



PONTIFICIA
UNIVERSIDAD
CATÓLICA DE
VALPARAÍSO



ESCUELA DE
**INGENIERÍA
BIOQUÍMICA**

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

Memoria de Titulo

Incorporación de un reactor tipo UASB a una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas diseñada bajo el concepto de biorefinería

Nombre : Diego Maureira Aranda
Víctor Muñoz Godoy

Profesor Guía : Rolando Chamy Maggi

2017

RESUMEN

En el presente proyecto, se plantea la problemática existente en la planta Trebal-Mapocho, la cual nace producto de la implementación de un pretratamiento de hidrólisis térmica, generando en la etapa de deshidratación de lodos un agua residual con alto DQO soluble, esto a su vez provoco un aumento en los gastos energéticos de la planta al tener que tratar esta agua residual que no cumplía con los estándares permitidos para su descarga. Es por esto, que se describe la situación actual de la planta el Trebal-Mapocho, y como su configuración se enmarca en ser tecnología de vanguardia en el tratamiento de las aguas residuales. Por consiguiente, se propone una estrategia que considera la incorporación de un reactor intermedio que disminuya la DQO soluble, generando un aumento en la producción de biogás y una disminución del consumo energético de la planta.

De esta manera, el proyecto propone la implementación un sistema compuesto de dos reactores de carácter anaerobio tipo UASB idénticos, con un volumen de $480\text{[m}^3\text{]}$, que operaran con una concentración de DQO soluble de 5.000 [mg/L] y a una temperatura de 37°C , estrategia que permite alcanzar un 96% de remoción de DQO soluble y generar 158 [kWd] de energía neta, permitiendo así generar además un ahorro de energía de 119 [kWd] . Por otra parte, el sistema diseñado comprende una operación de ecualización y homogenización permitiendo controlar las características del agua tratada además de distribuir los flujos, para esto se diseñaron dos estanques de $70\text{ [m}^3\text{]}$ y equipado con un sistema de agitación a 14 [rpm] .

Es así como en el presente trabajo se expone en detalle el diseño y construcción del sistema propuesto, incluyendo el sistema de organización, estrategia de control P&ID y la distribución espacial de los equipos en la planta el Trebal- Mapocho.

Finalmente, la evaluación técnica y económica permite conocer, preliminarmente la rentabilidad de este tipo de proyectos. Es así como el proyecto presento un TIR de 38% y un VAN de 8.967 UF, lo que entrega una alta rentabilidad del proyecto si se piensa que se exige una TRMA del 15%. En cuanto al análisis de sensibilidad se logró determinar que el proyecto mantiene su rentabilidad, aun cuando se generen fluctuaciones significativas de variables como el precio y la generación neta de energía.

Quisiera partir dando las gracias a mi familia, en especial a mi querida madre, ya que de no ser por todo el apoyo y paciencia que me ha brindado, no hubiera podido lograr mis metas.

Agradezco también, a mis estimados compañeros Camila, Laura, Nathalie, Rodrigo, Valentina por haber hecho grato el paso por la universidad, y una mención especial a Víctor por apañar en este proyecto, que si bien en momentos fue un dolor de cabeza, se logró completar con éxito.

También quisiera agradecer a mi profesor guía, Rolando Chamy, por confiar en mi e inspirarme a aprender más sobre el mundo de la ingeniera ambiental.

Finalmente, y no menos importante, quisiera agradecer al equipo del laboratorio de biotecnología ambiental, principalmente por sus consejos en mi lucha contra el reactor UASB.

Diego Maureira.

Después de siete años, puedo dimensionar lo mucho que he aprendido, donde no solo existió un crecimiento intelectual y profesional, sino, un aprendizaje integro, de enriquecimiento constante. Gracias familia por los valores entregados, en especial a mi Madre y hermana, pilares en mi vida, siempre estuvieron cuando lo necesite brindando un apoyo incondicional y afecto constante.

En estos años de formación he tenido la suerte de conocer a excelentes personas, estudiantes ejemplares que puedo considerar mis amigos. Infinitos agradecimientos a ustedes y les deseo mucho éxito en el futuro.

Agradecimientos a la Escuela de Ingeniería Bioquímica, al cuerpo docente, profesores que fueron parte de mi formación profesional. Al grupo de ingeniería ambiental quienes nos ayudaron y guiaron en el desarrollo del proyecto, siempre con excelente disposición. A Rolando Chamy, nuestro profesor guía por presentarnos desafíos constantes, entregar siempre una mirada crítica y técnica del proyecto realizado, situación valorable académicamente.

Y por último, agradecer a Diego mi compañero de proyecto, gracias por la paciencia, comprensión y excelente disposición frente al trabajo. Considero que eres un excelente profesional.

Víctor Muñoz.

INDICE GENERAL.

1	INTRODUCCIÓN	1
2	CONTEXTUALIZACIÓN DEL PROBLEMA	4
2.1	Planta Trebal-Mapocho en la actualidad.	4
2.2	Problemática Actual.	5
3	OBJETIVO GENERAL	6
4	ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS	7
4.1	Digestión anaerobia.	7
4.2	Principios y parámetros básicos de la Digestión anaerobia.	8
4.3	Pretratamiento de Lodos.	14
4.4	Pretratamiento de Hidrolisis Térmica.	15
5	CARACTERÍSTICAS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO TREBAL- MAPOCHO	16
5.1.	Desbaste.	17
5.2.	Desarenado y Desengrasado por aireación.	17
5.3.	Cámara de repartición.	18
5.4.	Clarificadores primarios.	19
5.5.	Reactor biológico.	19
5.6.	Sedimentador secundario.	20
5.6.1.	Línea de aguas	21
5.6.2.	Línea de lodos.	21
6	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	27
6.1	Caracterización de la fracción líquida de los lodos del digestor 5.	28
6.2	Caracterización del lodo granular anaerobio.	30
6.3	Estudio del comportamiento de un reactor continuo tipo UASB.	32
6.4	Resultados y Discusiones Experimentales.	33
6.4.1	Caracterización de agua residual.	33
6.4.2	Caracterización del Lodo granular.	37
6.4.3	Puesta en marcha de reactor continuo tipo UASB.	38

7	DESCRIPCIÓN DE LA PROPUESTA	40
7.1.	Ecualización 1.	40
7.2.	Calefacción.	41
7.3.	Digestión Anaerobia.	42
7.5.	Ecualización 2.	42
8	SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESO	43
8.1	Sistema de Ecualización para el agua residual.	43
8.2	Tecnologías de digestión anaerobia.	45
8.2.1	Reactores de lecho fijo.	46
8.2.2	Reactores de crecimiento libre o suspendido.	47
8.3	Estación de bombeo.	51
8.3.1	Wet well/dry well.	52
8.3.2	Submersible.	52
8.3.3	Screw pump.	53
8.4	Bombas.	54
8.5	Calefacción.	55
8.6	Almacenamiento de Lodos.	56
9	INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL	57
9.1.	Instrumentación.	58
9.1.1.	Sensores.	58
9.1.2.	Actuadores.	63
9.1.3.	Elementos finales de control.	64
9.2.	Dinámicas propuestas de control.	66
9.2.1.	Control de Temperatura.	67
9.2.2.	Control de pH.	67
9.2.3.	Control de altura de lodo.	68
10.	BALANCE DE MASA	69
10.1.	Almacenamiento.	69
10.2.	Deshidratación.	71
10.3.	Ecualización.	74

10.4.	Digestión.	76
10.5.	Ecualización.	82
11.	BALANCE DE ENERGIA	85
11.1.	Ecualización.	85
11.1.1.	Pérdidas de Calor.	86
11.1.2.	Potencia del sistema de agitación.	91
11.2.	Digestión.	93
11.2.1.	Pérdidas de Calor.	93
11.2.2.	Cogeneración de energía.	97
11.3.	Pérdidas de calor en tuberías.	99
11.4.	Potencia del sistema de Bombeo.	101
11.5.	Calefacción.	101
11.6.	Ahorro de energía	102
11.7.	Resumen de Balance de energía.	103
12.	DISEÑO ESTIMACION Y SELECCIÓN DE EQUIPOS	104
12.1.	Diseño de estanques ecualizadores.	104
12.1.1.	Sistema de agitación.	106
12.1.2.	Consideraciones estructurales.	107
12.2.	Diseño de reactor UASB.	108
12.2.1.	Diseño del separador trifásico.	111
12.2.2.	Diseño del sistema de alimentación.	123
12.2.3.	Consideraciones estructurales.	125
12.3.	Bombas	128
12.3.1.	Potencia necesaria para transporte de fluidos líquidos.	128
12.3.2.	Potencia necesaria para transporte de fluidos gaseosos.	134
12.3.3.	Selección de equipos	135
12.4.	Intercambiador de Calor	137
13.	ADMINISTRACIÓN Y ORGANIZACIÓN	145
13.1.	Requerimientos de personal.	145
13.2.	Cargos del personal.	146

13.3.	Ubicación del Proyecto.	147
13.4.	Layout del proceso.	148
14.	ANALISIS ECONOMICO	150
14.1.	Costo de capital (CC).	150
14.1.1.	Costos de terreno.	151
14.1.2.	Costos directos totales (CDT).	152
14.1.3.	Costos indirectos totales (CIT).	156
14.1.4.	Capital fijo de inversión total (CFIT).	157
14.2.	Costo total de producción.	158
14.3.	Ingresos.	159
14.4.	Flujo de caja.	160
14.5.	Análisis de sensibilidad.	164
14.5.1.	Variación de la energía neta generada v/s el precio del Kwh.	165
14.5.2.	Variación de la energía neta generada v/s número de sistemas construidos.	167
14.5.3.	Variación del precio de la energía kWh y el número de sistemas construidos.	169
15.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	171
	BIBLIOGRAFÍA	173

Índice de Figuras.

Figura 4.1. Ruta metabólica de la digestión anaeróbica.	9
Figura 4.2. Dependencia del pH y la actividad metanogénica.	11
Figura 4.3. Tasa de crecimiento de microorganismos psicrófilos, mesófilos y termófilos.	12
Figura 5.1. Diagrama de bloques de la planta de tratamiento Trebal-Mapocho.	16
Figura 5.2. Esquema de Hidrolisis Térmica.	23
Figura 5.3. Esquema de mezclado con tecnología Cannon Mixer.	25
Figura 6.1. Esquema general de ingreso al laboratorio.	28
Figura 6.2. Volumen de metano acumulado en el tiempo, BMP.	35
Figura 6.3. Volumen de metano acumulado en el tiempo, AME.	37
Figura 7.1. Diagrama de bloques de procedimiento propuesto.	40
Figura 8.1. Configuración reactor UASB.	49
Figura 9.1. Válvula de control y sus características.	65
Figura 10.1. Diagrama de bloques para la operación unitaria de almacenamiento.	70
Figura 10.2. Diagrama de bloques para la operación unitaria de deshidratación.	72
Figura 10.3. Diagrama de bloques para la operación unitaria de ecualización.	74
Figura 10.4. Diagrama de bloques para la operación unitaria de digestión.	76
Figura 10.5. Perfil de DQO en el efluente.	80
Figura 10.6. Perfil de crecimiento de la Biomasa activa.	80
Figura 10.7. Diagrama de bloque para el ecualizador.	83
Figura 11.1. Diagrama de cuerpo libre para una burbuja de gas.	94
Figura 12.1. Modelo de agitador considerado para el diseño a medida.	106
Figura 12.2. Dimensiones del reactor UASB propuesto.	111
Figura 12.3. Diagrama disposición de campanas.	112
Figura 12.4. Dimensiones de campana.	117
Figura 12.5. Esquema representativo para el diseño del sistema de extracción de biogás.	119
Figura 12.6. Configuración de extracción de biogás.	121
Figura 12.7. Cámara de aguas o sistema de seguridad.	122
Figura 12.8. Esquema de cámara de alimentación de afluente.	125
Figura 13.1. Zonas disponibles para la construcción del proyecto.	147
Figura 14.1. Esquema resumen de costos.	151
Figura 14.2. VAN. Análisis combinado, variación de los [kWd] generados en conjunto al precio del [kWh].	166
Figura 14.3. TIR. Análisis combinado, variación de los [kWd] generados en conjunto al precio del [kWh].	166
Figura 14.4. VAN. Análisis combinado, variación de los [Kwd] generados en conjunto al número de reactores.	168
Figura 14.5. TIR. Análisis combinado, variación de los [kWd] generados en conjunto al número de reactores.	168
Figura 14.6. VAN. Análisis combinado, precio de [kWh] vendido v/s generados en conjunto al número de reactores.	169
Figura 14.7. TIR. Análisis combinado, precio de [kWh] vendido v/s generados en conjunto al número de reactores.	170

Índice de Tablas.

Tabla 6.1. Metodologías analíticas utilizadas para caracterizar el sustrato.	29
Tabla 6.2. Metodologías analíticas utilizadas para caracterizar el lodo.	30
Tabla 6.3. Metodologías analíticas utilizadas para monitorear el reactor continuo UASB.	33
Tabla 6.4. Resultados de la Caracterización del agua residual.	36
Tabla 6.5. Resultados de la caracterización del lodo granular.	38
Tabla 8.1. Comparación de distintos sistemas de agitación.	44
Tabla 8.2. Comparación entre sistema aerobios vs sistema anaerobio.	45
Tabla 8.3. Ventajas y desventajas del reactor UASB.	50
Tabla 8.4. Comparación de los diferentes reactores en base a criterios operacionales.	51
Tabla 8.5. Comparativas entre sistemas de bombeo existentes.	53
Tabla 8.6. Tipos de bombas y sus características.	55
Tabla 8.7. Comparación de sistemas de intercambiador de calor.	56
Tabla 9.1. Comparativa entre diferentes sensores de nivel.	61
Tabla 9.2. Comparativa entre diferentes sensores de Temperatura.	62
Tabla 9.3. Descripción de los diferentes actuadores disponibles.	63
Tabla 9.4. Tipos de válvulas y sus usos más comunes.	65
Tabla 10.1. Propiedades de corriente proveniente del digestor 5.	70
Tabla 10.2. Nomenclatura de flujos en etapa de almacenamiento previa deshidratación.	70
Tabla 10.3. Propiedades de corriente proveniente del almacenamiento.	71
Tabla 10.4. Nomenclatura de flujos en etapa deshidratación previa al ecualizador.	72
Tabla 10.5. Resultados del balance de masa de la etapa de deshidratación.	74
Tabla 10.6. Nomenclatura de flujos en etapa ecualización previa al reactor UASB.	75
Tabla 10.7. Resultados del balance de masa de la etapa de ecualización.	75
Tabla 10.8. Nomenclatura de flujos en etapa de digestión previa al ecualizador.	77
Tabla 10.9. Parametros cinéticos empleados en el modelo.	79
Tabla 10.10. Resultados del balance de masa de la etapa de digestión.	81
Tabla 10.11. Parámetros del biogás.	81
Tabla 10.12. Producción de biogás total.	82
Tabla 10.13. Nomenclatura de flujos en etapa de ecualización posterior digestión.	83
Tabla 10.14. Resultados del balance de masa de la etapa de ecualización.	84
Tabla 11.1. Parámetros utilizados para los Ecualizadores.	86
Tabla 11.2. Resumen de coeficientes de transferencia de calor.	90
Tabla 11.3. Perdidas de calor en ecualizadores.	90
Tabla 11.4. Características del sistema de agitación.	91
Tabla 11.5. Potencia de agitación requerida en los ecualizadores.	92
Tabla 11.6. Resumen de cálculos realizados.	96
Tabla 11.7. Perdidas de calor por convección y conducción en los reactores UASB.	97
Tabla 11.8. Datos de desempeño energético de referencia de Motor de combustión interna y Turbina de gas.	98
Tabla 11.9. Distribución de generación de energía para motor combustión interna.	98
Tabla 11.10. Propiedades del agua residual.	99
Tabla 11.11. Perdidas de calor en las distintas líneas de cañería.	100
Tabla 11.12. Temperatura de salida del fluido en las distintas líneas del proceso.	100

Tabla 11.13. Resumen de bombas requeridas.....	101
Tabla 12.1. Flujos de alimentación a ecualizadores.....	105
Tabla 12.2. Dimensiones de ecualizador y sistema de agitación.....	107
Tabla 12.3. Principales variables consideradas para el diseño del reactor UASB.....	108
Tabla 12.4. Valores recomendados según la DQO presente en el afluente.....	109
Tabla 12.5. Velocidades recomendadas para gases y vapor en cañería.....	120
Tabla 12.6. Resumen de diseño de sistema de recolección de biogás.....	122
Tabla 12.7. Datos de diseño para Línea 10 (L10).....	129
Tabla 12.8. Velocidades recomendadas para fluidos en tuberías.....	130
Tabla 12.9. Accesorios considerados en la Línea 10 (L10).....	133
Tabla 12.10. Condiciones de diseño para sistema de transporte de biogás.....	135
Tabla 12.11. Bombas seleccionadas en base a las exigencias del sistema.....	136
Tabla 12.12. Principales características de los modelos de IC alfa laval.....	137
Tabla 12.13. Resumen de numero de placas y canales por modelo de IC.....	140
Tabla 12.14. Parámetros de los fluidos.....	141
Tabla 12.15. Resumen de cálculos realizados.....	141
Tabla 12.16. Parámetros utilizados en el calculo de U.....	142
Tabla 12.17. Área de transferencia por modelos de intercambiador.....	142
Tabla 12.18. Área de transferencia por modelos de intercambiador cambiando número de placas.....	143
Tabla 12.19. Resumen de cálculo caída de presión modelo T2.....	144
Tabla 13.1. Requerimiento de personal del proyecto.....	146
Tabla 13.2. Área basal por equipos.....	148
Tabla 14.1. Indicadores económicos.....	150
Tabla 14.2. Precios de hormigón y acero.....	152
Tabla 14.3. Precio planchas de fibra de vidrio.....	153
Tabla 14.4. Costos por tipo de moldaje.....	154
Tabla 14.5. Precio de los diferentes equipos en planta.....	155
Tabla 14.6 Precio de los diferentes equipos de control a instalar.....	156
Tabla 14.7. Vida útil de los equipos considerados en el proyecto.....	157
Tabla 14.8. Principales costos de inversión.....	158
Tabla 14.9. Sueldos operarios.....	159
Tabla 14.10. Ejemplo de depreciación acelerada mediante el método de suma de dígitos, Intercambiador de calor.....	161
Tabla 14.11. Valor libro o residual en los diferentes periodos.....	162
Tabla 14.12. Flujo de caja sobre la opción del proyecto evaluado con dos reactores UASB.	163

1 INTRODUCCIÓN

Un gran número de tecnologías han sido desarrolladas para lograr la eliminación de contaminantes en las aguas residuales. De estas tecnologías los procesos biológicos son considerados los más eficaces y económicos en el campo del tratamiento de aguas residuales (Metcalf & Eddy, 2003).

Tanto los sistemas de tratamiento de aguas residuales aerobios y anaerobios están actualmente en uso por las grandes plantas de tratamiento de aguas alrededor del mundo, considerándose como complementarios entre sí, puesto que no siempre los sistemas anaerobios cumplen con los requisitos de calidad para su disposición al medio receptor.

Es así como los procesos de tratamiento aerobios fueron predominantes en el tratamiento biológico de las aguas residuales hasta los años setenta. El interés en los sistemas anaerobios surgió de diez a quince años más tarde, debido al aumento de los costos energéticos que implicaba la aireación forzada en el tratamiento aerobio.

El tratamiento anaerobio de las aguas residuales no consume energía, sino que incluso pudiese producirla, a través de la combustión del metano. Las dos principales ventajas del tratamiento anaerobio de aguas residuales que explican su progreso a expensas del tratamiento aerobio clásico para disminuidos volúmenes de afluente, son una baja generación de lodos y un considerable ahorro de energía. Situación que se aprecia a una escala mayor, donde el tratamiento en conjunto de ambos, resulta ser la mejor alternativa para tratar las aguas residuales. En la actualidad, en Chile, existen 278 sistemas de tratamientos de aguas servidas operando y reconocidos por la Superintendencia de Servicios Sanitarios (SISS), en el APENDICE A se detalla los tratamientos empleados por cada región del país (Superintendencia de Servicios Sanitario, 2014).

Se entenderá para fines metodológicos, una planta de tratamiento de aguas servidas (PTAS), como una instalación donde se realiza un tratamiento físico, químico y/o biológico. La SISS reconoce como sistemas de tratamiento las siguientes tecnologías: emisarios submarinos, laguna aireada, laguna de estabilización, lodos activos, lombrifiltros, reactores biológicos secuenciales (SBR), tratamiento primario más desinfección y zanjas de oxidación. Dentro de

éstos, la tecnología de tratamiento predominante corresponde a Lodos Activados (tratamiento aerobio) con casi un 60% (Superintendencia de Servicios Sanitario, 2014).

En la actualidad, una de las mayores desventajas de los sistemas de tratamiento en base a procesos aerobios, es la alta generación de lodos, los cuales deben ser estabilizados antes de ser dispuestos en el medio. La estabilización de lodos se realiza, generalmente, mediante el proceso biológico de digestión, que puede ser aerobia o anaerobia. La digestión aerobia es la más usada en Chile (80%), mientras la digestión anaerobia, pese a ser menos popular, es utilizada en las plantas de mayor tamaño debido a los menores costos operacionales y atractivo energético que significa la generación de metano (Baraño & Tapia, 2004). Este último es el caso de la PTAS el Trebal-Mapocho, que cuenta con cinco digestores anaerobios para el tratamiento de lodos generados del proceso aerobio. En esta planta, el año 2014, se implementó el proceso de acondicionamiento de lodos, que consiste en un pretratamiento térmico denominando hidrólisis térmica, esta configuración permitió alcanzar un mayor aprovechamiento energético de los lodos durante el proceso de digestión anaerobia. En un comienzo, el uso de este pretratamiento generó cambios en las condiciones de entrada del sistema, lo que provocó una alteración en el comportamiento del digestor durante la puesta en marcha.

Actualmente, el digestor acondicionado al pretratamiento tiene un funcionamiento estable con altos volúmenes de producción de biogás. Sin embargo, dado los cambios en el proceso de digestión, se generó un flujo posterior a la etapa de deshidratación, el cual es denominado sobrenadante, con un alto contenido de materia orgánica en forma soluble que requiere ser tratada.

A la fecha, este flujo de sobrenadante es recirculado al proceso de lodos activados, lo que resulta en un aumento de los costos, al generar una sobrecarga del sistema y aumento en el gasto energético por concepto de aireación. Es por esto, que la alternativa de utilizar un proceso biológico de carácter anaerobio resulta atractiva, debido a la alta capacidad para tratar sustratos que se degradan lentamente en altas concentraciones, baja producción de lodos, bajos requerimientos energéticos y la posibilidad de generar energía a través de la combustión de metano. (Rittman & McCarty, 2001).

Dentro de los avances más notables en los procesos de tratamientos anaerobios está la tecnología UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), descubierta a fines de 1970 por un grupo de investigadores, dirigidos por el Doctor Gatze Lettinga, en Holanda. (Mohan, et al., 2005). El

reactor UASB es usado ampliamente para el tratamiento de una gran variedad de aguas residuales que van desde las aguas residuales domésticas a las industriales. (Lettinga, et al., 1984).

Algunas de las características destacables del reactor UASB es que permite el uso de altas cargas volumétricas de DQO en comparación con otros procesos anaerobios. El reactor UASB se considera que es uno de los sistemas anaerobios de mayor éxito debido a su diseño simple, fácil construcción y mantenimiento, bajo costo de operación y la capacidad de soportar las fluctuaciones en el pH, la temperatura y concentración de los sustratos en el afluente, es que ha ganado popularidad (Alvarez, et al., 2006).

Es así como el reactor UASB resulta ser una de las mejores alternativas para el tratamiento de este afluente, ya que se evita así una sobrecarga del sistema, lo que se refleja en una reducción de los gastos energéticos. En definitiva, el interés radica en la importancia del tratamiento eficiente de los residuos industriales y velar así por un tratamiento amigable con el medio ambiente.

Por lo tanto, se diseñó un proceso que permita el tratamiento de manera viable, tanto técnico como económicamente. Para ello el proyecto se desarrolló en dos etapas; una experimental y otra técnica. La primera, consistió en evaluar la aplicabilidad de esta tecnología en el tratamiento de este afluente, para ello se realizó la caracterización de los flujos a tratar y la determinación de parámetros relevantes para el diseño del proceso, mientras que la etapa técnica, comprendió el balance de masa y energía, el diseño y selección de los equipos involucrados en el proceso junto con la evaluación económica del mismo.

2 CONTEXTUALIZACIÓN DEL PROBLEMA

2.1 Planta Trebal-Mapocho en la actualidad.

La Planta de Tratamiento de Aguas Servidas Trebal-Mapocho, pertenece a Aguas Andinas S.A, un de las empresas destacadas a nivel país en el rubro de las sanitarias dedicadas a la producción de agua potable y posterior tratamiento de las aguas servidas (Aguas Andinas, 2016). Trebal-Mapocho es una de las 13 plantas ubicadas en la periferia de la región metropolitana, siendo junto a Farfana una de las instalaciones con mayor capacidad para tratar grandes caudales de aguas residuales.

La PTAS Trebal-Mapocho se encuentra ubicada en la comuna de Padre Hurtado, Región metropolitana, coordenadas 6287097 Norte y 328914 Este y actualmente tienen la capacidad de tratar 6,6 [m³/s] (Servicio de evaluación ambiental, 2011). En un comienzo la planta contaba solo con la línea correspondiente a Trebal con una capacidad de 4,4 [m³/s], con el tiempo se implementó en el mismo terreno la planta Mapocho, sumando una capacidad de 2,2 [m³/s]. La necesidad de este aumento en la capacidad de tratamiento, nace del proyecto interceptor Mapocho, “Mapocho Urbano Limpio”, que inició sus operaciones en marzo de 2010, permitiendo un saneamiento del río (Aguas Andinas, 2010). Trebal-Mapocho recibe las aguas servidas de las comunas de la zona sur de Santiago, es decir: Puente Alto, La Pintana, El Bosque, San Bernardo, Maipú, Cerrillos, Rinconada de Maipú, parte de La Florida y Estación Central del gran Santiago (Superintendencia de Servicios Sanitario, 2014).

La Planta permite el tratamiento físico, biológico y bacteriológico del agua y de los lodos producidos, de tal forma que el agua tratada es descargada al cuerpo receptor del río Mapocho, quedando apta para regar todo tipo de cultivos. Los lodos, a su vez podrán ser utilizados en la recuperación de suelos.

2.2 Problemática Actual.

Desde hace tres años, Trebal-Mapocho cuenta en su línea de estabilización de lodos, con un sistema de pretratamiento térmico, el cual ha permitido el aprovechamiento de la materia orgánica presente en la corriente. La implementación de esta configuración ha generado un aumento en producción de biogás, además de mejorar la condición de deshidratación de lodos.

Inicialmente, solo el digestor número 5 fue acondicionado con esta tecnología para evaluar su comportamiento frente a esta nueva alimentación hidrolizada térmicamente. Esta acción generó una etapa de inestabilidad atribuida a una adaptación de las poblaciones microbianas al nuevo sustrato. En la actualidad, esta configuración ha demostrado grandes beneficios como los ya mencionados.

El seguimiento de esta configuración permitió detectar un aumento en la DQO soluble de la fracción líquida generada en la etapa de deshidratación. Las características de esta corriente impiden su descarga directa al medio, por lo cual es recirculada al sistema de lodos activados, ver APENDICE B. Esta nueva corriente con un alto DQO soluble genera un aumento en la carga orgánica a tratar, desencadenando un aumento en el consumo de energía atribuido al proceso de aireación. Se estimó que si la unidad de digestión funcionara sin acondicionamiento térmico existirá una reducción en los costos por aireación de un 2%, valor que resulta mínimo en comparación los gastos incurridos en el proceso, ahora bien si se extrapola al caso donde los cinco digestores se encuentren acondicionados para trabajar con el sistema de hidrolisis térmica, el aumento en los costos se dispara a un 12%, valor que resulta significativo para la planta, revisar APENDICE C.

Frente a esta problemática resulta prudente implementar un sistema de tratamiento complementario que genere una reducción de la carga orgánica, siendo un sistema anaerobio la alternativa que proporciona atractivos beneficios energéticos resultado decisivo para la selección frente a otros sistemas de tratamientos.

3 OBJETIVO GENERAL

Entregar una solución al problema generado por la hidrólisis térmica de los lodos provenientes del digestor, a través de la incorporación de un reactor intermedio que disminuya la DQO soluble, generando un aumento en la producción de biogás y una disminución del consumo energético de la planta.

Objetivos Específicos.

- Determinar las características del sobrenadante de los digestores anaerobios de la planta Trebal-Mapocho, que tratan lodos provenientes de la hidrólisis térmica.
- Evaluar el tratamiento del sobrenadante de digestores anaerobios, que tratan lodos hidrolizados, mediante un reactor en continuo UASB a escala laboratorio.
- Diseñar un reactor UASB a escala industrial, que sea capaz de tratar el sobrenadante de los digestores anaerobios de la planta Trebal-Mapocho, operando con lodos hidrolizados.
- Analizar la factibilidad económica del proyecto, en contraste con el tratamiento actual del efluente.

4 ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS

En este capítulo, se hace una revisión de un proceso fundamental para el desarrollo del proyecto, como lo es la digestión anaerobia, además se presentará cuáles son sus factores o variables fundamentales a la hora de proceder con un buen funcionamiento de un reactor anaerobio.

4.1 Digestión anaerobia.

La digestión anaerobia implica la degradación y estabilización de la materia orgánica, por parte de organismos microbianos que conduce a la formación de biogás (una mezcla de dióxido de carbono y metano principalmente) y de biomasa microbiana (Kelleher, et al., 2000).

Es así, como los tratamientos anaerobios, resultan ser una alternativa para la reducción de los contaminantes generados en las operaciones agrícolas e industriales, mientras al mismo tiempo, se genera una reducción del uso de energía en la operación.

Como uno de los residuos con mayor potencial para la generación de energía son las aguas residuales, esta tecnología cuenta con mayor aplicación en el tratamiento de lodos municipales y una aplicación más limitada en el tratamiento de desechos orgánicos industriales, incluidos los desechos hortofrutícolas y los desechos agrícolas (Chen, et al., 2008).

En el proceso de digestión anaerobia, el biogás generado está compuesto generalmente de 48-65% metano, 36-41% de dióxido de carbono, hasta 17% de nitrógeno, menos de 1% de hidrógeno, 32-169 ppm de sulfuro de hidrógeno, y trazas de otros compuestos (Rasi, et al., 2007).

La digestión anaerobia ofrece numerosas y significativas ventajas, tales como la baja producción de lodos, bajo requerimiento energético y la posibilidad de recuperar parte de la

energía utilizada en el proceso (Pohland & Ghosh, 1974; van Staikenburg, 1997). La digestión anaerobia en condiciones termófilas tiene beneficios adicionales, incluyendo un alto grado de estabilización de residuos, destrucción más completa de virus y bacterias patógenas, y la mejora de post-tratamiento de deshidratación de lodos (Lo, et al., 1985).

Además, en la digestión anaerobia, la formación de los ácidos y el metano difieren ampliamente en términos de la fisiología de los microorganismos, necesidades nutricionales, la cinética de crecimiento y la sensibilidad a condiciones ambientales (Pohland & Ghosh, 1971). No mantener el equilibrio entre estos dos grupos de microorganismos es la causa principal de la inestabilidad de un reactor anaerobio (Demirel & Yenigun, 2002).

Una amplia variedad de compuestos puede resultar inhibitorios al proceso de digestión anaerobia y generar inestabilidad en el proceso. Un material puede ser juzgado inhibitorio cuando se produce un cambio adverso en la población microbiana o la inhibición de crecimiento bacteriano. La inhibición, por lo general, se manifiesta por una disminución de la tasa de producción de gas metano y la acumulación de ácidos orgánicos (Kroeker, et al., 1979).

La producción de biogás por digestión anaeróbica ofrece significativas ventajas con respecto a otras formas de tratamiento de residuos. A pesar de estos beneficios, la pobre estabilidad operacional, todavía, impide que la digestión anaerobia pueda ser ampliamente comercializada (Dupla, et al., 2004).

4.2 Principios y parámetros básicos de la Digestión anaerobia.

La digestión anaerobia es un proceso complejo, que requiere estrictas condiciones anaerobias, con un potencial de óxido-reducción entre -350[mV] a -200 [mV] (Varneo, 2011), y depende de la actividad coordinada de un complejo de consorcios microbianos para transformar la materia orgánica, en su mayoría, en dióxido de carbono y metano.

La digestión anaerobia de material orgánico sigue básicamente cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, como se muestra en la Figura 4.1. A pesar de los pasos sucesivos, la hidrólisis es generalmente considerada como limitante de la

velocidad (Li & Noike, 1992). En la etapa de hidrólisis se degradan materiales orgánicos insolubles y compuestos de alto peso molecular, tales como lípidos, polisacáridos, proteínas y ácidos nucleicos. Son degradados a sustancias orgánicas solubles, tales como, ácidos grasos, monosacáridos, aminoácidos y nucleótido.

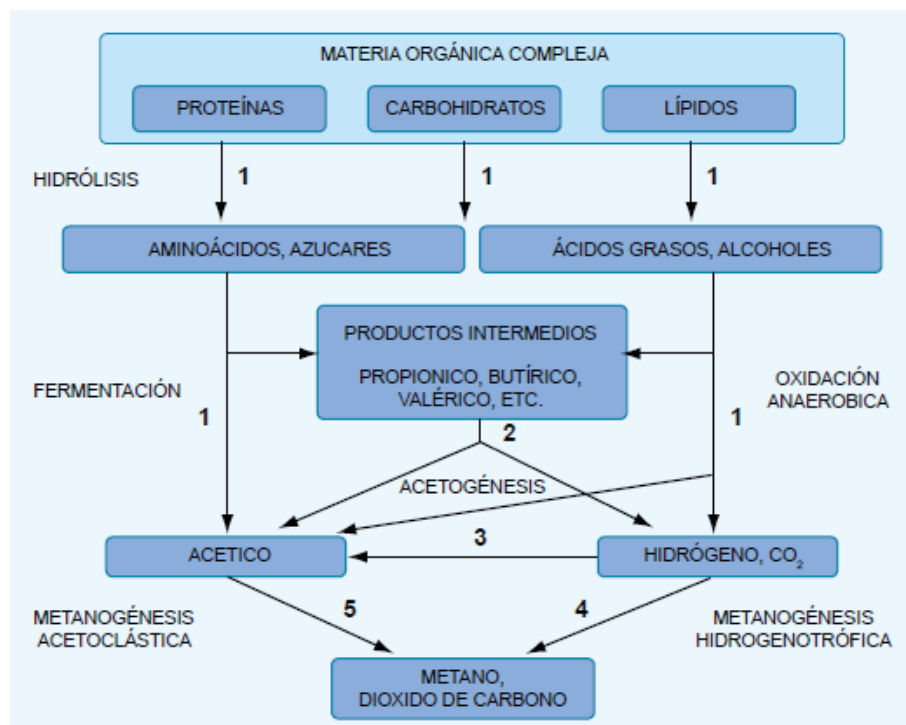


Figura 4.1. Ruta metabólica de la digestión anaeróbica.

Fuente: (Varneo, 2011).

Los componentes formados durante la hidrólisis se degradan, mediante una etapa de acidogenesis, la cual genera compuestos como ácidos grasos volátiles (AGV) quienes son producidos por bacterias acidogénicas (o fermentativas) junto con NH_3 , CO_2 , H_2S y otros subproductos.

La tercera etapa en la digestión anaerobia es la acetogénesis, donde ácidos y alcoholes producidos en la etapa anterior son digeridos por microorganismos acetógenos para producir principalmente ácido acético, así como el CO_2 y H_2 . Esta conversión se controla

en gran medida por la presión parcial de H_2 en la mezcla del lodo. La etapa final, es la metanogénesis donde se produce metano por dos grupos de arqueas metanogénicas: el primer grupo divide el acetato en metano y dióxido de carbono, y el segundo grupo utiliza hidrógeno como donador de electrones y dióxido de carbono como aceptor para producir metano.

En el proceso de digestión anaerobia, variados son los parámetros importantes que afectan a las diferentes etapas del proceso, como: el pH, la alcalinidad, temperatura, tiempo de retención de sólidos y tiempo de retención hidráulico.

- **pH y Alcalinidad.**

Para las comunidades bacterianas presentes en el proceso anaerobio, el pH es un factor cuyas variaciones pueden afectarlas adversamente, llevando incluso al fallo total del sistema. Para comprender estos fenómenos hay que tener en cuenta que microorganismos acidogénicos como metanogénicos tienen óptimos distintos, donde estos últimos son los más sensibles. Por ejemplo, los metanógenos son sensibles a la producción bruta AGVs, que genera una reducción en el pH del proceso. Cuando el pH cae por debajo de 6,3, como se ilustra en la Figura 4.2, el resultado probable es la destrucción de la población metanogénica (Chen, et al., 2002). Por lo tanto, para que la operación de digestión anaerobia resulte eficaz para la producción de biogás, es crucial un equilibrio entre los agentes acidógenos, acetógenos y metanogénicos. Así, para generar un sistema de tratamiento anaeróbico que estabilice correctamente un residuo orgánico, los microorganismos encargados de la remoción deben encontrarse en un equilibrio dinámico, para ello se encuentra con dos sistemas naturales de tampones que permite contener los cambios de pH; los tampones dióxidos de carbono/bicarbonato/carbonato y Amonio/Amoniaco. Esta capacidad del pH es medida en la alcalinidad del sistema anaerobio, por lo tanto, se debe mantener el equilibrio de éste.

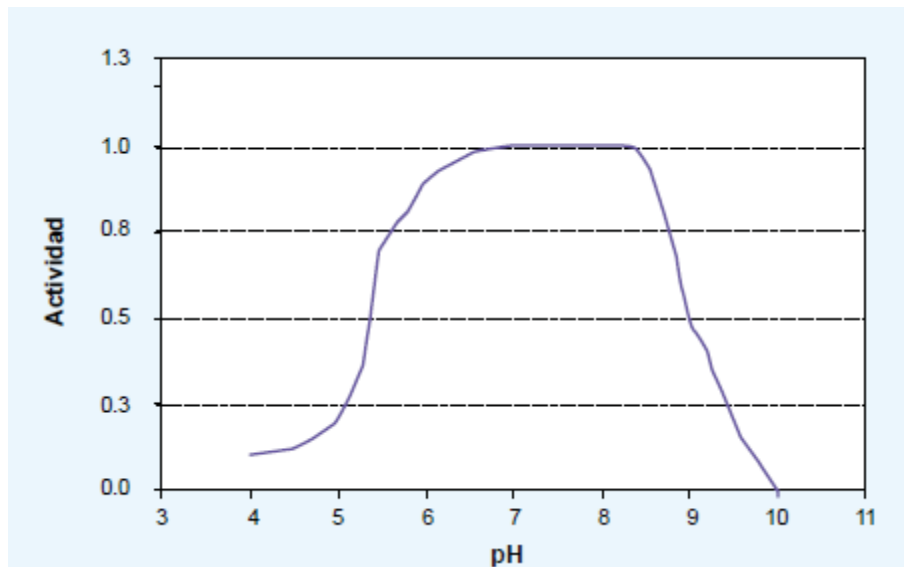


Figura 4.2. Dependencia del pH y la actividad metanogénica.

Fuente: (Varneo, 2011)

- **Temperatura.**

La temperatura es un parámetro con un importante efecto en el proceso, al ser altamente dependiente de éste, afecta las propiedades fisicoquímicas de los sustratos encontrados en la digestión. También, influye en la tasa de crecimiento y el metabolismo de microorganismos y, por tanto, en la dinámica de población del reactor anaerobio. Es así como la temperatura óptima de desarrollo de la actividad biológica anaerobia oscila entre los 25 y 35 °C. A temperaturas cercanas a los 15°C las bacterias metanogénicas se ven inhibidas, la temperatura óptima se encuentra entre los 30 y 38°C para el rango mesofílico y entre los 49 y 57°C en el termofílicos (Metcalf & Eddy, 2003). Las bacterias metanogénicas son uno de los grupos más sensibles, presentando tres óptimos distintos dependiendo de su clasificación, lo que se puede apreciar en la Figura 4.3.

