biomasa mediante adaptación y crecimiento.

Los reactores de tercera generación por su parte, están basados en modificaciones al reactor UASB. Estas modificaciones permiten aumentar la velocidad de la carga orgánica, además de obtenerse TRH de pocas horas.

Los más destacables son el EGBS (expanded granular sludge bed) y el IC (internal circulation).

En base a lo anterior, los requerimientos y condiciones para cada reactor se presentan en las Tablas 5-2 y Tabla 5-3.

En el caso de los requerimientos para retener la biomasa:

Reactor	Requerimientos	Condiciones
Contacto	Biomasa debe ser apta para separarse por: flotación, sedimentación o filtración.	Desgasificación en el sedimentador.
AF	Formación de biopelículas estables.	Separación de gas/sólido interna o por sedimentador externo.
UASB	Biomasa de buenas características de sedimentación.	Eficiente separador de gas/líquido/sólido.
FB/EB	Formación de biopelículas estables.	Soporte y recirculación adecuados.

Tabla 5-2 Requerimientos retención biomasa

Los requerimientos para un buen contacto entre biomasa y el agua residual:

Reactor	Requerimientos	Condiciones
Contacto	Mezcla adecuada	Lodo estable frente a agitación mecánica.
AF	Distribuir de manera regular el efluente	Número y distribución de los puntos de alimentación. Evitar acanalado.
UASB	Distribuir de manera regular el efluente	Número y distribución de los puntos de alimentación. Buena mezcla en el lecho.
FB/EB	Distribuir de manera regular el efluente y altura del reactor	Número y distribución de los puntos de alimentación. Control de la tasa de recirculación.

Tabla 5-3 Requerimientos de contacto entre biomasa y agua residual

La selección de un proceso para el agua residual y de un sistema específico de tratamiento, deben cumplir criterios generales tales como:

1. El sistema debe proveer una eficiencia de tratamiento en la remoción de varias categorías de contaminantes: DBO, sólidos suspendidos, amoníaco y compuestos orgánicos nitrogenados, fosfatos, patógenos.
2. La estabilidad respecto a la operación debe ser alta, frente a interrupciones de la fuente de energía, picos de carga, interrupción en la alimentación, ingreso de sustancias tóxicas, como ejemplos.

3. El sistema debe ser simple en su operación, mantenimiento y control.
4. El requerimiento de área debe ser bajo.
5. El tiempo de vida del sistema debe ser prolongado.
6. El sistema debe ofrecer la posibilidad de recuperar algún subproducto útil.
7. Debe ser un sistema flexible ante los requerimientos de modificaciones y actualizaciones en los equipos.

5.2.1 Características del equipo

El reactor anaerobio U.A.S.B es el seleccionado para esquematizar y calcular los parámetros del sistema anaerobio, ya cuenta con una de las mejores y más actuales tecnologías de proceso, permite el diseño a escala laboratorio, estudiar parámetros y condiciones del efluente a tratar. En un diseño industrial, para aguas residuales domésticas, se debe contar con los aspectos presentes en la Tabla 5-4.

Aspecto		Característica U.A.S.B
Desempeño	Remoción de SS	> 80%
	Materia orgánica	> 80 %
	Patógenos	> 80%
	Nutrientes	> 20%
Tamaño	Tiempo de permanencia	4-9 horas
	Volumen per cápita	25-50 litros
	Área per cápita	0,01-0,02 m ²
Costos	Construcción	Bajo
	Operación	Bajo
	Mantenimiento	Bajo
Otros	Simplicidad	Simple
	Confiable	Confiable

Tabla 5-4 Características U.A.S.B.

Esta tecnología es especialmente aplicada al tratamiento de aguas residuales con alto contenido de materia orgánica, y fue diseñada en Holanda por Lettinga y sus colaboradores en los años 70.

El U.A.S.B es utilizado para el tratamiento de aguas residuales muy diversas de procesos de la industria de alimentos, industriales, urbanas y lixiviados. [3]

El proceso U.A.S.B. requiere:

- Integración adecuada del sistema completo, es decir, incluir pretratamiento si fuese necesario.
- Correcta operación, implica conocer los problemas, inhibición y llevar el control.

El diseño de este reactor comprende una zona de reacción en la parte inferior, en la que se acumula biomasa, que es la que posee mejor sedimentabilidad. Por encima de ésta se encuentran los lodos más ligeros.

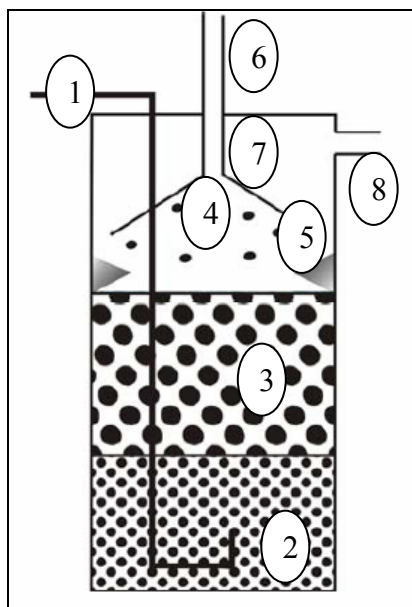


Figura 5.1 Zonas reactor U.A.S.B.

Las principales zonas que se forman en un reactor U.A.S.B, son descritas en la Figura 5.1, donde: [3]

1. Entrada del ril al reactor
2. Lodo denso (Lecho de lodos)
3. Lodo más dispersos (Manto de lodos)
4. Separador gas-líquido-sólido (GLS)
5. Deflectores
6. Salida Biogás
7. Sedimentador
8. Salida efluente líquido

5.2.2 Operación del Equipo:

El ril es alimentado por el fondo del reactor, donde se pone en contacto con el lecho de lodos. Es en esta zona donde se produce la degradación anaerobia de los sustratos orgánicos, o sea la producción de biogás.

Todas las reacciones y etapas que involucran la digestión anaerobia, se producen en el mismo reactor, es decir tanto la acidificación como la metanogénesis. A su vez la estabilización de la materia orgánica ocurre en todas las zonas del reactor.

El flujo combinado ascendente de las aguas residuales, puede hacer que algunos sólidos del lodo lleguen a la parte superior del reactor, sin embargo el separador GLS impide la salida de éstos, separándolos del gas producido y del efluente líquido. El biogás es captado bajo una campana y conducido hacia la superficie del reactor. Los sólidos que son arrastrados por el

líquido son llevados hacia la parte superior de la campana, que se le denomina sedimentador, donde el lodo sedimenta y vuelve a la digestión. [3]

El sistema es automezclado por el movimiento ascendente de las burbujas de gas y del flujo de líquido a través del reactor.

Como se muestra en la Figura 5.2, en la zona inferior se desarrolla la capa de lodos más densa y con buenas características de sedimentación. La concentración de lodo está entre 4 a 10%.

Sobre esta capa se desarrolla la zona de crecimiento bacteriano más disperso, donde los sólidos presentan velocidades de sedimentación más bajas, y la concentración de lodos se encuentra en el rango de 1,5 a 3%.

Por lo tanto, la concentración de los lodos es variable, y va disminuyendo conforme a la altura, debido a la zona del reactor y sus características de sedimentación, e influye en la correcta operación del reactor U.A.S.B. También el tipo de lodo, sea floculento o granular, restringe de alguna manera la operación del reactor, ya que la velocidad ascensional depende de la naturaleza del lodo.

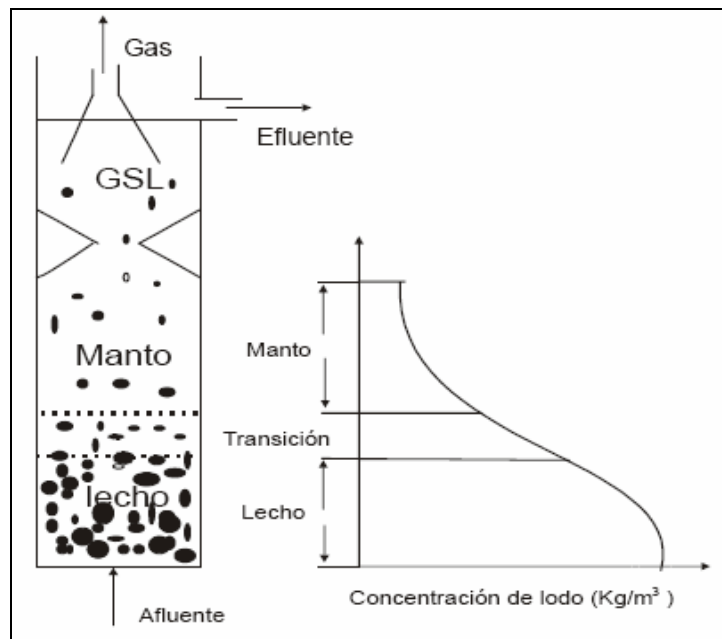


Figura 5.2 Concentración de lodos en un reactor U.A.S.B.

La composición microbiológica de los gránulos del lodo depende del tipo de sustrato. Análisis del lodo granular muestran que los gránulos están compuestos por metanógenos como *Methanothrix soehngenii*, *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanosarcina*, como también precipitados de calcio. [5]

Los factores que afectan la tasa de granulación se encuentran:

- Las características del agua residual
- Condiciones de operación
- Temperatura
- pH

- Disponibilidad de nutrientes esenciales

Dentro de los problemas más comunes asociados con la granulación: [5]

- Deterioración de los gránulos del lodo
- Adhesión de bacterias de crecimiento rápido
- Flotación

Otra característica del reactor U.A.S.B, es el comportamiento hidráulico que posee. Estudios realizados por Hulsoff y Lettinga en 1988, identificaron que el reactor tiene un modelo de flujo de tres etapas consecutivas: pistón-mezcla completa-pistón. Este comportamiento de desprende de las características que presenta: [6]

- Lecho de lodos: comportamiento de tipo flujo pistón
- Manto de lodos: comportamiento es turbulento y el flujo llega a ser completamente mezclado.
- Parte del sedimentador: el flujo es laminar parecido a flujo pistón.