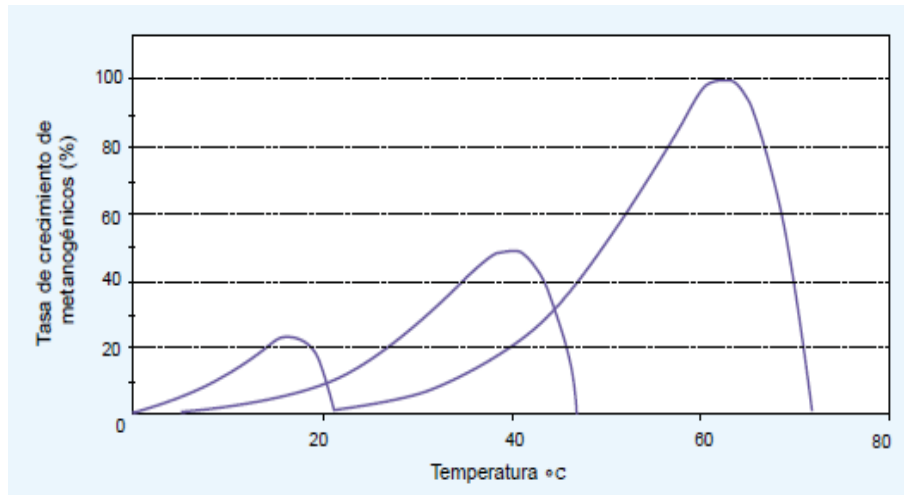


Figura 4.3. Tasa de crecimiento de microorganismos psicrófilos, mesófilos y termófilos.

Fuente: (Varneo, 2011)

La temperatura tiene, además, un efecto significativo sobre la presión parcial de H_2 en digestores, por lo tanto, influye en la cinética del metabolismo sintrófico. La Termodinámica muestra que las reacciones endergónicas, en condiciones normales la degradación de propionato en acetato, CO_2 y H_2 , se ve favorecida energéticamente a temperatura más alta, mientras que las reacciones que son exergónicas, como, en metanogénesis y en el grupo de hidrogenotróficas se encuentran menos favorecidas a temperaturas más altas (Rehm, et al., 2000).

En consecuencia, un aumento de la temperatura tiene varios beneficios (Boe & Angelidaki, 2006; Rehm, et al., 2000), incluidos un aumento de la solubilidad de los compuestos orgánicos, mejora las velocidades de reacción biológicas, químicas y un aumento en la tasa de destrucción de agentes patógenos bajo condiciones termófilas. Sin embargo, la aplicación de altas temperaturas tiene efectos contrarios: habrá un aumento de la fracción de amoníaco libre, que desempeña un papel en la inhibición de los microorganismos, por el aumento de pKa de los AGV, lo que hará que el proceso sea más susceptible a la inhibición (Boe & Angelidaki, 2006).

- **Tiempo de retención de sólidos y tiempo de retención hidráulica.**

El tiempo de retención de sólidos (TRS) es el tiempo promedio que los sólidos residen en el digestor, mientras que el tiempo de retención hidráulica (TRH) es el tiempo medio de residencia de la fracción líquida del lodo en el digestor.

Las bacterias requieren de un cierto tiempo para degradar la materia orgánica. Entonces, la velocidad de degradación dependerá en gran parte de la temperatura; mientras mayor sea la temperatura, menor es el TRH. Por lo tanto, la selección de una mayor temperatura implicará una disminución en los tiempos de retención requeridos y consecuentemente serán menores los volúmenes de reactor necesarios para digerir un determinado volumen de material. Así, la relación costo beneficio es el factor que finalmente determinará la optimización entre la temperatura y el TRH. En relación al tipo de sustrato, generalmente los materiales con mayor proporción de carbono retenido en moléculas resistentes, como la celulosa, demandarán mayores tiempos de retención para ser totalmente digeridos (Varneo, 2011)

Por otra parte, el TRS se utiliza para representar la media del tiempo de retención de los microorganismos en el digestor. Las etapas posteriores del proceso de digestión se relacionan directamente con la TRS. Una disminución de la TRS disminuye la extensión de las reacciones, debido a que cada vez que se retiran lodos, una fracción de la población bacteriana es eliminada. Es así como, la célula en crecimiento debe al menos compensar la eliminación de células para asegurar un proceso de estado estacionario y evitar fallos (Appels, et al., 2008).

Por lo tanto, el funcionamiento normal y estable de un sistema de digestión anaeróbica depende de los grupos de bacterias viables y del TRS. Este último, constituyéndose como un factor importante para asegurar el crecimiento y mantenimiento de varias poblaciones de microorganismos en el reactor (Nopharatana, et al., 2003).

4.3 Pretratamiento de Lodos.

El tratamiento y eliminación de los lodos generados en las plantas de aguas residuales, contribuye en el aumento de los costos de operación de la planta. Si bien la generación de biosólidos tiene un uso beneficioso como fertilizante, el transporte y disposición de estos conlleva gastos económicos. Es así, como un proceso de digestión anaerobia, seguido por apilar la materia, es la práctica de gestión de biosólidos más utilizada, al ser la estrategia más económica y amigable con el medio ambiente. (Murray, et al., 2008)

De esta manera, la estrategia que permita mejorar el proceso de digestión anaerobia, resulta de vital interés. Siendo los pretratamientos la mejor alternativa para reducir la cantidad total de biosólidos generados, mejorar la inactivación de patógenos y olores en los biosólidos, además de optimizar la producción de biogás en el proceso.

Teniendo en cuenta que se busca optimizar el proceso de digestión anaerobia, mediante la mejora de la etapa limitante, que corresponde a la hidrólisis de la materia orgánica (Li & Noike, 1992). En esta línea, se han desarrollado variados procesos que buscan mejorar la solubilidad de los compuestos presentes en el sustrato, de manera de generar un consumo más rápido y completo por los consorcios microbianos durante el proceso de digestión anaerobia. Así pues, las estrategias de cavitación ultrasónica, la ozonización, homogeneización a alta presión y el pretratamiento de hidrólisis térmica (THP) han demostrado tener un efecto positivo en el aumento de la solubilidad de la materia orgánica, reduciendo la generación de lodos y produciendo un aumento en la producción de biogás.

Las distintas alternativas existentes, buscan tratar distintos componentes dentro del lodo. Así, la cavitación ultrasónica, ozono, y homogeneización a alta presión están dirigidas en gran medida a la degradación de los residuos provenientes de lodos activados, mientras que el THP puede tener como objetivo el tratamiento de los lodos primario y lodos activos, y por lo tanto, esta tecnología tiene el potencial para producir lodos de Clase A (USEPA, 1999). Teniendo en cuenta que un lodo de clase A, cumple con los siguientes requisitos: Coliformes fecales menor a 1.000 NMP en 1 gr de ST en materia seca o densidad de *Salmonella Sp* menor a 3 NMP en 4 gr de ST en base materia seca; y contenido de Ova *Helmíntica* viable menor a 1 en 4 gramos de ST en base materia seca.

4.4 Pretratamiento de Hidrólisis Térmica.

Durante años, se han utilizado pretratamientos térmicos para mejorar el proceso de estabilización de los lodos. La hidrólisis térmica mantiene los beneficios de generar un aumento en la solubilidad de la materia orgánica durante el proceso y generar una disminución de los lodos generados. Por esto, se volvió de interés para la industria de tratamiento de las aguas residuales.

Una mejora en el proceso de digestión anaerobia se manifiesta en la canalización exitosa del carbono presente en el lodo en gas metano. Por ello, es que la hidrólisis de lípidos y proteínas se ha estudiado en detalle (Wett, et al., 2006).

Dado que los lodos generados del tratamiento de aguas residuales contienen significativas fracciones de lípidos y proteínas (Tanaka, et al., 1997), se entiende que la generación de compuestos inhibitorios podría ocurrir durante el proceso de hidrólisis térmica. Sin embargo, no está claro que la cantidad de intermediarios inhibitorios sea suficiente para imponer una significativa interrupción o inhibición en el proceso de digestión.

Variados son los estudios que muestran lo beneficioso del uso de pretratamientos en el tratamiento de lodos, demostrándose que la temperatura óptima para el proceso de hidrólisis térmica para aguas residuales se encuentra en un óptimo de 160-180°C.

Para temperaturas mayores, se ha podido observar una disminución de la biodegradabilidad de los lodos hidrolizados (Bougrier, et al., 2008). Dentro de las razones que se proponen para explicar este hecho, se encuentra la generación de productos recalcitrantes (Bougrier, et al., 2008; Pinnekamp, 1989) o compuestos intermediarios inhibitorios, durante el proceso de hidrólisis térmica (Haug, et al., 1983). Es por esto que, para evitar los efectos contrarios al proceso, es necesario controlar el tiempo de retención de los lodos, y lograr así, manejar el grado de hidrolizado de los lodos (Li & Noike, 1992)

En la actualidad existen variadas tecnologías que comercializan este sistema de pretratamiento, encontrándose modalidades por lote o continuos, diferenciándose en la forma de operar el sistema. En el APENDICE D es posible encontrar distintas tecnologías que ofrecen estos sistemas con las variadas condiciones de operación.

5 CARACTERÍSTICAS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO TREBAL-MAPOCHO

La planta Trebal-Mapocho se caracteriza por poseer una configuración común a la de un sistema de lodos activos, en la cual, además de tener una línea de aguas, consta con una de lodos. Los lodos son tratados para su posterior disposición en rellenos sanitarios autorizados por la Seremi de Salud o pudiendo ser dispuestos como fertilizantes en predios agrícolas.

De esta manera en la Figura 5.1 se aprecia el actual sistema de tratamiento de la planta el Trebal-Mapocho.

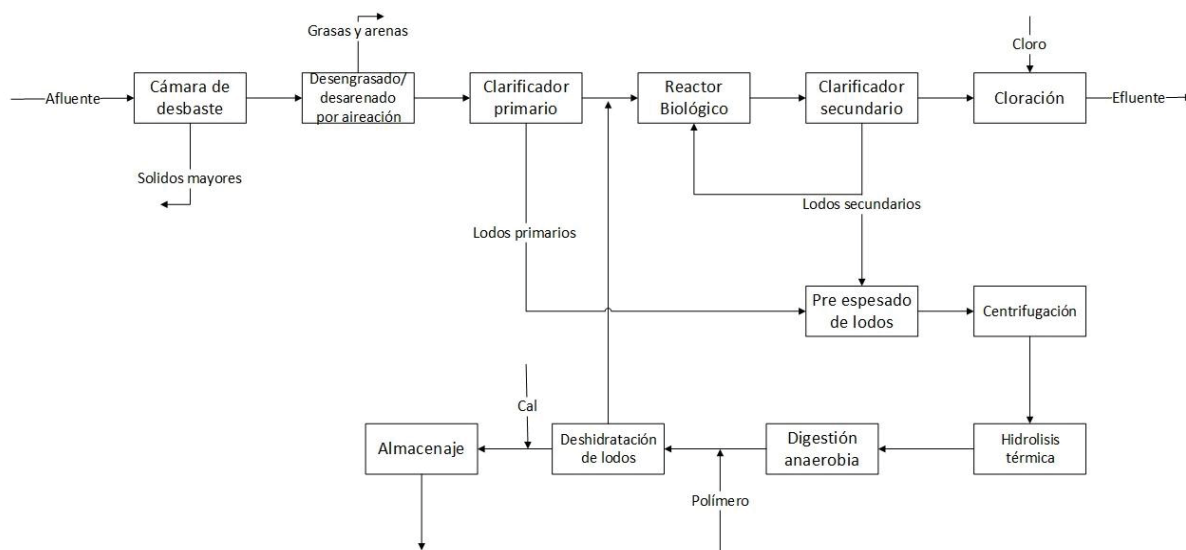


Figura 5.1. Diagrama de bloques de la planta de tratamiento Trebal-Mapocho.

A continuación, se realizará una descripción general de las distintas etapas involucradas en el proceso de tratamiento de aguas servidas, de manera de establecer el enlace de cada operación unitaria. Tal descripción se dividirá en dos ramas, una correspondiente a la línea de aguas y la otra de lodos. En el APENDICE B, se puede observar el diagrama de flujo de la planta completa.

5.1. Desbaste.

El desbaste tiene como objetivo proteger a la estación depuradora de aguas de la posible llegada intempestiva de grandes objetos, capaces de provocar obstrucción en las distintas unidades de la instalación. Además, se encarga de separar y evacuar fácilmente las materias voluminosas arrastradas por el agua bruta, que podrían disminuir la eficacia de los tratamientos siguientes o complicar la realización de los mismos (DEGREMONT, 1979).

La planta cuenta con un área de recepción de aguas, donde se colectan las aguas provenientes de diversas comunas, encontrándose en esta zona las rejillas de desbaste, que se clasifican en tres categorías, con diversos grados de automatización.

Las rejillas de desbaste son: grandes, medianas y finas. Las de mayor apertura son de tipo manual, por lo que su limpieza y mantenimiento las debe hacer un operario a cargo. Los dos restantes son automáticas, de manera que éstas van rotando para lograr hacer una descarga continua de los sólidos retenidos, para su posterior eliminación.

5.2. Desarenado y Desengrasado por aireación.

Esta etapa tiene como objetivo la eliminación de grasas y sólidos de tamaño pequeño que no pudieron ser removidos por la etapa anterior. Se remueven todas aquellas partículas de granulometría superior a 200 micras, con el fin de evitar que se produzcan sedimentos en los canales y conducciones, y así proteger las bombas y otros aparatos contra la abrasión y evitar sobrecargas en las fases de tratamiento. (Marín, 2013). Además, por medio de la aireación se logra una segunda fase, que corresponde a la de las grasas, las cuales por la insuflación de aire resultan desestabilizadas de la emulsión y se consigue una flotación de las mismas (Ambientum, 2003).

Esta operación cuenta con la particularidad de ser una etapa delimitada por un galpón, que permite evitar que los gases que se puedan generar, pasen a la atmósfera y lleguen a los sectores habitados próximos a la planta.

Los gases acumulados en el galpón son extraídos, para su lavado o tratamiento, con filtros que cuentan con cascadas internas de químicos, sistema conocido como “Scrubber”. Estos,

son capaces de tratar gases que tienen la característica de ser solubles como el H_2S siendo éste un compuesto generado producto de la acción de las bacterias anaerobias en condiciones de ausencia de oxígeno, la cual es generada por los largos trayectos bajo tierra de las aguas servidas (Morgan, et al., 2000).

5.3. Cámara de repartición.

La cámara de repartición tiene como objetivo separar la corriente a tratar, ingresada en dos grandes caudales. Uno de los caudales tendría como destino la zona de tratamiento Mapocho y el otro llegaría a la línea de Trebal. Previo a esta segmentación del caudal, existe un medidor de flujo, el cual consiste en una canaleta Parshall.

Canaleta Parshall.

La canaleta Parshall es una estructura hidráulica que permite medir la cantidad de agua que pasa por una sección de canal. Consta de cuatro partes principales: transición de entrada, sección convergente, garganta y sección divergente. En la transición de entrada, el piso se eleva sobre el fondo original del canal, con una pendiente suave y las paredes se van cerrando. En la sección convergente, el fondo es horizontal y el ancho va disminuyendo. En la garganta, el piso vuelve a bajar para terminar con una pendiente ascendiente en la sección divergente.

La canaleta mide la variación de la altura de líquido, de manera que ésta sea transformada o interpretada como un caudal, en base a las dimensiones de la propia estructura. Para poder medir esta variación de altura existen diversas modalidades, como el uso de “aforos” paralelos a la estructura, donde fundamentalmente el aforador es una reducción de la sección que obliga al agua a elevarse, y volver a caer hasta la elevación que se tenía, sin la presencia del aforador. En este proceso se presenta una aceleración del flujo que permite establecer una relación matemática entre la elevación del agua y el caudal.

En la actualidad, existe un sistema más sofisticado para la medición de la variación de altura de líquido, que consta principalmente del uso de un sensor ultrasónico de nivel, el cual se posiciona en la garganta de la canaleta de manera de ir registrando las lecturas e ir relacionándolas con el caudal horario.

La determinación de cuánto caudal se destina a cada zona depende de la decisión de la empresa y del equipo de manejo de procesos.

5.4. Clarificadores primarios.

La sedimentación primaria es una operación unitaria, diseñada para concentrar y remover del agua residual, sólidos suspendidos orgánicos (Marín, 2013).

El proceso de decantación solo se valdría del fenómeno de la fuerza de gravedad sobre las partículas, para la separación de los sólidos y la fase líquida. Si el estanque de sedimentación primaria está bien diseñado puede llegar a eficiencia de eliminación entre el 50% y 70% de los sólidos suspendidos y entre 25% y 40% de la DBO_5 (Metcalf & Eddy, 2003).

Generalmente los sedimentadores son de flujo horizontal y circular, aun cuando en algunas instalaciones se utilizan sedimentadores rectangulares. La unidad está equipada de barredores de fondo y superficiales, que retiran los lodos que se acumulan al sedimentar y los flotantes, respectivamente (Barrera, 2010).

5.5. Reactor biológico.

Esta etapa constituye una de las partes fundamentales del proceso de tratamiento, en la cual se produce la conversión de la materia orgánica disuelta y finamente dividida, en flóculos biológicos sedimentables y en sólidos orgánicos que se pueden eliminar como lodos de sedimentación (Metcalf & Eddy, 2003), para así finalmente, eliminar los contaminantes del agua.

En estos reactores, la agitación tiene por objeto el evitar sedimentación y homogenizar la mezcla de los flóculos bacterianos y el agua. Por otro lado, la aireación, que puede hacerse por medio de uso del oxígeno del aire, tiene el objetivo de disolver este gas en el licor mixto¹ (DEGREMONT, 1979).

El mayor consumo de energía, por parte de la planta, se centra en la necesidad de mantener los sistemas con la aireación correspondientes para el crecimiento bacteriano. Se ha determinado que el consumo de las zonas Trebal y Mapocho son 30% y 15%, respectivamente.

5.6. Sedimentador secundario.

La función del decantador, en el proceso de lodos activos, es de separar los sólidos del líquido en la corriente, provenientes del reactor biológico. La separación de los sólidos es el último paso para generar un efluente estable, bien clarificado, con bajo contenido en DBO₅ y sólidos suspendidos (Metcalf & Eddy, 2003).

Existen tres diseños de sedimentadores: circulares, rectangulares y verticales, siendo los circulares y rectangulares los más usados (Ekama, et al., 1997).

En la planta, en total, existen doce clarificadores secundarios, de los cuales ocho se encuentran en la zona perteneciente a Trebal y los cuatro restantes en Mapocho.

Desde este punto se pueden separar dos líneas independientes; una correspondiente al tratamiento del agua residual, denominada línea de aguas y la segunda, correspondiente a la estabilización de los lodos, designada línea de lodos.

¹ Licor mixto: Corresponde a la mezcla de microorganismos creciendo en suspensión en la fase líquida. (Glynn & Heinke, 1999).

5.6.1. Línea de aguas

Producto del sedimentador secundario, se obtiene agua clarificada, la cual, antes de ser dispuesta en el cauce del río Mapocho, debe sufrir tratamientos previos a la descarga. Los cuales se detallan a continuación:

Cloración.

La etapa de cloración es fundamental en el tratamiento del efluente secundario, debido a que, aún presenta microorganismos, posiblemente patógenos. Por lo tanto, se requiere adicionar un desinfectante, que en el caso de PTAS el Trebal-Mapocho es cloro gaseoso.

Debido a que la presencia de microorganismos patógenos en el agua genera problemas agudos, se da mucho énfasis en la desinfección del agua. La desinfección mata o inactiva organismos causantes de enfermedades, pero más que la efectividad de la desinfección, se juzga la capacidad de controlar a los organismos, que son las bacterias coliformes totales y fecales (Marín, 2013).

5.6.2. Línea de lodos.

Otro producto que se genera en el sedimentador secundario son los lodos activos, que corresponden a un consorcio de bacterias, agua, compuestos inorgánicos y material orgánico no oxidado, o parcialmente oxidados (Hernandez, 2015). De estos lodos una parte serán recirculados al reactor biológico y la otra deberá de ser eliminada del sistema.

Para poder realizar una eliminación de los lodos de manera correcta estos deberán pasar por una etapa que los convierta en un producto inactivado, la que consiste principalmente en estabilizarlos, de manera que, exista una reducción del potencial de atracción de

vectores sanitarios². Se considera lodos estabilizados aquellos que se les ha reducido los sólidos volátiles en un 38% como mínimo, existiendo otras condiciones que también se consideran estabilizados, las cuales se describen en el “Decreto Supremo - 4 “ (Ministerio secretaría general de la presidencia, subsecretaria general de la presidencia, 2009).

Los lodos generados en las diferentes etapas del proceso pasan por las operaciones que se describen a continuación, de manera que, puedan ser estabilizados.

I. Espesamiento.

Esta etapa reuniría los lodos provenientes tanto del sedimentador primario como del secundario, y tiene el objetivo de aumentar la concentración de los sólidos presentes, para así poder tratar menores volúmenes. Los espesadores funcionan de la misma manera que un sedimentador.

II. Hidrolisis térmica.

Como es sabido, la digestión anaerobia es un proceso muy complejo, tanto por, el número de reacciones bioquímicas que tienen lugar, como por la cantidad de grupos de bacterias involucradas en ellas. Además, de que muchas de estas reacciones ocurren en forma simultánea.

Ahora bien, la materia orgánica polimérica no puede ser utilizada directamente por los microorganismos, a menos que, se hidrolicen en compuestos solubles, que puedan atravesar la pared celular. La hidrólisis de estas moléculas complejas es llevada a cabo por la acción de enzimas extracelulares producidas por microorganismos hidrolíticos.

En base a lo mencionado, nace la necesidad de generar una solución a esta etapa hidrolítica limitante del proceso de digestión anaerobia, por lo que surge la idea de utilizar

² Vectores sanitarios: Organismos capaces de transportar y transmitir agentes infecciosos tales como roedores, moscas y mosquitos (Ministerio secretaría general de la presidencia, subsecretaria general de la presidencia, 2009).

un pre tratamiento que implicaría realizar una hidrólisis previa a la digestión, la cual consiste en la aplicación de calor y presión para provocar la ruptura de los compuestos.

La planta de tratamiento de aguas servidas Trebal-Mapocho utiliza la tecnología Cambi® como sistema de pretratamiento de los lodos. Esta tecnología se caracteriza por ser una operación en lotes.

Los lodos biológicos, tanto primarios como secundarios son predeshidratados hasta una sequedad del orden del 16-17% antes de ser introducidos al proceso de hidrólisis, en el silo de alimentación de lodos.

En la Figura 5.2 se observa que los lodos ingresan al primer depósito denominado Pulper, donde son calentados mediante la recirculación y utilización de vapor flash, del propio proceso de hidrólisis. Los lodos son de esta forma calentados a temperaturas cercanas a 100 °C, a presión atmosférica.

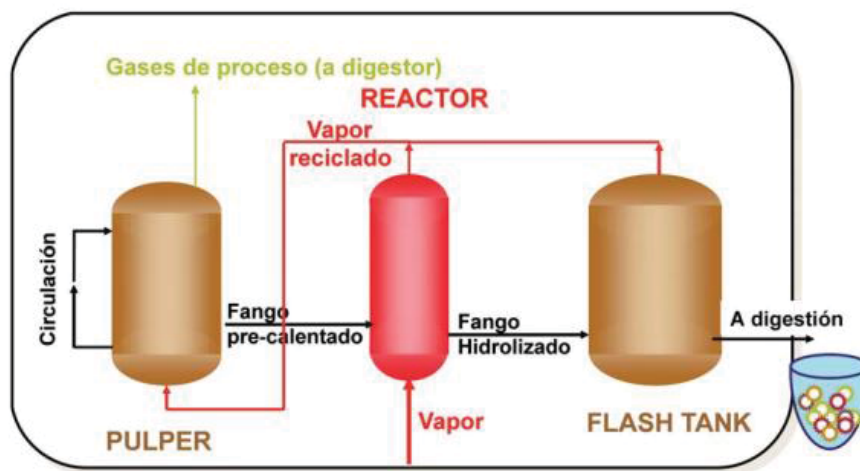


Figura 5.2. Esquema de Hidrolisis Térmica.

Fuente: (Suez, 2013)

A continuación, los lodos pasan a un segundo depósito denominado reactor, donde se les aplica vapor saturado directo a 6 [bar], para hacerlos “hervir” y mantenerlos a una temperatura, aproximada, de 165 °C, durante unos 30 [min]. Luego, se despresuriza rápidamente el reactor, pasando de 6 a 3 [bar] y comunicándolo con el Pulper, que aprovecha el vapor flash para calentar el nuevo lodo entrante. Posteriormente, se despresuriza el reactor de 3 a 1,2 [bar] y los lodos pasan automáticamente a un tercer

depósito, denominado Flash Tank, en el cual los lodos pierden presión y temperatura (hasta unos 100-105 °C), cediendo la energía diferencial al Pulper por medio del vapor flash (Jaume, 2011).

III. Digestión.

La digestión tiene como objetivo lograr la estabilización de los lodos, de manera que en esta etapa los elementos volátiles deberán disminuir.

En la actualidad, la planta cuenta con cinco digestores dispuestos para trabajar, de los cuales solamente uno está acondicionado con hidrólisis térmica previa a la digestión. De los cinco digestores, cuatro cuentan con un sistema de mezclado por lanzas con inyección de biogás. El quinto reactor cuenta con un sistema de mezclado del tipo “Cannon Mixer”.

Cannon Mixer.

La tecnología de mezclado por Cannon Mixer, se basa en la recirculación del mismo biogás producido por los digestores. El sistema es ideal para mezcla en estanques profundos. El gas recirculado es alimentado continuamente al generador de burbujas y descargado intermitentemente en el tubo de la chimenea como una gran burbuja pistón, la burbuja del pistón llena toda la sección transversal del tubo, dirigiendo el líquido hacia afuera conforme el mismo se eleva y creando un sifón. Cuando una burbuja sale del tubo de la chimenea por la parte superior, otra entra por el generador para mezcla continua y prevención de la sedimentación de los sólidos. Las burbujas grandes estallan cuando dejan la superficie del líquido, creando una turbulencia sustancial que impide la acumulación de espuma (Suez environnement, 2016).

El sistema de mezclado, apreciado en la Figura 5.3, le da la capacidad al digestor de trabajar con un sistema de pretratamiento térmico, ya que, debido a las altas concentraciones de lodos generadas, no es posible implementar un sistema de mezclado convencional por lanzas de biogás.



Figura 5.3. Esquema de mezclado con tecnología Cannon Mixer

Fuente: (Suez environnement, 2016).

IV. Sedimentado.

Una vez que los lodos son digeridos, éstos deben entrar a una fase de espesado, para así continuar con la etapa de deshidratación de los lodos. En esta operación se utiliza un estanque de lodos digeridos.

V. Centrifugación.

Los lodos almacenados en el estanque son enviados por medios de bombas hacia la estación de deshidratación, la cual cuenta con cinco equipos centrífugos.

Las centrifugas separan en dos el flujo de lodos, uno corresponde a los lodos concentrados, los cuales serán mezclados con cal proveniente de un silo, para luego ser enviados a los silos de almacenaje.

Los lodos son almacenados para su posterior descarga a camiones, teniendo dos vías que pueden seguir para su disposición final. La primera, es ser enviados a rellenos sanitarios autorizados y, la segunda, es ser usado como fertilizante en predios agrícolas. Este proceso es conocido como gestión de biosólidos.

El segundo flujo, corresponde a la corriente líquida proveniente de la centrifuga y es enviada a la salida de los decantadores primarios, para ser recirculados al sistema.

6 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

Para el diseño e implementación de un sistema de tratamiento anaerobio, utilizando la tecnología UASB, es necesario considerar una amplia gama de factores (condiciones de proceso) que pueden influir en el rendimiento de la digestión anaerobia (Zhu & Ni, 2008). Los factores importantes son la temperatura, pH, tiempo de retención hidráulica (TRH), velocidad de carga orgánica (VCO), granulación de lodos, diseño de separador de fases, edad del lodo, el grado de mezcla, las necesidades de nutrientes, control de sulfuros, amonio, y la presencia de compuestos tóxicos en el afluente (Yavuz & Aydin, 2006).

Para esto es necesario diseñar una metodología experimental que permita obtener mediante pruebas analíticas, revisar APENDICE E, una determinación de los factores relevantes para el proceso. Es por esto que se determinaron tres etapas:

- a) Determinar los principales parámetros físico-químicos del agua recuperada.
- b) Caracterizar los lodos granulares para evaluar su factibilidad técnica.
- c) Estudio del comportamiento de un reactor UASB a escala de laboratorio.

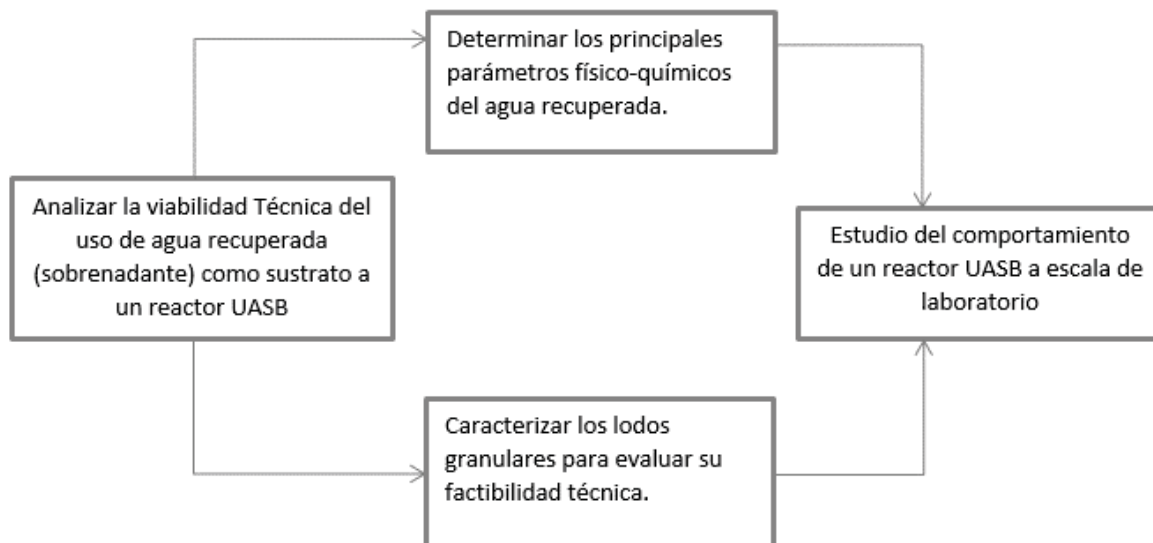


Figura 6.1. Esquema general de ingreso al laboratorio.

6.1 Caracterización de la fracción líquida de los lodos del digestor 5.

En la siguiente sección se presentan las metodologías utilizadas y resultados obtenidos a la hora de caracterizar el sustrato que será alimentado al reactor UASB. Por lo tanto, de ahora en adelante se le llamara sustrato, al producto generado posterior al proceso de centrifugado de lodos provenientes de la planta Trebal-Mapocho, los cuales han sido pretratados por medio de hidrólisis térmica y digeridos.

Las mediciones físico-químicas se realizarán por cuadruplicado y los ensayos de potencial metanogénico por triplicado. Dado que el agua recuperada se obtiene ya tratada, no existen parámetros estandarizados, por lo que los parámetros comunes que se utilizan para evaluar los componentes que se encuentran en aguas residuales incluye los siguientes: ST (Sólidos Totales), SST (Sólidos Suspendidos Totales), SSV (Sólidos Suspendidos Volátiles), NH_4^+ , Nitrógeno orgánico, Nitrógeno total Kjeldahl (NTK), Fosforo total (PT), Fosforo orgánico, pH, DQO, Demanda Bioquímica de Oxígeno al quinto día (DBO_5), Ácidos grasos volátiles (AGV), Temperatura, Alcalinidad y diversos gases (Metcalf & Eddy, 2003). En plantas modelos, los parámetros de caudal del afluente, las concentraciones de NTK, DQO y PT son datos esenciales, es así como se establece que como mínimo, se requiere todos los días el caudal

medio y las concentraciones de compuestos ponderados de flujo (Dold, et al., 2011). En base a estas consideraciones, se seleccionaron los siguientes parámetros que pueden ser apreciados en la Tabla 6.1 para el análisis necesario para diseñar el proceso de digestión anaerobia.

Tabla 6.1. Metodologías analíticas utilizadas para caracterizar el sustrato.

Parámetro	Método	Referencia
pH	-	-
Alcalinidad	Volumetría	(Jenkins, 1983), (Ripley, 1986)
DQO_T, DQO_S	Volumetría	(ASTM, 1998)
Nitrógeno Amoniacal	Espectrofotometría	(Weatherburn, 1967)
Fosfatos	Espectrofotometría	(ASTM, 1998)
ST, SV, SST, SSV	Gravimetría	(ASTM, 1998)
AGV	Cromatografía líquida de alta precisión	-
Potencial de Biogás	BMP	(Jim, et al., 1987)

Posteriormente, ya en el laboratorio se realizó el montaje de los equipos necesarios para realizar la medición de pH y la determinación de la cantidad de sólidos presentes en las muestras (ST, SV, SST, SSV).

Una vez cuantificados los sólidos, se procedió a determinar los nutrientes presentes en el agua residual. El contenido orgánico se puede estimar de variadas maneras. Los más comunes son los métodos de la demanda de oxígeno, aunque la medición de carbono orgánico también puede ser utilizada.

La primera estimación es la cantidad de oxígeno que se necesita para estabilizar el contenido de materia orgánica del efluente. Los dos métodos más comunes son la DBO y DQO, en este caso se determinó la DQO_T (Total) y DQO_S (fracción soluble).

En cuanto a los AGV son variados los presentes en la digestión anaerobia pero los que destacan como principales en bibliografía son el Ácido Acético, Propionico y Butírico (Lopez, et al., 2000; Wang, et al., 2009), reportándose que para valores de 900 [mg/L] de propionico se generan valores inhibitorios considerables, mientras que para acético y butírico a concentraciones de 2400 y 1800 [mg/L] no se presentan valores de inhibición considerables (Wang, et al., 2009)

Luego se continuó con la determinación de N y P presente en el agua recuperada, dado que para el tratamiento biológico, se recomienda una relación de nutrientes DQO, N y P en relación 300: 5: 1 para el crecimiento adecuado de la biomasa (Metcalf & Eddy, 1979).

Para finalizar con la caracterización del sustrato se determinó el porcentaje de biodegradabilidad y el Potencial de biogás, siendo ésta última una de las pruebas más relevantes para evaluar la biodegradabilidad del sustrato.

La BMP es un parámetro utilizado para determinar la degradabilidad anaerobia, proporcionando información importante acerca de la biometanización de sustratos (Hussain & Dubey, 2015). Este parámetro dependiendo del tiempo de incubación puede ser BMP₅ o BMP₃₀ (Manjunath, et al., 2000). Para este caso se realizara la BMP₃₀ en triplicado.

6.2 Caracterización del lodo granular anaerobio.

Para la caracterización del lodo utilizado como inóculo en el reactor UASB, se debe tener en cuenta que este fue obtenido de la empresa British American Tobacco Chile, la cual cuenta con un reactor UASB para tratar aguas generadas en el lavado del tabaco.

Es importante destacar que se debe analizar la posibilidad de generar el proceso de granulación en la puesta en marcha del reactor a escala industrial, debido a la poca factible de utilizar un inóculo de volúmenes tan elevados.

Dentro de los parámetros necesarios a determinar se aprecian en la Tabla 6.2

Tabla 6.2. Metodologías analíticas utilizadas para caracterizar el lodo.

Parámetro	Método	Referencia
AME	-	(Jim, et al., 1987)
SSV,SST,ST	Gravimetría	(ASTM, 1998)
IVL	-	(ASTM, 1998)

Para la caracterización de lodo fue necesario el acondicionamiento de los lodos a temperatura ambiente, para reactivar los microorganismos. En una etapa inicial se determinó los sólidos (ST, SSV, SST), las pruebas fueron realizadas por cuadruplicado. Es

importante destacar que la relación ST/SSV permite determinar las características del lodo y refleja crecimiento de la biomasa y su calidad en un reactor UASB. Además, es conocido que SSV representan un indicador de la biomasa presente en un agua residual (Metcalf & Eddy, 1979) más del 90% de contenido de SSV se deben a la biomasa activa, y el restante 10% se atribuyen a los sólidos volátiles no biodegradables y restos celulares muertos (Metcalf & Eddy, 2003).

A continuación, se determinó el índice volumétrico de lodos (IVL), este último es un indicador amplio, semi-cuantitativo del volumen de lodo que hará de la columna de lodos un reactor UASB. El IVL se utiliza para controlar las características de lodos activos y suspensiones biológicas como es el caso del lecho generado en el reactor UASB (Dick & Vesilind, 1969).

Por último, se realizó el montaje de los equipos y materiales necesarios para la realización de la prueba de Actividad Metanogénica Específica (AME), la cual se llevó a cabo en el equipo AMPTS II (The Automatic Methane Potential Test System), de la empresa "Bioprocess control", el cual permite la medición continua del metano generado en proceso de digestión anaerobia. La AME es de gran importancia, ya que nos permite determinar el potencial metanogénico máximo de la biomasa presente en un lodo. Se puede utilizar un amplio rango de sustratos metanogénicos, tanto directos como indirectos. Además, de estimar la actividad metanogénica total a partir de un sustrato como glucosa. Las pruebas de actividad permiten diferenciar los distintos grupos tróficos. Para esto se utilizan sustratos metanogénicos como acetato, formiato e H_2/CO_2 , con lo que se evalúa la flora metanogénica. Por otra parte, se usan ácidos grasos de cadena corta cuya degradación requiere de los microorganismos sintróficos. Es ampliamente conocido el hecho de que la falla de los sistemas de tratamiento se da, en casi todos los casos, cuando se acumulan ácidos. Por esta razón los métodos convencionales utilizan propionato y butirato, para evaluar la flora sintrófica y predecir el comportamiento de un lodo en relación a compuestos cuya degradación pasa por dichos ácidos (Soube, et al., 1994). Para una adecuada caracterización se pretende realizar una medición utilizando como sustrato AGV (ácido acético, ácido propionico, ácido butírico). Este procedimiento se realizará en triplicado para cada muestra a analizar.

6.3 Estudio del comportamiento de un reactor continuo tipo UASB.

El poder evidenciar un buen comportamiento del sistema frente a cambios en la alimentación de la carga orgánica, es de suma importancia para poder establecer si el reactor a futuro cumplirá con el propósito de su diseño. Estudios han demostrado que con un aumento de la VCO, viene como consecuencia un aumento de la concentración de AGV, pero no siempre un aumento del pH (Caldera, et al., 2005). Por lo que poder determinar un rango de VCO adecuado, será preponderante a la hora de evitar un desequilibrio en la relación ácido-base del sistema, que se manifiesta con una desregulación del pH y posterior inhibición de los microorganismos.

Para poder establecer tales parámetros de diseño, como se mencionaba anteriormente, será necesario evaluar las condiciones del sistema en un reactor a escala laboratorio.

Se implementará un reactor UASB, el cual será alimentado con un sustrato sintético, de manera de poder controlar en su mayor parte las variables de entrada, como lo es VCO. El sustrato estará constituido principalmente por agua destilada, glucosa y por nutrientes (Caldera, et al., 2005).

Otro elemento a tener en consideración a la hora de comenzar a operar el sistema será el TRH, el cual de acuerdo a diversos autores que han realizado experiencias similares, se recomienda un TRH de entre 6 y 24 [h] (Behling, et al., 1997). Una vez el sistema se haya estabilizado, considerando un tiempo de 72 [h] (Behling, et al., 1997), se detendrá la alimentación con el sustrato sintético para comenzar a alimentar con el sustrato de estudio. Tanto para la etapa de alimentación con sustrato sintético, y en la posterior alimentación con agua proveniente de la planta, se deberán de evaluar los parámetros presentados en la Tabla 6.3 cada 2 [h] una vez comenzada la experiencia.

Tabla 6.3. Metodologías analíticas utilizadas para monitorear el reactor continuo UASB.

Parámetro	Método	Referencia
pH	-	-
Temperatura	-	-
AGV	Cromatografía líquida de alta precisión	-
Alcalinidad	Volumetría	(Jenkins, 1983) (Ripley, 1986)
DQO _{TT}	-	(ASTM, 1998)
SST,SSV	Gravimétrico	(ASTM, 1998)

En términos generales, es necesario que el volumen de lodo inoculado sea lo más grande posible en relación con el volumen del reactor y que tenga suficiente actividad, de manera de favorecer la adaptación a las propiedades específicas del agua residual. Un intervalo entre un 10% y un 30% del volumen del reactor puede considerarse aceptable (Lopez, et al., 2000), mientras que otros autores han recomendado que el lodo debiese ocupar 50% del volumen útil del reactor (Show, et al., 2004). En general, mientras más inóculo se utilice, mayor será la carga orgánica de arranque.

6.4 Resultados y Discusiones Experimentales.

A continuación, se presentan los resultados y discusiones de la caracterización de las aguas residuales, lodo granular anaerobio y la puesta en marcha del reactor UASB a escala de laboratorio.

6.4.1 Caracterización de agua residual.

El sustrato presenta un pH promedio de $8,2 \pm 0,2$, que refleja un aumento en el valor de este parámetro en etapas posteriores a la digestión, ya que por datos históricos de la planta el digestor presenta en su interior un valor medio de pH 7,4.

El sistema de deshidratación generó un agua residual con un grado de hidratación cercana al 99,2%, teniendo una concentración de ST de 8,217 [g/L], además los sólidos se mantienen en una relación de 0,63 entre SSV y SST, esto indica que existirá un grado de alimentación de microorganismos al reactor UASB, ya que el 90% de los SSV pueden ser considerados como biomasa activa. Una vez cuantificados los sólidos, se procedió a determinar los nutrientes presentes en el agua residual. La determinación de la materia orgánica se realizó tanto por DQO como por DBO₅, entregándonos una DBO₅ de 3.800 [mg/L] y la DQO_T de 10.000 [mg/L] y una DQO_S de 5.000 [mg/L], lo que indica que cerca del 50% de la DQO alimentada corresponde a materia orgánica fácilmente biodegradable. La relación DBO₅/DQO_T debe estar en el rango de 0,4-0,8 para que el afluente sea de fácil biodegradabilidad (Metcalf & Eddy, 2003), en este caso se obtuvo un valor de 0,38.

Para la determinación del potencial de biometanización (BMP), el cual representa cuán bueno será el sustrato a analizar, para generar biogás, se montaron los ensayos antes mencionado, generando una curva de biogás acumulados vs tiempo, la cual se puede apreciar en la Figura 6.2.

El sustrato analizado presentó una BMP de 13,7 [mLCH₄/gSSV] para un ensayo con DQO de 4.000 [mg/L]. Los cálculos de este parámetro se pueden apreciar en el APENDICE F.

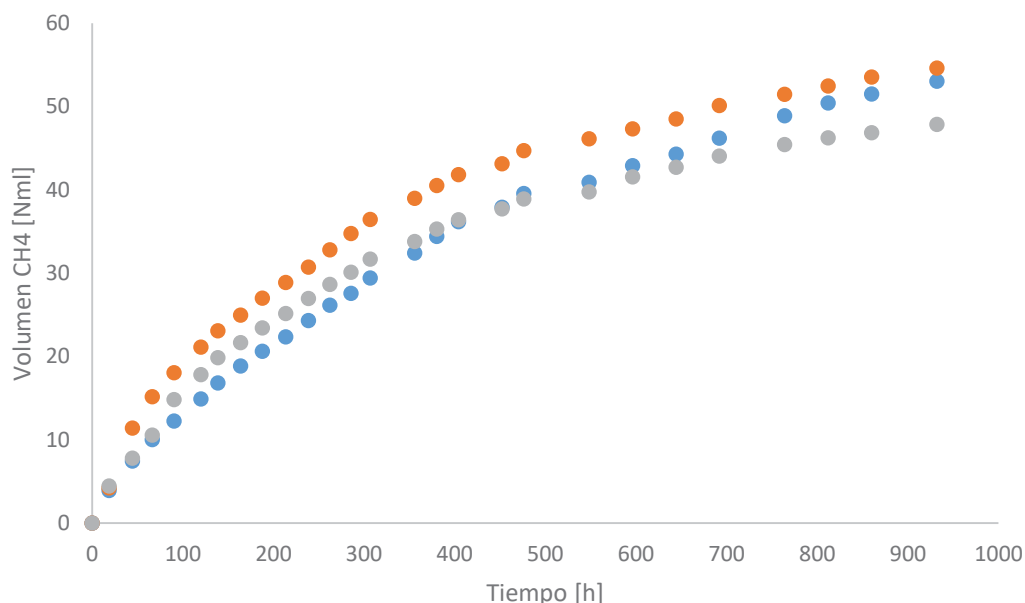


Figura 6.2. Volumen de metano acumulado en el tiempo, BMP.

El sustrato ha presentado una alcalinidad de 8.000 [mgCaCO₃/L] la cual no se encuentra entre 2.000 a 5.000 [mgCaCO₃/L] , valores recomendados para que se logre reducir el efecto de la producción excesiva de acidez en el reactor, provocada por la elevada concentración de ácidos grasos volátiles o por alto contenido de CO₂, siendo este último el principal consumidor de alcalinidad (Metcalf & Eddy, 2003).

Los resultados de pH y alcalinidad, reflejarían una baja concentración de AGVs, de igual forma se procedió a su cuantificación, por medio de un cromatógrafo líquido de alta precisión. Los resultados del análisis en cromatografía demostraron la presencia predominante de tres picos, los cuales representaban a los ácidos grasos: ácido acético, propiónico y butírico, de estos el ácido acético fue el que se encontraba en mayor proporción, con una concentración de 272 [mg/L], mientras que los otros dos presentaron valores de 43 y 245 [mg/L], para propionico y butírico respectivamente, valores inferiores a los de inhibición.

Por otro lado, la determinación de componentes inorgánicos como nitrógeno y fósforo nos permitieron obtener la relación de estos nutrientes, encontrándose fuera de las

proporciones recomendadas para un buen funcionamiento del reactor. Estos resultados además nos permiten decidir si se requería o no implementar un postratamiento al agua residual respecto a la concentración de nitrógeno amoniacal, la concentración se encuentra entre 1500 y 3000 [mg/L], siendo esta una de las razones de la elevada alcalinidad del afluente, se considera medianamente inhibitoria para el proceso anaerobio, no resultando necesario un postratamiento (SEMARNAT, 2016), pero si una etapa de acondicionamiento del lodo para trabajar en condiciones de alta concentración de nitrógeno amoniacal.

Los resultados de la caracterización se aprecian en la Tabla 6.4

Tabla 6.4. Resultados de la Caracterización del agua residual.

Parámetro	Agua residual
pH	8,19
Temperatura [°C]	35,5
DQO_T [mg/L]	10.000
DQO_S [mg/L]	5.000
DBO₅ [mg/L]	3.800
ST [g/L]	8,21
SV [g/L]	1,17
SST [g/L]	6,65
SSV [g/L]	0,93
Nitrógeno amoniacal [mg/L]	2.580
Fosfatos [mg/L]	482
AGV [mg/L]	560
Alcalinidad [mg/L]	8.000
BMP₃₀ [mlCH₄/gSSV]	13,7

6.4.2 Caracterización del Lodo granular.

La caracterización del lodo a utilizar en el reactor UASB a escala de laboratorio se realizó en su totalidad, dentro de las pruebas relevantes fue la determinación de material sólido presente y la relación ST/SSV de 1,87, lo que refleja las características del lodo y por tanto las condiciones del inoculo, además, de entregarnos la concentración de SSV que corresponde a la biomasa activa dentro del lodo cuyo valor es de 49,45 [g/L]

Por otra parte la determinación del índice volumétrico de lodos (IVL), que se utiliza para controlar las características de lodos y suspensiones biológicas como es el caso del lecho entregando un valor de 4,68 [mL/gSST] este valor da una idea sobre el grado de compactación de una muestra de biomasa anaerobia presentando bajas propiedades de sedimentación si se considera que para un lodo de sedimentación de pozos oscilan entre 50 y 100 [mL/gSST] (Franco, 2007), por tanto el lodo presentaría una buena retención dentro de los biorreactores anaeróbicos.

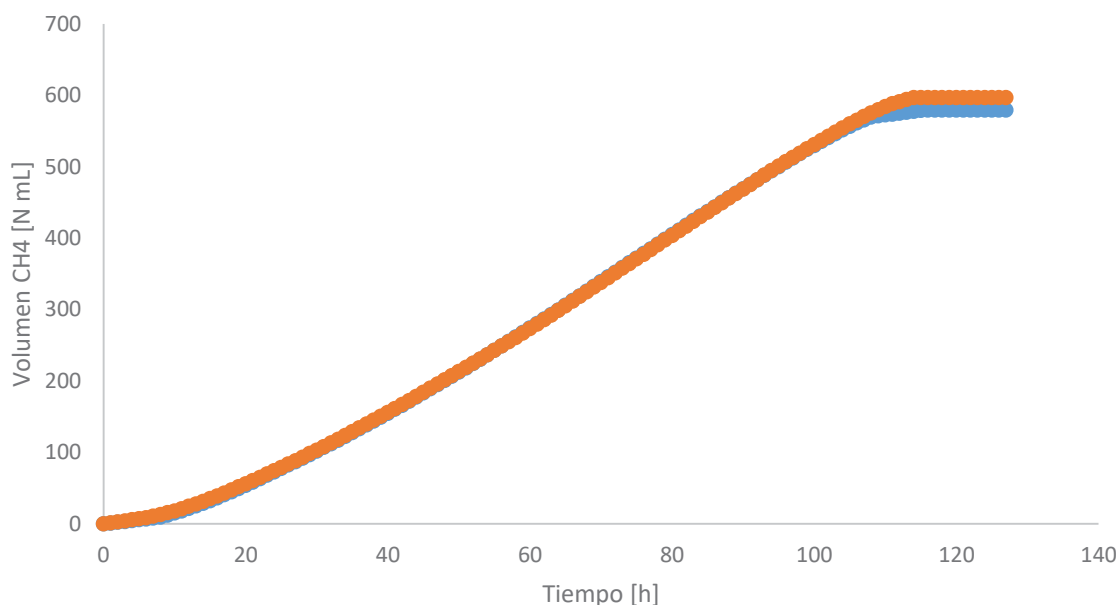


Figura 6.3. Volumen de metano acumulado en el tiempo, AME.

Y por último se obtuvo la AME, la cual se realizó por triplicado más un respectivo blanco. Los valores obtenidos fueron analizados de manera de determinar cuál es la máxima pendiente la cual representara la máxima velocidad de generación de metano por parte de los microorganismos este valor nos indica de forma indirecta al igual que la relación ST/SSV las condiciones del lodo y su capacidad de generación de biogás, el valor de 0.54 [gDQO/gSSV · d], si bien el valor de la actividad no es elevado, este se encuentra en el rango de 0,1 – 1,5 [gDQO/gSSV · d] rango recomendado para un buen funcionamiento del reactor UASB (Caldera, et al., 2005). En la Figura 6.3, es posible apreciar la curva generada, los cálculos de la AME se pueden encontrar en el APENDICE G, mientras que en el APENDICE H se puede observar la composición del biogás generado en los ensayos de la AME. Los resultados de esta caracterización del lodo se aprecian en la Tabla 6.5.

Tabla 6.5. Resultados de la caracterización del lodo granular.

Parámetro	Lodo Granular
pH	8,19
Temperatura [°C]	35,5
ST [g/L]	92,62
SV [g/L]	56,75
SST [g/L]	78,97
SSV [g/L]	49,45
IVL[mL/gSST]	4,68
AME [gDQO/gSSV · d]	0,54

6.4.3 Puesta en marcha de reactor continuo tipo UASB.

La implementación del reactor UASB a escala de laboratorio comprendió diversas etapas, una de ellas era el diseño, la cual tuvo como limitante la disponibilidad de agua residual facilitado por la planta, la cual sería utilizada como alimentación para el reactor. Es por esto que se diseñó un reactor de un volumen de reacción de 1[L]. Las dimensiones se encuentran en el APENDICE I

Una vez realizado el diseño del reactor se procedió al montaje para ello se requirió el uso de dos bombas peristálticas y un sistema de calefacción para mantener la temperatura en

37°C. Una vez realizado el montaje se puso en marcha el sistema el cual se encuentra actualmente en funcionamiento con un sustrato sintético para acondicionar el lodo, este sustrato sintético corresponde al agua residual diluida lo suficiente para favorecer el acondicionamiento de los lodos. Debido a la complejidad del sustrato trabajado y de las dificultades técnicas en la operación, no se logró recopilar suficiente información respecto a sus principales parámetros operaciones, tales como: remoción de materia orgánica, sólidos suspendidos y producción de biogás.

7 DESCRIPCIÓN DE LA PROPUESTA

En la Figura 7.1 se aprecia la configuración propuesta como solución para abatir la problemática relacionada a las altas concentraciones de DQO_5 , existentes en el efluente proveniente de la operación de deshidratación.

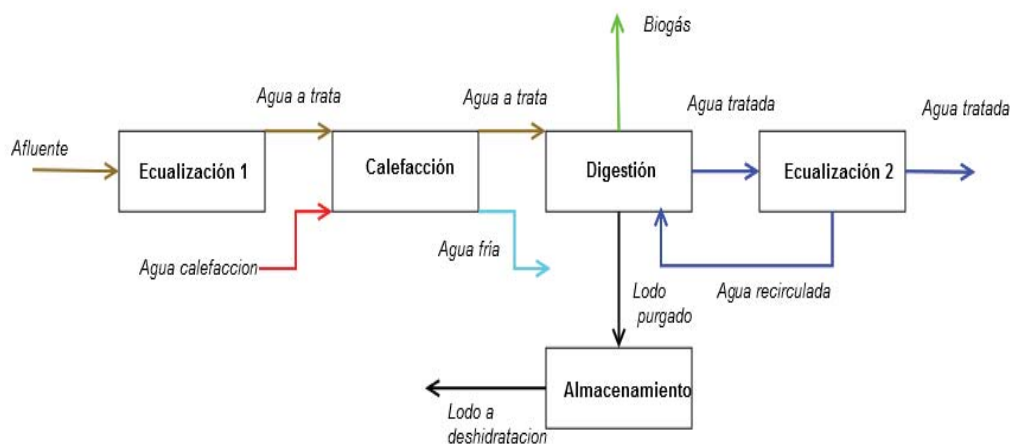


Figura 7.1. Diagrama de bloques de procedimiento propuesto.

7.1. Ecuilización 1.

En esta etapa se pretende ecualizar y homogenizar el agua residual proveniente de la deshidratación de los lodos del digestor acondicionado a hidrólisis térmica. Este sistema entregara un grado de autonomía al reactor, además, de permitir mantener la presión de succión constante en la bomba del reactor, evitando así las variaciones del caudal. En esta operación debe considerarse la implementación de un sistema de ecualización que cuente con agitación para homogenizar el agua residual, y evitar así el crecimiento microbiano que pudiese genera malos olores (Ramalho, 1996).

7.2. Calefacción.

La etapa de calefacción, es esencial para mantener las condiciones óptimas que permitan el desarrollo de los microorganismos anaerobios y lograr altos porcentajes de remoción de DQO_S . El objetivo de esta etapa es proporcionar la energía requerida al efluente, permitiendo de esta manera mantener la temperatura en un rango óptimo. Como se mencionó en la revisión bibliográfica la digestión anaerobia tiene un óptimo mesófilo a los 37°C .

El efluente tiene una temperatura de $35,9^{\circ}\text{C}$, difícilmente la temperatura del fluido tenga fluctuaciones significativas, viéndose afectadas principalmente por condiciones ambientales. Durante la época de verano la temperatura ambiental fluctúa entre 22°C en promedio y en invierno es común mantener una temperatura de $7,7^{\circ}\text{C}$ en promedio. Entendido esto se considera la implementación de un sistema de calefacción, justificándola solamente para su aumento a la temperatura de operación, existiendo, dos posibles estrategias de calefacción.

Una posible estrategia es la calefacción del agua recirculada al sistema, pudiendo ser total o parcial, la ventaja de esta estrategia radica en la temperatura del flujo a calentar que presenta una elevada temperatura por lo que el delta de temperatura es menor. Por otra parte, la principal desventaja es la dependencia de variables involucradas, el cambio en el flujo de agua recirculada afectaría la velocidad de acenso la cual debe mantenerse en un rango óptimo. Es por esta razón que se decide descartar esta alternativa.

La segunda alternativa, es utilizar el sistema de calefacción del agua residual en la corriente de alimentación, la principal ventaja de esta estrategia es generar un control anticipativo a la disminución de la temperatura permitiendo mantener un adecuado control. La principal desventaja es el elevado flujo de agua a calefaccionar por ello se evaluó la posibilidad de realizar una calefacción parcial al flujo, siendo esta la mejor estrategia.

7.3. Digestión Anaerobia.

La digestión será el paso fundamental para lograr nuestro objetivo de disminuir la concentración de DQO_S , presente en el efluente de la centrífuga, que posteriormente es enviado al sistema de lodos activados (situación actual). Por ello, será de suma importancia implementar un sistema que asegure que no existirá una sobre carga del material a consumir en el reactor de lodos activos. Para esto, se considera implementar un reactor de carácter anaerobio, que genere una disminución en la concentración de materia orgánica y un aumento en la producción de biogás.

7.4. Almacenamiento.

Una de las características del proceso de digestión es la baja producción de lodos. Estos lodos generados serán purgados del sistema y enviados a un estanque de almacenamiento de lodos, que cumplirá la función de mantenerlos, de manera de, ser utilizados como inóculo en caso de requerirse.

7.5. Ecualización 2.

Dado los altos flujos a tratar y las características de estos se utiliza un segundo sistema de ecualización que permite una adecuada distribución de los flujos a la salida de operación de digestión, además, de permitir obtener un caudal constante. Esta etapa constara con un sistema de agitación que permita una adecuada homogenización.

8 SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESO

En el presente capítulo, se revisarán las distintas alternativas y tecnologías disponibles para la implementación de un reactor a escala industrial en la planta Trebal-Mapocho. Luego de la revisión, se seleccionará el conjunto de procesos y configuraciones que permitan generar la solución más adecuada para poder comenzar con el diseño del sistema.

8.1 Sistema de Ecualización para el agua residual.

En vista que, se deberá generar una línea de alimentación al reactor UASB, posterior a la deshidratación de lodos, será necesario instalar un colector de agua residual previo el reactor UASB. Con este colector se le entregará una determinada autonomía al sistema, en caso de que el equipamiento en el proceso de digestión anaerobia falle, además, de permitir mantener la presión de succión constante en la bomba del reactor, evitando así las variaciones del caudal.

Al ser un elemento que entrará en contacto directo con fluidos provenientes de la digestión anaerobia, éste deberá tener consideraciones estructurales a la hora de su construcción o compra, si es pertinente.

La mayoría de los estanques que se encuentran en el mercado hoy en día, corresponden a estructuras fabricadas con placas de acero soldadas, en forma de cajas o cilíndricas, según corresponda la ocasión. Estos se encuentran generalmente recubiertos con zinc lo cual los hace resistentes a la corrosión resultante al exponerse a este tipo de medio. Pero las estructuras comercializadas son de dimensiones muy por debajo de los requerimientos necesarios para el desarrollo de la propuesta. Es por esto y teniendo en conocimiento que en la actualidad en Chile existen empresas enfocadas en la fabricación de este tipo de estructuras, se considera viable la construcción del estanque de ecualización de hormigón armado, con un recubrimiento de pintura epoxica.

Dentro de las consideraciones en la construcción y diseño del estanque ecualizador, deben considerarse las características del agua residual en términos de biodegradabilidad y el sistema de tratamiento posterior al cual será sometida el agua residual, ya que la generación de tiempos de residencias elevados, requiere de estanques de mayor volumen, lo que genera un mayor costo de inversión, además, del crecimiento indeseado de microorganismos (Ramalho, 1996). Por lo tanto, la tarea de mezclar en el proceso de ecualización resulta necesaria con el fin de evitar la sedimentación, la estratificación, la formación de malos olores producto del crecimiento de microorganismos y homogenización de distintas corrientes de agua residual. Siendo estas las razones por lo cual debe considerarse un sistema de agitación. El nivel de agua en los estanques de ecualización varía significativamente y puede a veces ser muy bajo, los agitadores sumergibles están entre las mejores soluciones.

Dadas las dimensiones requeridas para el ecualizador, se decidió la construcción del estanque a partir de hormigón armado, utilizando un sistema de agitación del tipo sumergible axial, selección la cual se realizó según lo observado en la Tabla 8.1 siendo este uno de los pocos capaces de trabajar a las condiciones requeridas por el sistema, además, de cumplir con las especificaciones técnicas exigidas, tales como el tamaño del impulsor. Todo lo anterior quede descrito de forma detallada en el capítulo 12.

Tabla 8.1. Comparación de distintos sistemas de agitación.

Características	Sistema de agitación			
	Hélice sumergible	Axial rotación lenta	Excéntrico rápido	Paletas
Velocidad de mezcla[rpm]	1500	8-14	100-300	12-25
Diámetro de impulsor[m]	0,5-0,7	22	0,7-2,5	2-4
Potencia eléctrica[kW]	7-22	15-18	15	15-18
% Sólidos en solución	<10	>10	>10	>10
Aplicación	Reactor mesófilos	Reactor vertical de hormigón	Estanque vertical	Reactor flujo pistón

Fuente: (GIZ; Ministerio de Energía, 2012)

8.2 Tecnologías de digestión anaerobia.

Como se ha mencionado con anterioridad, son variadas las ventajas de los reactores anaerobios, llegando a ser suficientes para considerarlos en un proceso a escala industrial. Es por esto, que se ha decidido utilizar esta tecnología, frente a la de reactores aerobios, los cuales a pesar de llegar a bajas concentraciones de DQO, poseen la desventaja de generar mayores consumos energéticos. En la Tabla 8.2 se puede ver un cuadro resumen entre ambas tecnologías (Iglesias, 2015).

Tabla 8.2. Comparación entre sistema aerobios vs sistema anaerobio.

Descripción	Sistema Anaerobio	Sistema Aerobio
Volumen requerido	Bajos	Altos
Lodos generados	Bajos	Altos
Requerimiento energético	Bajos	Altos
Tratamiento posterior para estabilizar lodos	No	Si
Eficiencia de remoción de DQO	Media	Altas.

(Borzacconi, et al., 1996)

Tipos de reactores anaerobios.

Una vez que se ha decidido qué tipo de tecnología se empleará en el tratamiento de las aguas residuales, se debe seleccionar el tipo de configuración a utilizar.

Existen dos grandes grupos de reactores anaerobios para el tratamiento de aguas residuales, los cuales se pueden clasificar según el tipo de crecimiento microbiano. Los reactores pueden ser de lecho fijo o de crecimiento libre.

8.2.1 Reactores de lecho fijo.

En este tipo de reactores, la biomasa está constituida por bacterias formando una película sobre un soporte fijo.

Filtros anaerobios (AF).

Este tipo de reactor, en general, es indicado para el tratamiento de aguas con bajo contenido de sólidos. Funcionan de manera que se va generando una película de biomasa sobre un soporte inerte, por lo que el afluente pasa por los intersticios del manto generando la mezcla y el contacto. Este tipo de reactor es para bajas cargas, menores a $4 \text{ [kg/m}^3 \cdot \text{d]}$, con tiempos de residencia hidráulicos de aproximadamente 1 día (Batero & Cruz, 2007).

Biodiscos (ARBC).

Se trata de una serie de discos instalados de forma paralela, centradas en un eje giratorio accionado por un motor externo. La biomasa se adhiere a los discos de material poroso, los cuales se mantienen sumergidos estando el reactor cerrado. El flujo ingresa por un extremo inferior y sale por el extremo opuesto superior. Se debe de considerar un sedimentador posterior a este reactor, que se encargue de realizar una decantación de los lodos. El reactor, según investigaciones, ha demostrado capacidades de 31 a $40 \text{ [gDQO/m}^2 \cdot \text{d]}$ (Alvarez & Suarez, 2006).

Reactores de contacto con soporte (CASBER).

Estos reactores son, en esencia, idénticos a los sistemas de contacto, pero con la incorporación de un medio inerte en el reactor. En este caso, la adición de material de soporte es extremadamente limitada, en comparación con la cantidad usada comúnmente,

por ejemplo, los reactores de lecho fluidizado. Las partículas utilizadas tienen una baja velocidad de sedimentación y, por lo tanto, pueden mantenerse en suspensión con un bajo grado de agitación. Este tipo de sistema es especialmente adecuado para aguas residuales con alta carga de residuos fácilmente hidrolizables. Datos bibliográficos han recomendado TRH de 0,25 a 2 días, con cargas de 4 a 25 $[\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}]$ (Alvarez & Suarez, 2006).

Reactores de lecho fluido y lecho expandido (FB/EB).

Un reactor FEB es una estructura cilíndrica, empacada hasta un 10% del volumen del reactor, con un soporte inerte de tamaño pequeño, lo que permite la acumulación de elevadas concentraciones de biomasa, que forman partículas alrededor de dicho soporte. La principal ventaja de este sistema es el hecho de poder tratar a elevadas tasas de recirculación y disminuir los problemas de difusión. Datos bibliográficos han recomendado TRH de 1 a 10 días, con cargas de 5 a 50 $[\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}]$.

8.2.2 Reactores de crecimiento libre o suspendido.

En este tipo de reactores, los microorganismos se encuentran en suspensión formando gránulos o flóculos. Las bacterias para poder permanecer en el sistema y no ser lavadas por el afluente, deberán formar complejos entre las mismas y generar su propia adhesión al reactor.

Reactor de mezcla completa (CSTR).

Se trata de un reactor relativamente simple, en lo que respecta a su funcionamiento. En este tipo de reactores se destaca el cumplimiento de que el TRH es igual al TRS, es por esto que se deben considerar tiempos de residencias no mayores al crítico (TRC), de manera que los microorganismos puedan crecer y no lavarse del sistema. En vista de que las

bacterias metanogénicas son aquellas que crecen de manera más lenta, se deberán considerar largos TRS con valores dentro de 3 a 5 días a 35°C.

Estos reactores se recomiendan para tratamiento de lodos de aguas residuales urbanas, de afluentes con estiércol y aquellos provenientes de actividades agrícolas y agroindustriales.

Reactores de contacto (ACP).

Es un reactor de mezcla completa, con un decantador posterior a éste para separar los sólidos de los líquidos, lo que permitiría, a diferencia del reactor anterior, generar una recirculación parcial de la biomasa. Con la recuperación de la biomasa se pudo desarrollar reactores donde ya no se cumple que TRH es igual al TRS, por lo que el volumen del digestor se reduce y la velocidad de carga orgánica a tratar aumenta. Se recomienda usarlos en sistemas donde exista una carga orgánica e hidráulica, relativamente constante, de manera de evitar problemas de operación. Datos bibliográficos han recomendado TRH de 1 a 5 días, con cargas de 2 a 10 $[\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}]$ (Alvarez & Suarez, 2006).

Reactores de flujo ascendente con lecho o manto de lodos (UASB).

Uno de los más notables desarrollos en tecnología de procesos de tratamiento anaerobio fue el reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blankett).

En la Figura 8.1 se observa un reactor UASB típico, el afluente ingresa por el fondo, de manera de asegurar un flujo ascendente a través del reactor, saliendo por la parte superior de este.

El reactor no tiene ningún relleno para soportar el crecimiento biológico. El lodo formado en el reactor puede considerarse dividido en dos zonas; la zona 1, se denomina “lecho o cama de lodos”. La zona 2 es la “manta de lodos”. La diferencia entre estas dos zonas es la compactación del lodo, obteniéndose en la zona 1 un lodo mucho más compacto que en la zona 2 (Catalán Lorca, 2002).

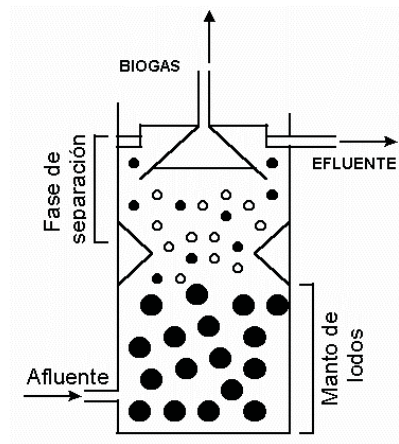


Figura 8.1. Configuración reactor UASB

La operación de los reactores UASB se basa en la actividad autorregulada de diferentes grupos de bacterias, que degradan la materia orgánica y se desarrollan en forma interactiva, formando un lodo biológicamente activo en el reactor. Dichos grupos bacterianos establecen, entre sí, relaciones simbióticas de alta eficiencia metabólica, bajo la forma de gránulos, cuya densidad les permite sedimentar en el digestor (Marquez & Martinez, 2011).

La pieza superior del reactor o campana sirve de sedimentador de lodo y colector de gas. La cual crea una zona de bajo nivel de turbulencia, en donde un 99% del lodo en suspensión se sedimenta y es retornado al reactor. La campana sirve también para recuperar el gas que sale por la parte del centro (Catalán Lorca, 2002).

La biomasa, en un reactor UASB, está formada por gránulos de 3 a 4 [mm], que tienen altas velocidades de sedimentación y, por consiguiente, son casi totalmente retenidos en el reactor.

La Tabla 8.3 representa un contraste entre las ventajas y desventajas del uso de un reactor UASB.

Tabla 8.3. Ventajas y desventajas del reactor UASB.

Ventajas	Desventajas
• La producción de lodos estabilizados en exceso es mínima y fácilmente drenable. • Se pueden aplicar altas cargas hidráulicas y orgánicas con eficiencias aceptables. • El reactor necesita poco espacio. • Los lodos anaerobios adaptados pueden mantenerse sin alimentación por largos periodos de tiempo. • Simple construcción y los costos de operación y mantenimiento son relativamente bajos.	• El comienzo del proceso es lento y requiere de un periodo de 8 a 12 semanas. • El proceso es sensible a la presencia de compuestos tóxicos. • La reducción de bacterias patógenas es relativamente baja.

Fuente: (Lorenzo & Obaya, 2006)

Reactores por lotes en serie (ASBR).

Son reactores que funcionan mediante lotes secuenciales. Han sido estudiados como una alternativa de tratamiento a los sistemas continuos, debido a la versatilidad de su operación. Las secuencias típicas del reactor ASBR son: alimentación, reacción, sedimentación y descarga. El paso más importante es la reacción y puede corresponder hasta un 80%, o más, de la duración total del ciclo.

Reactores anaerobios con deflectores (ABR).

Este reactor está formado por un único estanque con una serie de deflectores o paneles internos verticales, que fuerzan el paso del agua entre ellos. Su configuración puede asimilarse a la de una serie de reactores UASB conectados en serie.

Por los antecedentes presentados en los párrafos anteriores, en la Tabla 8.4 se hace una comparación entre las distintas tecnologías. Considerando al reactor UASB el más adecuados para cumplir los requerimientos de la planta el Trebal-Mapocho. Además de ser uno de los reactores más estudiadas a nivel industrial por sus diversas prestaciones, en comparación con los otros sistemas anaerobios existentes.

Tabla 8.4. Comparación de los diferentes reactores en base a criterios operacionales.

Criterio	Reactores								
	LF				CL				
	AF	ARBC	CASBER	FB/EB	CSTR	ACP	UASB	ASBR	ABR
TRH[d]	app 1	-	0,25 - 2	1 - 10	10 - 30	1 - 5	0,2 - 2	-	2 - 3
DQO[kg DQO/m ³ · d]	<4	31 - 40*	4 - 25	5 - 50	1 - 6	2 - 10	5 - 30	-	-
Efluente[gSS/L]	-	-	0,5 - 10	0 - 5	25 - 100	0,5 - 20	0 - 5	-	-
Complejidad estructural	Media	Alta	Alta	Media	Baja	Media	Baja	Media	Alta

*. Las unidades corresponden a gDQO/m² · d. LF: Lecho Fijo. CL: Crecimiento libre.

A continuación, se seleccionará la estación de bombeo y el tipo de bomba necesaria para el proyecto, es importante considerar el transporte de los flujos como un proceso relevante para mantener la continuidad de la operación.

8.3 Estación de bombeo.

La selección del tipo de bombas a utilizar en el proyecto debe considerar las características de los fluidos bombeados, el costo, los requisitos de operación y mantenimiento. Esto implica, necesariamente, considerar el diseño de una estación de bombeo que corresponde a la estructura, equipos y accesorios. Todos estos componentes son necesarios para disponer de un sistema de bombeo adecuado.

Como la ejecución del proyecto implica trabajar con dos flujos con características físico químicas y reológicas distintas, es necesario evaluar dos tipos de estaciones de bombeos; una para el agua residual y otra para los lodos. En general, existen cuatro tipos de

estaciones de bombeos para las aguas residuales: wet well/dry well, submersible, suction lift, y screw pump. Y dos estaciones de bombeo para los lodos: Submersible, wet well/dry well. Las estaciones de bombeo de los lodos son similares a las de aguas residuales, en términos de la estructura de los pozos de bombeos, la disposición de tuberías y válvulas, pero cambia el tipo de bomba empleada.

8.3.1 Wet well/dry well.

En este tipo de estación de bombeo, las bombas se encuentran en un pozo seco y extraen las aguas residuales de un pozo húmedo adyacente, a través de una tubería. Este tipo de configuración facilita las operaciones de mantención e inspección del sistema. Sin embargo, posee altos costos de construcción.

Generalmente, este tipo de estaciones se utilizan para instalaciones con altos flujos de bombeo y para un transporte en cortas distancias. Esta opción es empleada, normalmente, para bombear grandes volúmenes de agua residual cruda. También se utiliza para bombear lodos entre los digestores u otro equipo.

8.3.2 Submersible.

En este tipo de estación de bombeo, las bombas están montadas en la parte inferior de un pozo húmedo y bombean el flujo a través de una tubería de descarga conectada a las bombas. Las bombas están provistas de un sistema de acoplamiento, que permite que las bombas se coloquen o se quiten, fácilmente, del pozo húmedo.

Las estaciones de bombeo sumergibles son, normalmente, más económicas que las estaciones Wet well/dry well, siendo la opción más utilizada en el mundo, a no ser que se trabaje con flujos mayores. Para instalaciones con grandes flujos se requiere utilizar varias bombas, por lo tanto, es necesaria una estructura de mayores dimensiones, por lo general, construida sobre el nivel del suelo para albergar los sistemas eléctricos.

Entre las ventajas a considerar se encuentran, el no requerir estructuras de apoyo, por lo que requieren menor espacio para poder trabajar y son fáciles de instalar. Además, al ser sumergibles son a prueba de entrada de agua y, como trabajan bajo el agua, resultan mucho más silenciosas (Grindex, s.f.).

8.3.3 Screw pump.

El diseño general de una estación de bombeo de tornillo consiste en la cámara de entrada, la bomba tornillo y la cámara de descarga, por encima de la cual se encuentra la sala de motor y control. El mantenimiento es fácil, debido a un menor número de piezas y a su sencilla construcción. Hay un menor desgaste de los cojinetes debido a la baja velocidad de las revoluciones de 20 a 40 [rpm].

Es por lo antes mencionado, y realizando una selección como se aprecia en la Tabla 8.5, que la mejor opción para la configuración planteada son las estaciones del tipo Submersible, para manejar el agua residual; y las del tipo Wet well/dry well, para las líneas de lodos. Éstas serán las que se considerarán de aquí en adelante, en el diseño del proceso.

Tabla 8.5. Comparativas entre sistemas de bombeo existentes.

Comparativo	Wet well/dry well	Submersible	Screw pump
Flujos	Altos	Medios	Bajos
Diseño de infraestructura	Complejo	Sencillo	Sencillo
Costos	Costosas	Económicas	Económicas
Operacional	Fácil	Fácil	Fácil
Fluido	Agua residual/Lodos	Agua residual/Lodos	Agua residual

Fuente: (Water Environment Federation, 2008)

8.4 Bombas.

Al tener una concentración de sólidos suspendidos considerables, es de suma importancia el tener una bomba que soporte tales condiciones. Bombear líquidos con sólidos en suspensión es una de las aplicaciones más exigentes de las que puede hacer frente una bomba. Las piezas se desgastan y los costos de mantención son considerables. En muchos casos, las frecuentes fallas de la bomba provocan costosas paradas de la producción. (Grindex, s.f.).

Existen dos tipos de bombas, de energía cinética y de desplazamiento positivo. Las bombas en la categoría cinética se pueden dividir en centrífuga, de flujo mixto y el flujo axial, mientras las bombas de desplazamiento positivo pueden ser clasificadas como de movimiento alternativo, giratorio y abierto.

Para las aguas residuales, se utilizan bombas centrífugas, que son las bombas más comunes y apropiadas, y bombas de tornillo de Arquímedes, que son del tipo de desplazamiento positivo.

En el bombeo de lodos, en cambio, se utilizan bombas de energía cinética, como las bombas de ariete, centrífugas tipo vortex, bombas de desplazamiento positivo, como las bombas de cavidad progresiva, bomba de diafragma y las bombas lobulares rotatorias, siendo la de desplazamiento positivo ampliamente utilizadas.

Por lo apreciado en la Tabla 8.6 es posible concluir que para la línea de agua residual se utilizara una bomba de carácter centrífugo y para la línea de lodos una de desplazamiento positivo.

Tabla 8.6. Tipos de bombas y sus características.

Comparativo	Tipos de Bombas	
	Centrífuga	Desplazamiento positivo
Mecánica	Imparte velocidad al líquido generando un aumento en la presión a la salida.	Captura limitadas cantidades de líquido y lo transfiere de la succión a la abertura de descarga.
Desempeño	El caudal varía con el cambio de presión.	El flujo es constante a los cambio de presión.
Viscosidad	La eficiencia disminuye con el aumento de la viscosidad debido a las pérdidas por fricción dentro de la bomba.	La eficiencia aumenta con el aumento de la viscosidad.
Eficiencia	A presiones muy elevadas o muy bajas, la eficiencia disminuye.	La eficiencia aumenta con el aumento de la presión.

Fuente: (Water Environment Federation, 2008)

8.5 Calefacción.

Generalmente, las plantas de tratamiento de aguas servidas el proceso de digestión anaerobia como estrategia de estabilización de lodos, generan consumos elevados de energía que aumenta constantemente, las plantas buscan generar una reducción del consumo de energía para ello se utilizan sistemas más eficientes. Este es el caso de los intercambiadores de calor, siendo los sistemas de placas y en espiral, los más eficientes en el consumo de energía, mejorando así la eficiencia operativa.

Cada uno de los sistemas de intercambio de calor tiene características positivas y negativas, es así, como los sistemas de placas son seleccionados por su alta eficiencia energética, pero de manera negativa requieren de una alta inversión inicial .No así los intercambiadores de calor en espiral que poseen una eficiencia energética menor, pero mínima inversión de capital (Lines, 1991) .Es por esto que en la Tabla 8.7 se resumen las principales características de ambos intercambiadores de calor.

Tabla 8.7. Comparación de sistemas de intercambiador de calor.

Comparativo	IC Placas	IC espiral
Flujos máximos [m³/h]	3600	Medios
Caída de presión [bar]	30	-
Área de transferencia máxima [m²]	1500	250
Concentración de sólidos	Bajas	Alta
Inversión inicial	Costosas	Económicas
Limpieza	Fácil	Difícil

Fuente: (Sinnott, 2006).

Por lo mencionado, anteriormente se decide utilizar sistemas de intercambio de calor de placas, al ser el equipo que permite tratar altos caudales, existiendo variados modelos y distribuidores.

8.6 Almacenamiento de Lodos.

Adicionalmente, el sistema de tratamiento seleccionado, dentro de su configuración requiere de la implementación de un sistema de almacenamiento de lodos granulares, esto se debe a la necesidad de almacenar los lodos purgados en la operación de digestión anaerobia, lo cual brindara una fuente de microorganismos para inocular los reactores en caso de ser necesario. Si bien, existen empresas que comercializan estanques adecuados en términos estructurales para las necesidades del sistema propuesto, pero dadas las dimensiones requeridas se opta por la construcción. Este estanque de almacenamiento no requiere de un sistema de agitación, en vista a las propiedades físicas de los lodos granulares de no soportar grandes esfuerzos de corte.

9 INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

En la actualidad, el poder contar con tecnologías que permitan brindar un mayor grado de automatización a los procesos en terreno es de suma importancia, siendo de esta manera posible mantener un mayor control sobre las unidades.

Para poder comenzar a desarrollar una estrategia de control lo esencial será el determinar las variables: controladas, medidas y manipuladas. Las variables controladas son los parámetros que indican la cantidad del producto o las condiciones de operación del proceso tales como: presión, temperatura, nivel, caudal, etc. Las variables manipuladas son aquellas que se modifican o manipulan para provocar un cambio sobre las variables controladas, como, por ejemplo, posición de una válvula y velocidad de un motor (Beltran, 2009). Por ultimo las variables medidas son aquellas que como su nombre lo indican son medidas en terreno de manera de obtener algún parámetro para el sistema de control.

Con lo anterior claro, se proseguirá a mencionar las variables de control.

a. Variables controladas.