Resumiendo, el concepto de reactor U.A.S.B. se basa en las siguientes ideas:

- Lodo anaerobio con buenas propiedades de sedimentación.
- El lodo queda retenido en el reactor, separando el biogás en un colector de gas situado en la parte superior del reactor.
- El lodo debe ser capaz de sedimentar y volver al seno del reactor.

5.2.3 Ventajas y desventajas del equipo:

Las ventajas más importantes de un equipo U.A.S.B. son:

- Baja producción de lodos en comparación a un sistema aerobio
- Bajos requerimientos nutricionales
- El equipo soporta altas cargas intermitentes
- Los lodos se conservan por largos períodos de tiempo
- Producción de metano aprovechable
- Bajos costos de operación, al no requerir oxígeno y agitación mecánica.
- Plantas con sistemas compactos, ya que todas las reacciones ocurren en el mismo reactor
- Como no hay rellenos, se reduce la posibilidad de cortos circuitos, obstrucciones y puntos muertos.
- La retención de biomasa es muy buena y por esto no es necesario reciclar el lodo.

Las desventajas que posee este reactor anaerobio:

- Las bacterias anaerobias, particularmente las metanogénicas, se inhiben por un gran número de compuestos.
- Control exhaustivo sobre sustancias alimentadas, ya que se debe mantener la relación simbiótica de las bacterias involucradas en la digestión.
- El arranque del reactor es lento sino se utiliza inóculo.
- Su aplicación debe ser monitoreada.

- Generación de malos olores si no es eficazmente controlado.
- Sensibilidad a variación de condiciones ambientales
- El agua residual a tratar por medio de un U.A.S.B., debe evaluar las siguientes condiciones antes de su tratamiento: existencia de materia suspendida o precipitable, compuestos que produzcan inhibición y toxicidad a las bacterias, formación de espumas, flotación o lavado del lodo.

5.2.4 Parámetros de Control del equipo:

Los parámetros de seguimiento de un reactor U.A.S.B. son:

- a) Temperatura: La temperatura es una variable con más influencia en un proceso anaerobio. En el tratamiento de residuos líquidos urbanos y comúnmente en los residuos industriales líquidos, el rango de operación de la digestión anaerobia es el mesofílico, siendo la temperatura óptima aproximadamente de 35 °C. Los metanógenos, bacterias responsables de la producción de metano, son muy sensibles a los cambios, incluso pequeños, de temperatura. [7]

Respecto a la utilización de ácidos grasos volátiles (AGV) por parte de los metanógenos, una disminución de la temperatura provoca una disminución de la tasa máxima de crecimiento específico y un aumento de la constante de saturación media.

En el rango mesofílico, la actividad y crecimiento de las bacterias disminuye a la mitad por cada 10 °C de descenso por debajo de la temperatura óptima de operación. [3]
En el caso en que la temperatura cambie de manera significativa, es necesario arrancar de nuevo el reactor.

La Figura 5.3, muestra la relación entre la temperatura y la digestión: [8]

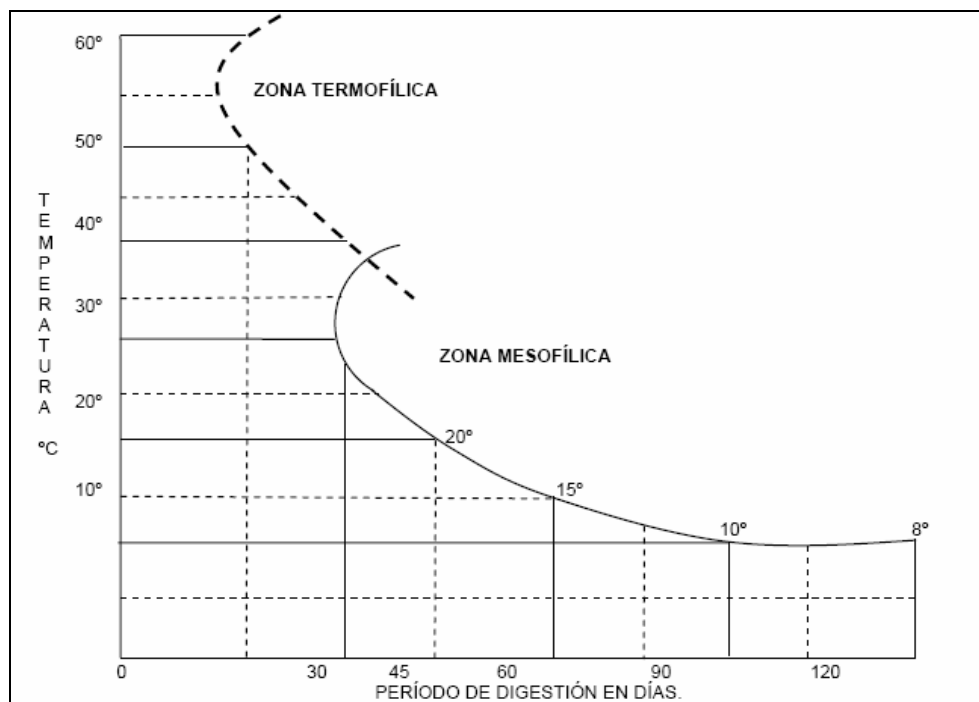


Figura 5.3 Relación temperatura y período de digestión

- b) pH: El pH influye directamente sobre los metanógenos debido a la concentración de AGV, como ácido acético. Si no se neutralizan los AGV el sistema de tratamiento se convierte en un reactor de acidificación, alcanzando un valor de pH entre 4,5 a 5. [3]

Las bacterias acidogénicas producen ácidos orgánicos que tienden a bajar el pH en el reactor. Bajo condiciones normales esta baja de pH es tamponada por bicarbonato producido por los metanógenos. En resumen, la regulación del pH es una relación simbiótica entre una y otra bacteria.

Un método para restaurar el balance de pH es incrementar los valores de alcalinidad por adición de químicos como hidróxido de sodio, bicarbonato de sodio, entre otros.[7] La mayoría de los metanógenos funcionan a un pH entre 6,7 a 7,4, siendo el rango óptimo entre 7,0 y 7,2. No sólo una disminución del pH inhibe el proceso de producción de metano, ya que si el pH se encuentra sobre 7,8 aproximadamente, las bacterias metanogénicas disminuyen su actividad. [3]

Como el equilibrio ácido-base debe mantenerse, el ríl a digerir puede representarse por medio de productos intermedios y terminales producidos en las etapas de la digestión anaerobia:[8]

- Ácidos volátiles: Acético, propiónico, butírico; en equilibrio con sus sales.
- El ácido carbónico y su sal ácida, bicarbonato.
- Amoníaco en forma de sales

En pH neutro, todo el ácido volátil se encuentra en forma de sal. Con un pH que se encuentra entre 4,1 y 7, el equilibrio ácido-base se compone por la presencia de

bicarbonato, de ácido carbónico, acetato y ácido acético.

Con pH sobre 7 se tiene ácido carbónico, bicarbonato y acetato. La escala de pH que se presenta en la tabla 5.5 permite situar estas mezclas.

pH	% de Acetato en equilibrio	% de Ácido acético
5	64,31	25,7
5,5	85	15
6	94,74	5,26
6,5	98,26	1,74
7	99,45	0,55

Tabla 5-5 Relación de pH con concentraciones de acetato y ácido acético

- c) DQO: Se utiliza esta medición tanto para calcular la eficiencia del equipo, basándose en la remoción de materia orgánica, como para la medida del grado de contaminación, es decir un parámetro ambiental.
- d) Ácidos grasos volátiles: Su concentración puede llevar a acidificar el lodo en digestión, provocando fallas en el proceso. El aumento de los AGV puede ser producido por una sobrecarga en la alimentación o por la inhibición de las bacterias metanogénicas, como se señaló en los puntos anteriores; ya que los AGV son degradados por bacterias acidogénicas hasta ácido acético, el cual es el mayor sustrato de las bacterias productoras de metano.[8]
- e) Alcalinidad: La alcalinidad se mide en mg/l, y es debida a la presencia de iones bicarbonato, carbonato e hidroxilo. [3] Las respectivas concentraciones de AGV y alcalinidad resumen la capacidad “buffer” del sistema. Por lo tanto esta relación es el parámetro que engloba el resto (pH y ácidos volátiles). Es deseable que la relación volátiles/alcalinidad se mantenga en valores entre 0 y 0,1, lo que se traduce en una capacidad “buffer” alta.
- f) Sólidos: La materia suspendida o disuelta que se encuentra en el ril se denomina sólido. Se dividen en tres categorías y corresponde a un parámetro de medición ambiental.[3]
La clasificación de los sólidos corresponde a:
1. Sólidos totales
 2. Sólidos suspendidos
 3. Sólidos disueltos
- g) Potencial redox: La digestión particularmente de lodos, es una reacción bioquímica compleja, donde intervienen numerosas reacciones de óxido y reducción. Este parámetro sirve para el estudio continuo del sistema biológico. La Tabla 5-6 muestra la relación entre digestión y potencial redox.[8]

Potencial (mV)	Tipo de digestión
-520 a -530	Óptima
-510 a -540	Buena
-495 a -555	Límites admisibles
Fuera del límite anterior	No posible

Tabla 5-6 Relación potencial redox y tipo de digestión

h) Mezclado: Tanto la dinámica del flujo de líquido como el movimiento del lodo en el reactor U.A.S.B., son características independientes pero ambas afectan la “performance” del sistema. La velocidad del flujo ascendente y las burbujas de biogás son los factores más importantes que influyen el flujo y el modelo de mezcla en el reactor.

El modelo de flujo de los reactores puede ser determinado usando los test de distribución de los tiempos de residencia. [9]

El mezclado es importante ya que: [8]

- Se mantiene un contacto de forma continua entre los microorganismos y el substrato.
- El substrato es uniformemente distribuido.
- Se mantiene una homogeneidad térmica, previniendo la estratificación.
- Evita la formación de espumas en el reactor o la rotura de la capa de éstas.