- I Temperatura dentro del reactor
- II pH dentro del reactor.
- III Altura de lodo dentro del reactor.

b. Variables medidas.

- I Caudal:
 - i. Biogás generado
 - ii. Alimentación reactor
 - iii. Alimentación estanque ecualizador.
 - iv. Lodos purgados
 - v. Corriente de recicló al reactor.
 - vi. Agua tratada.
- II Nivel de lodo en el reactor UASB.
- III Temperaturas:
 - i. Dentro del reactor UASB
 - ii. Agua de calefacción

- iii. Alimentación reactor
 - iv. Agua tratada.
- IV Concentraciones de materia orgánica:
 - i. Salida del reactor.
 - ii. Entrada ecualizador E-1
 - iii. Agua tratada.
- V pH:
 - i. Ecualizador E-1
 - ii. Dentro del reactor UASB
- c. Variables manipuladas.
 - I Caudal de ácido o base para regular pH.
 - II Caudal de agua de calefacción.

9.1. Instrumentación.

En los siguientes párrafos se detalla algunas de las tecnologías existentes en el mercado, además de alguno de los principios en que se basan las mediciones realizadas por tales equipos.

9.1.1. Sensores.

El sensor es el instrumento que tiene el trabajo de realizar las mediciones correspondientes para poder realizar las acciones de control.

- **Medición de Flujo volumétrico**

Ya hemos mencionado con anterioridad que variables son las recomendadas para poder trabajar ejerciendo un sistema de control, entre las cuales se nombraron dos variables de

medición en particular, que son flujo de biogás y el caudal afluente del reactor UASB. Es por ello que se reconocen los siguientes elementos de medición existentes (Torres, 2013).

- a. **Elementos deprimógenos:** En este grupo se encuentran equipos como, plato orificio, tobera, Venturi, cuña y Pitot. Este grupo de caudalímetro está basado en la ecuación de Bernoulli que establece que la suma de energía cinética, más la energía potencial de altura, más la energía potencial debido a la presión que tiene el fluido, permanece constante. Se puede establecer una relación entre la velocidad circulante y la diferencia de presión que se produce, de manera que esta última se puede medir y obtener la velocidad.
- b. **Flujómetro electromagnético:** Estos equipos están basados en la ley de Faraday, de la cual se deduce que en un conductor en movimiento en un campo magnético constante se inducirá un voltaje, este será proporcional a la velocidad de movimiento del conductor y a su longitud.
- c. **Turbina:** Este tipo de flujómetro se basan en el uso de piezas rotantes que son impulsadas por el flujo del fluido y giran a una velocidad proporcional al caudal del fluido circulante. No se recomiendan para productos viscosos ni con arrastre de sólidos.
- d. **Medidores de caudal por ultrasonido:** Se basan en la propagación de ondas de sonido en un fluido. Existen dos principios básicos para esta medición, tiempo de tránsito y efecto Doppler. En los caudalímetros por tiempo de tránsito, la velocidad de flujo se determina por la diferencia entre la velocidad de propagación de una onda de sonido a favor y otra en contra de fluido. El instrumento de efecto Doppler tiene un generador de ultrasonido que emite ondas.
- e. **Caudalímetro de desplazamiento positivo:** En este tipo de instrumento se llenan cámaras de tamaño conocido y son volcadas aguas abajo. Contando el número de cámaras llenadas en un determinado tiempo se puede obtener el caudal.

- f. **Vortex:** De acuerdo al principio de Von Karman, si en una cañería ponemos una obstrucción y medimos la frecuencia a la que se desprenden remolinos y vórtices podemos determinar la velocidad y en consecuencia el caudal.
 - g. **Rotámetros:** Es un instrumento generalmente de indicación local que consiste en un elemento llamado flotante que se encuentra en un tubo cónico.
 - h. **Flujómetros másicos:** Estos miden la masa que circula por unidad de tiempo. Se basan en principios como el de Coriolis y el de propiedades térmicas para poder obtener el caudal.
- **Medición de Nivel.**

El medidor de nivel está pensado para poder mantener un registro sobre el nivel del mando de lodos que existe en el reactor UASB. Para que este elemento de control no afecte sobre el sistema anaerobio del reactor, se deberá de tener cuidado a la hora de la instalación. A continuación, se presenta una lista con una breve descripción de los medidores de nivel existentes en el mercado actual (Leal, 2013).

- a. **Por desplazamiento:** Está constituido por un flotador pendiente de un cable, un juego de poleas y un contrapeso exterior.
- b. **Por presión diferencial:** Consiste en un medidor de presión en contacto con el líquido del estanque, que mide la presión hidrostática en un punto del fondo del estanque.
- c. **Por burbujeo:** Mediante un regulador de caudal se hace pasar por un tubo (sumergido en el deposito hasta un nivel mínimo), un pequeño caudal de aire o gas inerte has producir una corriente continua de burbujas. La presión requerida para producir el flujo de burbujas es una medida de la columna de líquido.
- d. **Capacitivo:** se basa en medir la capacitancia de un condensador cuando va variando el medio dieléctrico entre sus placas. Con el depósito metálico e introducido una sonda

metálica sin contacto entre ambos, se forma un condensador. Al variar el nivel del líquido varía proporcionalmente la capacitancia.

- e. **Ultrasónicos:** Consta de un medidor de onda sonora de alta frecuencia que se propaga por la fase gas hasta que choca con el líquido o sólido, re refleja y alcanza el receptor situado en el mismo punto que el emisor.

En la Tabla 9.1 se aprecia una comparativa de los diferentes sensores aplicados en la industria de aguas. En la comparativa se destaca el sensor ultrasónico que además es uno de los más utilizados a la hora de medir niveles o alturas de lodos, debido al principio en que se basa para realizar la medición.

Tabla 9.1. Comparativa entre diferentes sensores de nivel.

Comparativo	Sensores				
	Desplazamiento	P. diferencial	Burbujeo	Capacitivo	Ultrasónico
Salida digital	No	Si	No	Si	Si
Complejidad de instalación	Medio	Alta	Alta	Medio	Bajo
Aplicable en lodos	Si	No	No	-	Si

Fuente: (Leal, 2013)

- **Medición de Temperatura.**

Debido a que la temperatura será controlada dentro del reactor UASB, esta será medida de manera de tener un registro constante para observar la evolución de la misma dentro del proceso en cuestión. En el siguiente listado se destacan algunos de los sensores que existen en el mercado.

- a. **Termómetro de vidrio:** Consta de un depósito de vidrio que contiene, por ejemplo, mercurio y que al calentarse se expande y sube en el tubo capilar. La expansión será proporcional a la temperatura dentro del sistema.
- b. **Termómetro bimetalico:** Se basan en los distintos coeficientes de dilatación de dos metales diferentes, tales como latón, monel o acero y una aleación de ferroníquel o invar laminados conjuntamente.
- c. **Termómetro de bulbo y capilar:** Consisten esencialmente en un bulbo conectado por un capilar a un espiral. Cuando la temperatura del bulbo cambia, el gas o liquido en el bulbo se expanden y la espiral tiende a desenrollarse moviendo la aguja sobre la escala para indicar la elevación de la temperatura en el bulbo.
- d. **Termómetros de resistencia metálica:** La medida de temperatura utilizando sondas de resistencia depende de las características de resistencia en función de la temperatura que son propias del elemento de detección.
- e. **Termocupla:** Convierten la energía calorífica en energía eléctrica.

En la Tabla 9.2 se presenta una comparación respecto a diversas categorías a evaluar en un sensor de temperatura. El seleccionado por estos datos y por ser uno de los más utilizados dentro de los procesos industriales es el termómetro de resistencia.

Tabla 9.2. Comparativa entre diferentes sensores de Temperatura.

Comparativo	Sensores				
	T. de vidrio	T. bimetalico	T. bulbo y capilar	T. resistencia	Termocupla
Salida digital	No	Si	No	Si	Si
Rango de medición [°C]	.-35 a 450	.-200 a 500	.-40 a 500	.-200 a 120	.-200 a 900
Precisión [°C]	-	0,01	-	0,1	-
Costos relativos	Bajo	Alto	Medio	Bajo	Media

Fuente: (Leal, 2013)

9.1.2. Actuadores.

Los actuadores son los encargados de materializar la señal enviada por el controlador en el elemento último de control. A su vez los elementos finales de control son aquellos que son manipulados para poder controlar algún parámetro de proceso. Por ejemplo, una válvula que se cierra para delimitar el caudal de entrada a un equipo en particular.

Los actuadores se pueden clasificar a su vez en:

- Eléctricos.
- Neumáticos.
- Hidráulicos.

De manera de ilustrar de forma clara como es su funcionamiento se ha generado un resumen en la Tabla 9.3 de la información de los elementos anteriormente mencionados.

Tabla 9.3. Descripción de los diferentes actuadores disponibles.

Característica	Actuador		
	Neumático	Eléctrico	Hidráulicos
Fuerza generadora de movimiento	Presión de aire	Energía eléctrica	Presión hidráulica
Elemento motriz	Embolo, Pistón o Veleta	Motor Eléctrico	Embolo, Pistón o Veleta
Transmisión de fuerza o torque	Eje o Cremallera	Reductor	Eje

Fuente: Elaboración propia.

La selección del actuador dependerá de factores tales como: líneas de transmisión y los otros elementos finales de control.

9.1.3. Elementos finales de control.

Un elemento final de control es un mecanismo que altera el valor de la variable manipulada en respuesta a una señal de salida desde el dispositivo de control automático; típicamente recibe una señal del controlador y manipula un flujo de material o energía para el proceso. El elemento final de control puede ser una válvula de control, variador de frecuencia y motores eléctricos, un relé, entre algunos. Un elemento de control que también es muy usado por la industria son las bombas de las cuales ya nos referimos en detalle en el capítulo 8.

En esta sección nos referiremos en especial a aquellos que se han considerados fundamentales para el proceso propuesto. Estos son los siguientes.

- **Válvula de control.**

Estos elementos realizan la función de variar el caudal del fluido de control que modifica a su vez el valor de la variable de medida comportándose como un orificio de área continuamente variable. En la Figura 9.1, se puede observar una válvula de control típica. En la Tabla 9.4 se detallan las principales válvulas de control utilizadas en las industrias, junto a una pequeña descripción de cuando se recomienda usarlas.

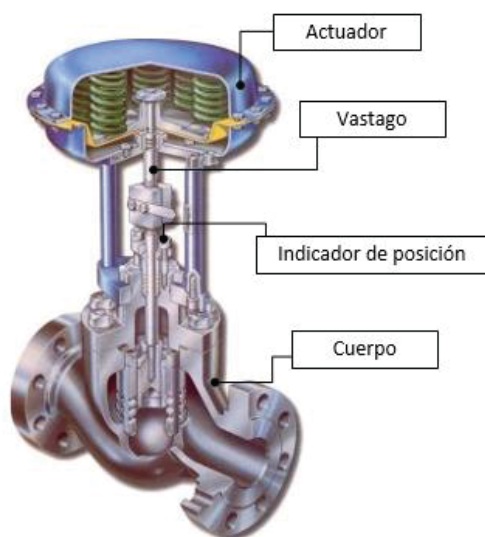


Figura 9.1. Válvula de control y sus características.

Tabla 9.4. Tipos de válvulas y sus usos más comunes.

Válvula	Uso recomendado
De globo	Cuando la presión de fluido es baja y se precisa que las fugas en posición de cierre sean mínimas.
En ángulo	Para control de fluidos de vaporización, para trabajar con grandes presiones diferenciales y para los fluidos que contienen sólidos en suspensión.
De tres vías	Uso típicamente en el control de temperatura de intercambiadores de calor.
De compuerta	Se recomienda para procesos donde es todo o nada.
De mariposa	Se emplea para el control de grandes caudales de fluidos a bajas presiones.
De bola	Se emplea en el control de fluidos negros o bien en fluidos con gran porcentaje de sólidos en suspensión.

- **Variador de frecuencia.**

Las bombas que transportan fluidos son un elemento importante dentro de lo que son las plantas en general, pero uno de sus principales problemas es el poder controlar el flujo sin perder parte de la eficiencia de esta misma, para ello se hace uso de los variadores de frecuencia que permiten controlar las revoluciones del motor propio de la bomba y así llevar un manejo sobre el caudal.

Los variadores de frecuencia, entregan voltaje y frecuencia variable conforme a la necesidad del motor y la carga a él conectada. Por tal efecto, toma la alimentación eléctrica de la red, la cual tiene voltaje y frecuencia fija, la transforma en un voltaje continuo y luego lo transforma en voltaje alterno trifásico de magnitud y frecuencia variable por medio de un inversor (Cobo, 2013).

9.2. Dinámicas propuestas de control.

En el inicio del capítulo se reconocieron las variables que se trabajarán en la etapa de control, entre las cuales se encuentran las controladas, siendo reconocida en esta categoría el pH, temperatura dentro del reactor UASB y altura de manto de lodos.

Es sabido que la temperatura es un parámetro de importancia en la operación de digestores pudiendo llegar a afectar de manera considerable la producción de biogás de no tener un correcto sistema de control. Por otra parte, es sabido que el pH no es un buen indicador a la hora de hacer un seguimiento de un proceso como lo es la digestión anaerobia, pero este presenta la característica de ser de fácil obtención y rápida medición en línea, por lo que califica como un parámetro a considerar dentro de la estrategia de control.

En el PLANO 1 se puede apreciar el diagrama P&ID para el sistema propuesto. En la siguiente sección se procederá a detallar las estrategias de control propuestas.

9.2.1. Control de Temperatura.

El sistema para el control de temperatura, cuenta con una serie de sensores que registran la temperatura dentro del reactor en diferentes puntos, de manera, de no solo evidenciar la temperatura media en el digestor sino que, además, determinar si existe un gradiente dentro del mismo. De igual manera existirá un sensor de temperatura ubicado a la salida de la mezcla de las corrientes fría y caliente, de manera, de medir la temperatura generada en conjunto de la corriente caliente y fría.

Ambas líneas de sensores (TT 105 UASB-2 y TT 103 UASB-2 1) alimentaran a su vez a un controlador (TC 105 UASB-2 y TC 103 UASB-1), el cual estará programado, de manera, que mediante la señal proveniente de dentro del reactor más la generada antes de este pueda proporcionar una acción correctiva lo más precisa posible en cuanto al sistema de temperatura. Finalmente, la acción correctiva se genera en la válvula del agua de calefacción que alimenta el intercambiador de calor (V 105 UASB-2 y V 103 UASB-1).

9.2.2. Control de pH.

Como ya se ha mencionado anteriormente, el pH es una variable de suma importancia a la hora de concebir un control dentro del reactor, para esto se procede a generar la medición de este parámetro dentro del reactor por medio de sensores (AT 102 UASB-2 y AT 101 UASB-1), los cuales a su vez alimentaran por medio de una señal eléctrica los controladores (AC 102 UASB-2 y AC 101 UASB-1) los cuales serán los encargados de generar la acción de control sobre las válvulas de alimentación de base o ácido (V 102 UASB-2 y V 101 UASB-1). El flujo de ácido o base, según corresponda el caso se alimentará a las cámaras de seguridad de bombas (E-3 y E-4) según corresponda la línea de alimentación.

9.2.3. Control de altura de lodo.

Para el control de la altura de lodos dentro del reactor, a diferencia de los lazos anteriores, esta configuración hace uso sobre dos variables a la vez. La altura del lodo se registrará por medio de un sensor de altura (LT 106 UASB-2 y LT 109 UASB-1), el cual alimentará al controlador (LC 106 UASB-2 y LC 109 UASB-1), que a su vez está siendo alimentado por el caudalímetro (FT 106 UASB-2 y FT 109 UASB-1). La idea detrás de este control, es el hecho que la altura de la capa de lodo no solo se verá afectada por la cantidad de lodo presente en el reactor, además, por la velocidad ascensional del sistema, de manera que, si esta es muy alta, la suspensión de lodo será mayor y por ende la altura del mismo también. El controlador estará programado para distinguir un flujo mínimo de reciclo admisible para no afectar velocidad ascensional mínima permitida, de manera que si la altura de lodo no se puede disminuir bajando el flujo de reciclo (V106 UASB-2 y V109 UASB-1), llegado al flujo mínimo permitido esta acción de control se detendrá y actuara sobre la válvula de purga de lodos (V106 UASB-2 y V109 UASB-1).

10. BALANCE DE MASA

Este capítulo tiene como objetivo obtener las composiciones y valores de los distintos flujos involucrados en el proceso. A partir de la etapa experimental se logró caracterizar los flujos intermedios a utilizar en el proceso, de esta manera es posible realizar un análisis de la estrategia propuesta, mediante la realización de los balances correspondientes a cada operación unitaria o etapa del proceso involucrada en el tratamiento del agua residual. En el PLANO 2, se detalla el diagrama de flujo del proceso de tratamiento del agua residual.

Para determinar la composición y los flujos involucrados en la propuesta de tratamiento del afluente con alto DQOs es necesario realizar un balance de masa a operaciones implementadas en la actualidad en la planta como lo son las de almacenamiento de lodos y la operación de deshidratación de los mismos. Los resultados obtenidos de este análisis son utilizados en el balance de la estrategia de tratamiento propuesta.

10.1. Almacenamiento.

Esta etapa busca almacenar los lodos digeridos provenientes del proceso de digestión anaerobia. En la actualidad, este proceso almacena lodos digeridos provenientes tanto de digestores acondicionados con hidrolisis térmica como de digestores sin acondicionamiento. Se espera que a futuro todos los digestores funcionen con pretratamiento térmico, por lo tanto, generen una corriente a almacenar de condiciones similares, en la actualidad además del digestor 5, otros digestores ya han sido acondicionados al pretratamiento de hidrolisis térmica.

Como nuestra estrategia propuesta solo se enfoca en el tratamiento del flujo proveniente del digestor 5, es este flujo, analizado y caracterizado, además, al no contar con una serie de datos que permita estudiar de manera representativa el flujo a tratar, se decide analizar un 10% mayor como medida de seguridad, para amortiguar las fluctuaciones existentes durante el año.

En la Tabla 10.1 se detalla las propiedades del flujo de entrada (M_1)

Tabla 10.1. Propiedades de corriente proveniente del digestor 5.

Corriente	M_1
Flujo [m^3/d]	698
T [$^{\circ}\text{C}$]	35,5
pH	7,3
ST [kg/m^3]	43,1
SV [kg/m^3]	33,5
SST [kg/m^3]	34,7
SSV [kg/m^3]	27,1
ρ [kg/m^3]	1.030*

*Valor aproximado de estudios similares (Lens, 1998)

El diagrama de la operación unitaria de almacenamiento y flujos involucrados se aprecian en la Figura 10.1

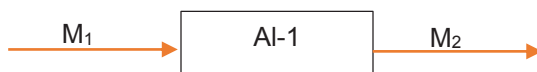


Figura 10.1. Diagrama de bloques para la operación unitaria de almacenamiento.

La nomenclatura para las corrientes involucradas en la etapa de almacenamiento se indica en la Tabla 10.2.

Tabla 10.2. Nomenclatura de flujos en etapa de almacenamiento previa deshidratación.

Corriente	Composición
M_1	Corriente de lodos proveniente del Digestor 5
M_2	Corriente de lodos almacenados

Es así como el balance global de esta etapa se describe en la Ecuación 10.1:

$$M_1 = M_2$$

Ecuación 10.1

Dónde:

M_n : Flujo masico de la corriente n, $\left[\frac{\text{kg}}{\text{d}}\right]$.

De esta manera se obtiene (M_2), con iguales características que (M_1), con un valor de 718,94 [Ton/d] . Respecto a los cambios en la temperatura las pérdidas se consideran despreciables en esta etapa, y no se considera cambio en el pH.

10.2. Deshidratación.

La operación involucrada en esta etapa del proceso, es considerada una operación de remoción de parte de la materia tratada. Se busca generar una remoción del líquido presente en el lodo, por datos entregados en planta se alcanza un 23% de sequedad del lodo. Además, se realizó una caracterización de la corriente liquida removida (sobrenadante), entregando un rendimiento de la operación de deshidratación de un 83% por parte del equipo centrifugo.

En la Tabla 10.3 se detallan las propiedades del flujo de entrada (M_2):

Tabla 10.3. Propiedades de corriente proveniente del almacenamiento.

Corriente	M_2
Flujo [m^3/d]	698
T [$^{\circ}\text{C}$]	35,5
pH	7,3
ST [kg/m^3]	43,1
SV [kg/m^3]	33,5
SST [kg/m^3]	34,7
SSV [kg/m^3]	27,1
ρ [kg/m^3]	1.030

El diagrama de la operación unitaria de deshidratación y flujos involucrados se aprecian en la Figura 10.2.

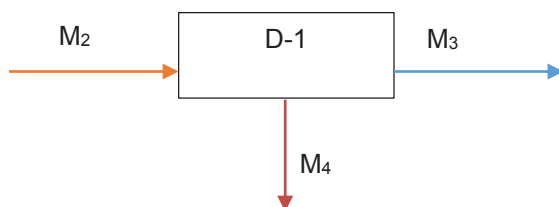


Figura 10.2. Diagrama de bloques para la operación unitaria de deshidratación.

La nomenclatura para las corrientes involucradas en la etapa de deshidratación se indica en la Tabla 10.4.

Tabla 10.4. Nomenclatura de flujos en etapa de deshidratación previa al ecualizador.

Corriente	Composición
M_2	Corriente de lodos proveniente del almacenamiento
M_3	Corriente líquida removida
M_4	Corriente de Lodos deshidratados

El balance global de esta etapa se describe en la Ecuación 10.2:

$$M_2 = M_3 + M_4 \quad \text{Ecuación 10.2}$$

Para determinar la cantidad de componentes sólidos en las corrientes, se realiza un balance de estos, quedando determinado de acuerdo a la Ecuación 10.3:

$$M_2 \cdot C_{ST_2} = M_3 \cdot C_{ST_3} + M_4 \cdot C_{ST_4} \quad \text{Ecuación 10.3}$$

Dónde:

C_{ST_n} : fracción de sólidos en la corriente n, %p/p.

Además, el grado de deshidratación queda definido por la Ecuación 10.4:

$$S_{bh} = \frac{M_{Sólidos}}{M_{agua} + M_{sólidos}} \quad \text{Ecuación 10.4}$$

Dónde:

S_{bh} : Porcentaje de sequedad.

M_{agua} : Flujo masico de agua, $\left[\frac{kg}{d}\right]$.

$M_{sólidos}$: Flujo masico de solidos, $\left[\frac{kg}{d}\right]$.

Utilizando la Ecuación 10.3 y Ecuación 10.4, se obtiene la masa de sólidos en la corriente M_4 de 25,07 [Ton/d] lo que da una masa total de 108,43 [Ton/d] para la corriente M_4 , si se remplace en la Ecuación 10.2, se obtiene la masa total de M_3 siendo esta de 610,50 [Ton/d] de los cuales el 0,82% son sólidos y el resto es agua.

En la Tabla 10.5 se aprecian los resultados del balance masa realizado a la operación de deshidratación.

Tabla 10.5. Resultados del balance de masa de la etapa de deshidratación.

Corriente	M ₂	M ₃	M ₄
Flujo [m ³ /d]	698	610,5	104,8
T [°C]	35,5	36*	36*
pH	7,3	8,19	8,19
ST [kg/m ³]	43,1	8,217	239,08
SV [kg/m ³]	33,5	6,651	184,34
SST [kg/m ³]	34,7	1,172	224,61
SSV [kg/m ³]	27,1	0,932	175,17
% de Humedad	95,81	99,17	76,87
ρ [kg/m ³]	1.030	1.000**	1.034***

*El equipo centrifugo genera un leve aumento de la temperatura, producto del calor generado por la rotación centrifuga, por esto se asume un aumento en 0,5°C.

**Valor supuesto dado el alto contenido de humedad en el agua residual.

***Valor supuesto dado el alto contenido de solidos de la corriente.

10.3. Ecualización.

La etapa de ecualización, busca mitigar los cambios en los flujos, mediante un sistema de almacenamiento del agua residual, de esta manera se mantiene un control del flujo y su variación durante el día, antes de alimentar los diversos procesos, (M₃) ingresa al estanque de almacenamiento, teniendo un tiempo de residencia de 0,1 [d]. Desde el estanque se retirara continuamente la corriente (M₅) y (M₆).

El diagrama de la operación unitaria de ecualización y flujos involucrados se aprecian en la Figura 10.3.

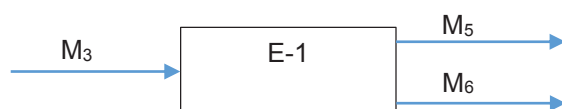


Figura 10.3. Diagrama de bloques para la operación unitaria de ecualización.

La nomenclatura para las corrientes involucradas en la etapa de Ecualización se indica en la Tabla 10.6.

Tabla 10.6.Nomenclatura de flujos en etapa ecualización previa al reactor UASB.

Corriente	Composición
M_3	Corriente de agua removida
M_5	Corriente de alimentación UASB-1
M_6	Corriente de alimentación UASB-2

El balance global para esta etapa queda definido por la Ecuación 10.5:

$$M_3 = M_5 + M_6 \quad \text{Ecuación 10.5}$$

En esta etapa se obtendrán dos flujos de salida en igual proporción que alimentara a los reactores UASB-1 y UASB-2, cada corriente será la mitad del valor de M_3 obteniéndose de esta manera una corriente (M_5) igual a (M_6) con un valor de 305,27 [Ton/d]. En la Tabla 10.7 se aprecian los resultados del balance de masa para la primera operación unitaria para la estrategia propuesta.

Tabla 10.7.Resultados del balance de masa de la etapa de ecualización.

Corriente	M_3	M_5	M_6
Flujo [m³/d]	610,5	305,25	305,25
T [°C]	36	35,8	35,8
pH	8,19	8,19	8,19
ST [kg/m³]	8,217	8,217	8,217
SV [kg/m³]	6,651	6,651	6,651
SST [kg/m³]	1,172	1,172	1,172
SSV [kg/m³]	0,932	0,932	0,932
DQO_T [kg/m³]	10	10	10
DQO_S [kg/m³]	5	5	5
% de Humedad	99,17	99,17	99,17
ρ [kg/m³]	1.000	1.000	1.000

10.4. Digestión.

En esta etapa se utiliza un reactor de flujo ascendente tipo UASB, requerido para el tratamiento del agua residual con alto contenido de DQOs, para el tratamiento de esta agua residual se requiere de dos unidades UASB-1 y UASB-2, que son alimentadas por las corrientes (M_5) y (M_6) respectivamente, con un flujo másico de 305,25 [Ton/d] cada uno.

El diagrama de la operación unitaria de digestión y flujos involucrados se aprecian en la Figura 10.4.

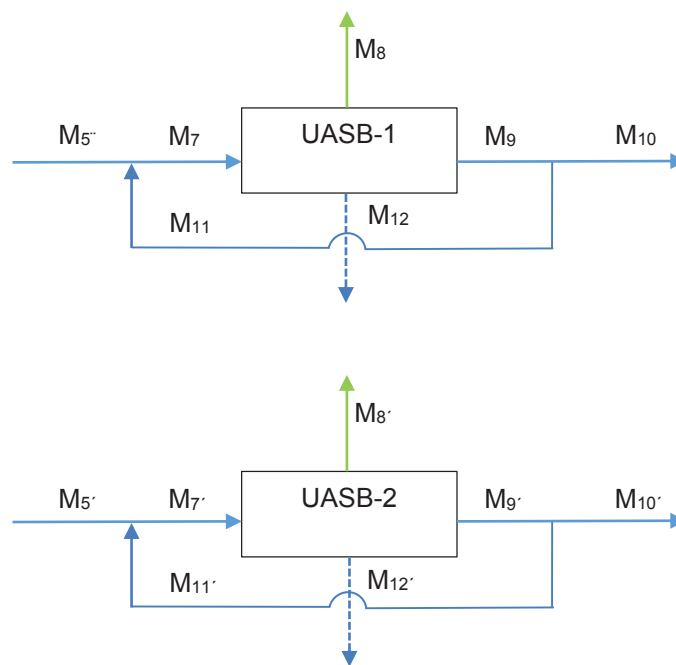


Figura 10.4. Diagrama de bloques para la operación unitaria de digestión.

La nomenclatura para las corrientes involucradas en la etapa de deshidratación se indica en la Tabla 10.8.

Tabla 10.8. Nomenclatura de flujos en etapa de digestión previa al ecualizador.

Corriente	Composición
M_5	Corriente de proveniente de AL-1 a reactor UASB-1
M_6	Corriente de proveniente de AL-1 a reactor UASB-2
M_7, M_7'	Corriente de alimentación a reactores UASB
M_8, M_8'	Corriente de biogás generada
M_9, M_9'	Corriente de agua tratada proveniente de reactores UASB
M_{10}, M_{10}'	Corriente de agua tratada proveniente de reactores UASB
M_{11}, M_{11}'	Corriente recirculada a reactores UASB
M_{12}, M_{12}'	Corriente purgada del reactor UASB

Debido a que el reactor UASB no presenta una configuración de mezcla completa, ni de flujo pistón, para realizar los balances de masa y poder obtener el grado de remoción DQOs, es necesario realizar un modelo específico para el equipo, siendo esta la razón por la cual se utiliza un modelo propuesto en la literatura. En este sentido existen diferentes aproximaciones, en particular en este trabajo se utiliza el modelo propuesto en bibliografía (Cakir, 2001), el cual parte de la modificación de las ecuaciones de mezcla completa para modelar el balance de biomasa, teniendo en cuenta la retención de biomasa en el reactor.

Para que el modelo se aproxime al comportamiento de un reactor UASB, es necesario asumir una serie de condiciones. Dentro de las consideraciones del modelo se encuentran:

1. La tasa de degradación del sustrato es controlada por la reacción de acidogenesis, ya que es la etapa de limitación dada la alta concentración de AGV. Este supuesto se realiza siguiendo el principio aplicado en estudios previos (Cakir, 2004).
2. Consiste en un solo material orgánico biodegradable.
3. Se considera un factor α , de valor 0,001 que corresponde al porcentaje de retención de biomasa activa
4. Se asume una degradación constante en el tiempo, hasta alcanzar un grado de estabilidad.
5. La relación SSV/SST, se mantuvo constante en el tiempo.

Es así como el balance global para esta etapa queda definido por la Ecuación 10.6 para el reactor UASB-1 y Ecuación 10.7 para el reactor UASB-2:

$$M_5 + M_{11} = M_8 + M_9 \quad \text{Ecuación 10.6}$$

$$M_6 + M_{11'} = M_{8'} + M_{9'} \quad \text{Ecuación 10.7}$$

El balance en estado transitorio para ambas unidades de reactores UASB, utilizando el modelo (Cakir, 2004) adaptado se define con el siguiente sistema de ecuaciones diferenciales:

$$\frac{dX}{dt} = D \cdot X_0 - D \cdot \alpha \cdot X_e + (\mu - k_d) \cdot X \quad \text{Ecuación 10.8}$$

$$\frac{dS}{dt} = D \cdot S_0 - D \cdot S_f - \frac{\mu \cdot X}{Y} \quad \text{Ecuación 10.9}$$

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S_f}{K_s + S_f} \quad \text{Ecuación 10.10}$$

Dónde:

X: Concentración de Biomasa activa en el reactor, $\left[\frac{\text{KgSSV}}{\text{m}^3}\right]$.

S: Concentración de sustrato en el reactor, $\left[\frac{\text{KgDQO}}{\text{m}^3}\right]$.

X_0 : Concentración de Biomasa activa en el afluente, $\left[\frac{\text{KgSSV}}{\text{m}^3}\right]$.

S_0 : Concentración de sustrato en el afluente, $\left[\frac{\text{KgDQO}}{\text{m}^3}\right]$.

X_e : Concentración de Biomasa activa en el efluente, $\left[\frac{\text{KgSSV}}{\text{m}^3}\right]$.

S_f : Concentración de sustrato en el efluente, $\left[\frac{\text{KgDQO}}{\text{m}^3}\right]$.

k_d : Constante de muerte celular, $[\text{h}^{-1}]$.

μ : Velocidad específica de crecimiento, $[\text{h}^{-1}]$.

$\mu_{\max}$: Velocidad máxima específica de crecimiento, $[\text{h}^{-1}]$.

Y: Rendimiento, $[\text{h}^{-1}]$.

D: Tasa de dilución, $[\text{h}^{-1}]$.

α : Coeficiente de retención de SSV.

Para este modelo fue necesario definir una serie de parámetros cinéticos. En la Tabla 10.9 se encuentran los valores utilizados en el modelo.

Tabla 10.9. Parámetros cinéticos empleados en el modelo.

Parámetro	Valor
$\mu_{\max}$ [d^{-1}]	0,1008*
K_D [d^{-1}]	0,0312*
K_S [$kgDQO/m^3$]	2,11
Y [$kgDQO/kgSSV$]	0,07

*Fuente: (Tamayo, 2005)

Resolviendo el sistema de ecuaciones diferenciales y considerando las suposiciones del modelo, con los valores de constantes cinéticas empleadas en el modelo, se obtiene el perfil de remoción de DQOs alcanzando un estado estacionario a los 80 [d] de operación el reactor con una concentración de DQOs a la salida del reactor de 0,19 [kg/m^3] lo que genera un porcentaje de remoción del 96,2% que corresponde a 4,8 [kg/m^3], que puede ser apreciado en la Figura 10.5.

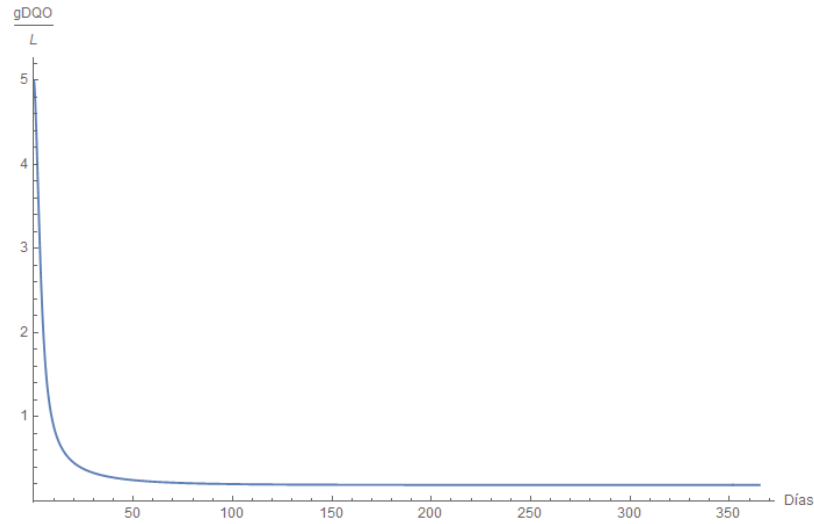


Figura 10.5. Perfil de DQO en el efluente.

En la Figura 10.6 se aprecia el perfil de biomasa al interior del reactor alcanzando una concentración total de SSV de 51,25 $[\text{kg}/\text{m}^3]$, y una concentración en el afluente de 0,179 $[\text{kg}/\text{m}^3]$ generando una remoción de SSV del 80,7%.

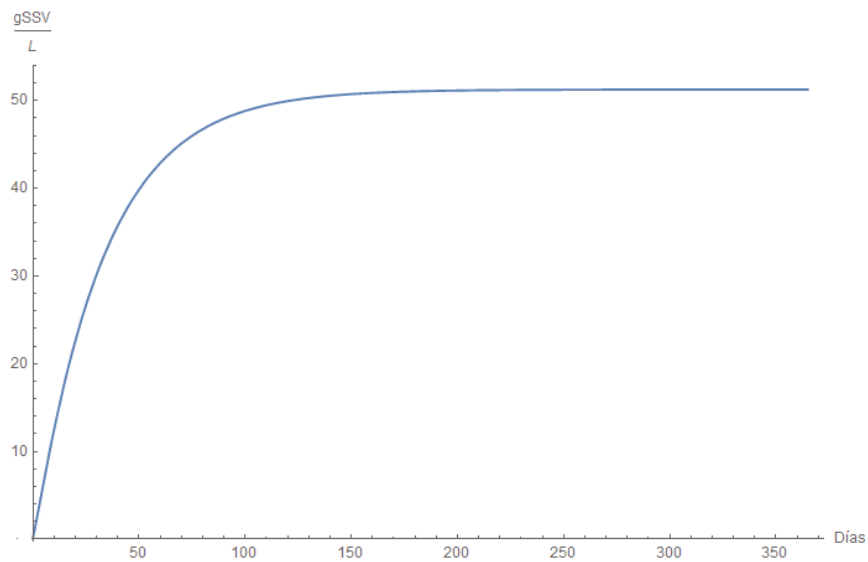


Figura 10.6. Perfil de crecimiento de la Biomasa activa.

Con estos resultados el balance de masa por unidad de reactor queda definido completamente para la operación de digestión, como ambas unidades funcionan en iguales condiciones, los resultados del balance se aprecian en la Tabla 10.10:

Tabla 10.10.Resultados del balance de masa de la etapa de digestión.

Corriente	$M_5 - M_6$	$M_7 - M_{7'}$	$M_8 - M_{8'}$	$M_9 - M_{9'}$	$M_{11} - M_{11'}$	$M_{10} - M_{10'}$
Flujo [m^3/d]	305,25	960	624,88	960	654,75	305,25
T [$^{\circ}C$]	35,8	37,8	-	36,9	36,8	36,8
pH	8,19	-	-	-	-	-
ST [kg/m^3]	8,22	-	0	-	-	-
SV [kg/m^3]	6,65	-	0	-	-	-
SST [kg/m^3]	1,172	1,397		0,225	0,225	0,225
SSV [kg/m^3]	0,932	1,1	0	0,179	0,179	0,179
DQO_s [kg/m^3]	5	5,19	0	0,19	0,19	0,19
ρ [kg/m^3]	1.000	1.000	1,215	1.000	1.000	1.000

Ahora para determinar la producción de biogás considerando el porcentaje de remoción obtenido con anterioridad y utilizando los parámetros para el biogás de la Tabla 10.11, se obtiene el grado de producción de biogás total, considerando el aporte de cada reactor. Los resultados se aprecian en la Tabla 10.12.

Tabla 10.11.Parámetros del biogás.

Parámetro	Valor
F [m^3 Biogás/ $kgDQO_r$]	0,465**
$\rho_{Biogás}$ [kg/m^3]	1,215**
Y [kWh Biogás/ m^3 Biogás]	6,25**
%CH₄	66*
%CO₂	15*
% Otros compuestos	19

*Datos obtenidos mediante cromatografía gaseosa.

**Fuente: (Varneo, 2011).

Tabla 10.12. Producción de biogás total.

Parámetro	Valor
Flujo de biogás [m^3/d]	1.249,76
Masa de biogás [kg/d]	1.518,46
Masa de CO_2 [kg/d]	227,76
Masa de CH_4 [kg/d]	1.002,18
Masa de otros compuestos [kg/d]	288,52
Energía eléctrica generada [kWd]*	232

*Considerando una eficiencia en la cogeneración del 40%

Purga y almacenamiento de Lodos.

Durante la operación de un reactor UASB, existe una generación de lodos mínima que debe ser purgada para mantener un correcto funcionamiento del reactor. En el reactor UASB se reduce la generación de biomasa activa en el tiempo, afectando a la capacidad de sedimentación del lecho y a la remoción de DQO, generando una disminución en la producción de biogás y aumento en la concentración de SSV en el efluente, es por esto que a los 360 [d] de funcionamiento de los reactor se purgara (M_{12}) un volumen total de 8,78 [m^3], que corresponde a 0,024 [m^3/d] es decir 25 [kg/d]. Los lodos purgados serán almacenados, para ello se dispone de un estanque de almacenamiento con capacidad de almacenaje de 277,8 [m^3].

10.5. Ecuilización.

La etapa de ecualización, busca mitigar los cambios en los flujos, mediante un sistema de almacenamiento del agua tratada, de esta manera se mantiene un control del flujo y su variación durante el día, además de homogenizar la corriente recirculada al reactor ya que esta presenta un porcentaje de sólidos antes de alimentar los diversos procesos.

El diagrama de la operación unitaria de ecualización y flujos involucrados se aprecian en la Figura 10.7.

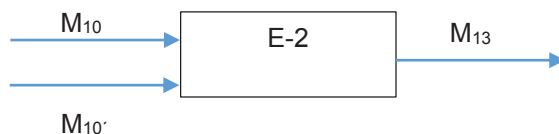


Figura 10.7. Diagrama de bloque para el ecualizador.

La nomenclatura para la corriente involucrada en la etapa de ecualización se indica en la Tabla 10.13

Tabla 10.13. Nomenclatura de flujos en etapa de ecualización posterior digestión.

Corriente	Composición
$M_{10}, M_{10'}$	Corriente de agua tratada proveniente de reactores UASB
M_{13}	Efluente del proceso

El balance global para esta etapa queda de la forma:

$$M_{10} + M_{10'} = M_{13} \quad \text{Ecuación 10.11}$$

En esta etapa se obtendrá un flujo con un valor de 610,55[Ton/d], de agua tratada, la cual es recirculada a los lodos biológicos. En la Tabla 10.14 se aprecian los resultados del balance global de materia para esta operación.

Tabla 10.14.Resultados del balance de masa de la etapa de ecualización.

Corriente	$M_{10}-M_{10'}$	M_{13}
Flujo [m³/d]	305,25	610,5
T [°C]	36,8	36,6
SST [kg/m³]	0,225	0,225
SSV [kg/m³]	0,179	0,179
DQO_s [kg/m³]	0,19	0,19
ρ [kg/m³]	1.000	1.000

11. BALANCE DE ENERGIA

En el siguiente capítulo se desarrollan los balances de energías que permitirán diseñar parte de los equipos requeridos en el sistema propuesto.

Dentro del proceso es posible distinguir tres operaciones que requieren la adición de energía, las cuales corresponden a: calefacción, agitación y bombeo del agua residual. La primera como se ha mencionado, uno de los parámetros operacionales de importancia para el funcionamiento del reactor UASB, es la temperatura, pudiendo influir significativamente en el desempeño del reactor, es por esto que se decidió mantener una temperatura de 37°C, óptimo mesófilo, para esto es necesario incorporar un sistema de calefacción del agua residual, resultando necesario analizar las pérdidas de calor en cada una de las etapas del proceso incluyendo sistema de tuberías, para así obtener el flujo de calor necesario adicionar por concepto de calefacción. La segunda operación corresponde a la agitación del agua residual en los estanques ecualizadores. Por último, la operación de bombeo requerida para el transporte del fluido dentro del sistema permitiendo un correcto funcionamiento del proceso.

11.1. Ecualización.

Como se mencionó anteriormente esta etapa corresponde a la recepción y mezclado del agua residual, el agua ingresa una temperatura de 36°C. Para esta etapa es necesario considerar la energía requerida en la agitación del agua residual. Además de analizar las pérdidas de energía por conducción y convección por parte de las paredes del estanque ecualizador, para poder determinar la temperatura del agua residual a la salida del estanque ecualizador.

11.1.1. Pérdidas de Calor.

Las pérdidas de calor en el ecualizador se producen por las paredes del estanque, estas se determinaron a partir de la Ecuación 11.1, para ello es necesario conocer las temperaturas involucradas, junto con las principales propiedades de los fluidos tratados en ambos ecualizadores. Los parámetros utilizados en el balance se aprecian en la Tabla 11.1.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Ecuación 11.1

Dónde:

Q: Calor transferido por unidad de tiempo, [W].

U: Coeficiente global de transferencia, $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right]$.

A: Área de transferencia de calor, $[m^2]$.

ΔT : Diferencia media de la temperatura, $[^\circ C]$.

Tabla 11.1. Parámetros utilizados para los Ecualizadores.

Parámetros	E-1	E-2
Flujo másico [Ton/d]	610,5	610,5
ρ_L $[kg/m^3]$	1.000	1.000
ρ_{Aire} $[kg/m^3]$	1,293	1,293
C_p $[kJ/kg \cdot ^\circ C]$	4,18	4,18
$k_{Hormigón\ armado}$	1,62*	1,62*
k_{Aire}	0,026	0,026
μ_L $[Pa \cdot s]$	0,001	0,001
μ_{Aire} $[Pa \cdot s]$	$1 \cdot 10^{-9}$	$1 \cdot 10^{-9}$

Continuación Tabla 11.1

Parámetros	E-1	E-2
N [rpm]	60	60
N _p	0,35	0,35
Diámetro impulsor [m]	1,26	1,26
T _{Ambiente} [°C]	15	15
T _{Suelo} [°C]	18	18
T _{Inicial} [°C]	36	37

* Conductividad térmica en materiales. Fuente: (Instituto Nacional de Normalización, 2007)

Para determinar las pérdidas de calor en el ecualizador es necesario determinar el coeficiente global de transferencia de calor (U) que considera una serie de resistencias dadas por la pared y las incrustaciones propias de los fluidos de carácter biológico (Sinnott, 2006), de esta manera el coeficiente global se define por la Ecuación 11.2:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} \left(\frac{D_e}{D_i} \right) + r \left(\frac{D_e}{D_i} \right) + \frac{x}{k} \left(\frac{D_e}{D_m} \right) + \frac{1}{h_e} \quad \text{Ecuación 11.2}$$

Dónde:

h_i : Coeficiente de película interno del fluido, $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$.

h_e : Coeficiente de película externo del fluido, $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$.

r : Coeficiente de incrustación interno del fluido, $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$; 0,0003.

x : Espesor del estanque, [m].

k : Conductividad térmica del material de construcción del estanque, $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$.

D_i : Diámetro interno del estanque, [m].

D_e : Diámetro externo del estanque, [m].

D_m : Diámetro medio logarítmico del estanque.

Para la determinación de U, inicialmente debe realizarse el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección tanto al interior del estanque (h_i) como en el exterior

del estanque (h_e), es así como el cálculo de estos coeficientes queda determinados por las Ecuación 11.3 y Ecuación 11.2 respectivamente.

La Ecuación 11.3, describe el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor por convección para una configuración de estanque agitado por una hélice de flujo axial (Sinnott, 2006).

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,74 \cdot (Re)^{0,62} \cdot (Pr)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu_w}{\mu_L}\right)^{0,14} \quad \text{Ecuación 11.3}$$

Dónde:

Re: Numero de Reynolds .

Pr: Numero de Prandtl .

μ_w : Viscosidad del fluido de referencia, [Pa · s].

μ_L : Viscosidad del fluido, [Pa · s].

La Ecuación 11.4 y Ecuación 11.5 describen el comportamiento del coeficiente de convección externo para una superficie expuesta al suelo.

$$\frac{h_e}{k_{\text{Terreno}}} = \frac{2 \cdot \pi}{\ln \left[\left(\frac{2 \cdot p}{D_e} \right) + \sqrt{\left(\frac{2 \cdot p}{D_e} \right)^2 - 1} \right]} \quad \text{Ecuación 11.4}$$

$$k_{\text{Terreno}} = (\rho_{\text{Terreno}}^{0,266} - 6,05) \cdot \left(1 - \frac{Hr_{\text{Terreno}} - 10}{80} \right) \quad \text{Ecuación 11.5}$$

Dónde:

k_{Terreno} : Conductividad térmica del suelo, $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$.

p: Profundidad , [m]; 4,8.

ρ_{Terreno} : Densidad del terreno esta en el reango de $(1.200 - 1.800 \left[\frac{kg}{m^3} \right])$; 1.500.

Hr_{Terreno} : Humedad relativa de terreno esta en el rango de 5 a 30%; 17,5%.

Para la convección externa de la superficie expuesta al aire la Ecuación 11.6, describe ese fenómeno.

$$\frac{h_e \cdot D_e}{k_{\text{Aire}}} = 0,174 \cdot \left(\frac{\rho_{\text{Aire}} \cdot v_{\text{Aire}} \cdot D_e}{\mu_{\text{Aire}}} \right)^{0,618} \quad \text{Ecuación 11.6}$$

Donde:

k_{Aire} : Conductividad térmica del aire, $\left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right]$.

ρ_{Aire} : Densidad del aire, $\left[\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right]$.

μ_{Aire} : Viscosidad del aire, $[\text{Pa} \cdot \text{s}]$.

v_{Aire} : Velocidad del aire, $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$; 4.

Como se puede apreciar la Ecuación 11.3 dependen del valor de los números adimensionales Reynolds (Re) y el número de Prandtl (Pr), que se describen en la Ecuación 11.7 y Ecuación 11.8.

$$\text{Re} = \frac{D^2 \cdot N \cdot \rho_L}{\mu_L} \text{ o } \text{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad \text{Ecuación 11.7}$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p \cdot \mu_L}{k} \quad \text{Ecuación 11.8}$$

Dónde:

ρ_L : Densidad del Fluido, $\left[\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right]$.

μ_L : viscosidad del Fluido, $[\text{Pa} \cdot \text{s}]$.

N: Velocidad de agitación, $\left[\frac{1}{\text{s}} \right]$.

v: Velocidad del fluido, $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$.

D: Diametro del impulsor, $[\text{m}]$.

C_p : Calor especifico, $\left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right]$.

k: Conductividad del fluido, $\left[\frac{\text{kW}}{\text{m} \cdot ^\circ\text{C}} \right]$.

Es así como agrupando las ecuaciones y utilizando los datos de la Tabla 11.1, se obtiene los coeficientes de transferencia interna, externa y global para cada ecualizador, como se aprecia en la Tabla 11.2.

Tabla 11.2. Resumen de coeficientes de transferencia de calor.

Parámetro	E-1	E-2
Re	$1,59 \cdot 10^6$	$1,59 \cdot 10^6$
Pr	$6,71 \cdot 10^{-3}$	$6,71 \cdot 10^{-3}$
h_i [W/ m² · °C]	2,557	2,557
h_e [W/ m² · °C]	4,03	4,03
h_{eAire} [W/ m² · °C]	5,70	5,70
U_{Manto} [W/ m² · °C]	2,42	2,42
U_{fondo} [W/ m² · °C]	2,01	2,01
$U_{Superficie\ expuesta\ al\ aire}$ [W/ m² · °C]	2,94	2,94

Ahora conociendo el coeficiente global de transferencia de calor, el área de transferencia de calor y la variación de temperatura del fluido con el medio externo se hace uso de la Ecuación 11.1, permitiendo así obtener las pérdidas de calor en ambos equipos y la temperatura de los fluidos a la salida de estos, como se aprecia en la Tabla 11.3.

Tabla 11.3. Pérdidas de calor en ecualizadores.

Pérdida de Calor	E-1	E-2
Q [kW]	3,19	3,19
T [°C]	35,88	36,79

11.1.2. Potencia del sistema de agitación.

Como se ha mencionado anteriormente el proceso de ecualización requiere de sistemas de agitación, se estimó que la velocidad de agitación necesaria para mantener los sólidos suspendidos en suspensión, dada su baja concentración es de un 10 a 14 [rpm].

Para conseguir este régimen de mezclado al interior del estanque se selecciona turbinas que proporcionan un flujo axial. Como se mencionó con anterioridad este sistema de agitación son la mejor estrategia de mezclado, en el Capítulo 12 se detallan los equipos de agitación seleccionados. En la Tabla 11.4 se resumen los principales parámetros del sistema de agitación.

Tabla 11.4. Características del sistema de agitación.

Parámetro	E-1	E-2
ρ_L [kg/m ³]	1.000	1.000
μ_L [Pa · s]	0,001	0,001
N [rpm]	14	14
Diámetro impulsor [m]	1,26	1,26

Para determinar la potencia de agitación es necesario determinar el régimen del fluido dentro del ecualizador debido a que la homogenización de fluidos opera en ausencia de aireación, depende de la velocidad del agitador, la forma, tamaño del impulsor, geometría del estanque, densidad y viscosidad del fluido para ello es necesario utilizar la Ecuación 11.9 considerando los valores de la Tabla 11.4. De esta manera se obtiene un régimen de carácter turbulento en ambos ecualizadores con un Re que se asume turbulento para valores sobre 10^3 .

$$P_0 = N_P \cdot N \cdot D^5 \cdot \rho_L$$

Ecuación 11.9

Dónde:

P_0 : Potencia no aireada de agitacion para un impulsor, [W].

N_p : Numero de potencia del impulsor para fluidos no aireados en regimen turbulento; 0,35.

N : Velocidad de agitacion, $\left[\frac{1}{s}\right]$.

D : Diámetro del impulsor, [m].

ρ_L : Densidad del fluido, $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$.

Ahora, si se realiza la corrección a la potencia no aireada por el número de rotores, y corrección de forma, para ello se hace uso de la Ecuación 11.10 obteniendo la potencia de agitación requerida de cada ecualizador, como se aprecia en la Tabla 11.5.

$$P = P_0 \cdot i \cdot f \quad \text{Ecuación 11.10}$$

Dónde:

P : Potencia requerida.

i : Numero de rotores; 3.

f : Factor de correccion de forma; 1,02.

Tabla 11.5.Potencia de agitación requerida en los ecualizadores.

Parámetros	E-1	E-2
Re	$4 \cdot 10^6$	$4 \cdot 10^6$
Po [W]	14	14
P [W]	43,7	43,7

Necesitándose de esta manera una potencia de agitación total de 87 [W]

11.2. Digestión.

Para realizar el balance de energía en la operación de digestión, es importante considerar que el reactor UASB es alimentado con dos corrientes que se encuentran a distintas temperaturas una que corresponde al agua de recirculada al sistema a una temperatura cercana a las condiciones de operación y la alimentación fresca de agua residual, que previamente paso por un sistema de intercambio térmico. Por lo tanto, es necesario estimar la cantidad de energía en forma de calor necesaria adicionar en el intercambiador de calor, para mantener una temperatura optima de 37°C, donde el calor a suministrar al reactor corresponde al calor necesario para elevar la temperatura de la alimentación y abatir las pérdidas de energía por concepto de convección y conducción durante la mantención de la temperatura. Además, en esta etapa existe la generación de biogás, el cual con un sistema de cogeneración permite la producción de energía eléctrica.

11.2.1. Pérdidas de Calor.

En el reactor ocurre perdida de calor por convección y conducción tanto por las paredes como por la loza, por lo tanto, para realizar el balance de energía es necesario estimar la energía en forma de calor necesaria para mantener un comportamiento isotérmico, para el crecimiento de los microorganismos de 37°C. Para efectos de cálculo se desprecia el calor de reacción y el calor adicionado por agitación. De esta manera la energía perdida en forma de calor por el reactor UASB queda definida por la Ecuación 11.1.

De manera similar a lo realizado anteriormente se procede al cálculo del coeficiente global de transferencia de calor, considerando la serie de resistencias que impone el sistema definiéndose por la Ecuación 11.11.

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{h_i} + r_o + \frac{x}{k} + r_e + \frac{1}{h_e} \quad \text{Ecuación 11.11}$$

Para la determinación de U , debe realizarse el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección tanto al interior del reactor (h_i) como en el exterior del reactor UASB (h_e). Resulta complicada la estimación en forma acertada el coeficiente de convección interna. La presencia de biogás genera una agitación considerable, lo cual aumenta la transferencia de calor, por eso para estimar la magnitud de convección, se aprovechará la similitud que presenta el digestor con una columna de burbujeo.

Para ello es necesario determinar la velocidad de ascenso de las burbujas de biogás, y validar la aplicación del uso de las ecuaciones. Por lo cual se utiliza el procedimiento que normalmente se emplea en sedimentación, un balance de fuerza a una burbuja, lo que origina la Ecuación 11.12, en la Figura 11.1 se ejemplifica el balance.

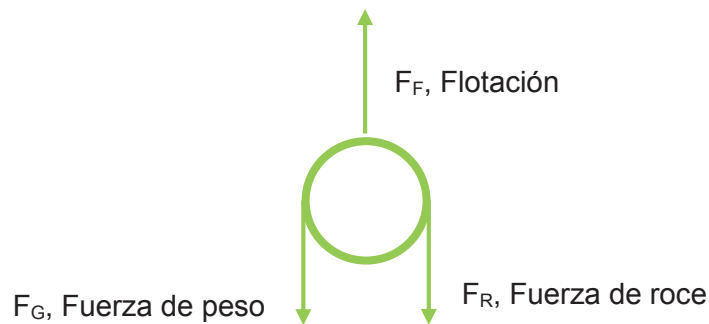


Figura 11.1. Diagrama de cuerpo libre para una burbuja de gas.

$$m \frac{dV_B}{dt} = F_F - F_R - F_G \quad \text{Ecuación 11.12}$$

Dónde:

m : masa de la burbuja de gas, [m].

V_B : Velocidad de ascenso de la burbuja, $\left[\frac{m}{s}\right]$.

F_F : Fuerza de flotación, [N].

F_R : Fuerza de roce, [N].

F_G : Fuerza de peso, [N].

Haciendo las sustituciones pertinentes de la definición de cada una de las fuerza se tiene obtiene Ecuación 11.13.

$$\frac{\rho_G \cdot \pi \cdot D_B^3}{6} \frac{dV_B}{dt} = \frac{\rho_L \cdot g \cdot \pi \cdot D_B^3}{6} - \frac{C_D \cdot \rho_L \cdot A \cdot V^2}{2} - \frac{\rho_G \cdot g \cdot \pi \cdot D_B^3}{6} \quad \text{Ecuación 11.13}$$

Dónde:

ρ_G : Densidad del gas, $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$.

D_B : Diámetro de la burbuja, [m].

ρ_L : Densidad del Liquido, $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$.

C_D : Factor de arrastre.

Si se asume que las burbujas ascienden a su velocidad límites terminal (V_{LB}), y haciendo el termino del lado izquierdo de la ecuación nulo, V_B se transforma en la velocidad limite agrupando los temimos, se tiene la Ecuación 11.14.

$$V_{LB} = \sqrt{\frac{4 \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot D_B \cdot g}{3 \cdot C_D \cdot \rho_L}} \quad \text{Ecuación 11.14}$$

Se conoce que el diámetro de las burbujas de biogás están en un rango entre 0,5- 1[mm], por otro lado la densidad del biogás se conoce de 1,215[kg/m³]. De esta manera queda por conocer la factor de arrastre C_D , que se relaciona con el número de Reynolds, existiendo gráficas para esto como se aprecia en el APENDICE J. Pero al desconocer el valor exacto del número de Reynolds es necesario determinar la relación de fuerza de arrastre (F_A) que se define por la Ecuación 11.15.

$$F_A = \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot \pi \cdot \rho_L \cdot D_B^3}{6 \cdot \mu^2} \quad \text{Ecuación 11.15}$$

De esta manera se tiene un F_A de 2.162 utilizando el grafico del APENDICE K, se obtiene un Reynolds de 15, y sustituyendo en la Ecuación 11.7 se obtiene el valor de la velocidad terminal.

Tabla 11.6. Resumen de cálculos realizados.

Parámetro	Valor
u_G [m/s]	0,00012
A_T [m ²]	80,56
F_A	2.162
Re	15
V_{LB} [m/s]	0,02

Teniendo esto en cuenta, ahora es posible la determinación del coeficiente interno de convección, aplicando la Ecuación 11.17, aplicable para columnas de burbujeo, para ello es necesario conocer la velocidad superficial que se determina por la Ecuación 11.16 el resumen de los cálculos se encuentra en la Tabla 11.6.

$$u_G = \frac{F_G}{A_T} \quad \text{Ecuación 11.16}$$

Donde:

u_G : Velocidad superficial, $\left[\frac{m}{s}\right]$.

F_G : Flujo de gas, $\left[\frac{m^3}{s}\right]$.

A_T : Area transversal del reactor, [m²].

$$\frac{h_i}{\rho_L \cdot C_P \cdot v_G} = 0,1 \cdot (Re)^{-\frac{1}{4}} \cdot (Pr)^{-\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{v_G^2}{g \cdot d_{vs}} \right)^{-\frac{1}{2}} \quad \text{Ecuación 11.17}$$

Para el coeficiente de convección externo, se asume igual coeficiente de convección de aire a los ecualizadores, para efectos de facilitar el cálculo.

Cabe destacar que algunas de las propiedades fisicoquímicas tales como viscosidad, densidad, conductividad térmica, entre otras, requeridas para la estimación del coeficiente global de calor son estimadas en muchos casos como el promedio entre dos condiciones

de temperatura, así es que solo se entrega el promedio aproximado de estas características.

De esta manera se tiene dos coeficiente global de transferencia uno para el fluido que se encuentra en contacto con el fondo del reactor y uno para el fluido que se encuentra en contacto con las paredes del reactor como se aprecie en la Tabla 11.7.

Tabla 11.7. Pérdidas de calor por convección y conducción en los reactores UASB.

Coeficiente	Zona de fondo	Zona de Paredes
h_i [$W/m^2 \cdot ^\circ C$]	0,946	0,946
h_e [$W/m^2 \cdot ^\circ C$]	5,7	5,7
U [$W/m^2 \cdot ^\circ C$]	0,644	0,649
Q [kW]	0,986	4,269

Por lo tanto, las pérdidas totales por convección y conducción que comprende la energía disipada en el reactor UASB-1 y UASB-2 tiene un valor de 10,51 [kW], este calor disipado más las pérdidas que sufre el fluido en las tuberías, debe ser adicionado por el sistema de calefacción, permitiendo, mantener una temperatura constante de 37°C.

11.2.2. Cogeneración de energía.

Para determinar la energía disponible a partir de la generación de biogás es necesario conocer las características energéticas del biogás para ello se procede al cálculo del poder calorífico del biogás, para lo que se utiliza el poder calorífico inferior (PCI) que se define en la Ecuación 11.8 para no sobreestimar la energía posible a generar.

$$PCI_{\text{Biogás}} = x_{CH_4} \cdot PCI_{CH_4} \quad \text{Ecuación 11.18}$$

Donde:

$PCI_{\text{Biogás}}$: Poder calorífico del Biogás, $\left[\frac{MJ}{kg}\right]$.

x_{CH_4} : Fracción másica de metano.

PCI_{CH_4} : Poder calorífico del metano, $\left[\frac{MJ}{kg}\right]$; 50,03.

Del balance de masa se conoce que la fracción de metano en la corriente de biogás es de un 66%, se tiene así un $PCI_{\text{Biogás}}$ de 33 [MJ/kg], si se considera que la masa de biogás representa 1518,46[kg/d], se tiene un flujo de energía disponible diario de 0,58[MJ/s].

Resulta importante mencionar que los equipos de cogeneración poseen distintas eficiencias de conversión de energía dependiendo del tipo de tecnología y también de las características específicas del equipo (AChee;, 2016). Para la evaluación de las tecnologías de motor de combustión interna y de turbina a gas, se utiliza la Tabla 11.8.

Tabla 11.8. Datos de desempeño energético de referencia de Motor de combustión interna y Turbina de gas.

Parámetro	Motor combustión interna	Turbina de gas
Calor gases de combustión	20-35%	55-75%
Calor de refrigeración	20-35%	n/a
Electricidad	30-40%	18-35%
Perdidas no aprovechables	5-7%	5-7%
Total	100%	100%

De esta manera y dadas las características de la plantas que cuenta con un sistema de generación por combustión interna, considerando la distribución de la energía que se detalla en la Tabla 11.8, obteniéndose así un flujo de energía eléctrica diario de 0,232[MJ/s], que corresponde a 232[kWd].

Tabla 11.9. Distribución de generación de energía para motor combustión interna.

Generación	Porcentaje	Valor
Calor gases de combustión [MJ/s]	29%	0,168
Calor de refrigeración[MJ/s]	25%	0,145
Electricidad[MJ/s]	40%	0,2322
Perdida no aprovechable [MJ/s]	6%	0,0348
Total[MJ/s]	100	0,58

11.3. Pérdidas de calor en tuberías.

Las pérdidas de calor por tuberías ocurrirán principalmente por conducción y convección del líquido. El calor perdido por el fluido a través de las tuberías es de importancia para determinar el perfil de temperatura del proceso y así conocer el flujo de calor requerido adicionar al sistema, en el PLANO 2, se aprecian las distintas líneas involucradas en el proceso.

La energía en forma de calor perdida por el fluido está determinada por la Ecuación 11.1, para determinar estas pérdidas se utilizan las dimensiones de cañería de PVC definidas en el capítulo 12. Además es necesario definir las principales características del agua residual, que se asumirán similares al agua debido al alto grado de humedad de la corriente, junto con considerar propiedades promedios en un rango de temperatura de 35 a 45 °C, ya que el agua residual variara su temperatura dentro del proceso. En la Tabla 11.10 se muestran las principales propiedades del agua residual.

Tabla 11.10. Propiedades del agua residual

Propiedades	Valor
C_p [kJ/kg · °C]	4,18
k [kW/ m ² · °C]	0,623
μ_L [Pa · s]	0,001
ρ_L [kg/m ³]	1.000

De igual manera a lo realizado con anterioridad se procede a determinar los coeficientes de transferencia de calor. La determinación del coeficiente de convección interno del fluido fue determinado de acuerdo a correlaciones propuestas por Chilton y Colburn, que depende de las constantes adimensionales Re y Pr, definidos anteriormente. El último término de la Ecuación 11.19 puede considerarse despreciable dentro del proceso como se mencionó con anterioridad.

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,027 \cdot (Re)^{0,8} \cdot (Pr)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0,14} \quad \text{Ecuación 11.19}$$

Utilizando la Ecuación 11.19 se obtiene un coeficiente de convección interno de las distintas líneas de cañería de interés, para la determinación del coeficiente externo se utilizó la Ecuación 11.4, en la Tabla 11.11 se encuentra un resumen de los cálculos realizados.

Tabla 11.11. Perdidas de calor en las distintas líneas de cañería.

Líneas	h_i [kW/ m ² · °C]	h_e [W/ m ² · °C]	U [kW/ m ² · °C]	Q [W]
L_1	2.582	1,73	1,67	170,57
L_2	2.582	1,73	1,67	25,58
L_3 - L_3'	3.090	1,55	1,48	26,46
L_4 - L_4'	3.090	1,55	1,48	236,87
L_7 - L_7''	777,5	2,61	2,08	1315,5
L_8 - L_8'	434	2,61	2,08	154,1
$L_9 - L_9'$	2.731	1,73	1,67	203,62
$L_{13} - L_{13}$	2.582,2	1,78	1,67	847,35

La determinación de la temperatura en las distintas líneas de cañerías involucradas en el proceso nos permite determinar el flujo de calor que se requiere adicionar para mantener un funcionamiento óptimo del proceso, siendo de principal interés las temperaturas correspondientes a las líneas de alimentación al intercambiador de calor y la alimentación al reactor UASB, en la Tabla 11.12, se detalla las diferentes temperaturas de las líneas.

Tabla 11.12. Temperatura de salida del fluido en las distintas líneas del proceso.

Líneas	T [°C]
L_1	35,99
L_2	35,99
L_3 - L_3'	35,88
L_4 - L_4'	37,75
L_6 - L_6'	42,18
L_7 - L_7' - L_7''	36,85
L_8	36,85
L_9	36,81
L_{13}	36,6

11.4. Potencia del sistema de Bombeo.

Como se mencionó con anterioridad para realizar un correcto balance de energía es necesario considerar la energía requerida para el transporte de agua residual a las distintas operaciones que implica el proceso descrito. La estimación de la potencia requerida por cada bomba seleccionada y el número de unidades necesarias se encuentra en detalle en el Capítulo 12 a continuación se resumen el número de bombas y la potencia requerida.

Tabla 11.13. Resumen de bombas requeridas.

Bombas	Cantidad	Potencia [Hp]
B1	4	8
B2	4	2
B3	2	1
B4	4	1
B5	2	1

De esta manera se tiene un total de potencia requerida por concepto de transporte de los fluidos de 9,69 [kW].

11.5. Calefacción.

La energía en forma de calor requerida por el sistema es suministrada por un equipo de intercambio de calor (IC) de placas el cual se diseña y selecciona en el Capítulo 12, este equipo funcionara con dos líquidos en contracorriente. El fluido caliente corresponde a agua de calefacción que posee la planta el Trebal-Mapocho para la regulación de la temperatura de los digestores ese fluido se encuentra a una temperatura próxima a los 90°C. Por otra parte el fluido frio corresponde al agua residual alimentada al sistema de esta solo el 30% pasara al sistema de intercambio térmico, ese fluido se encuentra a una temperatura de 35,88 °C y debe ser llevado a una temperatura de 42,18 °C

Para la determinación del calor requerido se hace uso de la Ecuación 11.20

$$Q = M \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Ecuación 11.20

Dónde:

Q: Calor transferido por unidad de tiempo, [W].

C_p : Calor específico, $\left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right]$.

ΔT : Diferencia media de la temperatura, [$^\circ\text{C}$].

De esta manera se obtiene la energía requerida suministrar al sistema en forma de calor 27,9 [kWd] por cada intercambiador, teniéndose en total un valor de 55,8 [kWd].

11.6. Ahorro de energía.

Una de las razones del desarrollo el proyecto es generar una reducción en el gasto energético incurrido por la planta atribuido al tratamiento de esta agua residual, como se puede apreciar en el APENDICE C. El tratamiento del agua residual genera un aumento en un 2% de la energía empleada en la operación de los lodos biológicos, lo que corresponde a un consumo de energía eléctrica de 119,4 [kwd].

La implementación del sistema propuesto, trata estas aguas residuales, permitiendo obtener no solo un aprovechamiento energético en la generación de biogás, mediante el uso de sistema UASB, además, permite el ahorro de la energía que implicaba su tratamiento en lodos biológicos. De esta manera se logra un ahorro de energía de 119,4[kwd].

11.7. Resumen de Balance de energía.

Ahora que se conoce el comportamiento energético del sistema es posible proceder a realizar un balance general del proceso que puede ser ejemplificado en la Ecuación 11.21:

$$E_{\text{Acumulada}} = E_{\text{Generada}} - E_{\text{Consumida}} \quad \text{Ecuación 11.21}$$

La energía consumida del sistema comprende la energía necesaria para el funcionamiento óptimo del sistema, dadas las características de la estrategia propuesta se tienen bajos requerimientos de energía, siendo necesaria para la agitación de los estanques ecualizadores, calefacción de agua residual y bombeo de fluido por el sistema. Como se considera cogeneración de energía, la energía consumida es una fracción de energía generada de esta manera se consume un total de 73,8 [KWd]. Por otra parte la energía generada por el sistema en forma de biogás corresponde de acuerdo a lo expuesto en el capítulo 10 tiene un valor de 232 [kWd] correspondiendo a la energía eléctrica total por concepto de producción de biogás. Teniendo así una energía eléctrica neta acumulada de 158 [kWd], que puede ser vendida. Es importante mencionar que en este balance no se considera la energía ahorrada por la implementación del proyecto, debido a que se desconoce el posible uso que le de la planta.

12. DISEÑO ESTIMACION Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

En el presente capítulo se detallará la metodología de diseño de los equipos fundamentales para el proceso descrito en los capítulos anteriores. Se especifican las principales consideraciones a la hora de realizar el diseño del reactor UASB, los estanques ecualizadores, bombas e intercambiador de calor. Además, se hará un enfoque en la construcción y consideraciones para su disposición en la planta.

12.1. Diseño de estanques ecualizadores.

Para el diseño los estanques ecualizadores, se ha considerado la metodología del TRH, el cual resulta preponderante al momento de dimensionar el equipo, dado el fuerte impacto que tiene en la inversión inicial. Es por ello que se consideró un TRH de 0,1 [d] como un valor óptimo para el diseño.

$$TRH = \frac{V}{F}$$

Ecuación 12.1

Dónde:

TRH: Tiempo de residencia Hidraulico, [d]

V: Volumen, [m³]

F: Flujo volumetrico, $\left[\frac{m^3}{d}\right]$

En la siguiente Tabla 12.1 se resumen los datos de los flujos para el cálculo del volumen de cada ecualizador. Los ecualizadores considerados son dos, uno que corresponde a E-1 el cual se ubica previo a los reactores UASB, mientras que el segundo corresponde a E-2 y está ubicado posterior a los reactores.

Tabla 12.1. Flujos de alimentación a ecualizadores.

Unidad	Flujo [m ³ /d]
E-1	610,55
E-2	610,55

Como se puede apreciar en la Tabla 12.1, ambos flujos son iguales por lo que ambos reactores comparten el mismo volumen.

Mediante el uso de la Ecuación 12.1, al evaluar los flujos tanto para el E-1 como para el E-2, se obtiene un valor de 61 [m³]. De manera de, mitigar las posibles fluctuaciones de caudal en los meses más húmedos se utilizó un factor de seguridad de 15% sobre el valor antes calculado, por lo que el nuevo volumen queda definido como, 70 [m³]. Finalmente, los estanques serán construidos con una profundidad de 5 [m] cada uno.

Para el cálculo del diámetro del ecualizador se hace uso de la Ecuación 12.2.

$$\frac{V}{H} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad \text{Ecuación 12.2}$$

Donde:

V: Volumen del ecualizador, [m³]

H: Altura del ecualizador, [m]

D: Diámetro del ecualizador, [m]

El diámetro obtenido de la ecuación anterior, para un volumen de 70 [m³] y una altura de 5 [m], se obtiene un diámetro interior de 4,2 [m].

12.1.1. Sistema de agitación.

Como se mencionó anteriormente, la determinación del agitador adecuado a la operación, implica conocer las dimensiones del estanque ecualizador y las condiciones óptimas para la selección del sistema de agitación que corresponde a una serie de relaciones geométricas entre el impulsor y estanque (Acevedo F., 2002). Es así que manteniendo la relación diámetro del impulsor y diámetro del estanque de 0,3, se obtiene que para ambos ecualizadores se requiere de un diámetro de 1,3 [m].

Ahora bien, dadas las dimensiones de los estanques resulta necesario tener más de un impulsor, requiriéndose de esta manera tres que funcionaran a una velocidad de 14 [rpm] para garantizar una adecuada homogenización del agua residual y evitar la sedimentación.

El agitador será construido a medida debido a que en el mercado no se cuentan con modelos prefabricados que cumplan con el largo suficiente para homogenizar el total dada la profundidad del ecualizador. En la Figura 12.1 se puede apreciar un modelos similar a que estará construido a medida, a diferencia de como ya se explicó anteriormente en que el solicitado será de mayor largo. El agitador contara con una serie de 3 líneas de agitadores tipo T a lo largo del eje.



Figura 12.1. Modelo de agitador considerado para el diseño a medida.

Las dimensiones de los estanque ecualizadores y las requerimientos del sistema de agitación se aprecian en la Tabla 12.2.

Tabla 12.2. Dimensiones de ecualizador y sistema de agitación.

Parámetros	E-1	E-2
Altura [m]	5	5
Diámetro [m]	4,2	4,2
Volumen [m³]	70	70
Diámetro impulsor[m]	1,3	1,3
Numero de agitadores	3	3
Velocidad de agitación[rpm]	14	14

12.1.2. Consideraciones estructurales.

Ambos estanques ecualizares se encontrarán totalmente enterrados y expuestos al ambiente. En términos estructurales, tendrán una profundidad de 5 [m], de los cuales 4,8 [m] se encontraran bajo suelo, dada la altura del estanque se requiere contar con un espesor en las paredes de 25 [cm] (Videla, 2016) .

Ambos ecualizadores, contarán con una losa de cimentación en el fondo que será circular con un diámetro de 6,73 [m]. La losa de cimentación posee un ancho de 40 [cm] de espesor (Videla, 2016).

En el PLANO 3 se puede apreciar un esquema de los ecualizadores junto a sus respectivos sistemas de agitación.

12.2. Diseño de reactor UASB.

A continuación, se procederá al diseño del reactor UASB, tanto en lo que respecta al a sus dimensiones, como en el detalle de su construcción. En la Tabla 12.3 se presentan los valores a considerar en el diseño del reactor.

Tabla 12.3. Principales variables consideradas para el diseño del reactor UASB.

Variable	Valor
Caudal [m^3/d]	610,5
DQO. [kg/m^3]	10

Para dar comienzo al diseño estructural del reactor UASB, es necesario determinar el volumen de trabajo. Para ello se utilizara la metodología basada en la Velocidad de carga orgánica (VCO), en la cual se fija un valor recomendado y en base a este se obtiene el volumen de reacción necesario (Metcalf & Eddy, 2003).

$$VCO = \frac{F \cdot DQO}{V_{rxn}} \quad \text{Ecuación 12.3}$$

Dónde:

VCO: Velocidad de carga organica, $\left[\frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}\right]$.

F: Flujo volumetrico, $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right]$.

DQO: Demanda Química de Oxígeno, $\left[\frac{\text{kgO}_2}{\text{m}^3}\right]$.

V_{rxn} : Volumen de reacción, $[\text{m}^3]$.

Como se mencionó, es necesario definir una VCO de diseño, para ello se hace uso de la Tabla 12.4 la cual es una adaptación de la presentada por los autores (Ghangrekar, et al., 2003) como valores recomendados para diversos tipos de aguas según sea su concentración de DQO, estos valores fueron utilizados para determinar el volumen de reacción de reactor.

Tabla 12.4. Valores recomendados según la DQO presente en el afluente.

Tipo de Agua	DQO [mg/L]	VCO [kgDQO/m ³ · d]	TRH [h]	V_{asc} [m/h]
Baja				
concentración	<750	1-3	6-18	0,25-0,7
Concentración				
media	750-3.000	2-5	6-24	0,25-0,7
Alta	3.000-			
concentración	10.000	5-10	6-24	0,15-0,7
Muy alta				
concentración	>10.000	5-15	>24	-----

De la Tabla 12.4 se obtiene que para una caudal con una DQO de 10 [kg/m³] se recomienda una VCO de diseño entre 5 – 10 [kgDQO/m³ · d], por lo que para hacer el cálculo del volumen se ha utilizado un valor intermedio de 7,5 [kgDQO/m³ · d].

Con los valores de trabajo presentados en la Tabla 12.3, sumado a la VCO de diseño seleccionada anteriormente, se procede a calcular el volumen necesario mediante el despeje de la Ecuación 12.3, la cual entrega un volumen de 814 [m³]. El valor anterior superar los 500 [m³] recomendado ya que de lo contrario el reactor podría presentar problemas a la hora de la construcción y operación (Abbasi & Abbasi, 2012).

Es por la anterior limitación, que se ha decidido trabajar con dos reactores de 407 [m³] cada uno, y que trataran la mitad del flujo, que corresponde a 305,25 [m³/d]. De aquí en adelante se presenta el diseño de uno de estos reactores.

Para continuar con el diseño se debe de conocer el volumen de líquido, que representa el volumen de la fase líquida existente dentro del reactor UASB, para lo cual autores como (Metcalf & Eddy, 2003) recomiendan un factor de seguridad de 0,85, por lo que el volumen de líquido se define por la Ecuación 12.4

$$V_{liq} = \frac{V_{rxn}}{F_{seg}}$$

Ecuación 12.4

Dónde:

V_{liq} : Volumen de liquido en, [m³].

F_{seg} : Factor de seguridad.

Evaluando el volumen de 407 [m³] en la Ecuación 12.4, se obtiene que el volumen total del reactor es de 480 [m³].

En cuanto a la altura, se recomienda que el reactor posea una altura de 5 – 6 [m] (Metcalf & Eddy, 1979; Chernicharo de Lemos, 2007) por lo que el área transversal queda definida por la Ecuación 12.5.

$$A_T = \frac{V_{liq}}{H}$$

Ecuación 12.5

Dónde:

A_T : Área Transversal, [m²].

H: Altura del liquido , [m].

V_{liq} : Volumen liquido del reactor, [m³].

La base del reactor se construirá de forma rectangular de manera de favorecer la captación de biogás por el sistema de captación trifásico, permitiendo organizar un mayor número de campanas. Para el diseño de la base se utilizó una relación Largo/ancho de 1,4 (Chernicharo de Lemos, 2007).

$$A_T = a \cdot b$$

Ecuación 12.6

Dónde:

a: Ancho de la base, [m].

b: Largo de la base, [m].

Finalmente se procederá a construir dos reactores de igual tamaño con una configuración rectangular de $483 \text{ [m}^3\text{]}$ cada uno, una altura total de 6 [m] y una base de $10,6 \text{ [m]}$ de largo y $7,6 \text{ [m]}$ de ancho. Las medidas pueden apreciarse de mejor manera en la Figura 12.2.

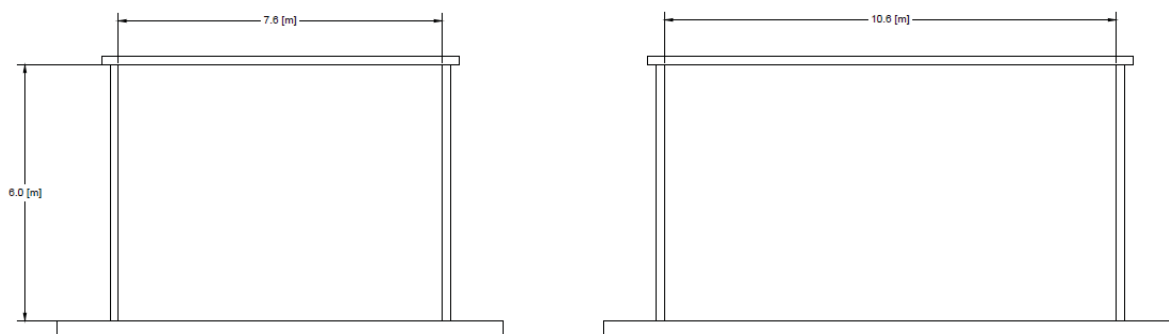


Figura 12.2. Dimensiones del reactor UASB propuesto.