5.2.5 Inhibidores del proceso anaerobio:

Si en un reactor anaerobio aumenta la concentración de compuestos tóxicos, aumenta a su vez la inactividad de los microorganismos anaerobios, lo que es alertado en una disminución de la producción de biogás y un aumento de la concentración de ácidos grasos volátiles. Esta concentración límite está dada para cada rango de temperatura de operación; por ejemplo para la temperatura mesofílica la concentración de inhibición del proceso es por sobre 2.000 ppm, mientras que para las temperaturas termofílicas es superior a 3.600 ppm.

Los efectos tóxicos son provocados sólo por la fracción soluble de las sustancias dañinas al proceso. [10]

El efecto específico que produce las sustancias tóxicas o inhibitorias, es la alteración de la cinética de degradación de la materia orgánica.

El efecto de las sustancias tóxicas se ve reflejado en:

- Respuesta del reactor.
- Concentraciones de DBO o DQO en el efluente.
- Porcentaje de metano en el biogás producido.
- Problemas de parada y arranque en el sistema anaerobio

Los principales compuestos tóxicos del proceso anaerobio son: metales pesados, metales alcalinos y alcalinos térreos, sulfatos y amonio.

Altas concentraciones de metales pesados son capaces de incluso detener por completo la producción de biogás en un sistema anaerobio. Los metales pesados causan fallas en el sistema sólo si se encuentran como iones libres (en su forma soluble) y por sobre las concentraciones en mg/l, que se señalan en la siguiente tabla: [10]

Elemento	Moderadamente inhibitoria	Fuertemente inhibitoria	
Na ⁺	3.500-5.500	8.000	
K ⁺	2.500-4.500	12.000	
Ca ²⁺	2.500-4.500	8.000	
Mg ²⁺	1.000-1.500	3.000	
Cromo IV	-	50-70 (total)	3 (soluble)
Cromo III	-	200-260 (total)	
Niquel	-	180-420 (total)	2 (soluble)
Zinc	-	30 (total)	1 (soluble)

Tabla 5-7 Compuestos tóxicos y concentraciones inhibitorias

Algunos metales pesados como níquel, cobalto y molibdeno en concentraciones traza, pueden estimular el crecimiento de metanógenos. [5]

Los cultivos puros de metanógenos, como *Methanothix concilii* y la *Methanobacterium espanolae*, son inhibidos por compuestos de anillos de benceno: tolueno, benceno, fenol, pentaclorofenol. Este último es el más tóxico de los compuestos. [5]

Entre los compuestos fenólicos el orden de inhibición para la metanogénesis es:

Nitrofenoles > Clorofenoles > Hidroxifenoles

En un U.A.S.B. la actividad metanogénica en los gránulos es inhibida por componentes aromáticos en el siguiente orden:

Cresol > Fenol > Hidroxifenol

La metanogénesis es severamente inhibida también por concentraciones de 100 mg/l aproximadamente de formaldehído.

El régimen de flujo actúa como mitigador del proceso de inhibición, ya que la alimentación de un compuesto tóxico tiene una menor inhibición de la actividad metanogénica de los lodos, cuando la alimentación es en base a un flujo continuo, como es el caso del reactor U.A.S.B. Esta capacidad de adaptación es sólo por un corto período de tiempo. Esta respuesta depende del tipo de agua residual industrial que se trate [11]

La digestión anaerobia se caracteriza por la buena remoción de materia orgánica y sulfato en las aguas residuales, aunque hay casos en que la presencia de sulfatos representa un problema serio; puesto que pueden causar un desequilibrio en el ciclo natural del azufre. A su vez la producción de sulfuros presenta un problema tanto de contaminación como de operación en los reactores anaerobios. [12]

La presencia de S inorgánico provoca que la bacteria reductora *Desulfovibrio* use el sulfato o sulfito como receptor de electrones, produciendo así el sulfuro de hidrógeno. Es una limitante del proceso, ya que las bacterias reductoras del S compiten con las metanogénicas por el mismo sustrato: ácido acético. [13]

El sulfuro de hidrógeno, en solución acuosa o gaseosa en el efluente, puede causar:

- Corrosión
- Olor desagradable
- Biológicamente la toxicidad o inhibición de las bacterias específicas del tratamiento anaerobio.

Varias industrias presentan en sus riles la presencia de concentraciones elevadas de sulfato; curtiembres, celulosa, producción de levaduras, algunos procesos de fermentación, etc.

Como solución a la problemática de las sustancias tóxicas, McCarty en 1964 sugirió cuatro aristas de control, mediante las siguientes posibilidades: remoción de los compuestos tóxicos en el lodo a digerir, por medio de la dilución por debajo del umbral de toxicidad; y precipitación en su forma insoluble, con algún material “antagonista” del compuesto tóxico.

Un ejemplo claro de la precipitación, es el tratamiento de la toxicidad del ácido oleico por medio de iones de calcio. [10]

Las cuatro aristas de control de McCarty son:

- Adaptación de la microflora: Como las bacterias metanogénicas son muy sensibles a la presencia de compuestos tóxicos, el tiempo permite la adaptación de éstas a ciertas concentraciones de algunas sustancias tóxicas. Estos tiempos son denominados tiempos de retención de sólidos (SRT), y la biomasa puede tardar incluso meses en su adaptación. Es necesario que antes de ejecutar el proceso anaerobio, exista lodo adaptándose a las diferentes condiciones de toxicidad para reducir los tiempos de arranque del reactor.
- Dilución del agua residual: Como el efecto de los compuestos tóxicos depende de la concentración de los mismos, la dilución del agua residual resulta en una dilución del compuesto tóxico; con la desventaja de tratar mayores volúmenes de agua residual. Este método es interesante en los siguientes casos:
 - a) donde se necesite una dilución mínima
 - b) cuando las concentraciones de los compuestos tóxicos son muy elevadas
 - c) cuando el agua residual pueda ser diluída con otra agua residual
- Disminución de los compuestos tóxicos por métodos químicos, físicos o biológicos: Esta alternativa se refiere al tratamiento previo a la digestión anaerobia. Principalmente se utiliza la precipitación de la sustancia en su forma insoluble, utilización de carbón activado en la disminución de la toxicidad, y la utilización de resinas y membranas de filtración para eliminar los compuestos tóxicos de la alimentación al reactor.
- Uso de cultivos puros desarrollados en reactores anaerobios: Utilización de cultivos desarrollados especialmente para reactores anaerobios, disminuyendo los tiempos de proceso, especialmente el arranque del reactor.

5.3 Cálculos de parámetros de control y operación de la línea de proceso diseñada

5.3.1 Esquema secuencia diseñada:

El sistema anaerobio calculado, cuenta con los siguientes equipos principales: acondicionador del efluente, calefactor de efluente y un reactor anaeróbico del tipo U.A.S.B, los cuales se representan en la figura 5.4.

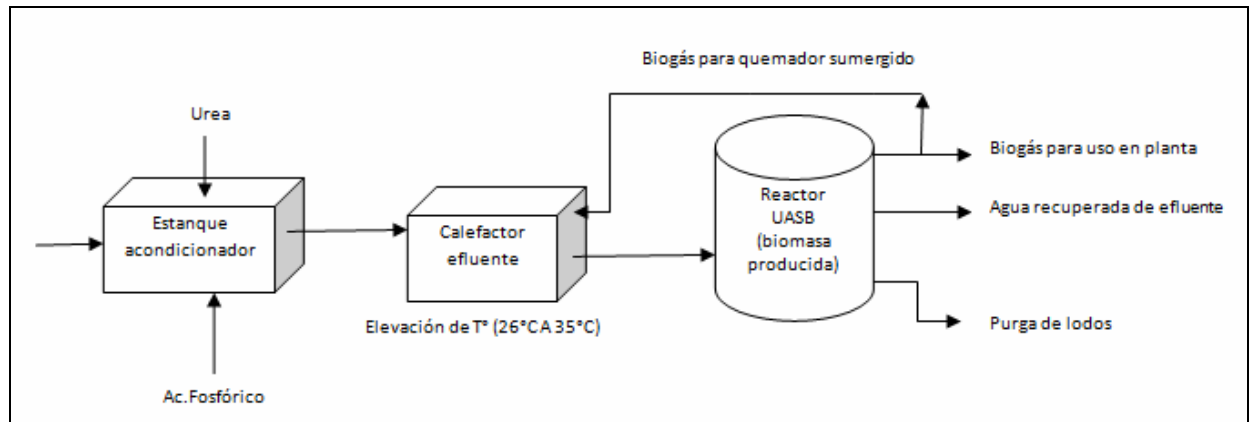


Figura 5.4 Sistema anaerobio

El estanque acondicionador, aporta los macronutrientes necesarios para las bacterias del sistema anaeróbico, y un posible ajuste del pH. Aunque el pH del sistema aeróbico está dentro de los parámetros necesarios para la digestión anaeróbica, es necesaria una línea de regulación de pH; pues cualquier alteración de éste será nociva para los microorganismos que actúan en la degradación de la materia orgánica y posterior producción de metano. Las bacterias de sistemas anaeróbicos son más sensibles a cambios de pH, que las bacterias de sistemas aeróbicos.

El ril que ingresa al estanque es el proveniente de la purga de lodos desde el clarificador secundario, flujo de descarte del sistema aeróbico. El efluente resultante del clarificador primario es rico en materia inorgánica, por lo que la separación de este lodo del lodo secundario, hará más eficiente el tratamiento anaeróbico, que el resultante de ambos.

Hay que señalar que la cantidad de biomasa producida entre el clarificador primario y secundario es mayor a la que se produce en un reactor U.A.S.B., por lo que la disposición de la biomasa descartada del sistema anaeróbico y clarificador primario será de menores volúmenes que la disposición actual.

Los macronutrientes aportados al sistema anaeróbico son Nitrógeno en forma de Urea y Fósforo, el cual se adiciona en forma de Ácido Fosfórico.

Luego de que el ril se acondiciona para la digestión, debe hacer ingreso al calentador de efluente, donde se eleva la temperatura de 26°C hasta 35°C. Este proceso se logra mediante la quema del mismo biogás producido, el cual transmite el calor necesario a través de tubos calefactores.