12.2.1. Diseño del separador trifásico.

Un elemento fundamental para el reactor UASB, es el separador trifásico o separador GLS (Gas-Líquido-Sólido), el cual tiene la función de separar la corriente en tres fases. La primera es la líquida, la cual corresponde al agua tratada, la segunda es la sólida, la que corresponde a los gránulos anaerobios que deben permanecer dentro del reactor y por último la fase gaseosa, que corresponde al biogás generado producto del crecimiento microbiano.

Para poder estimar las dimensiones del separador trifásico se hizo uso del manual creado por los autores con algunas modificaciones para lograr introducir tres corridas (Fernandez & Seghezzo, 2015) de campanas separadoras. En la Figura 12.3 se puede observar un esquema donde se aprecian dos de las tres corridas de campanas, con los principales parámetros a determinar.

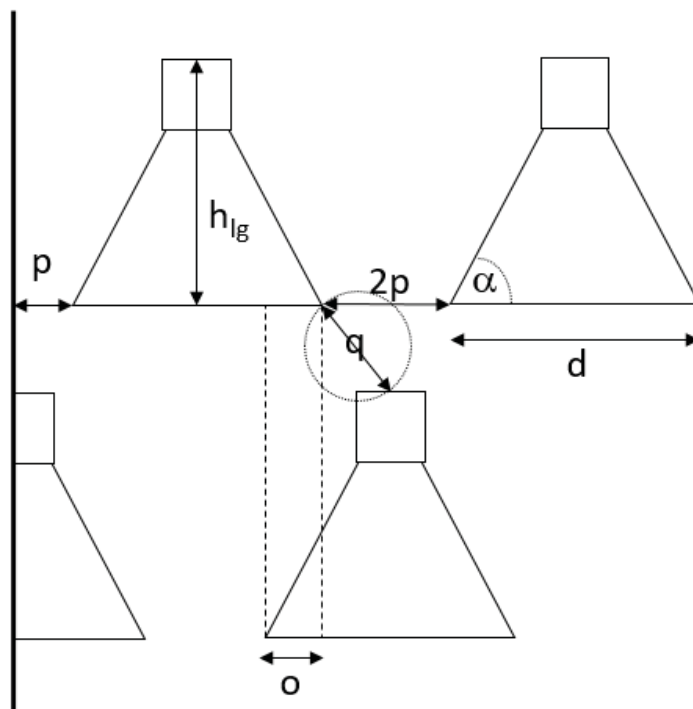


Figura 12.3. Diagrama disposición de campanas

Antes de comenzar con cualquier tipo de cálculo, se debe de delimitar cual será la altura dentro del reactor que será destinada al separador trifásico y es donde estarán ubicadas las campanas. Para lo anterior se ha decidido utilizar como criterio, que el alto del separador trifásico no podrá superar $1/3$ de la altura total del reactor (Fernandez & Seghezzo, 2015). Por lo tanto, si la altura total del reactor es de 6 [m], las campanas quedan delimitadas a 2 [m].

a. Cálculo de la altura de cada campana.

De manera de poder determinar la altura de cada campana, primero es necesario conocer a que distancia estarán separadas las unas de las otras. La distancia entre campanas está dada por la forma de un triángulo rectángulo, siendo sus catetos, la separación y " p ", y la hipotenusa " q ", por lo que sabiendo " q " y " p " se aplica el razonamiento geométrico de Pitágoras y se obtiene la separación entre cada campana.

Si se aplica el razonamiento geométrico de Pitágoras, evaluando un “q” y “p” de 30 [cm] y 20 [cm] respectivamente, valores recomendados (Fernandez & Seghezze, 2015) se obtiene una separación de 22,36 [cm] entre cada campana. Resultando necesario encontrar la altura de cada campana y para ello se hace uso de la Ecuación 12.7

$$N \cdot h_{lg} + (N - 1) \cdot S = h_{ts}$$

Ecuación 12.7

Dónde:

N: Numero de lineas de campanas; 3.

h_{lg} : Altura de cada campanas, [m].

S: Separacion entre campanas, [m].

h_{ts} : Altura total del sitema de separacion, [m].

Utilizando la separación calculada 22,36 [cm] con una la altura total del sistema de separación trifásico de 2 [m], se obtiene una altura de campana de 51,8 [cm].

b. Calculo del número de campanas por filas.

Para poder determinar el número de campanas que existirá en cada una de las filas del separador trifásico, es necesario calcular el ancho de la campana “d”. Para determinar dicho valor se utilizará la Ecuación 12.8

$$d = 2 \cdot \frac{h_{lg}}{\tan(\alpha)}$$

Ecuación 12.8

Dónde:

d : Ancho de la campana, [m].

h_{lg} : Altura de cada campanas, [m].

α : Angulo de apertura de la campana.

Si se evalúa una altura de campana de 51,8 [cm] y un ángulo α , ver Figura 12.3, de 50° (se recomienda que este valor se encuentre entre 50 – 60 (Chernicharo de Lemos, 2007; Metcalf & Eddy, 2003) se obtiene un “d” de 87 [cm]. Sabiendo los valores de “d” y “p” se puede corroborar el valor de solapamiento “o” y quedando determinado por la Ecuación 12.9.

$$O = \frac{d}{2} - p$$

Ecuación 12.9

Donde:

O: Distancia de solapamiento de las campanas, [m].

p: Distancia campana a la pared, [m].

Para este caso con un valor de “d” y “p”, de 87 [cm] y 20 [cm], se obtiene un valor “o” de 23,5 [cm], el cual cumple con ser mayor a 20 [cm], valor recomendado para generar la correcta conducción del biogás a las campanas (Fernandez & Seghezzi, 2015; Chernicharo de Lemos, 2007).

Finalmente, el número de campanas estará definido por la Ecuación 12.10.

$$N_c = \frac{L_{\text{reactor}}}{(d + 2 \cdot p)}$$

Ecuación 12.10

Dónde:

N_c : Número de campanas.

L_{reactor} : Largo del reactor [m].

Reemplazando los valores de “d”, “p” y “ L_{reactor} ”, como 0,87 [m], 0,2 [m] y 10,6 [m] respectivamente, se obtiene un número de campanas de 8,36, valor que debe ser entero, por lo que se decide aproximar al número inferior ya que de hacerlo al superior se deberá de construir un reactor más largo. Por lo que se recalcula el valor de “p” para un

numero de 8 campanas, y se obtiene un “p” de 22,75 [cm]. Se vuelve a calcular “o” y se obtiene 20,75 [cm].

c. Calculo del caudal de reciclo.

Una de las condiciones que se debe de chequear a la hora de trabajar con un sistema UASB, es la velocidad ascensional, la cual según la Tabla 12.4 recomienda un valor de entre 0,15 – 0,7 [m/h] para la concentración de DQO a la cual se está trabajando.

Se trabajará con una velocidad de 0,5 [m/h], de manera que se procederá a realizar el cálculo del caudal necesario que se debe de alimentar al reactor de manera que se cumpla esta velocidad, para ello se utilizará la siguiente Ecuación 12.11.

$$Q_R = v_a \cdot A_T \quad \text{Ecuación 12.11}$$

Dónde:

Q_R : Caudal recirculado, $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

v_a : Velocidad ascensional, $\left[\frac{m}{h}\right]$; 0,5.

A_T : Área transversal del reactor, [m²]

De la Ecuación 12.11, se obtiene un flujo de 960 [m³/d], valor que esta sobre los 305,25 [m³/d] alimentados, lo que hace necesario un reciclo de 654,75 [m³/d].

Una vez conocido el caudal total que se alimentara al sistema se debe de chequear si la velocidad del líquido a través de la apertura entre campanas cumple con la recomendada para un correcto funcionamiento. Para lo anterior se hace uso de la Ecuación 12.12

$$V_{\text{liquido}} = \frac{Q_{\text{alimentado}}}{N_c \cdot 2 \cdot p \cdot A_{\text{reactor}} \cdot 24} \quad \text{Ecuación 12.12}$$

Dónde:

$Q_{\text{alimentado}}$: Caudal alimentado, $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right]$.

N_c : Numero de campanas.

p : Distancia entre campana y pared del reactor, [m].

A_{reactor} : Ancho del reactor, [m].

24: Factor de conversión.

Considerando que son 8 campanas, un ancho del reactor de 7,6 [m], un caudal de alimentación de 960 [m³/d] y un “p” de 0,2275 [m], se obtiene una velocidad de líquido a través de las campanas de 1,45 [m/h] la cual cumple con el criterio de ser menor a 2 [m/h] (Fernandez & Seghezzo, 2015).

d. Calculo del sistema de recepción de biogás para las campanas.

Si bien las campanas es el canal por donde se recolectará el biogás generado durante el proceso de digestión anaerobia, esta debe de contar con un receptor final en su parte superior para que pueda canalizar de manera más eficiente hacia el sistema de extracción del mismo. Los autores Fernandez & Seghezzo (2015) han recomendado la configuración que se observa en la Figura 12.4.

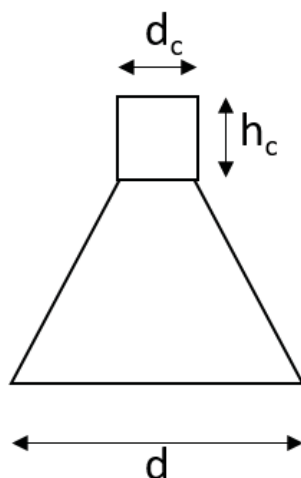


Figura 12.4. Dimensiones de campana.

Para el dimensionamiento del colector, se ha utilizado una carga diaria recomendada por los mismos autores mencionados anteriormente, la cual corresponde a $5 \text{ [m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}]$. Por lo que por medio de la Ecuación 12.13 se puede obtener el área necesaria.

$$A_{\text{colector}} = \frac{Q_{\text{biogas}}}{C_{\text{carga}}} \quad \text{Ecuación 12.13}$$

Dónde:

A_{colector} : Área del colector $[\text{m}^2]$.

$Q_{\text{Biogás}}$: Caudal de Biogás generado $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right]$.

C_{carga} : Carga volumétrica aplicada, $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}\right]$.

Reemplazando el caudal de biogás que se obtuvo en el capítulo de balance de masa, el cual es $624,88 \text{ [m}^3/\text{d}]$ y la carga volumétrica de $5 \text{ [m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}]$. El valor del área del colector es $5,24 \text{ [m}^2]$ y por medio de la Ecuación 12.14 se puede obtener el área por campana.

$$A_{\text{campana}} = \frac{A_{\text{colector}}}{N_{\text{campanas}}} \quad \text{Ecuación 12.14}$$

Dónde:

A_{campana} : Área por campana, [m²]

A_{colector} : Área total del colector, [m²]

N_{campanas} : Numero total de campanas en el reactor.

El área por campana que se obtiene al reemplazar los valores de trabajo en la Ecuación 12.14 corresponde a 0,66 [m²], valor que se ha obtenido de la división del área total 5,24 [m²] en ocho, número que corresponde a la cantidad de campanas por filas dentro del reactor, ya que se ha realizado el supuesto de que si la fila de más al fondo del reactor pudiese llegar a recepcionar el total del biogás generado, esta lo lograra con la configuración adoptada. Respecto a las otras filas se ha decidido mantener la misma configuración.

Ahora bien si se considera que el largo de las campanas será el mismo que el ancho del reactor, basta con dividir por 7,6 [m] para obtener el valor de " d_c " (ver Figura 12.4), el cual tiene un valor de 8,7 [cm],

Finalmente solo queda calcular el valor de " h_c ", el cual se puede obtener a partir de la Ecuación 12.15.

$$h_c = \frac{d_c}{2 \cdot \tan(40^\circ)} \quad \text{Ecuación 12.15}$$

Dónde:

h_c : Alto de colector de Biogás, [m].

d_c : Ancho del colector de Biogás, [m].

El ángulo de 40° corresponde al ángulo formado dentro de la campana y que se forma con la vertical de la misma. El valor del ángulo antes descrito queda más claro en la Figura 12.5

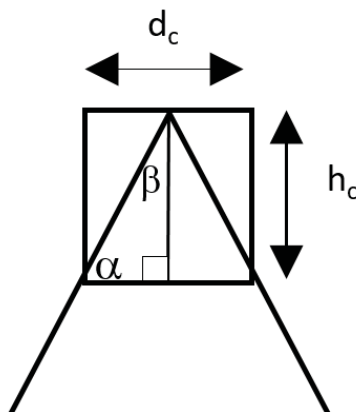


Figura 12.5. Esquema representativo para el diseño del sistema de extracción de biogás.

Como es posible observar en la Figura 12.5 el valor de " β " puede ser calculado a partir de la trigonometría del triángulo, donde se sabe que los valores de " α " y " β " deben de sumar 90° , además el valor de " α " se ha calculado en la sección anterior y este corresponde a 50° por lo que la diferencia es 40° valor utilizado en la Ecuación 12.15, se obtiene que el valor de " h_c " es de 5,2 [cm].

e. Diseño línea de extracción de biogás y trampa de aguas.

Si bien ya se han diseñado las campanas, las cuales serán las encargadas de recolectar el biogás, en esta etapa del diseño se determinará el diámetro y la distribución de las líneas de cañerías necesarias para mover el gas hacia la línea de tratamiento posterior para ser utilizado dentro de la instalación.

Para poder determinar cuál el diámetro más adecuado en la línea de biogás, se hace uso de la Ecuación 12.14 y de las velocidades recomendadas presentadas en la Tabla 12.5

Tabla 12.5. Velocidades recomendadas para gases y vapor en cañería.

Tipo de Flujo	Velocidad [pies/s]	Velocidad [m/s]
Vapor de agua	30 – 50	9 – 15
Aire o Gas	30 – 100	9 – 30

De la tabla anterior, se puede observar que para el flujo de un gas se recomienda un valor de velocidad a través de cañería de 9 – 30 [m/s], por lo cual se ha diseñado a partir de una velocidad de 10 [m/s] y con un caudal de biogás de 39,1 [m³/d], valor que se ha obtenido de la división del caudal total 624,88 [m³/d] en ocho campanas por filas dentro del reactor y dos los números de puntos de extracción por campana respectivamente, ya que se realizado el supuesto de que si la fila de más al fondo del reactor pudiese llegar a recepcionar el total del biogás generado, esta lo lograrse con la configuración adoptada. Respecto a las otras filas se ha decidido mantener la misma configuración.

De la Ecuación 12.16 se puede obtener el diámetro de cada cañería necesaria en la línea de extracción.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{\text{biogás}}}{v \cdot \pi}} \quad \text{Ecuación 12.16}$$

Dónde:

D: Diámetro de líneas, [m].

$Q_{\text{biogás}}$: Caudal de biogás, $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right]$.

v: Velocidad del fluido en la línea, $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$.

Para un caudal de biogás de 39,1 [m³/d] y una velocidad recomendada de 10 [m/s], se obtiene un diámetro de 7,35 [mm], valor el cual es demasiado bajo y pudiese conllevar a problemas operacionales, tales como, en el caso de que escapase fluido por alguna de estas cañerías esto provocaría una obstrucción en la línea lo que a su vez se traduciría como un obstáculo en el paso del biogás. De manera que el cálculo del diámetro de las cañerías se realizara bajo el criterio del diseño de la línea de extracción de biogás, lo cual se desarrolla en la sección de transporte de fluidos gaseosos más adelante.

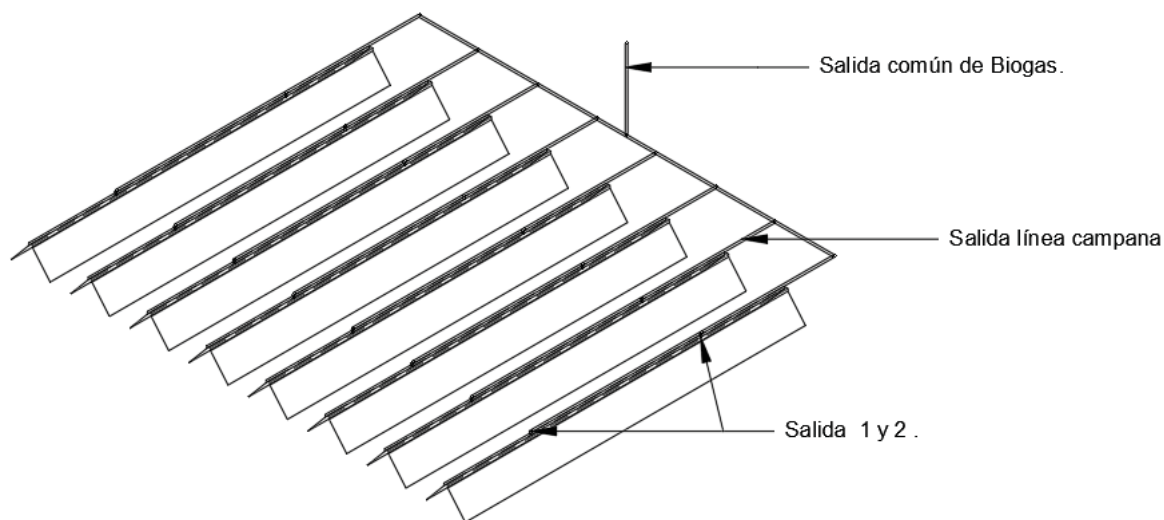


Figura 12.6. Configuración de extracción de biogás.

De la Figura 12.6 se puede apreciar la configuración diseñada para la extracción o escape del biogás fuera del reactor. Cada campana contara con dos salidas (Salida 1 y 2) en la parte superior de las mismas, las cuales luego se unirán para generar solo una línea (Salida línea campana) , la cual a su vez se conectara con las demás líneas generando una salida en común (Salida común de biogás).

Finalmente, la salida común de biogás, quedara conectada a un sistema de trampa de agua, , el cual tiene como objetivo servir como medida de seguridad al posible escape del fluido fuera del reactor que pueda ser arrastrado con el flujo de biogás. Para ello se estimó que un cilindro de 50 [cm] de diámetro con una altura de 50 [cm], la cual además contara con una salida en el fondo de 6 [cm] de diámetro la cual conducirá dentro del reactor con el fin de devolver el fluido que haya escapado. El Detalle de la estructura se puede apreciar de mejor manera en la Figura 12.7.

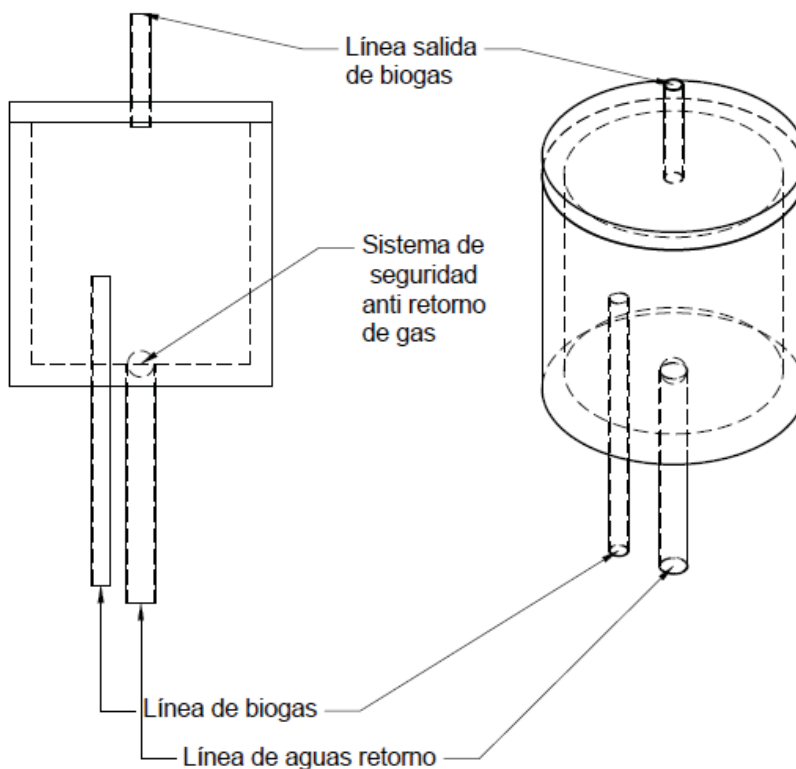


Figura 12.7. Cámara de aguas o sistema de seguridad.

Para finalizar con el diseño de las campanas, se presenta la Tabla 12.6 donde se resumen los valores obtenidos a partir de los cálculos presentados anteriormente.

Tabla 12.6. Resumen de diseño de sistema de recolección de biogás.

Dimensione	Valor
$h_{lg}[\text{cm}]$	51,8
Numero campanas	23
P [cm]	22,75
q [cm]	30
d [cm]	87
O [cm]	20,75
α	50
$d_c [\text{cm}]$	8,7
$h_c [\text{cm}]$	5,2

12.2.2. Diseño del sistema de alimentación.

Si bien el reactor UASB se caracteriza por ser alimentado por el fondo, se debe de diseñar un sistema de que permita una distribución pareja de la corriente alimentada al sistema. El diseño del sistema comprende la determinación del número de inyectores y de la caja de distribución.

a. Número de inyectores y líneas de alimentación.

Para el cálculo del número de inyectores dentro del reactor, los autores recomiendan que de trabajar a VCO superiores a los 2 [kgDQO/m³ · d] se recomienda 1 inyector por cada 4 [m²] (Fernandez & Seghezzo, 2015). Por lo que el número de inyectores queda definido como se aprecia en la Ecuación 12.17.

$$N_i = \frac{A_T}{4} \quad \text{Ecuación 12.17}$$

Dónde:

N_i : Numero de inyectores.

Si se evalúa el área del reactor, la cual corresponde a 80,6 [m²] en la Ecuación 12.17, se obtiene un número de inyectores iguales a 20,14, lo que al tratarse de una cantidad entera de inyectores se aproximara a 20. En secciones previa se habría calculado el caudal de alimentación total (reciclo más alimentación fresca), el cual correspondía a 960 [m³/d], por lo que para determinar el caudal por inyector solo hará falta de dividir el caudal total en el número de inyectores, lo que da un valor de 48 [m³/d]. Para determinar el diámetro de cada línea de alimentación se hace uso de la Ecuación 12.18.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{\text{Alimentacion}}}{v \cdot \pi}}$$

Ecuación 12.18

Dónde:

D: Diámetro de líneas, [m].

$Q_{\text{Alimentacion}}$: Caudal de alimentación, $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right]$.

v: Velocidad del fluido en la línea, $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$.

Evaluando un caudal de 48 $[\text{m}^3/\text{d}]$ o 0,000556 $[\text{m}^3/\text{s}]$, y utilizando una velocidad de 0,2 $[\text{m/s}]$ valor recomendado para asegurar un flujo lo suficientemente lento para que en caso de existe algún tipo de burbuja, esta pueda escapar a la superficie (Chernicharo de Lemos, 2007), se obtiene un valor de diámetro de 60 [mm]. Se debe de tener en cuenta que los inyectores serán ubicados a una altura de 20 [cm] del fondo del reactor de manera de facilitar el flujo de la alimentación a través del manto de lodo (Fernandez & Seghezzo, 2015).

b. Cámara de distribución.

Para generar una distribución pareja del afluente dentro del reactor, se considerará una cámara previa, la cual se ubicará en la parte superior del reactor. En la Figura 12.8 se puede observar el diseño estructural de la cámara.

Con el fin de dimensionar las tuberías que se conectan con la cámara de distribución y que transportan el afluente, se ha utilizado nuevamente la Ecuación 12.18, solo que en esta ocasión el caudal alimentado corresponde a 960 $[\text{m}^3/\text{d}]$ o 0,00556 $[\text{m}^3/\text{s}]$, y una velocidad de flujo de 2 $[\text{m/s}]$, lo cual entrega un valor de diámetro correspondiente a 60 [mm].

En cuanto al diseño de la cámara como tal, esta contara con 20 compartimiento, los cuales corresponden a uno por cada línea de alimentación, además de tener un alto de 50 [cm], con una línea central de 50 [cm] de ancho y dos líneas de 20 [cm] de ancho.

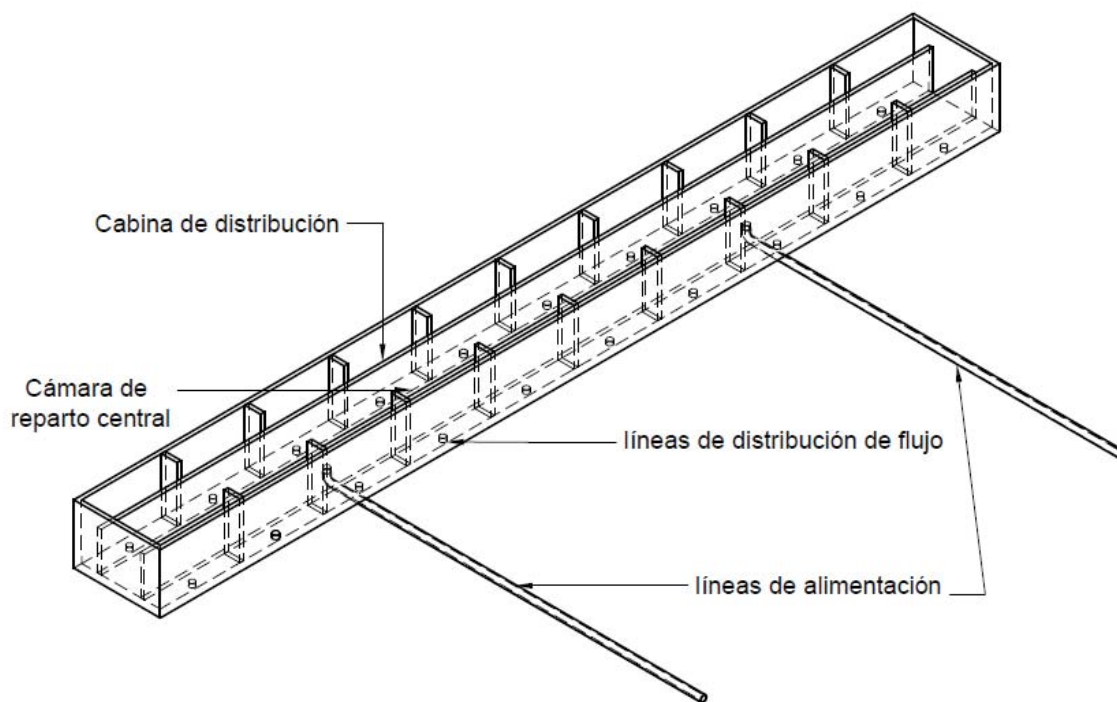


Figura 12.8. Esquema de cámara de alimentación de afluente.

12.2.3. Consideraciones estructurales.

Si bien en la sección 12.1 se detalló el cómo se calculó el volumen requerido y las campanas necesarias para el tratamiento del afluente por medio del digestor UASB, en esta etapa se busca aclarar detalles de construcción con el fin de servir como guía una vez que se deba de llevar a cabo en la planta.

a. Campanas.

Las campanas están hechas en fibra de vidrio, por lo que existirá un total de 23 unidades distribuidas en 2 corridas de 8 unidades, más una de 7 unidades. Las planchas de fibra de vidrio a utilizar tendrán un espesor de 2 [mm]. Estas estructuras estarán soportadas por las paredes del reactor.

b. Hormigón armado.

En lo que respecta a la estructura como tal del reactor, esta se compondrá de 3 sub-estructuras; tapa, cuerpo (4 muros) y la losa de fondo.

La tapa tendrá un grosor de 20 [cm] y unas dimensiones 12,4 [m] por 9,4 [m].

Los muros tendrán un grosor de 25 [cm] lo suficiente como para soportar la carga hidráulica del sistema y para el peso del mismo reactor.

La base del reactor estará constituida por una losa de cimentación, la cual tiene el objetivo de distribuir el peso total de la estructura en la superficie de construcción (Harmsen, 2002). Esta se encontrará hundida 40 [cm] bajo tierra y será de dimensiones 13,1 [m] por 10,1 [m].

b. Sistema de muestreo y purga.

De manera de poder realizar un monitoreo al sistema biológico que es el lodo dentro del reactor, es vital el contar con un sistema de muestro adecuado para obtener puntos representativos a lo largo de todo el volumen del digestor. Para cumplir con lo anterior se decidió instalar cinco puntos de muestreo, que están constituidos por una cañería de PVC de no más de 1 [m] fuera del reactor, con un diámetro interno de 50 [mm]. Además, se ha considerado una válvula de bola en cada punto de muestreo (Lemos, 2007). Cada punto está separado del anterior 50 [cm] en la horizontal y también en la vertical. En el PLANO 5, se puede apreciar en detalle el diseño del reactor UASB y el sistema de muestreo.

También se considera una línea de purga que tendrá como objetivo el poder ayudar en la descarga del lodo en caso de que este supere el máximo posible dentro del equipo y comience a generar problema en las unidades internas como lo son las campanas.

Se ha considerado que el lodo purgado pasara a un estanque de almacenamiento, con esto se busca tener un sistema de seguridad en caso de fallo y por el cual se deba de descargar el lodo presente al interior de los reactores.

Por lo anterior descrito se ha decidido diseñar un estanque de almacenamiento, que pueda contener el lodo equivalente de una altura de 1,5 [m] de cada reactor, valor obtenido bajo la lógica de que el sistema UASB no superara una carga de lodos superior a los 3 [m] de altura, por lo que estos podrán ser inoculados con la mitad de volumen de lodos de los que pueden llegar a soportar. Por lo tanto, sabiendo el valor del área transversal del reactor, la cual tiene un valor de 80,6 [m²] y teniendo en cuenta la altura de diseño de 1,5 [m], el volumen de lodo almacenado para cada reactor es de 120,9 [m³], se podrían hacer dos estanques iguales o hacer uno de 241,8 [m³], la segunda opción fue la seleccionada para continuar con el diseño. Al valor antes obtenido, se le debe aplicar un factor de seguridad del 15% de igual manera que se hizo en la sección de diseño de los estanques ecualizadores, por lo que el volumen final es de 277,8 [m³]. El diámetro se puede obtener de la Ecuación 12.19.

$$\frac{V}{H} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad \text{Ecuación 12.19}$$

Donde:

V: Volumen del estanque de almacenamiento, [m³].

H: Altura del estanque de almacenamiento, [m].

D: Diámetro del estanque de almacenamiento, [m].

Reemplazando los valores en la Ecuación 12.19 se obtiene que es necesario un diámetro 8,4 [m], al igual que los ecualizadores el espesor de pared es de 25 [cm] y tendrá una loza circular de 10,9 [m] de diámetro con 40 [cm] de espesor. En el PLANO 4 se puede observar una representación esquemática del estanque de almacenamiento de lodos.

12.3. Bombas

Dentro de una instalación es necesario el movimiento y transporte de diversos tipos de fluidos, por lo cual será esencial la selección correcta de la bomba para que cumplan con la tarea antes descrita.

12.3.1. Potencia necesaria para transporte de fluidos líquidos.

Para poder determinar la potencia necesaria que se le debe de aplicar al fluido, se hace uso del balance de energía de cada subsistema de cañerías, el cual se puede resumir en la ecuación general de energía, donde se considera que el fluido viaja desde un punto (1) a un punto (2), que queda expresada de la siguiente manera (Mott, 2006).

$$\frac{P_1}{\varphi} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + h_b - h_g = \frac{P_2}{\varphi} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + h_l$$

Ecuación 12.20

Dónde:

P_1 y P_2 : Presión punto 1 y 2 respectivamente, [Pa].

Z_1 y Z_2 : Alturas punto 1 y 2 respectivamente, [m].

V_1 y V_2 : Velocidades del punto 1 y 2 respectivamente, $\left[\frac{m}{s}\right]$.

h_b : Potencia entregada por una bomba al sistema, [m].

h_g : Potencia entregada por el fluido a un elemento (Turbina), [m].

h_l : Pérdidas secundarias en la línea de cañerías, [m].

φ : Peso específico del fluido, $\left[\frac{N}{m^3}\right]$.

g : Aceleración de gravedad, $\left[\frac{m}{s^2}\right]$; 9,8

Para hacer uso de la Ecuación 12.20, se debe de seleccionar dos puntos donde se desea hacer el balance, además conviene que estos puntos sean lo más conocidos posibles (que se tenga la mayor cantidad de datos posible).

Para dejar claro la metodología aplicada se realizará el paso a paso del diseño correspondiente a la línea de reciclo (L10), para ello en la Tabla 12.7, se resumen sus principales datos.

Tabla 12.7. Datos de diseño para Línea 10 (L10).

Parámetro	Valor
$Q_{\text{reciclo}} [\text{m}^3/\text{d}]$	654,75
$\rho [\text{Kg}/\text{m}^3]$	1.000
$g [\text{m}/\text{s}^2]$	9,8
$\nu [\text{m}^2/\text{s}]$	8,03E-07
$Pe [\text{N}/\text{m}^3]$	9.770

En cuanto a los puntos seleccionados para hacer el balance de energía fueron, (1) intersección de L11 con la entrada al reactor, y el (2) fue el estanque E-3. Para ambos puntos se consideró que la presión que se generaba en ellos, era la presión atmosférica. En cuanto a la altura, el punto 1 se encuentra a 6 [m] por sobre el suelo y el punto 2 se encuentra a nivel del suelo. De manera de facilitar los cálculos y la instalación, ambos puntos poseen la misma velocidad y por ende el mismo diámetro de cañería. Por lo tanto, la Ecuación 12.20 queda reducida a la siguiente expresión Ecuación 12.21.

$$h_b = Z_2 - Z_1 + h_l \quad \text{Ecuación 12.21}$$

Donde se puede observar que la bomba tendrá el trabajo de superar la diferencia de altura y las perdidas correspondientes.

a. Pérdidas por fricción, debido al largo de la línea.

Para poder determinar este tipo de pérdidas, se debe de conocer cuál es la velocidad del fluido dentro de la cañería (tanto de succión como de descarga de la bomba). Para ello se resume a continuación en la Tabla 12.8 velocidades recomendadas.

Tabla 12.8. Velocidades recomendadas para fluidos en tuberías.

Tipo de Flujo	Velocidad [pies/s]	Velocidad [m/s]
Flujo por gravedad	0,5-1	0,15-0,3
Entrada de bomba	1-3	0,3-0,9
Salida de bomba	4-10	1,2-3
Línea de conducción	4-8	1,2-2,4

Fuente: (McCabe, 1991)

Con la velocidad designada, se puede estimar el diámetro de la tubería con la Ecuación 12.22.

$$V_{\text{tubería}} = \frac{Q_{\text{tubería}}}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D_{\text{tubería}}^2} \quad \text{Ecuación 12.22}$$

Dónde:

$V_{\text{tubería}}$: Velocidad del fluido dentro de la tubería, $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$.

$Q_{\text{tubería}}$: Caudal dentro de la tubería, $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right]$.

$D_{\text{tubería}}$: Diámetro de tubería, [m].

Los valores obtenidos de diámetros de no coinciden con los disponibles en el mercado, se reajusto la velocidad al interior de la cañería, de manera de obtener un diámetro comercial, pero siempre cuidando que la velocidad no escapara del recomendado.

Volviendo al ejemplo de la L10, se ha calculado el diámetro de la cañería haciendo selección de una velocidad de 1,31 [m/s], obteniéndose un diámetro de 8,57 [cm] al reemplazar en la Ecuación 12.22. El valor de la velocidad se estimó luego de un recalcu, de manera de escoger un diámetro de cañería acorde a los presentados en el APENDICE L

Una vez seleccionado el diámetro de la cañería, se procede a corroborar si el sistema dentro de la tubería se encuentra en régimen turbulento y para ello se hace uso de la Ecuación 11.7. El sistema se considerará que es turbulento para números de Re superiores a los 4.000, entre 4.000 y 2.100 se encuentra en una región transciende, mientras que para valores menores a 2.100 se encuentra en flujo laminar (Mott, 2006). El número de Reynolds se puede obtener por medio de la Ecuación 11.7.

Remplazando los valores de la Tabla 12.7 y el diámetro de la tubería obtenido, se estimó un número de Reynolds de 140.209, el cual evidentemente da a entender que el sistema se encuentra en un régimen turbulento.

Una vez que se ha corroborado que se trabaja en condiciones turbulentas, se procede a realizar el cálculo de las perdidas por fricción y para ello se hace uso de la ecuación de Darcy-Weisbach, que se presenta a continuación.

$$h_f = f \cdot \left(\frac{L}{D} \right) \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ecuación 12.23}$$

Dónde:

h_f : Perdidas por fricción, [m].

f: Factor de fricción.

L: Largo de la línea de tubería, [m]

D: Diámetro de la tubería, [m]

V: Velocidad del fluido dentro de la tubería, $\left[\frac{m}{s} \right]$.

g: Aceleración de gravedad, $\left[\frac{m}{s^2} \right]$.

Pero para poder trabajar con la Ecuación 12.23, es necesario saber un término que se denomina factor de fricción, el cual puede ser extraído de dos grandes maneras; una corresponde a la forma más utilizada que son la gráfica de Moody, ver APENDICE M y la otra forma que para efectos de facilitar el cálculo dinámico de las diversas perdidas a través de cañerías que se necesitan estimar en este proyecto, se hará uso de una ecuación empírica desarrollada por Swamee-Jain en 1976, la cual puede ser observada continuación.

$$f = \frac{0.25}{\left[\log_{10} \left(\frac{k}{3,7D} + \frac{5,74}{Re^{0,97}} \right) \right]^2} \quad \text{Ecuación 12.24}$$

Dónde:

f: Factor de fricción .

k: Rugosidad absoluta del material, [m].

D: Diametro de la tubería , [m].

Re: Numero de Reynolds.

Reemplazando los valores obtenidos hasta el momento, junto con el largo de diseño de L10, se obtuvo un “f” de 0,0169, mientras que para la evaluación de la Ecuación 12.23, se obtuvo una pérdida de 0,39 [m].

b. Perdidas debido a accesorios o fittings.

La metodología para la determinación de las perdidas debido a los accesorios o fitting se realiza de manera similar a la del apartado anterior, con la diferencia que se obtiene a partir de datos tabulados de un largo equivalente por cada accesorio considerado en la línea de la tubería. De lo anteriores descrito se reutiliza la Ecuación 12.23 pero modificada, obteniendo así la Ecuación 12.25.

$$h_{li} = f_{\text{turbulento}} \cdot \left(\frac{L}{D} \right)_{\text{equivalente}} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ecuación 12.25}$$

Donde:

$\left(\frac{L}{D} \right)_{\text{equivalente}}$: Largo equivalente.

Donde, para obtener la pérdida total por los accesorios se debe cumplir que.

$$h_{l_{total}} = \sum_i^n h_{l_i} \quad \text{Ecuación 12.26}$$

Para lo cual, n representa el número total de accesorios considerados en la línea de cañería a analizar.

El factor de fricción que se utiliza en este caso, corresponde al factor de la gráfica de Moody para una zona completamente turbulenta y para una rugosidad correspondiente al PVC. Para el caso antes descrito se obtiene un valor según la gráfica de Moody de 0,0085.

En el APENDICE N se enlista los valores recomendados para evaluar como largos equivalentes en la Ecuación 12.25.

Continuando con el ejemplo de cálculo de la línea L10, en la Tabla 12.9 se presenta los accesorios considerados para la estimación de las perdidas secundarias.

Tabla 12.9. Accesorios considerados en la Línea 10 (L10)

	Le/D	Antes Bomba	Posterior Bomba
Codo 90 radio normal	20	0	2
Válvula abierta completa	340	1	1
Válvula verificación	150	1	0

Con los datos de la Tabla 12.9, sumado a las velocidades estimadas en la sección anterior se obtuvo unas perdidas secundarias de 0,65 [m]. Si ahora sumamos todas las perdidas (perdidas por fricción y perdidas secundarias) se obtiene que las pérdidas totales son 1,04 [m]

Haciendo uso de la Ecuación 12.21, se obtiene que h_b es de 7 [m], lo cual representa que la bomba deberá generar una altura de líquido de 7 [m] o elevar el fluido hasta 7 [m].

La potencia de la bomba requerida para generar tal altura de fluido queda definida por la siguiente expresión.

$$P = \frac{\rho \cdot g \cdot F \cdot h_b \cdot 0.00134}{\eta}$$

Ecuación 12.27

Donde

ρ : Densidad del fluido, $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$.

g : Aceleración de gravedad, $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right]$.