Posteriormente, el lodo ingresa al reactor a la temperatura de operación requerida, produciéndose la digestión anaerobia de éste.

Del reactor U.A.S.B. se obtienen tres corrientes: el biogás producido, el efluente líquido y la purga de lodos, esta última debe realizarse de manera constante.

5.3.2 Balances de masa

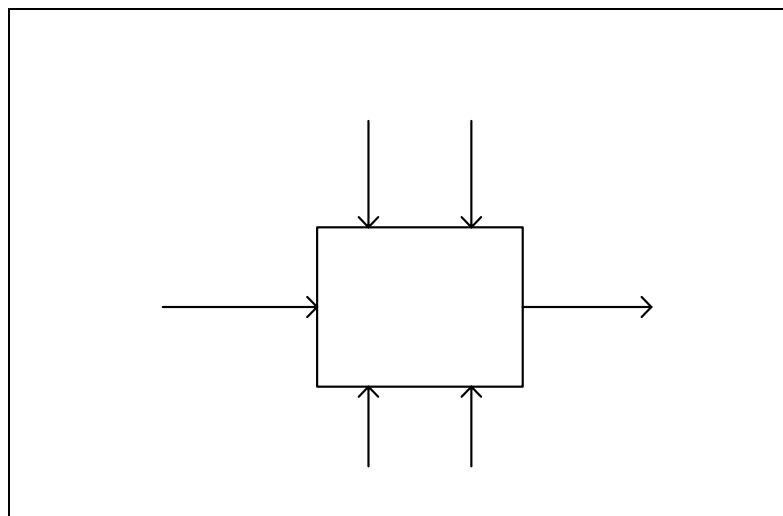


Figura 5.5 Estanque acondicionador

El balance de masa en el estanque acondicionador, Figura 5.5, está dado por los requerimientos de macronutrientes esenciales, nitrógeno y potasio:

1. Balance al Nitrógeno:

La relación óptima DQO/N en un reactor U.A.S.B está dada por $DQO/N = 350:5$ [14]

Los requerimientos de nitrógeno están dados por la ecuación 5.1, anexo A, dando por resultado 6,85 mg/l.

Considerando que el nitrógeno representa un 46,6 % de la **Entrada** **Flujo**, la cantidad de ésta que debe ser adicionada en el estanque, se obtiene mediante la ecuación 5.2, anexo A.

2. Balance al Potasio:

Para obtener la cantidad de fósforo, se utilizará la relación $N/P = 5:1$ [14].

Al igual que en el cálculo del balance al nitrógeno, se tiene el porcentaje representativo del fósforo en el Ácido fosfórico, que es de 31,6 %.

Por medio de las ecuaciones 5.3 y 5.4, ambas se encuentran en el anexo A, se obtienen los resultados del fósforo y Ácido fosfórico requeridos. La cantidad de fósforo es de 1,37 mg/l. Los resultados de los macronutrientes, se presentan en la tabla 5-8.

Macronutrientes	kg/d
Urea	6,14
Ácido fosfórico	1,81

Tabla 5-8 Requerimientos macronutrientes

El flujo E1 corresponde a 4,84 l/s.

Se debe hacer un análisis previo al ril de alimentación al reactor para corroborar si los requerimientos de nutrientes son abastecidos por el mismo ril, o se deben agregar a éste en el estanque de acondicionamiento.

El volumen del estanque se puede calcular mediante la multiplicación entre el flujo que ingresa al estanque y el TRH necesario para la correcta mezcla de los nutrientes con el flujo. Este tiempo (TRH) puede estar entre los 10 y 15 minutos. Tomando un tiempo mínimo de 10 minutos, se obtiene un volumen de estanque de 2,9 m³.

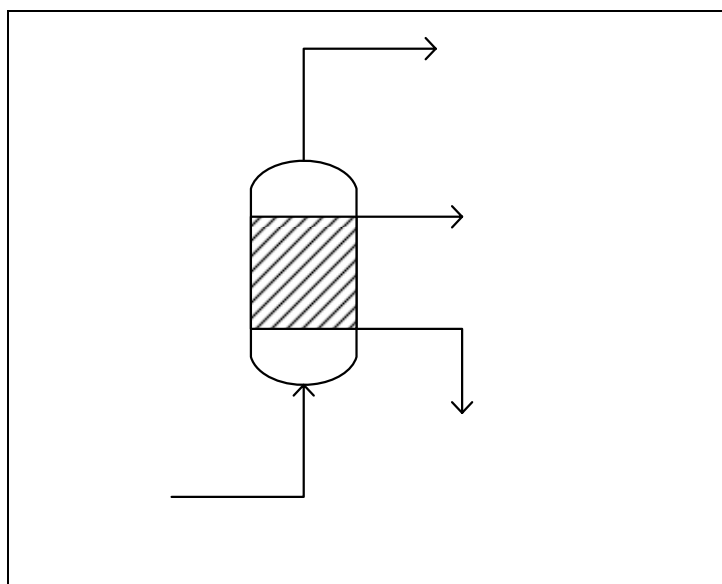


Figura 5.6 Reactor U.A.S.B

El balance de masa al reactor se representa en la Figura 5.6 y está dado por:

1. Determinación DQO removido: La obtención de la DQO a la salida del reactor se obtiene mediante la suposición de remoción de DQO. Este parámetro se expresa como R_{DQO} y alcanza valores máximos en los reactores U.A.S.B. de 82% [3], por lo que este valor límite se utilizará en el cálculo de la DQO del efluente.

El análisis de la purga del clarificador secundario se muestra en la Tabla 5-9.

Parámetro	Valor
SST	31.588 mg/l
DQO	480,1 mg/l O ₂ disuelto
Cenizas	12,52 %
SSV	3.954,82 mg/l

U.A.S.B.

BIOM

Tabla 5-9 resultados análisis purga clarificador secundario

La línea E3 es la misma que E2, con un promedio de 4,84 l/s.

Se obtiene la DQO de la salida del reactor por medio de la ecuación 5.5, que se encuentra en el anexo A, donde se considera que el flujo de alimentación del reactor es igual al flujo de salida. El valor de DQO es de $DQOE5 = 86,42$.

2. Biomasa producida en el reactor U.A.S.B: Se calcula mediante la expresión 5.6 y el rendimiento celular, de unidades kg SSV/kg DQO. El valor utilizado en los cálculos es de $Y_{ssv/DQO} = 0.18$ [15]. La ecuación 5.6 se encuentra en el anexo A.

La biomasa producida denominada como B, es de $B = 29,63$ kg/d como SSV.

3. Producción de biogás: El principal parámetro para el cálculo del flujo de metano es el rendimiento de metano, $Y_{CH_4/DQO}$ correspondiente a $104 l_{CH_4/DQO}$ [16]. Este valor corresponde a una muestra de lodo proveniente de la mezcla entre lodo primario y secundario, el cual fue analizado por la unidad técnica de la Escuela de Ingeniería Bioquímica, que pertenece a la PUCV. Para efectos de cálculo se utilizará este rendimiento, sin tomar en consideración el aporte del lodo primario rico en materia inorgánica.

La producción de metano según la ecuación 5.7 denominada como F_{CH_4} , es de $F_{CH_4} = 17.121 m^3/d$.

Además de la producción de metano, se obtiene el flujo de CO_2 , mediante la relación 5.8 $F_{CO_2} = 8.432 m^3/d$.

Por lo tanto ambos flujos conforman la salida del reactor E4.

Las ecuaciones 5.7 y 5.8 se encuentran en el anexo A.

La Tabla 5-10 presenta el resumen con los resultados obtenidos:

Parámetro	E4		B
	CH ₄	CO ₂	
DQO (mg/l)			
Flujo (m ³ /d)	17.121	8.432	
SSV (kg/d)			29,63

Tabla 5-10 Resultados balance masa reactor U.A.S.B.

Los parámetros físicos de dimensionamiento para el reactor U.A.S.B. son:

- Volumen del reactor: El criterio asumido para el diseño del reactor U.A.S.B., con $DQO < 1.500$ mg/l, es un diseño limitado por la carga hidráulica (Lettinga y Hulshoff, 1995; van Haandel y Lettinga, 1994 y Lettinga *et.al.* 1980).

El volumen del reactor se calcula por medio de la ecuación 5.9, que se encuentra en el anexo A, con un TRH de 9 horas, valor recomendado por van Haandel, 1998 y Lettinga *et.al.*, 1989; y el caudal de diseño de $4,84$ l/s. El volumen tentativo del reactor es de $156,8 m^3$.

- **Altura del reactor:** La limitante de la altura del reactor es la velocidad media de líquido, el cual no debe exceder 1 m/h según van Haandel (1998). Para caudales de 120 m³/d la velocidad ascendente utilizada es de 0,5 m/h, mientras que para caudales superiores el valor es de 0,67 m/h.

La ecuación 5.10 permite calcular la altura del reactor. Esta corresponde a 6,03 m.

El radio del reactor, considerando forma cilíndrica, es de 2,87 m.

5.3.3 Balances de energía:

1. Balance de energía al U.A.S.B:

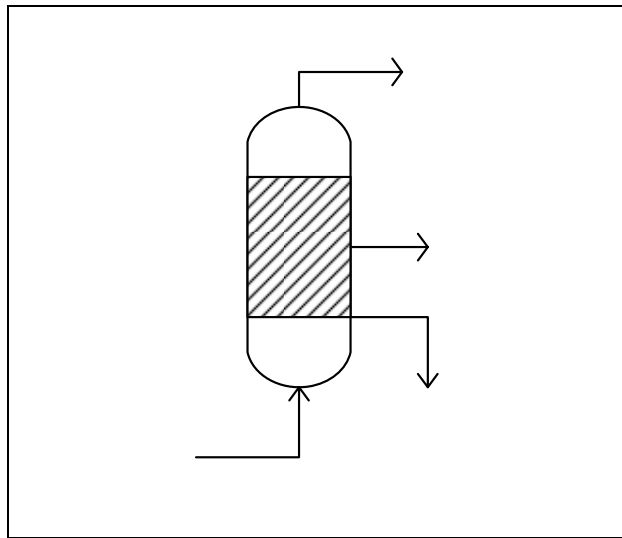


Figura 5.7 Balance de energía en reactor U.A.S.B

Dentro de las suposiciones generales se considera que el calor generado por las bacterias es despreciable ante el calor necesario para elevar la temperatura de la corriente que alimenta al reactor.