F : Caudal dentro de la línea, $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right]$.

h_b : Altura de líquido, obtenida de Ecuación 12.20, [m].

η : Eficiencia de la bomba.

0.00134: Factor de conversión para llevar de Watts a Hp

Haciendo reemplazo de los valores calculados, y de una eficiencia de la bomba de 60% se obtuvo que eran necesario una bomba de 1,2 [Hp]

12.3.2. Potencia necesaria para transporte de fluidos gaseosos.

Para el diseño de las líneas correspondientes a la conducción del biogás, se partió bajo el supuesto de que el gas sería conducido solo por la diferencia de presión producto del empuje del mismo. Es por lo anterior que será vital el contar con sistema de válvulas que me permita generar un sistema de seguridad ante cualquier fuga posible. En el PLANO 1 se puede apreciar la combinación necesaria.

Para el diseño de la línea de extracción de biogás, al igual que los casos anteriores, se realizó en base una velocidad recomendada por cañería. La velocidad recomendada para un gas dentro de una cañería es de entre 9 a 30 [m/s] (McCabe, 1991). Las propiedades consideradas para el biogás son las enlistadas en la Tabla 12.10.

Tabla 12.10. Condiciones de diseño para sistema de transporte de biogás.

Parámetro	Valor
Caudal [m^3/d]	624,88
Densidad [kg/m^3]	1,21
Viscosidad dinámica [m^2/s]	$1,6 \cdot 10^{-05}$
Peso específico [N/m^3]	11,81

Por lo tanto las líneas L-14, L-15 y L-16, líneas correspondiente a las encargadas de generar la extracción del biogás, queda su diámetro definido por la Ecuación 12.16, junto con una velocidad de 10 [m/s] y el caudal apreciado en la Tabla 12.10, resultando un diámetro de 3,04 [cm].

12.3.3. Selección de equipos

Para la selección de las bombas se tuvieron en cuenta las potencias necesarias calculadas a partir de lo expuesto en las secciones anteriores, además de tener en cuenta factores como la marca y el precio que se encuentran en el mercado.

Tabla 12.11. Bombas seleccionadas en base a las exigencias del sistema.

Bomba o compresor	Cantidad	Tipo	Marcar	Modelo	Potencia [Hp]
B1	4	Sumergible	KSB	Ama Drainer C 522 SD/10K	8
B2	4	Sumergible	KSB	Ama Drainer C 507 SD/10K	2
B3	2	Sumergible	EINHELL	GH-DP 7835	1
B4	4	Centrifuga	Shiyi	SY1-1,5BR	1
B5	2	Centrifuga	Shiyi	SY1-1,5BR	1

Cada una de las bombas, tiene considerada la bomba auxiliar, la cual se dejará como repuesto en caso de existir una falla y deba ser cambiada de manera inmediata para no afectar al proceso. Además como se puede observar en el PLANO 1 (P&ID) cada bomba tiene contemplado un sistema de bypass para generar el recambio de la bomba en caso de presentar el inconveniente antes descrito.

12.4. Intercambiador de Calor

El reciclo obtenido del efluente es sometido a un calentamiento, para mantener una regulación y una temperatura opima al interior del reactor de 37°C, este proceso lo realizara un intercambiador de placas como se mencionó en el Capítulo 8.

La temperatura necesaria a la cual debe ser elevada el agua residual, debe ser suficiente para aumentar la temperatura en la entrada del reactor y además suplir las pérdidas de energía en el reactor. Esta temperatura se obtiene considerando la serie de pérdidas que presenta el sistema producto del transporte y almacenamiento del fluido, siendo el valor de esta temperatura de 42,18°C.

Es así como el intercambiador seleccionado debe ser capaz de tratar el flujo, de manera óptima para ello se procede al diseño del intercambiador y su posterior selección, la metodología de diseño que se aplicó requiere de ciertas características del equipo a evaluar para ello es necesario seleccionar los modelos a evaluar en este caso en específico se seleccionaron equipos de intercambio de calor (IC) alfa laval. Dada la amplia gama de modelos que posee se evaluaron los modelos que más se aproximan a las condiciones de trabajo principalmente el flujo máximo permitido de esta manera en la Tabla 12.12 se detallan los modelos evaluados.

Tabla 12.12. Principales características de los modelos de IC alfa laval.

Característica	Modelo		
	T2	M3	T5
Altura de placa[m]	0,38	0,48	0,742
Ancho de placa[m]	0,14	0,18	0,245
Espaciamiento entre placas(b) [m]	0,003	0,0025	0,003
Diámetro de tuberías	0,025	0,03	0,05
Material	Acero	Acero	Acero
Área de transferencia máxima por placa (AP)	1	3,9	4,4
Máximo número de placas	25	55	55

La selección del equipo requiere del área de transferencia para ello se supone un coeficiente global de transferencia (U) de valor $1.150 \text{ [W/ m}^2 \cdot \text{°C]}$ (Sinnott, 2006), para este tipo de fluido. Utilizando la Ecuación 11.15 y Ecuación 11.16 se obtiene un calor de $0,70 \text{ [m}^2\text{]}$

A continuación, se determina el área de transferencia corregida mediante el uso de un factor de corrección F_t , el cual se obtiene de las gráficas que se encuentran en el APENDICE O para ello es necesario conocer las unidades de transferencia totales NTU_T , que se obtiene de la integración de las Ecuación 12.28, Ecuación 12.29 y Ecuación 12.30.

$$NTU_c = \frac{\Delta T_1}{\Delta T_{lm}} \quad \text{Ecuación 12.28}$$

$$NTU_f = \frac{\Delta T_2}{\Delta T_{lm}} \quad \text{Ecuación 12.29}$$

$$NTU_T = NTU_c + NTU_f \quad \text{Ecuación 12.30}$$

Dónde:

NTU_c : Unidades de transferencia del fluido caliente.

NTU_f : Unidades de transferencia del fluido frío.

NTU_T : Unidades de transferencia total.

De esta manera se obtiene un valor de F_t de 0,97 así se procede a realizar la corrección al área de transferencia mediante las Ecuación 12.31, Ecuación 12.32

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{LM} \cdot F_T \quad \text{Ecuación 12.31}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad \text{Ecuación 12.32}$$

Dónde:

F_T : Factor de corrección de temperatura.

ΔT_{lm} : Diferencia media logarítmica de la temperatura, [°C].

ΔT_1 : Diferencia de temperatura de los fluidos a la salida del IC, [°C].

ΔT_2 : Diferencia de temperatura de los fluidos a la entrada del IC, [°C].

Se obtiene un valor de 0,72 [m²] determinado esto es posible proceder a la determinación del número de placas N_p y número de canales N_c mediante las Ecuación 12.33, Ecuación 12.34. Los resultados se encuentran en la Tabla 12.13:

$$N_p = \frac{A_t}{A_p} \quad \text{Ecuación 12.33}$$

Dónde:

N_p : Número de placas.

A_t : Área de transferencia corregida, [m²].

A_p : Área de transferencia por placa, [m²].

$$N_c = \frac{N_p - 1}{2} \quad \text{Ecuación 12.34}$$

Dónde:

N_p : Número de canales.

Tabla 12.13. Resumen de numero de placas y canales por modelo de IC.

Modelo de IC	N _p	N _c
T2	18	9
M3	10	5
T5	9	4

Una vez realizado eso se procede a el cálculo de los coeficientes de convección internos y tanto para el fluido caliente como para el fluido frio, para ello se procede de manera similar a lo realizado en los ejemplos anteriores, dada la configuración geométrica es necesario realizar el cálculo de un diámetro equivalente el cual se determina mediante la Ecuación 12.35

$$D_e = 2 \cdot b \quad \text{Ecuación 12.35}$$

Dónde:

D_e : Diámetro hidraulico equivalente, [m].

b : Espaciamiento entre las placas, [m].

Además la velocidad del fluido queda determinada por las Ecuación 12.36, Ecuación 12.37.

$$a' = b \cdot w \quad \text{Ecuación 12.36}$$

Dónde:

a' : Área transversal por canal, [m²].

w : Ancho de placas, [m].

$$a = a' \cdot n_p \quad \text{Ecuación 12.37}$$

Dónde:

a : Área transversal por paso, [m²].

Es así como se obtiene el número de Re mediante la Ecuación 11.5 y aplicando los datos de la Tabla 12.14.

Tabla 12.14. Parámetros de los fluidos.

Parámetro	T2		M3		T5	
	Fluido		Fluido		Fluido	
	Caliente	Frio	Caliente	Frio	Caliente	Frio
De [m]	0,006	0,006	0,005	0,005	0,006	0,006
G[kg/h · m²]	92,01	292,77	159,39	507,13	111,63	355,20
μ [Pa · s]	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001

Dado que el régimen del fluido considerado turbulento para Re sobre 400 se procede al cálculo del coeficiente interno de ambos fluidos mediante la Ecuación 12.38, el resumen de estos cálculos se aprecia en la Tabla 12.15

$$\frac{h_i \cdot D_e}{k} = 0,2536 \cdot (Re)^{0,65} \cdot (Pr)^{0,44} \quad \text{Ecuación 12.38}$$

Tabla 12.15. Resumen de cálculos realizados.

Parámetro	T2		M3		T5	
	Fluido		Fluido		Fluido	
	Caliente	Frio	Caliente	Frio	Caliente	Frio
Re	552,10	1756,62	956,35	3042,81	669,83	2131,20
Pr	6,71·10 ⁻³	6,71·10 ⁻³	6,71·10 ⁻³	6,71·10 ⁻³	6,71·10 ⁻³	6,71·10 ⁻³
h_i[W/ m² · °C]	2,16·10 ⁺⁵	4,58·10 ⁺⁵	3,08·10 ⁺⁵	6,54·10 ⁺⁵	2,45·10 ⁺⁵	5,19·10 ⁺⁵

Ahora se procede al cálculo del coeficiente global de transferencia U mediante la Ecuación 11.10 y utilizando los datos de la Tabla 12.12.

Tabla 12.16. Parámetros utilizados en el calculo de U.

Parámetro	Valor
$x [m]$	$5 \cdot 10^{-4}$
$K [W/m^2 \cdot ^\circ C]$	346
$ra [W/m \cdot ^\circ C]$	$3,0 \cdot 10^{-4}$

Conociendo U se procede a la determinación del área total de transferencia del sistema mediante el uso de la Ecuación 12.27 y del área disponible (A_d) mediante la Ecuación 12.39

$$A_d = A_P \cdot N_P \quad \text{Ecuación 12.39}$$

A_d : Área disponibles, $[m^2]$.

De esta manera el porcentaje de exceso del área disponible no debe ser superior a un 15%, el resumen de esto se aprecia en la Tabla 12.17.

Tabla 12.17. Área de transferencia por modelos de intercambiador.

Modelo	Número de placas	$U [W/m^2 \cdot ^\circ C]$	$A_t [m^2]$	$A_d [m^2]$	% Exceso
T2	18	1644	0,51	0,72	30,0
M3	10	1649	0,50	0,72	30,3
T5	9	1646	0,50	0,72	30,1

Como se aprecia en la Tabla 12.17 todos los intercambiadores resultan estar sobre dimensionados para el sistema propuesto. Pero una de las ventajas de los sistemas de IC de placas es la variación del área disponible mediante el número de placas.

De esta manera se reducen a la mínima cantidad de placas requeridas y como se aprecia en la Tabla 12.18.

Tabla 12.18. Área de transferencia por modelos de intercambiador cambiando número de placas.

Modelo	Número de placas	$U [W / m^2 \cdot ^\circ C]$	$A_t [m^2]$	$A_d [m^2]$	% Exceso
T2	13	1.647	0,51	0,52	2
M3	9	1.650	0,50	0,63	20,3
T5	8	1.647	0,50	0,64	20,4

Como se muestra en la Tabla 12.18 el modelo T2, cumple en el porcentaje de exceso inferior a un 15% al tener 2% de exceso, el modelo T5 excede por mucho los requerimientos del sistema al igual que el modelo M3, y aun reduciendo el número de placas resultaría equipos sobre dimensionados dados los requerimientos del sistema. Es por esto que se selecciona el modelo T2 al cual se le comprueba la caída de presión del fluido mediante la integración de las Ecuación 12.40, a Ecuación 12.45.

$$\Delta P_1 = 8 \cdot j_f \cdot \frac{L_p}{D_e} \cdot \frac{\rho \cdot \mu_p^2}{2} \quad \text{Ecuación 12.40}$$

$$j_f = 0,6 \cdot Re^{-0,3} \quad \text{Ecuación 12.41}$$

$$\mu_p = \frac{G_p}{\rho} \quad \text{Ecuación 12.42}$$

$$l_p = \frac{A_p}{w} \quad \text{Ecuación 12.43}$$

$$\Delta P_2 = 1,3 \cdot \frac{\mu_{pt}^2}{2} \quad \text{Ecuación 12.44}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_1 + \Delta P_2 \quad \text{Ecuación 12.45}$$

Dónde:

j_f : Factor de fricción.

L_p : Largo del placa, [m].

μ_p : Velocidad por canal, $\left[\frac{m}{s}\right]$.

ρ_L : Densidad del Fluido, $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$.

μ_{pt} : Velocidad por puestos de union de las placas, $\left[\frac{m}{s}\right]$.

De esta manera el intercambiador seleccionado se T2, que cumple con los requerimientos necesarios por el sistema, el resumen se encuentra en la Tabla 12.19.

Tabla 12.19. Resumen de cálculo caída de presión modelo T2.

Parámetro	Fluido	
	Caliente	Frio
j_f	0,08	0,057
Re	739,98	2523,57
D_e [m]	0,006	0,006
ρ_L [kg/m ³]	1.000	1.000
μ_p [m/s]	0,18	0,58
μ_{pt} [m/s]	0,04	0,13
l_p [m]	0,38	0,38
ΔP_1 [N/m ²]	702,59	5026
ΔP_2 [N/m ²]	1,17	11,8
ΔP_T [N/m ²]	703,76	5037,8

13. ADMINISTRACIÓN Y ORGANIZACIÓN

La necesidad de tener un buen sistema de organización radica principalmente en la empresa, donde no solamente los quipos y utilidades que se obtengan son esenciales, sino que más importante es el hecho de relacionar los recursos tecnológicos, económicos y humanos, siendo estos últimos los más relevantes a la hora de generar un correcto modelo organizacional y por lo tanto un adecuado sistema de producción.

Ahora bien, la planta Trebal- Mapocho ya cuenta con una estructura organizacional, pero se definirá una nueva rama para la estrategia propuesta en particular, siguiendo una estructura funcional, de manera de tener especialistas en los distintos niveles y por lo tanto una mejor supervisión técnica. Siendo esta la razón por lo cual este modelo se considera como apropiado para este tipo de proceso, donde se tiene un proceso principal, pero además requiere de personal de distintas áreas, como lo son el personal de laboratorio (Chiavenato, 2007).

En este capítulo entonces se detalla la organización que tendrá la estrategia propuesta, además de la cantidad de personal requerido y la distribución en planta o layout de los equipos involucrados en el proceso.

13.1. Requerimientos de personal.

Como todo proceso, se requiere de una capacidad de trabajo mínima para operarlo. Esta capacidad puede ser determinada de diversas maneras, entre ellas puede utilizarse el criterio del ingeniero a cargo, designando la capacidad de trabajo apropiada a las operaciones que el estime conveniente.

Considerando este criterio, se debe fijar el número de turnos y la cantidad de horas que durara cada uno de estos, para así determinar la cantidad de personal necesario para las operaciones, por lo que se consideraran 3 turnos de trabajo de 8 horas. En la planta hay una serie de procesos involucrado que demanda un capital de trabajo mayor para su operación, el proyecto en cabio solo involucra tres operaciones junto al análisis de laboratorio. Al existir

operaciones en las cuales hay generación de biogás, siendo recomendable tener personal encargada del monitoreo y buen funcionamiento del reactor. Todo esto supervisado por un jefe de operaciones. Una vez definidos los requerimientos operacionales se selecciona un número total de operarios, en este caso serán 3, uno por turno. Existiendo una modalidad de trabajo fulltime es decir 45 [h] de trabajo semanalmente. De esta manera es posible mantener el sistema con un correcto monitoreo y control. El desglose del requerimiento de personal se aprecia en la Tabla 13.1.

Tabla 13.1. Requerimiento de personal del proyecto.

Modalidad de trabajo	Numero de operarios	Tipo de horario
Fulltime	3	Turno rotativo

13.2. Cargos del personal.

Como se mencionó con anterioridad dado lo reducido del proyecto, el número de funcionarios es reducido, pero sigue una organización jerárquica en la cual existe un responsable de la supervisión de la operación, y los funcionarios a cargo del monitoreo y control del proceso.

Estos funcionarios serán los encargados de monitorear el funcionamiento de la operación realizando acciones de control y regulación. Además, de la toma de muestras una vez por turno, para ser analizadas y de encargarse de realizar los distintos análisis que permitan caracterizar en su totalidad las muestras, en especial énfasis en la realización de pruebas de DQO, Solidos, alcalinidad, nitratos, fosfatos. Por lo tanto, debe considerarse un personal capacitado para estas operaciones como lo es un Ingeniero en ejecución de bioprocesos o similares, de lo contrario deberá demostrar experiencias previas en el área de análisis de muestras. Estos funcionarios deben tener un jefe de operaciones responsables de mantener la supervisión del proceso.

13.3. Ubicación del Proyecto.

La determinación de la ubicación en la cual se emplazará el proyecto corresponde a una de las primeras decisiones que se debió tomar, considerando los requerimientos espaciales de la propuesta.



Figura 13.1. Zonas disponibles para la construcción del proyecto.

Es así, como se tiene tres posibles zonas de emplazamiento para el proyecto, el punto “A” es el que más cerca se encuentra de la salida de los deshidratadores, por lo que será bastante conveniente a la hora de tener una menor necesidad de línea de cañerías para el transporte de fluido hacia los digestores UASB. De igual manera este punto presenta una menor distancia hasta la sección de lodos activados, lo que es importante ya que será recirculado todo el efluente que salga del conjunto de reactores UASB.

El punto “C” habría sido pensado en el caso de que “A” no pueda ser seleccionado como punto de construcción, de manera que en “C” pueda estar cerca de los gasómetros y de los deshidratadores. Por otro lado, “B” fue el punto estimado en caso de que los puntos anteriores no sean factibles.

Finalmente, el punto seleccionado fue “A” ya que no existen impedimentos para su uso por parte de la planta. Es por lo anterior que todas las dimensiones de las cañerías serán estimadas para esta ubicación.

13.4. Layout del proceso.

El layout representa la distribución del proceso en la planta y de los distintos equipos que participan en las operaciones, en este caso, se disponen de 3878 [m²] disponibles en la planta Trebal-Mapocho para distribuir los distintos equipos. De esta manera se tiene que las dimensiones de los equipos de la Tabla 13.2 representan un 6,3% del área total disponible, permitiendo de esta manera cierto grado de libertad en la distribución de los mismos.

Tabla 13.2. Área basal por equipos.

Nomenclatura	Equipo	Área basal [m ²]
E-1	Ecualizador I	14
UASB-1	Reactor UASB-1	80
UASB-2	Reactor UASB-2	80
E-2	Ecualizador II	14
AI-1	Estanque de almacenamiento de lodos	55,4
IC-1	Intercambiador de calor	0,2

En general más que metodologías rígidas existen guías y consejos a seguir para generar una adecuada distribución espacial al interior de la planta permitiendo un proceso armónico y seguro. La distribución de los equipos en el proceso debe tener factores de seguridad, costos de mantención, numero de operarios, costo de construcción y futuras expansiones.

De esta manera se plantean dos posibles estrategias de distribución de los equipos en un proceso. La primera agrupa todos los equipos similares o de la misma naturaleza en un área, siendo este el caso del conjunto de sedimentadores en la planta Trebal-Mapocho. Este método facilita la operación de la planta, por lo cual se recomienda en instalaciones de gran tamaño. La segunda metodología se basa en el orden de las operaciones unitarias al interior del diagrama de flujo. Este método minimiza la extensión de las líneas, y por ende la energía

requerida en el transporte de la materia. Esta opción es recomendada en plantas de bajos volúmenes. Ambas metodologías son combinadas para la distribución final.

El layout de la planta se lleva a cabo considerando una serie de recomendaciones en la literatura y considerando el espacio físico disponible en la planta Trebal-Mapocho.

- La distancia recomendada entre dos reactores es de 7 [m] aproximadamente.
- Las distancias recomendadas para estanques de almacenamiento con respecto a las unidades de proceso se encuentran entre los 75 [m], aunque esto puede variar.
- Las distancias entre equipos e instalaciones sin presencia de biogás deben tener una distancia mínima de 1,5 [m] (Allendes, 2015)

Cabe destacar que estas medidas de seguridad están en proceso de modificación, por lo tanto, es indispensable contar la normativa actualizada para cumplir al momento de ejecución del proyecto, además de tener en cuenta que en Chile se está en proceso de desarrollo de normativa que regula la generación de biogás.

Como se puede dilucidar, se debe tener especial cuidado con los sectores de producción de biogás, debido a la posibilidad de explosión por filtraciones del gas (Allendes, 2015). Dadas las dimensiones de las estructuras requeridas resulta necesario que el proyecto cumpla con las normativas sísmicas (NCh2369.Of2003), de obras civiles (OGUC, NCh), consideraciones que se tomaron en el capítulo 12. Además, el proyecto debe cumplir la normativa de instalación de tuberías e instalaciones eléctricas (Regulación SEC). Es así que muchas de las recomendaciones tienen por objetivo evitar incendios, permitiendo así evitar el riesgo de los trabajadores y permitir que las distintas operaciones unitarias puedan ser llevadas a cabo con orden.

Considerando las recomendaciones de distancias entre los equipos y el hecho de utilizar una metodología combinada, se realiza el layout el cual se puede apreciar en el PLANO 6

14. ANALISIS ECONOMICO

En este capítulo se evaluará económicamente la factibilidad de implementar el proyecto, de manera de estimar si es conveniente o no la construcción del sistema descrito en los capítulos anteriores. Para ello se utilizará un horizonte de planificación de 10 años para poder evaluar el proyecto. Además de evaluar si es conveniente o no, el construir las otras unidades necesarias para los digestores restantes, lo cual se presentará como un análisis de sensibilidad.

Esta evaluación económica estará expresadas en unidades de fomento, para lo cual fueron utilizados los indicadores económicos del 1 de diciembre del 2016 (banco central de Chile), que se muestran en la Tabla 14.1.

Tabla 14.1. Indicadores económicos.

Indicador	Valor [CLP]
Unidad de fomento [UF]	26.315,28
Dólar [USD]	673,54
Euro [Eur]	703

14.1. Costo de capital (CC).

El costo de capital (CC) involucra tanto el costo de capital fijo total (CFIT), el costo de terreno (T) y el capital de trabajo (CT). El CFIT involucra los costos directos totales (CDT) más los costos indirectos totales (CIT). Los CDT incluye los costos de los equipos instalados (CI) y los costos anexos al equipamiento (CAE), mientras que los CIT incluye costos como acondicionamiento de suelos, contingencias, ingeniería, gastos legales, entre otros. Los detalles de todos los costos involucrados se presentan en las siguientes secciones. El anterior descrito puede ser esquematizado por medio de la Figura 14.1.

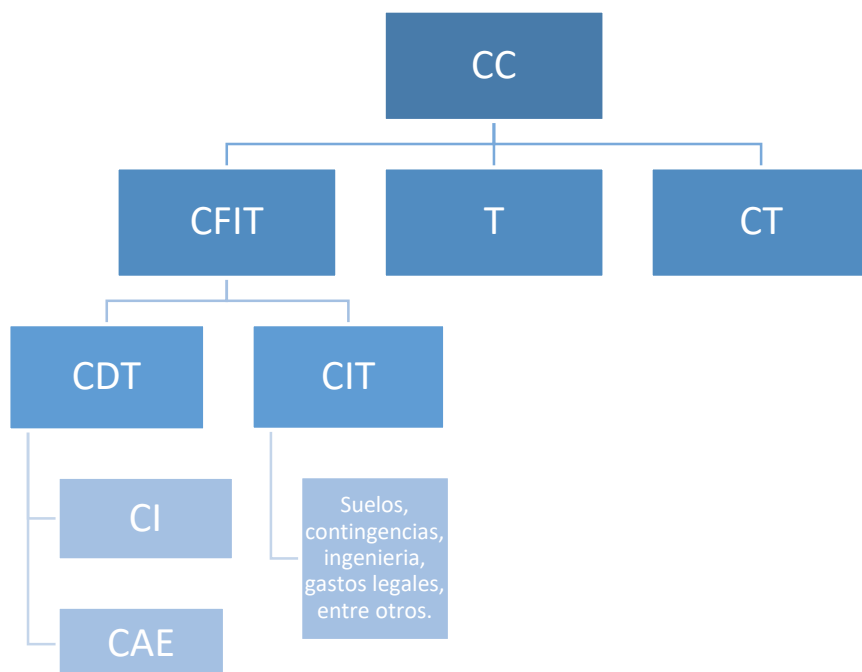


Figura 14.1. Esquema resumen de costos.

14.1.1. Costos de terreno.

La razón por la cual desarrollar esta sección, es el poder dejar en claro que el costo del terreno no será una variable evaluada dentro del análisis económico, ya que la localización del proyecto estará emplazado en áreas disponibles actualmente en la planta Trebal – Mapocho.

La planta cuenta con 3878 [m²] para el desarrollo y construcción del proyecto, superficie que pudiese variar a futuro, atribuido a que esta se encuentra en un proceso de expansión destinada para otros proyectos internos, lo que a su vez permitirá evaluar la posible construcción de los reactores faltantes.

14.1.2. Costos directos totales (CDT).

Costos por concepto de construcción de reactores y estanques ecualizadores.

En vista a que tanto los reactores UASB, como los estanques ecualizadores fueron diseñados para este proyecto en particular, dadas las características de construcción, su compra se hace poco factible, motivo por el cual se opta por su construcción en terreno.

Para poder estimar este tipo de costos se consultó a un ingeniero en construcción, el cual realizó una asesoría tanto en especificaciones de edificaciones y en costos de los materiales más utilizados en este tipo de obras civiles.

A la hora de determinar el costo de construcción del reactor, las principales variables a considerar son: el material de la estructura principal, el de las campanas o separadores trifásicos, preparación de la superficie donde se levantará la estructura, moldaje, entre otros.

Materiales de construcción de la estructura principal.

El material de construcción de la estructura principal, de los reactores y ecualizadores, será de hormigón armado por lo que se determina el costo como el valor por volumen de hormigón requerido, más el costo por los kilogramos de acero necesarios. En la Tabla 14.2 se pueden ver los valores recomendados por el asesor.

Tabla 14.2. Precios de hormigón y acero.

Ítem	Valor
Hormigón [\$/m ³]	80.000
Acero [\$/kg]	1.500

Se debe tener en cuenta que el acero necesario para la edificación de estas estructuras se encuentra en formas de varillas de un determinado diámetro, las cuales se sumergen en el hormigón con la finalidad de entregar soporte al sistema y de poder distribuir las cargas generadas a lo largo de la estructura, mientras que el precio del hormigón corresponde al valor por metro cubico premezclado y entregado por los camiones.

Materiales de construcción de los separadores trifásicos.

Para el caso de la construcción de las campanas o separadores trifásicos, es recomendable el uso de fibra de vidrio, ya que esta presenta resistencia a la corrosión y es un material ligero para la construcción. El grosor recomendado por el asesor es 10 [mm]. En la Tabla 14.3 se resume su descripción y costo.

Tabla 14.3. Precio planchas de fibra de vidrio.

Item	Dimensiones	Valor
	(GxAxL)*	
Plancha de fibra de vidrio [\$]	10·1.000·3.000	8.700

*G: Grosos. A: Ancho. L: Largo.

Se debe de considerar un costo adicional al valor de las planchas, el cual corresponde al costo del moldaje de las mismas, de manera de cumplir con las condiciones geométricas de diseño mencionadas en el capítulo 12, para ello se considera el doble del valor incurrido en costos de las planchas.

Preparación de la superficie de trabajo.

En este ítem se considerarán dos grandes costos, los cuales son el costo por instalación de faenas y el por movimiento de tierra.

Las faenas se definen como campamentos o áreas destinadas a satisfacer necesidades básicas de los trabajadores de la obra. Se consideran elementos como: baños químicos, zonas de descanso, entre algunos y se le asignó un valor de \$3.500.000. Se considera que este valor no variara mucho si se construyen 2 o 10 reactores, por lo que para el análisis de sensibilidad se consideró como constante.

En cuanto al movimiento de tierra, este costo será de mayor para los ecualizadores ya que estos se encuentran totalmente enterrados a diferencia de los reactores que solo se debe de mover el equivalente para la losa de cimentación. El precio por metro cubico de tierra excavada se encuentre en aproximadamente \$9.000.

Moldaje.

Un sistema de moldaje es un conjunto de elementos dispuestos de forma tal que cumpla con la función de moldear el hormigón fresco a la forma y tamaño especificado, controlando su posición y alineamiento dentro de las tolerancias exigidas. Es una estructura temporal que soporta la carga propia, del hormigón fresco y de las sobrecargas de personas, equipos y otros elementos que se especifiquen (CCHC, 2017).

Al tratarse de una estructura temporal, esta puede ser reutilizada por lo que solo se considera la compra o el costo para la construcción de dos reactores a la vez y de dos tanques a la vez, además de ser uno de los costos más alto en comparación con el hormigón y el acero.

El costo de esta estructura dependerá de la geométrica de la edificación y del tipo de estructura, ya que no será lo mismo el moldaje para un equipo cubico que para uno cilíndrico o una losa de cimentación frente a un muro.

En la Tabla 14.4 se muestra los valores para los dos diferentes tipos de moldajes usados en la construcción.

Tabla 14.4. Costos por tipo de moldaje.

Ítem	Valor
Moldaje rectangular [\$/m²]	20.000
Moldaje circular [\$/m²]	25.000

Costos de equipos.

En esta sección se desarrolla la estimación de los costos por concepto de equipamiento. Los equipos necesarios para el proceso que comprenden bombas, compresores, agitadores, intercambiadores y equipos de control. Todos ellos fueron cotizados en diversas empresas con despacho en Chile y del extranjero hacia Chile, por lo que se deberá tener presente que los equipos cotizados en el extranjero deberán de asumir costos adicionales, como: transporte, impuestos de aduanas, etc.

Tabla 14.5. Precio de los diferentes equipos en planta.

Equipos	Sigla	Cantidad	Precio Unitario [UF]
Intercambiador de calor	IC	2	69
	B1	4	65
	B2	4	65
Bombas	B3	2	131
	B4	4	72
	B5	2	72
Agitadores	A1	1	43,6
	A2	1	43.6

Como se ha comentado anteriormente no todos los equipos se encuentran dentro del territorio nacional, aquellos que provienen del extranjero, los distribuidores declaran que los precios ofrecidos cubren los costos de transporte e impuestos que pudieran generarse. En cuanto al costo de transporte es considerado desde la entrega por parte del distribuidor hasta donde se ubica la planta, el cual se define como regla general un 10% del costo del equipo.

Por otro lado los costos por concepto de instalación de los equipos mencionados en la Tabla 14.5 se ha considerado un 25% sobre el valor de estos (Peters, et al., 2003).

En cuanto al costo de transporte de los equipos control, estos se consideran un 5% del total del costo de los mismos. En la Tabla 14.6 se puede apreciar el costo unitario por concepto de equipo de control, los cuales no tienen incluido el costo de transporte, sino que es solo el precio ofrecido por los vendedores

Tabla 14.6 Precio de los diferentes equipos de control a instalar.

Equipos	Sigla	cantidad	Medición	Precio Unitario (UF)
Equipos de control	S1	4	Temperatura	70
	S2	2	pH	359
	S3	2	Caudal gas	62
	S4	2	Caudal agua	65
	S5	2	Nivel	172

14.1.3. Costos indirectos totales (CIT).

El costo indirecto proviene de los gastos técnicos y administrativos que se tiene necesidad de realizar para la elaboración de un proceso productivo. Estos gastos tienen su origen desde los honorarios del ingeniero de la obra, hasta los empleados de la organización administrativa.

El costo indirecto se divide a su vez en costos indirectos de operación (CIO) y costos indirectos de obra (CIOb).

Costos indirectos de operación (CIO).

Dentro de esta subcategoría se encuentran costos como: costos técnicos y administrativos, alquileres y depreciaciones, seguros, materiales de consumo, capacitación y promoción.

El único costo asumido será la depreciación, ya que los restantes se encuentran cubiertos por la planta. En cuanto a la metodología de depreciación, se utilizará una de forma acelerada, que junto con la depreciación lineal son las dos reconocidas en términos tributarios para la contabilidad en Chile.

La depreciación acelerada, se refiere a aquel método en el cual se imputa una cantidad de gastos en forma anual, año tras año, hasta agotarse totalmente la vida útil del bien correspondiente. Cabe señalar que para el cálculo de la depreciación de los bienes deben primero corregirse monetariamente de acuerdo a lo previsto en el artículo 41 de la Ley de la Renta (CCHC, 2008). Además, se debe de reconocer la vida útil de los activos, lo cual lo entrega el servicio de impuestos internos (SII), en la Tabla 14.7 se puede apreciar los años de vida útil para cada elemento a depreciar, suponiendo una depreciación acelerada.

Tabla 14.7. Vida útil de los equipos considerados en el proyecto.

Ítem	Vida útil (años)
Reactor UASB	20
Tanque ecualizador	20
Bombas	2
Intercambiador	6
Agitador	6

Costos de ingeniería y supervisión.

Los costos de ingeniería y diseño para construcción incluyen licencias de software comunicaciones más otros costos. Como costos no pueden estar endosados con los costos de equipos materiales o manos de obra es considerado normalmente un costo indirecto en el costo del capital fijo y puede considerarse un 30% de los costos de equipos entregados en planta y fittings. (Peters, et al., 2003).

14.1.4. Capital fijo de inversión total (CFIT).

Se considera que el capital fijo de inversión total (CFIT) es la suma de los costos directos con los indirectos totales, al que se le incorpora además un 10% de los costos por imprevistos y contingencias. El resumen de los costos se presenta en la Tabla 14.8.

Tabla 14.8. Principales costos de inversión.

Ítem	Costo (UF)
Reactores (UASB)	3.702
Estanques ecualizadores	1.756
Faena de trabajo	133
Ingeniería	519
Equipos de control	1.206
Bombas y agitadores	1.468
Intercambiadores de calor	173
Cañerías	262
Total	9.219

Los valores presentados en la Tabla 14.8 corresponden a los valores finales una vez considerado la instalación de los equipos, que en el caso de los intercambiadores de calor, bombas y agitadores, este costo representa un 25% del costo total de los equipos entregados en planta.

14.2. Costo total de producción.

El costo de producción abarca, los costos fijos de producción (CFP) y los costos generales de producción (CGP). Los costos fijos de producción son considerados como los costos fijos independientes de la producción, como los costos asociados a mano de obra, mantención, reparaciones y suministros de operación.

Costos fijos de producción (CFP).

a. Mano de obra.

En esta sección se considerará como mano de obra, solo a los operarios requeridos para atender el funcionamiento de los dos reactores, ya que los otros empleados serán cubiertos por los trabajadores ya disponibles en planta.

Tabla 14.9. Sueldos operarios.

Cargo	Cantidad	Sueldo mensual
Operario	3	\$550.000

Se considerarán tres turnos, de manera de darle continuidad al proceso. Como se ha señalado en el capítulo 13 estos trabajadores no tendrán que tener mayores conocimientos de la operación, ya que se les entregara una capacitación inicial para las labores a realizar.

b. Costos fijos adicionales de producción.

Este tipo de costos comprenden los costos de mantención y reparaciones, suministros de operación, costos de laboratorio, seguros y costos generales de la planta. Estos se calculan como un porcentaje en base a los costos estimados anteriormente. Se estimará que estos costos alcanzaran un 15% de los CFIT (Peters, et al., 2003).

14.3. Ingresos.

En lo que respecta a los ingresos de la planta, estos serán por concepto de venta de energía, la cual es producto de la quema del biogás generado en los reactores anaerobios.

La energía que se alimenta al sistema eléctrico y que se le saca provecho económico, es aquella que resta luego de descontar los consumos propios de la planta y de este caso del sistema de reactores y maquinaria. La energía neta que se estimó producto del balance de

energía es de 158,18 [kWd], la cual será vendida a un precio de \$112 por [kWh] (Valor designado para una conexión de tipo BT1) (Enel, 2017).

Cabe destacar que si bien en el análisis de los ingresos percibidos por la operación del sistema, se puede considerar como tal a el ahorro generado en los estanques de lodos activados por concepto de aireación, estos no son tomados en cuenta, debido a que por parte de la planta se ha manifestado que al ser energía generada de manera interna (cogeneración), esta no conlleva un gasto extra dentro de los costos fijos.

14.4. Flujo de caja.

La tasa interna de retorno del proyecto (T.I.R) es un indicador que se utiliza para evaluar la rentabilidad de un proyecto. Este valor corresponde al valor compuesto que hace que el valor presente del proyecto sea cero. El valor presente se obtiene a partir del flujo de cajas considerando las entradas y salidas que esta tiene durante un determinado periodo.

También existe otro indicador financiero, el cual se le denomina valor actual neto (V.A.N), este indicador mide los flujos de los futuros ingresos y egresos que tendrá un proyecto, para determinar, si luego de descontar la inversión inicial, nos queda alguna ganancia, si este resultado es positivo, el proyecto es viable económicamente.

En el flujo de caja se incorporan los efectos tributarios de la depreciación y el cobro de impuestos a las utilidades. El impuesto a la renta es considerado como un 25% (SII, 2015).

Desde el punto de vista del inversionista, se ha seleccionado una tasa de retorno mínima aceptable (TRMA) del 15%.

Para el caso de los equipos (bombas, intercambiado de calor y agitadores) se considera que presentan depreciación acelerada, la cual es una técnica clásica de depreciación mediante la cual, gran parte del valor del activo se amortiza en el primer tercio de su vida útil.

Método de la suma de dígitos

Para poder calcular el valor a depreciar en cada periodo, se debe de conocer la vida útil del activo. Dichos valores son presentados en la Tabla 14.7 y con ellos hacemos uso de la Ecuación 14.1, para calcular el “factor de depreciación”.

$$\text{Factor} = \frac{\text{N}^\circ \text{ Periodo}}{S \cdot \frac{S+1}{2}} \quad \text{Ecuación 14.1}$$

Donde:

Factor: Factor de depreciación acelerada.

Nº Periodo: Periodo donde se realiza la depreciación.

S_V: Vida útil del activo.

De la ecuación antes presentada, se estima el factor de depreciación, el cual, al ser multiplicado por la inversión inicial correspondiente al activo en análisis, se obtiene el valor de depreciación en el periodo indicado.

Tabla 14.10. Ejemplo de depreciación acelerada mediante el método de suma de dígitos, Intercambiador de calor.

Inversión inicial		173 UF
		Depreciación
Periodo	Factor	[UF]
6	0,2857	50
5	0,2381	41
4	0,1905	33
3	0,1429	25
2	0,0952	17
1	0,0476	8

De la Tabla 14.10 se aprecia que los periodos son ordenados de forma descendente para el cálculo del factor, luego la depreciación se calcula con la multiplicación de la inversión inicial por el factor.

Cálculo del valor residual.

En vista a que el horizonte de planificación es de 10 años y no todos los activos se deprecian completamente a esta cantidad de años, por lo que se debe de considerar el valor residual o el valor libro que queda al pasar n periodos, lo cual se puede estimar con la siguiente expresión.

$$\text{Valor residual} = \text{Costo inicial} - \sum \text{Depreciación.} \quad \text{Ecuación 14.2}$$

Además del valor residual del activo, se debe de tener en cuenta que, si los equipos se deprecian antes del horizonte de planificación, se deberá de considerar una nueva inversión en el periodo donde se termine la vida útil de este.

Haciendo uso de la Ecuación 14.2, se pueden obtener los diferentes valores residuales para cada periodo del análisis, estos se detallan en la Tabla 14.11.

Tabla 14.11. Valor libro o residual en los diferentes periodos.

Inversión inicial		173 UF
Periodo	Depreciación [UF]	Valor libro Residual [UF]
6	50	124,05
5	41	82,70
4	33	49,62
3	25	24,81
2	17	8,27
1	8	-

En el APENDICE P se presentan los valores de depreciación y residual, para el reactor y los estanques ecualizadores, junto con las bombas.