El calor (Q) requerido por la corriente E3, la cual se representa en la figura 5.11, considera para efectos de cálculo que el flujo es sólo agua. El cálculo es mediante la ecuación 5.11. que se encuentra en el anexo A. Los datos necesarios para el cálculo pertenecen a la Tabla 5-11.

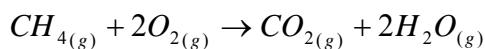
Parámetro	Valor /unidad
T _{ENTRADA}	26 °C
T _{REQUERIDA}	35 °C
Flujo	17,42 m ³ /h
Densidad	1 kg/l
C _p	1 cal/g °C

Tabla 5-11 Características flujo reactor U.A.S.B.

U.A.S.B.

El Q tiene un valor calculado de 156.816 kcal/h.

El poder calorífico del biogás se puede calcular mediante la expresión 5.12, y corresponde al cambio entálpico en la reacción de combustión del metano a 25 °C y 1 atm de presión, considerando la producción de vapor de agua:



El PCN (poder calorífico neto) para el metano es de 8,5 kcal/l en condiciones normales. El calor generado por el biogás corresponde a $6,06 \cdot 10^6$ kcal/h.

Para obtener la fracción y el flujo másico de H₂O en el biogás se consideró los parámetros de la Tabla 5-12.

Parámetro	Valor/unidad
Presión saturación (35°C)	43,67 mm Hg
Presión saturación condiciones normales	760 mm Hg
Moles CH ₄	677.568 mol
Moles CO ₂	333.728 mol

Tabla 5-12 Parámetros de cálculos para obtención de fracción molar de agua en el biogás

Los moles de cada compuesto se obtuvieron mediante la ecuación 5.13, que se encuentra en el anexo A.

La fracción de H₂O se calcula por la ecuación 5.14, este valor es de 0,057.

La fracción restante corresponde a metano y dióxido de carbono, es decir, el 94,3 %.

El flujo volumétrico de H₂O corresponde a 1.544,61 m³/d en el biogás. Este cálculo es necesario para futuros procesos de secado y depuración del biogás.

2. Diseño del calentador:

Para transmitir el calor necesario al efluente, requerido para la correcta operación en el UASB, se diseña un calentador que posee un quemador sumergido de determinado diseño de tubos, posicionados en el fondo del calentador.

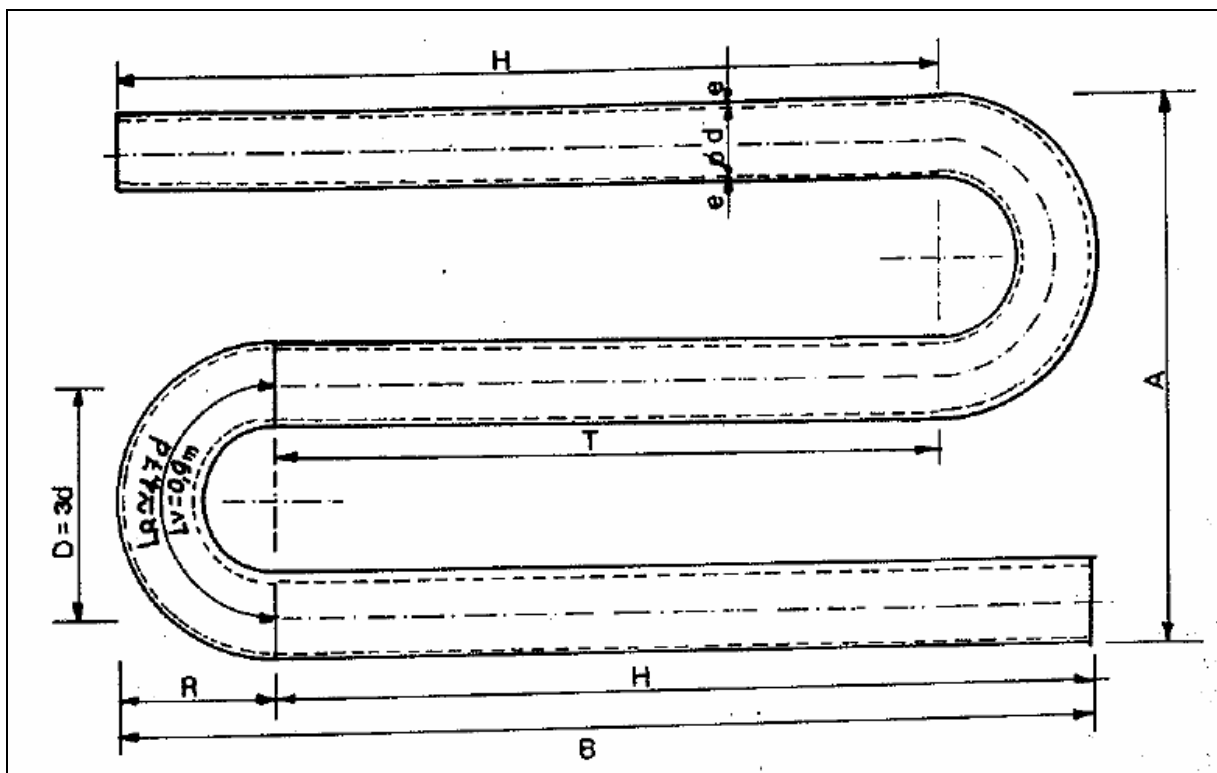


Figura 5.8 Dimensionamiento de tubos

Para la obtención de las dimensiones de los tubos y calefactor, se considerará un rendimiento del quemador de 70%, donde los parámetros de diseño para este rendimiento son: [17]

Diámetro		Espesor pared (mm)	Potencia útil		Rendimiento 70%		
"	mm (int)		kcal/h	kcal/h cm ²	L _t (m)	kcal/h	kcal/h cm ²
2	53	3,65	12.000	544	2,34	17.250	782
2 ½	68,8	3,65	17.000	457	2,79	24.500	659
3	80,8	4,05	26.500	517	3,47	37.750	736
4	105,3	4,50	46.000	528	4,58	65.375	751
5	130	4,85	72.000	542	5,75	103.000	776
6	155,4	4,85	104.000	548	6,89	148.750	784
8	204	6,00	180.000	551	9,38	257.000	786

Tabla 5-13 Tubos calefactores para quemadores de inmersión con tiro forzado (L_t: largo tubos)

El calor calculado es de 156.816 kcal/h, por tanto según tabla 5-13, la potencia útil leída es de 180.000 kcal/h, que se utilizará en la cotización del equipo para el desarrollo de la evaluación económica en el capítulo siguiente.

En base a la figura 5.12, los segmentos H, R, A y B; se calcularán mediante las ecuaciones 5.15, 5.16, 5.17, 5.18 respectivamente. Las ecuaciones se encuentran en el anexo A. Los valores del segmento A y B, se utilizarán para el diseño del ancho y largo del calefactor. Como criterio conservador se contempla un 20% adicional sobre los segmentos A y B, para que el calor emitido por los tubos no afecte de manera directa las paredes del calefactor. [17]

Segmento	Resultado (m)
H	2,66
R	0,41
A	1,41
B	3,06

Tabla 5-14 Resultados de cálculo de segmentos de tubos

Las dimensiones del calefactor de efluente se presentan en la Tabla 5-15:

Dimensiones	Resultado
Largo calefactor	3,67
Ancho calefactor	1,69 m
Volumen calefactor (en base a 1 hora)	17,4 m ³
Altura estimada	2,8 m

Tabla 5-15 Tabla resumen de dimensiones del calefactor

Dentro de las características del equipo calefactor, está considerado el quemador, y el diseño de tubos corresponde a un número de vueltas de dos, que se sitúan en el fondo del equipo.

Referencias

1. Chamy, Rolando; Jeison, David. 2003. **Biotechnología ambiental: Tecnología de punta para un desarrollo sustentable**. Archivos de Ingeniería Bioquímica volumen II, Ediciones Universitarias de Valparaíso.
2. Mejía, Jorge. 1999. **Diseño, construcción y evaluación de un reactor U.A.S.B para el tratamiento de aguas residuales**. Tesis Universidad Mayor de San Simón Bolivia.
3. Caicedo, Francisco. 2006. **Diseño, construcción y arranque de un reactor U.A.S.B piloto para el tratamiento de lixiviados**. Universidad Nacional de Colombia.
4. Ruiz, Isabel; Álvarez, Juan Antonio, y Soto, Manuel. 1997. **El potencial de la Digestión Anaerobia en el tratamiento de aguas residuales urbanas y efluentes de baja carga orgánica**. Universidad de la Coruña.
5. Bitton, Gabriel. 2005. **Wastewater Microbiology**. Tercera Edición, Editorial Wiley-Liss.
6. Arroyave, Diana; González, Maribel y Gallego, Darío. . **Evaluación del comportamiento hidráulico un reactor U.A.S.B. para el tratamiento de aguas residuales**. Universidad Nacional de Colombia.
7. Bitton, Gabriel. 2005. **Wastewater Microbiology**. Tercera Edición, Editorial Wiley-Liss.
8. Montes, María Estela. 2008. **Estudio técnico-económico de la digestión anaerobia conjunta de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y lodos de depuradora para la obtención de biogás**. Tesis Doctoral, Universidad Politécnica de Madrid. pp. 37-45.
9. Seghezzo, Lucas. 2004. **Anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions**. Tesis Wageningen University. pp. 5-6
10. Fernández,Georgina; Vázquez, Elizabeth y Martínez, Pedro. 2002. **Inhibidores del proceso anaerobio: compuestos utilizados en porcicultura**. Revista Ingeniería.pp. 67-71
11. Rojas, Olga; Alazard, Didier; Aponte, Leonardo, y Hidrovo, Luis. 1999. **Influence of flow regime on the concentration of cyanide producing anaerobic process inhibition**. Water science and Technology. Volumen 40, número 8. pp.177-185.
12. Guerrero, Lorna; Torres, Berenice; Chamy, Rolando. 2005. **Remoción de sulfatos en un reactor U.A.S.B**. Publicaciones Universidad Técnica Federico Santa María.

- 13. Zaror, Claudio. 2000. Introducción a la Ingeniería Ambiental para la industria de procesos. Publicaciones Universidad de Concepción. pp. 219.**
- 14. Torres, Patricia; Rodríguez, Jenny; Barba, Luz; Morán, Adriana; y Narváez, Jorge. 2005. Tratamiento anaerobio de lixiviados en reactores U.A.S.B. Ingeniería y desarrollo. Número 18. pp 56.**
- 15. Pacheco, José; Magaño, Aldo. 2003. Arranque de un reactor anaerobio. Ingeniería Revista Académica. Volumen 7, número 1. pp.21.**
- 16. Informe ensayo potencial máximo de metanización y biodegradabilidad anaerobia. 2009. Unidad de asistencia técnica escuela de Ingeniería Bioquímica. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.**
- 17. Becco, Lorenzo J.L; 1999. Los G.LP, Los gases licuados del petróleo. Repsol YPF. pp164 – 177.**

Capítulo 6: Evaluación económica

6.1 Aspectos Generales y consideraciones:

Dentro de las evaluaciones económicas más utilizadas en las grandes empresas, la más común se asocia al VAN diferencial que se obtiene a la diferencia de VAC (Valor Actual de Costos), es decir, se compara entre la situación sin proyecto y la situación con proyecto. Si la situación con proyecto presenta una disminución en los costos en comparación con la situación sin proyecto, entonces existe un beneficio o ahorro, por ende un VAN diferencial.

El VAC se obtiene de la misma manera que el VAN, pero el flujo lo constituyen principalmente los costos. Es decir:

$$\text{VAC diferencial} = \text{VAC}_{\text{sin proyecto}} - \text{VAC}_{\text{con proyecto}}$$

El VAN (Valor Actual Neto) mide la creación de valor que aporta un proyecto, el cual es medido en dinero del período inicial ($t=0$). El VAN es el excedente que obtiene el inversionista luego de recuperar la inversión y el costo de oportunidad de los recursos invertidos.

Otro indicador utilizado es el IVAN, que es un índice de productividad, el cual se obtiene como resultado de la división entre el VAN del proyecto y su inversión.

Ambas situaciones (con y sin proyecto) se explican a continuación:

- Situación sin proyecto: Consiste en la situación actual de reducción térmica de la biomasa total generada en el proceso de producción de celulosa:

$$\text{Biomasa total} = \text{Biomasa forestal} + \text{lodo}$$

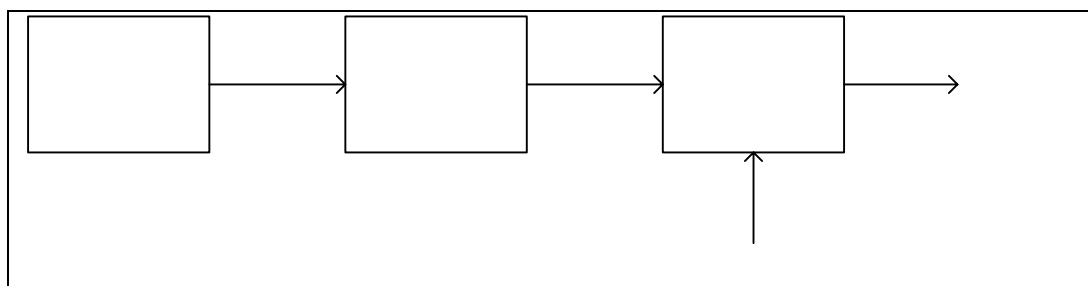


Figura 6.1 Esquema situación actual

- Situación con proyecto: Consiste en la implementación del sistema anaeróbico aplicado al lodo biológico descartado del tratamiento de efluentes. Por lo tanto, la alimentación a la caldera de poder constituye sólo biomasa forestal.

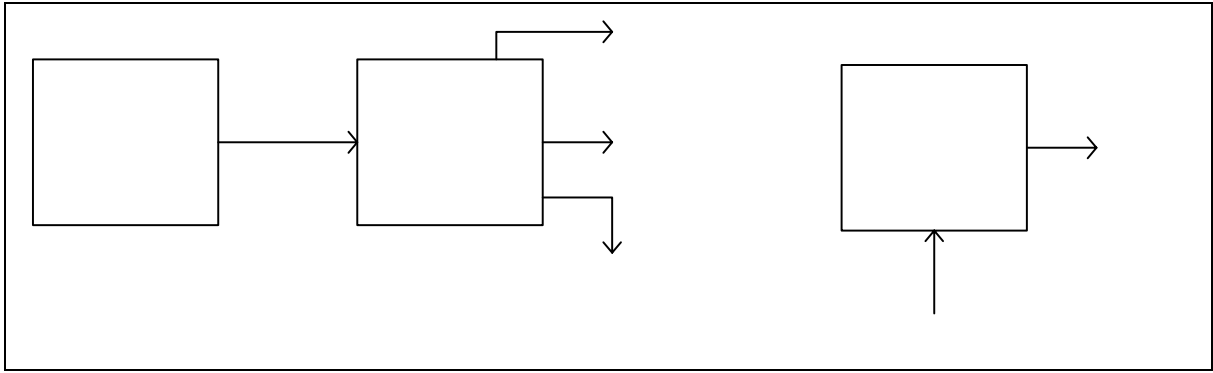


Figura 6.2 Esquema situación con tratamiento anaeróbico

Tratamiento De efluentes

Lodo

Sistema Anaeróbico

Costos considerados:

Sin proyecto	Con proyecto
<p>1. <u>Costo consumo petróleo:</u> Consumo de petróleo actual para la quema de la biomasa total.</p> <p>2. <u>Traslado lodo:</u> Costo traslado lodo desde sector efluentes a patio de madera. Este costo es sólo representativo.</p>	<p>1. <u>Costo inversión (equipos y mano de obra):</u> Se consideran costos de equipos requeridos, como son el estanque acondicionador, calefactor y reactor anaeróbico, relación capacidad (m³)-\$. El costo de piping y bombas es un % de la inversión en equipos, y el costo de mano obra que implementa el sistema anaeróbico no es más que referencial.</p> <p>2. <u>Costo nutrientes:</u> Principalmente ácido fosfórico y urea. Este costo está considerado para el efluente sin concentración alguna de estos nutrientes.</p> <p>3. <u>Costo consumo petróleo:</u> La biomasa forestal debe continuar su reducción y eliminación por medios térmicos. Se consideraron gastos de petróleo previos al ingreso del lodo a la caldera, es decir, anterior al año 2007.</p>

Costos no considerados:

Ítem	Justificación
1. Costo energía eléctrica utilizada en tratamiento de efluentes actual: aireación y prensa principalmente.	La planta opera de manera autosuficiente en lo que respecta a energía eléctrica, debido a la producción de la misma en la caldera de biomasa y la caldera recuperadora.
2. Costo de nutrientes en tratamiento de efluentes actual.	Valor constante (con o sin proyecto)
3. Costo operadores y analistas en tratamiento de efluentes actual.	Valor constante (con o sin proyecto)
4. Costo operadores en caldera de biomasa.	Valor constante (con o sin proyecto)
5. Costo mezclado de biomasa forestal en patio de maderas.	Valor constante (con o sin proyecto)

6.2 Resultados:

Situación sin proyecto.						
Item	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Costos Situación Sin Proyecto	\$ 0	-81.532.048	-81.782.048	-82.044.548	-82.320.173	-82.609.579
Costo Consumo Petróleo Caldera	\$	-76.532.048	-76.532.048	-76.532.048	-76.532.048	-76.532.048
Costo traslado Lodo desde la Prensa a la Pila	\$	-5.000.000	-5.250.000	-5.512.500	-5.788.125	-6.077.531
	\$					
Total	\$ 0	-81.532.048	-81.782.048	-82.044.548	-82.320.173	-82.609.579
Tasa Descuento	%	10%				
Valor Actual Neto (VAN)	\$	-310.869.632				

Figura 6.3 Evaluación económica sin tratamiento anaeróbico

El costo del petróleo se estimó sobre la base de información obtenida de ENAP, y el promedio del dólar de enero a octubre medido en el Banco Central.

Situación con proyecto.						
Item	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Inversión	\$ -91.384.653	0	0	0	0	0
Costos Adquisición Estanque	\$	-278.614				
Costo Pipping	\$	-7.836.370				
Costo Bombas	\$	-15.167.168				
Costo Calefactor de Efluentes	\$	-35.602.500				
Costo Reactor	\$	-25.000.000				
Costo Mano Obra de implementación	\$	-7.500.000				
Costos Situación Con Proyecto	\$ 0	-40.210.337	-40.210.337	-40.210.337	-40.210.337	-40.210.337
Costo Incorporación Nutrientes	\$	-5.334.973	-5.334.973	-5.334.973	-5.334.973	-5.334.973
Costo Consumo Petróleo Caldera Con proceso	\$	-34.875.364	-34.875.364	-34.875.364	-34.875.364	-34.875.364
Beneficios Cuantificables	\$ 0	0	0	0	0	8.388.465
Valor Residual	\$					8.388.465
Total Situación con proyecto	\$ -91.384.653	-40.210.337	-40.210.337	-40.210.337	-40.210.337	-31.821.871
Tasa Descuento	%	10%				
Valor Actual Neto (VAN)	\$	-238.604.888				

Figura 6.4 Evaluación económica con tratamiento anaeróbico

El costo tanto del estanque de acondicionamiento como del reactor se obtuvo de cotizaciones en la empresa AGUAMARKET. Estos costos son referenciales y son basados en el volumen requerido por equipo.

El costo del equipo calefactor se obtuvo por cotización con la empresa THERMAL ENGINEERING.

El costo por litro del ácido fosfórico también se obtuvo de esta empresa, considerando como producto bidón de 20 litros de densidad 1,685kg/l.

El costo del nutriente urea se obtuvo de la empresa Easy. El costo por kilo está considerado de un total de producto comercializado de 10 kg.

El costo pipping y bombas se consideran como un 31% y 60% respectivamente, del costo del equipo.

La implementación del sistema anaeróbico se implementa a través de 3 operarios, por 5 días. Esta implementación supone que se cuenta con el inóculo necesario para la puesta en marcha.

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Total Situación Sin Proyecto (A)	\$ 0	-81.532.048	-81.782.048	-82.044.548	-82.320.173	-82.609.579
Total Situación con proyecto (B)	\$ -91.384.653	-40.210.337	-40.210.337	-40.210.337	-40.210.337	-31.821.871
(B)-(A)	\$ -91.384.653	41.321.711	41.571.711	41.834.211	42.109.836	50.787.708

Figura 6.5 Resumen evaluación económica

	Situación sin proyecto.	Situación con proyecto.
Tasa Descuento	10%	10%
VAN	-310.869.632	-238.604.888
Delta VAN (\$)	72.264.744	
IVAN	0,8	
TIR	36,8%	

Figura 6.6 Indicadores evaluación económica

Cabe señalar, que el beneficio energético que aporta el sistema anaeróbico (biogás), no está contabilizado en esta evaluación.

El aporte energético generado por el biogás, es de $6,06 \cdot 10^6$ kcal/h, aprovechable tanto en el proceso anaeróbico como en la operación del tratamiento aeróbico, correspondiente a lodos activados.

Capítulo 7: Conclusiones y Comentarios

De las cuatro alternativas de reducción de volúmenes de lodos investigadas: oxidación por vía húmeda, co-firing, compostaje y digestión anaeróbica, se determinó mediante el estudio de parámetros del proceso existente (lodos activados), estudio de ecuaciones para rendimientos teóricos, análisis sobre potencial máximo de metanización y biodegradabilidad de muestras de lodos; que la opción de tratamiento anaeróbico es la más adecuada para la disminución de volúmenes de lodos y producción de energía.

Aún cuando la eficiencia de reducción de biomasa es menor a la que se obtiene con el proceso actual de incineración, se consiguen tres aplicaciones: disminución de biomasa generada y su estabilización, se produce biogás, y se recupera agua desde el efluente tratado.

El análisis de biodegradabilidad dio como resultado 104 lCH₄/DQOremovido, lo que implica una generación teórica de 17.121 m³/d de metano, considerando un flujo medido de purga, proveniente del clarificador secundario, de 4,84 l/s.

La biomasa producida teórica es de 29,63 kg/d como SSV, considerando un valor bibliográfico de rendimiento celular aproximado de 0,18.

El calor requerido para elevar la temperatura hasta la óptima de proceso es de 156.816 kcal/h, y el calor aportado por el flujo de metano es de 6,06*10⁶ kcal/h, por lo tanto el calor necesario a transferir al efluente corresponde al 2,58% del calor aportado por el biogás.

El porcentaje restante se podría utilizar para generar energía eléctrica y así alimentar los aireadores del sistema biológico, iluminación del patio de maderas, o abastecer alguna otra etapa de la producción de celulosa.

Los resultados de la evaluación económica dio como parámetros un IVAN de 0,8 y un TIR de 36,8% estos valores son favorables debido a que los costos en requerimientos de nutrientes para el proceso son bajos, los operadores serían los mismos que el sistema de lodos activados, (considerando que la empresa cuenta con operadores y analistas las 24 horas del día), no se utilizaría la prensa de bandas, se disminuye los costos por traslado de biomasa y de gasto de petróleo en la caldera de poder o biomasa.

La digestión anaeróbica como continuidad de un tratamiento biológico aeróbico existente, optimizaría los costos de operación, disminuiría la biomasa generada, y a su vez se produciría un beneficio energético aplicable dentro de la misma planta. Constituye un paso seguro a la obtención de un proceso industrial óptimo y acorde a las políticas medioambientales de Celulosa Arauco y Constitución S.A.

Anexo A: Ecuaciones.

$$2.1 \quad IVL = \frac{P_v}{P_w}$$

Donde

P_v = % del volumen de probeta ocupado por la zona de lodo después de 30 minutos de decantación.

P_w = % de sólidos en la muestra.

$$2.2 \quad \frac{F}{M} = \frac{Q \times S_0}{V \times X}$$

Donde

Q = caudal, unidades de L^3T^{-1}

S_0 = Concentración del agua residual entrada proceso, unidades de ML^{-3}

V = volumen, unidades de L^3

X = concentración de biomasa, unidades de ML^{-3}

$$2.3 \quad TRH = \frac{V}{Q}$$

Donde

V = Volumen, unidades de L^3

Q = caudal, unidades de L^3T^{-1}

$$2.4 \quad V(m^3) = \frac{\text{kgSSV(lodocrudo)} / \text{día}}{\text{kgSSV(añadidos)} / \text{m}^3 \times \text{día}}$$

Donde

SSV: sólidos suspendidos volátiles.

$$2.5 \quad EL = \frac{\text{kgSSVdigestor}}{\text{kgSSVañadidospor día}}$$

Donde

SSV: sólidos suspendidos volátiles.

$$3.1 \quad D = 131.700.000/10^{0,14 T}$$

Donde:

D = Tiempo de contacto mínimo, en días

T = Temperatura, en grados Celsius

Cuando se cumpla alguna de las condiciones que a continuación se detallan:

- a) El contenido de sólidos en los lodos sea mayor o igual a 7%, la temperatura de los lodos no sea inferior a 50 °C y el tiempo de contacto mínimo sea de 20 minutos, excepto en los casos cubiertos por la alternativa b);
- b) El contenido de sólidos en los lodos sea mayor o igual a 7%, la temperatura de los lodos no sea inferior a 50 °C y los lodos estén constituidos por partículas pequeñas que se calientan por medio de gases o líquidos inmiscibles, el tiempo de contacto mínimo será de 15 segundos;
- c) El contenido de sólidos en los lodos sea menor al 7% y los lodos sean tratados en procesos con un tiempo de contacto que va entre 15 segundos y 30 minutos.

$$3.2 \quad D = 50.070.000/10^{0,14t}$$

Donde:

D =Tiempo de contacto mínimo, en días

T = Temperatura, en grados Celcius

Esta ecuación se aplicará cuando el contenido de sólidos en los lodos sea menor al 7% y la temperatura de los lodos no sea inferior a 50 °C, y sean tratados en procesos con tiempo de contacto mayor o igual a 30 minutos.

$$3.3 \quad Q = \sum cp \times W_s \times (T_2 - T_1) + W_w \times \lambda$$

Donde

Q=Calor total necesario

Cp = Calor específico

W_s= Peso de cada sustancia

T₁= Temperatura inicial

T₂=Temperatura final

W_w = Humedad del lodo (en peso)

λ = Calor latente de evaporación por kilogramo

$$3.2 \quad E = C \times \rho \times f \times 0,001$$

Donde

E = emisión de CO₂ ,en Ton CO₂ /año

C = consumo por combustible Diesel, l/año

ρ = densidad del Diesel kg/l

f = factor emisión para calderas de Diesel, 3,12 kg CO₂ /kg Diesel

$$5.1 \quad \text{Nitrógeno} = DQO \times \frac{5}{350}$$

Donde DQO tiene unidades de mg/l.

$$5.2 \quad \text{Urea} = \frac{\text{Nitrógeno} \times E1}{0,466} \times 0,0864$$

Donde el valor 0,0864 corresponde al cambio de unidades, de mg/s resultante de la ecuación a kg/d.

$$5.3 \text{ Fósforo} = \frac{\text{Nitrógeno}}{5}$$

Donde el resultado se obtiene en mg/l.

$$5.4 \text{ Ác.fosfórico} = \frac{\text{Fósforo} \times E1}{0,316} \times 0.0864$$

Donde el valor 0,0864 corresponde al cambio de unidades, de mg/s resultante de la ecuación a kg/d.

$$5.5 E3 \times DQO_{E3} \times (1 - R_{DQO}) = E5 \times DQO_{E5}$$

Mediante la suposición que $E3 = E5$, la expresión resulta $DQO_{E3} \times (1 - R_{DQO}) = DQO_{E5}$

Donde

R_{DQO} corresponde a la remoción de DQO en %.

$$5.6 B = Y_{SSV/DQOr} \times DQO_{E3} \times E3 \times R_{DQO}$$

Donde

R_{DQO} = remoción de DQO en %.

$Y_{SSV/DQOr}$ = rendimiento celular.

$$5.7 F_{CH4} = Y_{CH4/DQOr} \times E3 \times DQO_{E3} \times R_{DQO}$$

Donde

$Y_{CH4/DQOr}$ = rendimiento metano

R_{DQO} = remoción de DQO en %.

$$5.8 F_{CO2} = \frac{F_{CH4} \times 33}{67}$$

Donde

F_{CH4} se obtiene de la ecuación 5.7

$$5.9 V = TRH \times F$$

Donde

V= volumen del reactor en m³

TRH= tiempo de residencia hidráulico, h.

F= flujo o caudal, m³/h

$$5.10 v_1 = \frac{H}{TRH}$$

Donde

v_1 = velocidad ascensional, m/h.

$$5.11 Q = m \times Cp \times \Delta T$$

Donde

Q= calor requerido para elevar temperatura ril, kcal/h

m= masa, kg

Cp = poder calorífico, kcal/kgK
ΔT= diferencia de temperatura, K

Considerando que se tiene flujo y no masa, la ecuación queda

$$Q = F \times \rho \times Cp \times \Delta T$$

Donde

Q, Cp, ΔT poseen las mismas unidades que ecuación inicial

F= flujo volumétrico, m³/h

ρ= densidad del fluido, kg/m³

$$5.12 PCB = F_{CH_4} \times PCN$$

Donde

PCB = poder calorífico del biogás, kcal/h

F_{CH₄} = Flujo de metano producido, l/d

PCN = poder calorífico metano, kcal/l

$$5.13 P \times V = n \times R \times T$$

Donde

P= presión, atm

V=volumen, litros

n= moles

R= constante de gases ideales, 0,082 atm*l/K*mol

T= temperatura, K

$$5.14 y = \frac{P_{35^{\circ}C}^S}{P_{NORMAL}^S}$$

Donde

y = fracción molar

P_{35°C}^S = Presión de saturación agua, mmHg

P_{NORMAL}^S = Presión saturación agua condiciones normales, mmHg

$$5.15 H = \frac{L_t + 2d + e}{3} - 0,6$$

Donde

H= Tramo recto tubos, m

L_t= Longitud total del tubo, m

d= diámetro, m

e= espesor de pared, m

$$5.16 R = 2d + e$$

Donde

R= Espacio ocupado por la curva, m

$$5.17 A = 7d + 2e$$

Donde $A = \text{Ancho}$, m

$$5.18 \quad B = H + R$$

Donde $B = \text{Largo}$, m

Anexo B: Información adicional.

B.1 Rutas metabólicas:

- Ruta Embden-Meyerhoff (EM): Corresponde a una de las vías donde ocurre el catabolismo de la glucosa. Es la más común en todo tipo de organismos incluyendo hongos filamentosos, levaduras y muchos tipos de bacterias. Esta ruta puede funcionar tanto en condiciones aerobias como en anaerobias y se lleva a cabo por una serie de 10 enzimas citoplásmicas.
- Vía Fosfoetolasa: Se conoce también como ruta de Warburg-Dickens (WD). Es la ruta que siguen ciertas bacterias lácticas (especialmente *Lactobacillus* y *Leuconostoc*). En esta ruta, la enzima fosfoetolasa rompe el azúcar C₅ y da lugar a dos ramas que conducen a la formación de lactato y etanol en un proceso de fermentación heteroláctica.
- Ciclo de Krebs: se conoce como ciclo de los ácidos tricarboxílicos o ciclo del ácido cítrico. Es un ciclo metabólico de importancia fundamental en todas las células que utilizan oxígeno durante el proceso de respiración celular. En estos organismos aeróbicos, el ciclo de Krebs es el anillo de conjunción de las rutas metabólicas responsables de la degradación y desasimilación de los carbohidratos, las grasas y las proteínas en anhídrido carbónico y agua, con la formación de energía química.

B.2 Oxidación por vía húmeda:

En los comienzos del desarrollo industrial de la oxidación húmeda, se utilizó para el tratamiento y recuperación de materias primas de los efluentes de plantas papeleras, utilizando la tecnología ZIMPRO.

Posteriormente, se comenzó a aplicar al acondicionamiento térmico de lodos biológicos provenientes de depuradoras, y también en la regeneración del carbón activado el cual se utiliza en la adsorción de compuestos orgánicos.

Actualmente se centra en el tratamiento de efluentes industriales, donde las especies a tratar dependen de los rangos de temperatura de operación, como por ejemplo:

- 100-200 °C: Oxidación de cianuros y pesticidas no clorados.
- 200-220 °C: Oxidación de soluciones alcalinas.
- 220-260 °C: Operación de acondicionamiento térmico de lodos.
- 240-280 °C: Efluentes industriales con fenoles.
- 260-320 °C: Tratamiento de absorbentes de refinería saturados en diversos compuestos orgánicos, y en la mayoría de efluentes con presencia tanto de compuestos orgánicos como de disolventes.
- 280-320 °C: Destrucción de lodos industriales y municipales.

Entre los procesos comerciales de oxidación directa, se cuenta con los procesos WAO y los procesos CWAO.

Procesos WAO:

- Método ZIMPRO: Este proceso oxida el lodo húmedo a temperaturas y presiones elevadas, el lodo se tritura y se mezcla con una cantidad ya determinada de aire comprimido, luego se pasa a través de una serie de intercambiadores de calor antes de entrar al reactor. Los productos que salen del reactor son una mezcla de gases, líquido y cenizas. Los rangos de temperatura y presión de operación están entre 150-320 °C y 10-220 bar respectivamente.
- Proceso VerTech: Se utiliza en el tratamiento de lodos, los cuales son llevados hasta un reactor que opera a 275 °C y 100 bar. El proceso VerTech elimina aproximadamente el 70% de la demanda química de oxígeno (DQO).

Procesos CWAO:

- Proceso LOPROX: La característica de este proceso es que se utiliza una cascada de columnas de burbujeo como reactor de oxidación. Sus parámetros de operación van entre 150-200 °C y 5-20 bar, en donde además se adiciona un catalizador de Fe^{2+} y un co-catalizador orgánico. El tiempo de residencia medio en el reactor está en el rango de 1-3 horas, dependiendo de la composición del efluente a tratar. La eliminación de DQO alcanza el 90% con un grado de mineralización del 60-65%.
- Proceso Ciba-Geigy: Utiliza un catalizador homogéneo de sal de cobre, el cual se separa mediante precipitación como sulfuro de cobre. La temperatura de operación es de 300 °C. Puede eliminar hasta el 99% de los contaminantes refractarios a la oxidación. No es capaz de eliminar en su totalidad la presencia del amoníaco.
- Proceso NS-LC: El catalizador que utiliza este proceso es uno monolítico de Pt-Pd/ TiO_2 - ZrO_2 . Otra variante es el sistema de flujo impuesto, el cual se denomina como “flujo gas-líquido segmentado”, en donde el gas y el líquido se alternan en el contacto con el catalizador. Opera a 220 °C y 40 bar y la conversión de los compuestos orgánicos supera el 99%.
- Proceso Osaka Gas: En este proceso el catalizador utilizado corresponde a una mezcla de metales preciosos y de transición sobre TiO_2 o TiO_2 - ZrO_2 en forma monolítica o en esferas. Se pueden tratar efluentes cianurados como lodos de depuradoras urbanas. Sus parámetros operativos son de 250 °C y 70 bar. Reduce la DQO y la concentración de amoníaco a < 10 ppm.

Anexo C: Cálculos.

3.2 Cálculos de emisión de CO₂

Caso 1:

$$E = 1,3 \frac{l}{ADt} \times 970 \frac{ADt}{d} \times 365 \frac{d}{año} \times 0,840 \frac{kg}{l} \times 3,12 \frac{kgCO_2}{kgDiesel} \times 0,001 = 1206,26 \frac{TonCO_2}{año}$$

Caso 2: Considerando ahorro de combustible por no ingreso del lodo húmedo en 26,88% y un 10% de ahorro por aumento de la eficiencia en la caldera.

$$E = 1,3 \frac{l}{ADt} \times 0,7312 \times 0,9 \times 970 \frac{ADt}{d} \times 365 \frac{d}{año} \times 0,840 \frac{kg}{l} \times 3,12 \frac{kgCO_2}{kgDiesel} \times 0,001 = 793,82 \frac{TonCO_2}{año}$$

5.3.2 Balances de masa:

Balance al Nitrógeno:

$$5.1 \text{ Nitrógeno} = 480,1 \times \frac{5}{350} = 6,85 \frac{mg}{l}$$

Para conocer la cantidad de Urea requerida:

$$5.2 \text{ Urea} = \frac{6,85 \times 4,84}{0,466} \times 0,0864 = 6,14 \frac{kg}{d}$$

Balance al Potasio:

$$5.3 \text{ Fósforo} = \frac{\text{Nitrógeno}}{5} = 1,37 \frac{mg}{l}$$

Para conocer la cantidad de Ác.Fosfórico:

$$5.4 \text{ Ác.Fosfórico} = \frac{1,37 \times 4,84}{0,316} \times 0,0864 = 1,81 \frac{kg}{d}$$

Determinación DQO removido:

$$5.5 \quad 480,1 \times (1 - 0,82) = DQO_{ES} = 86,42 \frac{mg}{l}$$

Determinación de Biomasa:

5.6

$$B = 0,18 \frac{kgSSV}{kgDQO} \times 480,1 \frac{mg}{l} \times \frac{1}{1 \times 10^6} \frac{kgDQO}{mg} \times 4,84 \frac{l}{s} \times 3600 \frac{s}{h} \times 24 \frac{h}{d} \times 0,82 = 29,63 \frac{kgSSV}{d}$$

Producción de Biogás:

5.7

$$F_{CH_4} = 104 \frac{lCH_4}{gDQO_r} \times 4,84 \frac{l}{s} \times 3600 \frac{s}{h} \times 24 \frac{h}{d} \times 480,1 \frac{mg}{l} \times \frac{1}{1000} \frac{g}{mg} \times 0,82 \times \frac{1}{1000} \frac{m^3}{l} = 17.121 \frac{m^3}{d}$$

$$5.8 F_{CO_2} = \frac{17.121 \times 33}{67} = 8.432 \frac{m^3}{d}$$

5.3.3 Balance de energía:

$$5.11 Q = 4,84 \frac{l}{s} \times 1 \frac{kg}{l} \times 1 \frac{cal}{g^\circ C} \times (35 - 26)^\circ C \times 1000 \frac{g}{kg} = 43560 \frac{cal}{s}$$

Cambiando unidades:

$$Q = 43560 \frac{cal}{s} \times 3600 \frac{s}{h} \times \frac{1}{1000} \frac{kcal}{cal} = 156816 \frac{kcal}{h}$$

$$5.12 PCB = 8,5 \frac{kcal}{l} \times 17.121 \frac{m^3}{d} \times 1000 \frac{l}{m^3} \times \frac{1}{24} \frac{d}{h} = 6,06 \times 10^6 \frac{kcal}{h}$$

$$5.14 y = \frac{43,67}{760} = 0,057$$

$$5.15 H = \frac{9,38 + 2 \times 0,2 + 0,006}{3} - 0,6 = 2,66m$$

$$5.16 R = 2 \times 0,2 + 0,006 = 0,41$$

$$5.17 A = 7 \times 0,2 + 2 \times 0,006 = 1,41m$$

$$5.18 B = 2,66 + 0,41 = 3,06m$$