Tabla 14.12. Flujo de caja sobre la opción del proyecto evaluado con dos reactores UASB.

n	Inversión	Ingresos	Egresos	FAI	Depreciación						Valor presente
					Reactor y Estanques	Bombas	IC	FSI	Impuesto	FDI	
0	-9.220	-	-	-9.220	-	-		-	-	-9.220	-9.220
1	-	5.817	-752	5.064	520	979	50	3.566	891	4.173	3.629
2	-	5.817	-2.220	3.596	494	489	41	2.613	653	2.943	2.225
3	-	5.817	-752	5.064	468	979	33	3.618	904	4.160	2.735
4	-	5.817	-2.220	3.596	442	489	25	2.665	666	2.930	1.675
5	-	5.817	-752	5.064	416	979	17	3.670	917	4.147	2.062
6	-	5.817	-2.394	3.423	390	489	8	2.544	636	2.787	1.205
7	-	5.817	-752	5.064	364	979	50	3.722	930	4.134	1.554
8	-	5.817	-2.220	3.596	338	489	41	2.769	692	2.904	949
9	-	5.817	-752	5.064	312	979	33	3.774	943	4.121	1.171
10	-	5.817	-2.220	3.596	286	489	25	2.821	705	2.891	715
10	-	1.438	-	1.438	-	-	-	1.438	359	1.078	267

En la Tabla 14.12 se puede observar el análisis económico realizado sobre el proyecto en cuestión.

Los valores de los egresos fueron variando, debido a que no todos los equipos considerados tenían una vida útil superior o igual a los 10 años, lo que hace necesario considerar una nueva inversión cada cierto periodo de tiempo. En cuanto a los ingresos, como ya se ha mencionado, estos corresponden a los generados por la venta de la energía eléctrica neta producto del biogás generado.

Del análisis se puede rescatar que el proyecto al evaluarse a las condiciones que se han descrito anteriormente presenta un VAN de 8.967 UF y una TIR de 38%, lo que indicaría que bajos estas condiciones de exigencia el proyecto es rentable, ya que presenta un valor actual neto positivo, además de tener una tasa interna de retorno o TIR mucho mayor a la rentabilidad que se le exigía.

14.5. Análisis de sensibilidad.

El análisis de sensibilidad incluye la sensibilización con respecto a parámetros, relevantes para la factibilidad de implementar el sistema propuesto. Es así como se analizan tres posibles escenarios. En primer lugar, se incluye un estudio que considera la cantidad de energía neta generada disponible para la venta v/s el precio de venta de energía [kwh], en una segunda instancia se realiza un análisis sobre el número de sistemas construidos v/s la cantidad de energía neta generada por cada sistema. Finalmente se realizó una comparación del efecto combinado por número de sistemas construidos v/s el precio de venta de la energía [kwh].

14.5.1. Variación de la energía neta generada v/s el precio del Kwh.

La idea de generar este tipo de análisis combinado, es poder estudiar o evaluar el punto crítico del cual el proyecto pasa de ser rentable a no serlo. El hecho de tomar una variable de interés como lo es la energía neta generada por el sistema, se basa en el principio de que la misma depende de las condiciones del afluente que ingresa a los reactores, por lo que, es fácil comprender que la alimentación puede sufrir cambios considerables durante el transcurso de la operación. En cuanto al precio del [Kwh] también es una variable a tener en cuenta ya de esta depende directamente los ingresos que se puedan percibir durante la vida útil del proyecto.

Este análisis considera tanto el aumento y disminución en un 50% del precio de la energía eléctrica generada al igual que la energía neta generada para ser vendidos.

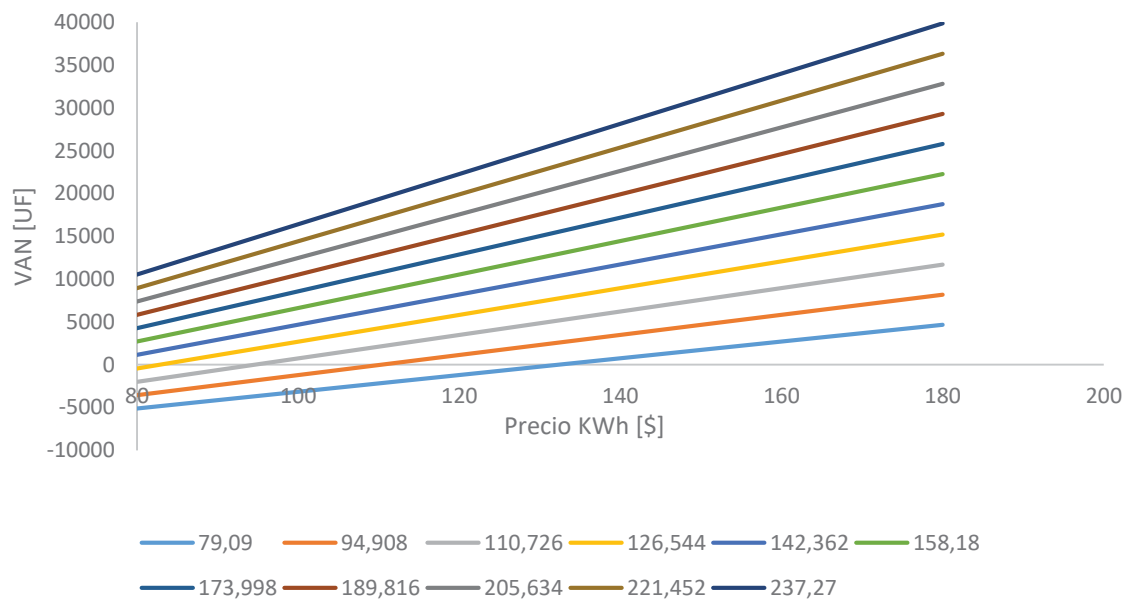


Figura 14.2. VAN. Análisis combinado, variación de los [kWd] generados en conjunto al precio del [kWh].

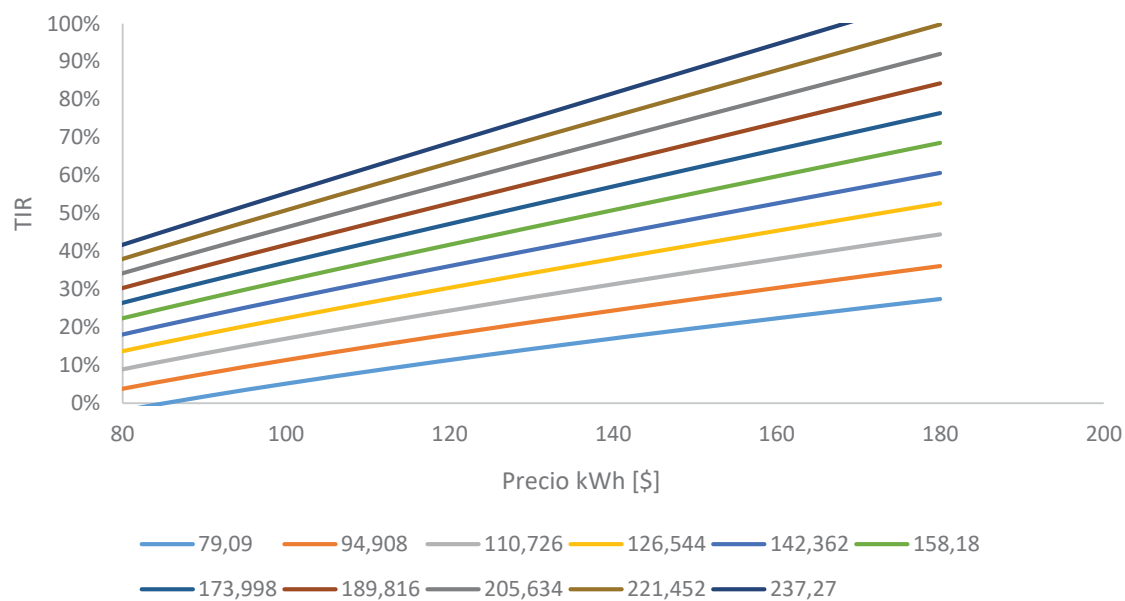


Figura 14.3. TIR. Análisis combinado, variación de los [kWd] generados en conjunto al precio del [kWh].

Como es posible observar de las Figura 14.2 y Figura 14.3, cada una de las líneas de color corresponde a un escenario de energía neta generada, mientras que en el eje horizontal corresponde al precio del [kWh] vendido.

En la mayoría de los escenarios analizados el proyecto resulta rentable, siendo solo desfavorable si se genera energía neta de entre 79,09 a 126,544 [kWd] y precios de entre 80 a 130 [\$/kWh], intervalos donde los indicadores económicos se vuelven perjudiciales, eso implica un VAN negativo y un TIR menor a la TRMA exigida al proyecto.

14.5.2. Variación de la energía neta generada v/s número de sistemas construidos.

En este análisis se evalúa el efecto combinado, del aumentar en el número de sistemas construidos, y del valor de la energía neta generada. Cabe destacar que se habla de sistemas construidos, ya que un sistema está constituido por dos reactores UASB y sus respectivos estanques ecualizadores y de almacenamiento de lodos. Por lo tanto, este escenario evalúa cuan rentable sería construir los reactores equivalentes para tratar el sobrenadante de los otros digestores restantes.

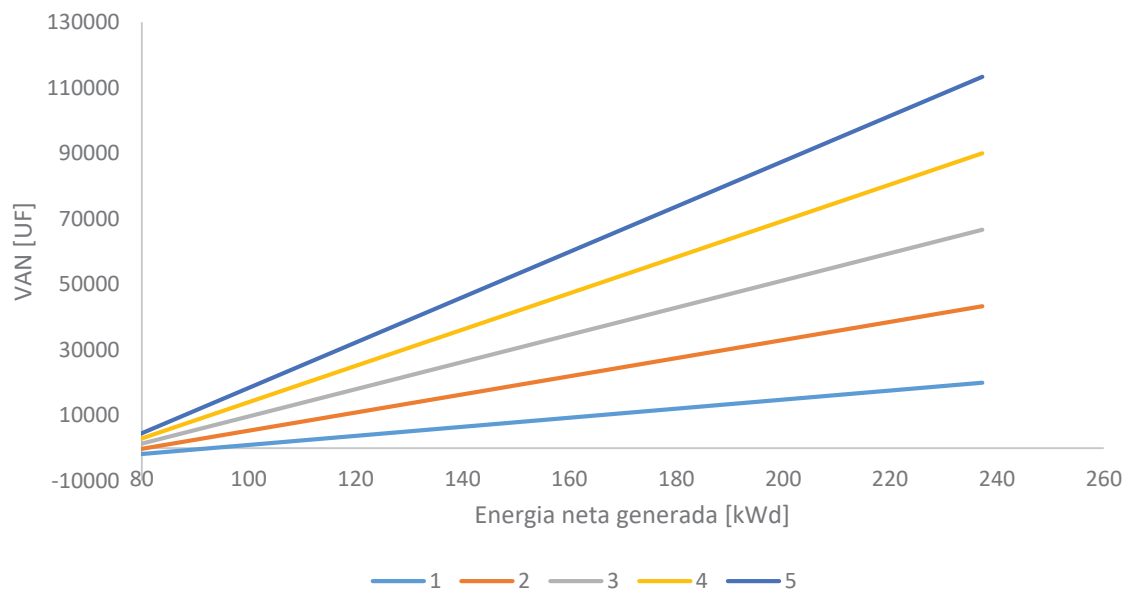


Figura 14.4. VAN. Análisis combinado, variación de los [kWd] generados en conjunto al número de reactores.

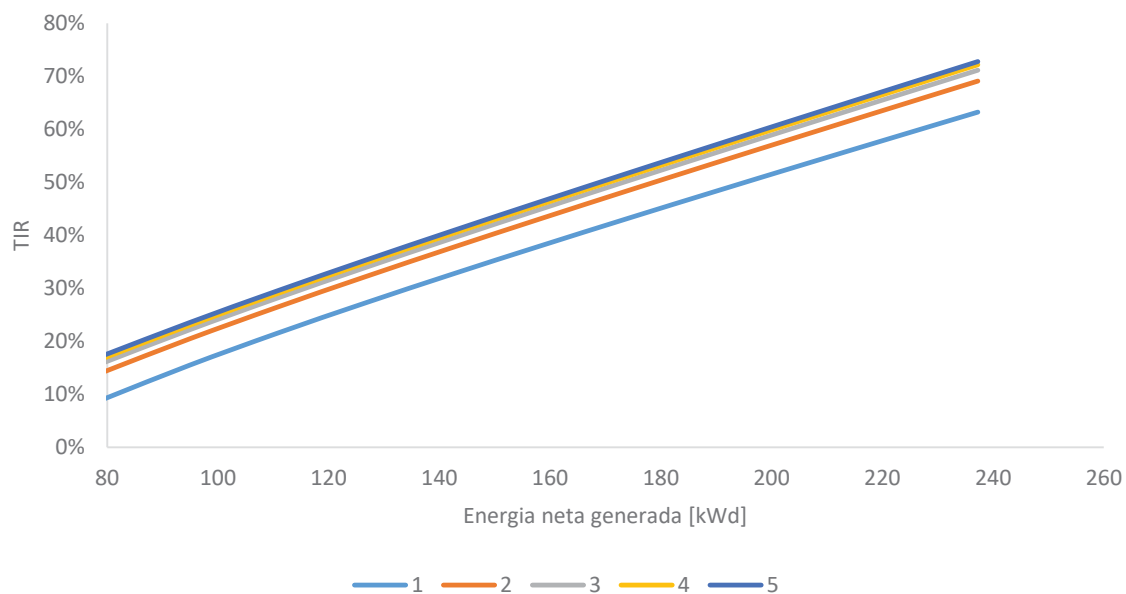


Figura 14.5. TIR. Análisis combinado, variación de los [kWd] generados en conjunto al número de reactores.

Como es posible observar de las Figura 14.4 y Figura 14.5, cada una de las líneas de color corresponde a un sistema analizado, mientras que en el eje horizontal corresponde a la energía neta generada de manera unitaria por sistema.

En todos los escenarios analizados el proyecto es rentable, lo cual sería favorable para la futura instalación de las unidades restantes. Este solo presentaría indicadores desfavorables en el caso de trabajar con un reactor y generar menos de 80 [KWd] como energía neta para la venta.

14.5.3. Variación del precio de la energía kWh y el número de sistemas construidos.

El último de los escenarios estudiados corresponde a la variación del número de sistemas construidos v/s el precio de venta de la energía.

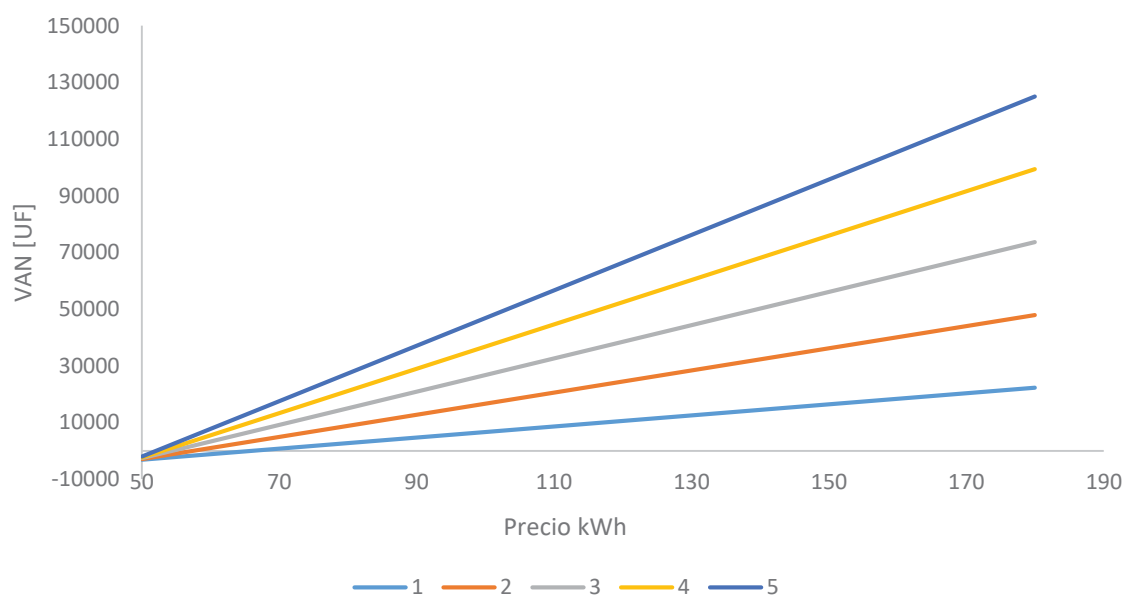


Figura 14.6. VAN. Análisis combinado, precio de [kWh] vendido v/s generados en conjunto al número de reactores.

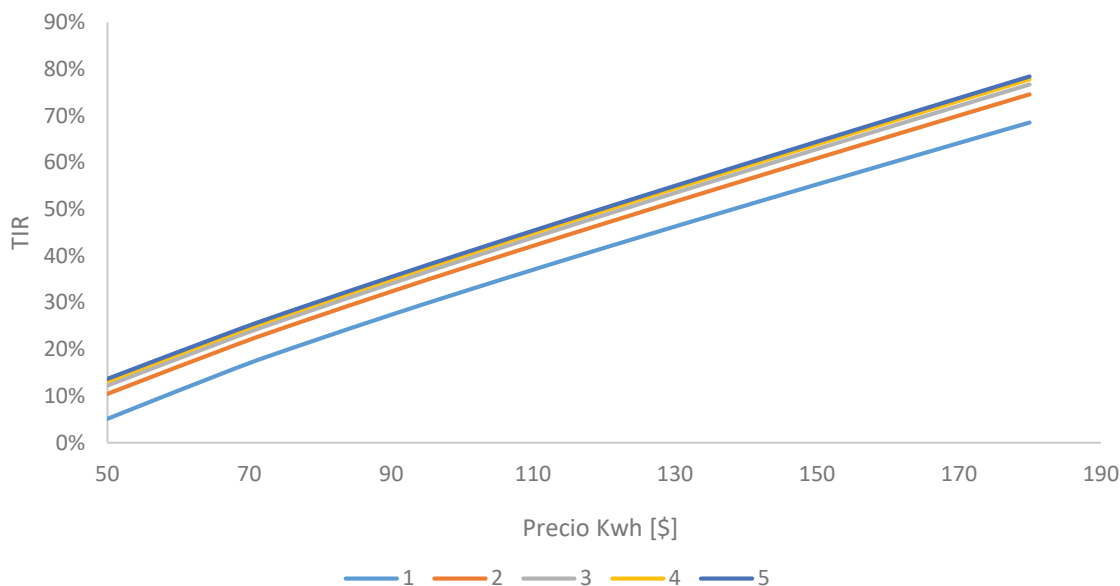


Figura 14.7. TIR. Análisis combinado, precio de [kWh] vendido v/s generados en conjunto al número de reactores.

De este último análisis de sensibilidad, se puede observar comportamientos similares a los antes descritos, en este caso al igual que el anterior, cada línea de color representa un sistema de análisis, mientras que el eje horizontal es el precio del [kWh] vendido.

Al aumentar el número de sistemas existe un aumento significativo de la energía producida, y utilidades obtenidas por su venta, siendo solo desfavorable el caso de construir solo un sistema o par de reactores y vendiendo la energía a un valor de 50 [\$/kWh].

En general, la configuración propuesta entrega indicadores positivos, atribuidos a la simplicidad de su configuración, los reducidos costos incurridos en la operación y a la posibilidad de obtener un beneficio económico de la venta de biogás.

15. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El proceso propuesto, responde a la necesidad actual de la planta de generar una reducción de la DQO_s de un afluente que en la actualidad su tratamiento conlleva altos gastos de energía por concepto por aireación. En su conjunto, la estrategia propuesta mediante el uso de operaciones simples permite generar elevados rendimientos de remoción de DQO, alcanzando valores de por sobre el 96%, pero este resultado se logra manteniendo condiciones de operación que requieren altos gastos energéticos, como lo son una temperatura de 37°C y la necesidad de agitación en las operaciones de ecualización. Por lo tanto resulta necesario generar una evaluación más en detalle de la influencia de la variación este tipo de parámetros en la capacidad de remoción del afluente y su impacto en los indicadores económicos.

Es así como la evaluación del proyecto conllevó el cálculo de las dimensiones de los equipos. El dimensionamiento de dos unidades ecualizadoras para permitir una adecuada distribución de los flujos en el proceso. Además de resultar necesaria la construcción de dos unidades de reactores UASB de igual tamaño para conseguir generar una remoción suficiente en términos de DQO en el caudal a tratar, cada unidad contara con dos corridas de 8 campanas más una de 7 campanas (separadores trifásicos), dando un total de 23 unidades por reactor. Se recomienda trabajar con tres corridas de campanas en vez de una ya que estas serán más pequeñas y a la vez podrán capturar de mejor manera el biogás generado producto de la digestión anaerobia.

En cuanto al reactor UASB a escala laboratorio, este no se logró comenzar a operar, solo se pudo llegar hasta una etapa de diseño, construcción y montaje solamente. Por lo tanto, resulta necesario continuar con la evaluación del tratamiento del agua residual en un reactor UASB a escala laboratorio que permita conocer una aproximación real del grado de remoción de DQOs y de la capacidad de biometanización del sustrato en un sistema continuo y así realizar una corrección con los datos experimentales a las aproximaciones teóricas realizadas.

Los resultados de la evaluación tanto técnica como económica, indican que el proyecto es factible en el caso estudiado, debido principalmente a la simplicidad del proceso propuesto

donde la construcción de solo dos unidades de reactores UASB, se hace rentable bajo una TRMA del 15%, con indicadores económicos favorables al proyecto. Así mismo, el análisis de sensibilidad que se lleve a cabo al proyecto arroja que el construir todas las otras unidades de reactores puede ser una buena opción, ya que parecen ser mucho más rentable en comparación a solo satisfacer el tratamiento de un digestor. El hecho de que se presente una mayor rentabilidad mientras sea mayor la cantidad de reactores construidos pareciera ser gracias a que los costos de inversión inicial van disminuyendo a medida que se construyen más reactores a la vez, ya que estos pueden compartir costos. Además, la energía neta generada va superando a los gastos que se van generando en cada periodo.

También existen ciertos factores de operación que afectan la rentabilidad, como el precio de la energía y su variación en el tiempo pero su impacto es mucho menor, llegando a ser poco rentable solo si se genera la mitad de la energía y esta es vendida a la mitad del precio.

BIBLIOGRAFÍA

Abbasi, T. & Abbasi, S., 2012. Formation and impact of granules in fostering clean energy production and wastewater treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(3), pp. 1696-1708.

Acevedo F., G. J. I. A., 2002 . Fundamentos de la Ingeniería Bioquímica.. Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso, PUCV..

AChee;, 2016. Agencia Chilena de Eficiencia Energetica. [En línea]
Available at: http://old.acee.cl/articles-62222_recurso_2.pdf
[Último acceso: 24 Agosto 2017].

Aguas Andinas, 2010. Reporte de Sustentabilidad , Santiago: Aguas Andinas.

Aguas Andinas, 2016. Aguas andinas. [En línea]
Available at: <https://www.aguasandinas.cl/la-empresa/quienes-somos/grupo-aguas>

Allendes, J. L. C., 2015. Evaluación técnica y económica de una planta de biogás para autoabastecimiento energético: Una estrategia para diferentes contextos, Chile: Memoria, Univercidad de Chile.

Alvarez, A. & Suarez, J., 2006. Tratamiento biologico del lixiviado generado en el relleno sanitario "El Guayabal" de la ciudad San Jose de Cucuta. *Ingenieria & Desarrollo*, pp. 95-105.

Alvarez, J. A. y otros, 2006. Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature. *Bioresource Technology*, 97, pp. 1640-1649.

Ambientum, 2003. Pretratamiento de EDAR. *Revista Ambientum*.

Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J. & Dewil, R., 2008. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge.. *Progress in energy and combustion science*, 34(6), pp. 755-781.

ASTM, 1998. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 20 th ed. s.l.:s.n.

Baraño, P. & Tapia, L., 2004. Tratamiento de las aguas servidas: Situacion en Chile. *Ciencia & trabajo*, pp. 111-117.

Barrera, J., 2010. Modelación del sedimentador secundario en planta de lodos activados, Memoria para optar al título de Ingeniero Civil, Santiago: Univercidad de Chile, Facultad de ciencias físicas y matemáticas, Departamento de Ingeniería Civil.

Batero, Y. C. & Cruz, E. M., 2007. Evaluacion de filtros anaerobios de flujo ascendente con medio de soporte en guadua para la remocion de materia organica de un agua residual sintetica, Colombia: Universidad tecnologica de pereira.

Behling, E. y otros, 1997. Domestic wastewater treatment using a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 61(3), pp. 239-245.

Beltran, C., 2009. Conceptos basicos, terminologia y tecnicas para el control de procesos, Concepcion: Colegio Salesiano : Escuela industrial.

Boe, K. & Angelidaki, I., 2006. Online monitoring and control of the biogas process , s.l.: (Doctoral dissertation, Technical University of DenmarkDanmarks Tekniske Universitet, Department of Systems BiologyInstitut for Systembiologi).

Borzacconi, L. y otros, 1996. Comparacion de tratamientos aerobios y anaerobios aplicado a lixiviado de relleno sanitario. Montevideo, AIDIS, p. 18.

Bougrier, C., Delgenes, J. & Carrere, H., 2008. Effects of thermal treatments on five different waste activated sludge samples solubilisation, physical properties and anaerobic digestion.. Chemical Engineering Journal 139 (2), p. 236–244.

Cakir, F. Y., 2001. Anaerobic Treatment of Low Strength Wastewater. Civil & Environmental Engineering. UCLA. Diciembre 5, 2001.. Civil & Environmental Engineering. UCLA..

Cakir, F. Y., 2004. Anaerobic Treatment of Low Strength Wastewater (Doctoral dissertation). Los Angeles: UNIVERSITY OF CALIFORNIA .

Caldera, Y. y otros, 2005. Effect of the organic load in the performance the UASB reactor treating slaughterhouse effluent. Revista Tecnica de la facultad de ingenieria Universidad del Zulia.

Catalán Lorca, F. E., 2002. Modelación del proceso de digestion anaerobia en un reactor UASB para aguas residuales, Santiago: Universidad de Santiago de Chile.

CCHC, 2008. Biblioteca de la camara Chilena de construccion. [En línea]
Available at: <http://biblioteca.cchc.cl/datafiles/21504.pdf>

CCHC, 2017. Camara Chilena de Construccion. [En línea]
Available at: http://www.cchc.cl/uploads/archivos/archivos/Manual-de-Moldajes_-_CChC_enero_2014.pdf

Chen, C., Lin, C. & Lin, M., 2002. Acid-base enrichment enhances anaerobic hydrogen production process.. Appl. Microbiol. Biot. 58, p. 224–228.

Chen, Y., Cheng, J. J. & Creamer, K. S., 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: a review.. Bioresource technology, 99(10), pp. 4044-4064.

Chernicharo de Lemos, C. A., 2007. Anaerobic Reactors. Biological Wastewater Treatment, 4(1), pp. 340-348.

Chiavenato, I., 2007. Introducción a la teoría general de la administración. Mexico: Mcgrawhill.

Cobo, R., 2013. Asociación de la industria electrica. [En línea]
Available at: <http://www.aie.cl/files/file/comites/ca/abc/DRIVES-variadores%20de%20velocidad%20.pdf>

DEGREMONT, 1979. Manual tecnico del agua. s.l.:S.A. de Ediciones URMO.

- Demirel, B. & Yenigun, O., 2002. Two-phase anaerobic digestion processes: a review. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 77, p. 743–755.
- Dick, R. & Vesilind, P., 1969. The SVI—What is it? *J. Water Pollut. Pollut. Control Fed* 41, p. 1285..
- Dold, P. L., Jonas, R. M. & Takacs, I., 2011. Practical guidance for WWTP model calibration and associated data gathering requirements. EnviroSim Associates Ltd..
- Dupla, M. y otros, 2004. Dynamic evaluation of a fixed bed anaerobic-digestion process in response to organic overloads and toxicant shock loads.. *Water Sci. Technol.* 49 (1), p. 61–68.
- Ekama, G., Patry, G. & Nolasco, D., 1997. Secondary Settling Tanks: Theory, Modelling, Design and Operation, IAWQ. Scientific and Technical Report No. 6..
- Enel, 2017. ENEL. [En línea]
Available at: <https://www.eneldistribucion.cl/preguntas-frecuentes/valor-kwh>
- Fdz-Polanco, F. y otros, 2008 . Continuous thermal hydrolysis and energy integration in sludge anaerobic digestion plants.. *Water Science and Technology*, 57(8), pp. 1221-1226.
- Fernandez, F. & Seghezze, L., 2015. Diseño de reactores Upflow Anaerobic Sludge Blanket. Buenos aires: s.n.
- Franco, A. M.-C. A. C. J. L. & R. E., 2007. Learning to operate anaerobic bioreactors., Santiago de Compostela: University of Santiago de Compostela..
- Ghangrekar, M., Kahalekar, U. & Takalkar, S., 2003. Design of upflow anaerobic sludge blanket reactor for treatment of organic wastewater. *Indian J Environ Health*, pp. 121-132.
- GIZ; Ministerio de Energía, 2012. Guía de Planificación para Proyectos de Biogás en Chile. Santiago: s.n.
- Glynn, H. & Heinke, G. W., 1999. Ingeniería Ambiental. s.l.:Pearson Educacion.
- Grindex, s.f. Bombas sumergibles de alto rendimiento para líquidos con sólidos en suspensión. [En línea]
Available at: http://www.grindex.com/shared-media/pdf-files/brochures/gx_brochure_slurry_es_60hz.pdf
- Harmsen, T., 2002. Carga Axial. En: Diseño de estructuras de concreto armado. Lima: Pontificia universidad catolica del Peru, pp. 67-71.
- Haug, R., Lebrun, T. & Tortorici, L., 1983. Thermal pretreatment of sludges – a field demonstration.. *Journal Water Pollution Control Federation* 55 (1), p. 23–34.
- Hernandez, A., 2015. Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales. s.l.:Garceta Grupo Editorial.
- Hussain, A. & Dubey, S. K., 2015. Specific methanogenic activity test for anaerobic degradation of influents.. *Applied Water Science*, pp. 1-8.

Iglesias, B., 2015. Diseño e implementacion de un reactor anaerobio UASB en la industria de los lacteos para su uso como fuente de energia en cogeneracion, Madrid: Universidad Pontificia ICAI ICADE Comillas.

Instituto Nacional de Normalización, 2007. NCh853. s.l.:s.n.

Jaume, R. M., 2011. La aplicación segura de los lodos a la agricultura. La hidrólisis térmica: Energía, sostenibilidad y salubridad.. s.l.:s.n.

Jenkins, S. R. J. a. S. C., 1983. "Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration.". Journal WPCF,55(5), pp. 448-453.

Jim, F., Sierra, R. & Lettinga, G., 1987. Department of water pollution control. Wageningen agricultural unviersity, pp. 56-59.

Kelleher, B. y otros, 2000. Advances in poultry litter disposal technology – a review.. Bioresource Technology 83, p. 27 – 36.

Kroeker, E., Schulte, D., Sparling, A. & Lapp, H., 1979. Anaerobic treatment process stability.. Control Fed. 51, pp. 718- 727..

Leal, E., 2013. Unidad curricular: instrumentacion y control de procesos, Venezuela: Universidad Nacional Experimental.

Lemos, C., 2007. Anaerobic Reactor. En: Biological Wastewater Treatment Series. Belo Horizonte: IWA, pp. 113-117.

Lens, P. N. L. V. D. B. M. C. P. L. H. & L. G., 1998 . Effect of staging on volatile fatty acid degradation in a sulfidogenic granular sludge reactor.. Water Research, Volumen 32(4), pp. 1178-1192.

Lettinga, G., Grin, C., Roersma, R. & Hobma, W., 1984. High rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactors under a wide range of temperature condition. Biotechnol Genetic Engg Rev, 2, pp. 253-241.

Lines, J. R., 1991. Heat exchangers in municipal wastewater treatment plants.. Water Engineering & Management, 138(9), pp. 28-29.

Li, Y. & Noike, T., 1992. Upgrading of anaerobic-digestion of waste activated-sludge by thermal pretreatment.. Water Science and Technology 26 (3–4), p. 857–866.

Lo, K., Liao, P. & March, A., 1985. Thermophilic anaerobic digestion of screened dairy manure.. Biomass 6, p. 301–315.

Lopez, J., Morgan, J. & Noyola, A., 2000. Arranque de reactores anaerobios industriales dos casos de estudio. Mexico, s.n.

Lorenzo, Y. & Obaya, M., 2006. La digestion anaerobia y los reactores UASB. Generalidades. ICIDCA, pp. 13-21.

Manjunath, N. T., Mehrotra, I. & Mathur, R. P., 2000. Treatment of wastewater from slaughterhouse by DAF-UASB system.. Water Research, 34(6), pp. 1930-1936.

Marín, A. & O. M., 2013. Operación y mantenimiento de plantas de tratamiento de aguas residuales con el proceso de lodos activados.. Jalisco: DOP-CEA Jalisco, Gobierno de Jalisco..

Marquez, M. & Martinez, S., 2011. Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente. Antologia, Mexico: s.n.

Martin, P., 2015. Tecnologías comerciales de hidrólisis térmica de lodos de depuradora: Revisión documental y comparativa. Máster en Ingeniería Ambiental, Valladolid: Universidad de Valladolid.

McCabe, 1991. Operaciones unitarias en ingeniería Química. s.l.:McGraw-Hill.

Metcalf & Eddy, 1979. Wastewater Engineering: Treatment, disposal and reuse.. s.l.:McGraw-Hill.

Metcalf & Eddy, 2003. Wastewater engineering, treatment and reuse. New York: 4th edition McGraw Hill.

Ministerio secretario general de la presidencia, subsecretaria general de la presidencia, 2009. Reglamento para el manejo de lodos generados en plantas de tratamiento de aguas servidas. Santiago: s.n.

Mohan, S. V. y otros, 2005. Biological treatment of low-biodegradable composite chemical wastewater using upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor: process monitoring.. Journal of Scientific and Industrial Research, 64(10) , p. 771.

Morgan, J., Revah, S. & Noyola, A., 2000. Malos olores en plantas de tratamiento de aguas residuales: su control a través de procesos biotecnológicos. s.l.:s.n.

Mott, R., 2006. Mecánica de fluidos. Ohio: Pearson education.

Murray, A., Horvath, A. & Nelson, K., 2008. Hybrid life-cycle environmental and cost inventory of sewage sludge treatment and end-use scenarios: a case study from China.. Environmental Science & Technology 42 (9), p. 3163–3169.

Nopharatana, A., Pullammanappallil, P. & Clarke, W., 2003. A dynamic mathematical model for sequential leach bed anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste.. Biochem Eng J 13, p. 21–33.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D. & West, R., 2003. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. New York: McGraw-Hill.

Pinnekamp, J., 1989. Effects of thermal pretreatment of sewage sludge on anaerobic-digestion.. Water Science and Technology 21 (4–5), p. 97–108.

Pohland, F. & Ghosh, S., 1971. Developments in anaerobic stabilization of organic wastes – the two-phase concept.. Environ. Lett. 1, p. 255–266.

Pohland, F. & Ghosh, S., 1974. Kinetics of Substrate Assimilation and Product Formation in Anaerobic Digestion. Journal (Water Pollution Control Federation), 46(4), pp. 748-759.

Ramalho, R., 1996. Tratamiento de aguas residuales. Quebec, Canadá.: Reverté. 705 p..

Rasi, S., Veijanen, A. & Rintala, J., 2007. Trace compounds of biogas from different biogas production plants.. Energy 32, p. 1375–1380.

Rehm, H., Reed, G., Puhler, A. & Stadler, P., 2000. Biotechnology, vol. 11A: Environmental processes I, 2nd ed.. New York: Wiley.

Ripley, L. J. C. a. C. J. C., 1986. "Improved alkalimetric monitoring buffer capacity and total volatile fatty acid levels in anaerobic digestion of high-strength wastes.". Journal WPCF, 58(5), pp. 406-411.

Rittman, B. & McCarty, P., 2001. Environmental Biotechnology-Principle and Applications. Boston: McGraw-Hill International Edition.

Rosenkranz, F. & Valdivia, V., 2009. Estudio del Comportamiento de reactores anaerobios de tipo ASBR y UASB ante la presencia de un compuesto de difícil degradación.. Valparaíso: Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.

SEMARNAT, 2016. Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento: Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente. Tlalpan, Mexico: s.n.

Servicio de evaluación ambiental, 2011. Optimización del tratamiento de lodos y cogeneración de Energía a partir del biogás producido en las plantas de tratamiento de aguas servidas Mapocho-El Trebal, Santiago: s.n.

Show, K.-Y., Wang, Y., Foong, S.-F. & Tay, J.-H., 2004. Accelerated start-up and enhanced granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactors. Water Research, pp. 2293-2304.

SII, 2015. SII. [En línea]

Available at: http://www.sii.cl/aprenda_sobre_impuestos/impuestos/imp_directos.htm

Sinnott, R. K., 2006. Chemical Engineering Design, Fourth Edition: Chemical Engineering Volume 6. s.l.:Butterworth-Heinemann.

Soubes, M. y otros, 1994. Inhibition of methanogenesis from acetate by Cr³⁺ and ammonia.. Biotechnology letters, 16(2), pp. 195-200..

Suez environnement, 2016. [En línea]

Available at:

<http://www.degremont.com.br/ES/Atualidades/Folletos%20y%20Catalogos/equipos-servicios-CannonMixer%20esp.pdf>

Suez, 2013. Suez Environnement. [En línea]

Available at: <http://www.degremont.es/es/images/pdf/06-feuillet-memento-degremont-es-n-6%20-dehydris%20twist.pdf>

Superintendencia de Servicios Sanitario, 2014. Prensa: Superintendenta de Servicios Sanitarios fiscaliza planta de tratamiento Mapocho - El Trebal. [En línea]

Available at: <http://www.siss.gob.cl/577/w3-article-10415.html>

[Último acceso: 29 Abril 2016].

Tamayo, R. M. G. F. A. & M. J. E., 2005. Modelado y control automatico de temperatura en un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente UASB para el tratamiento de lixiviados en el rango mesofílico. Un estudio teorico. II Simposio Sobre Biofábricas Avances de la Biotecnología en Colombia.

Tanaka, S., Kobayashi, T., Kamiyama, K. & Bildan, M., 1997. Effects of thermochemical pretreatment on the anaerobic digestion of waste activated sludge.. Water Science and Technology 35 (8), p. 209–215.

Torres, S., 2013. Asociacion de la industria electrica. [En línea]
Available at: <http://www.aie.cl/files/file/comites/ca/abc/sensores-de-flujo.pdf>

USEPA, 1999. Environmental Regulations and Technology – Control of Pathogens and Vectors in Sewage Sludge. EPA/625/R-92/013., s.l.: s.n.

van Staikenburg, W., 1997. Anaerobic treatment of wastewater: state of the art.. Microbiology 66, p. 589–596.

Varneo, M. T., 2011. Manual de Biogás, Santiago: s.n.

Videla, O., 2016. Como determinar el costo de construccion de estructuras de hormigon armado [Entrevista] (22 Noviembre 2016).

Wang, Y., Zhang, Y. & Wang, J., 2009. Effects of volatile fatty acid concentrations on methane yield and methanogenic bacteria. Biomass and Bioenergy, 33(5), pp. 848-853.

Water Environment Federation, 2008. Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants: MoP No. 11, Sixth Edition. New York: Water Environment Federation.

Weatherburn, M. W., 1967. Phenol-hypochlorite reaction for determination of ammonia.. Analytical chemistry 39(8), pp. 971-974.

Wett, B., Eladawy, A. & Ogurek, M., 2006. Description of nitrogen incorporation and release in ADM1.. Water Science and Technology 54 (4), p. 67–76.

Yavuz, O. & Aydin, H., 2006. Removal of direct dyes from aqueous solution using various adsorbents.. Polish Journal of Environmental Studies., pp. 15, (1), 155.

Zhu, S. & Ni, J., 2008. Treatment of coking wastewater by a UBFBAF combined process. Journal of Chemical Technology & Biotechnology 83., pp. (3), 317.

APENDICE A

Tabla A.1. Sistemas de tratamientos según región.

Región	Empresa	Tratamiento	Cantidad
XV	Aguas del altiplano	Emisario submarino	1
I	Aguas del altiplano	Emisario Submarino	2
		Laguna aireada	4
		Laguna de estabilización	1
II	Aguas Antofagasta	Emisario submarino	3
	ECONSSA	Emisario submarino	1
	Tratacal S.A	Lodos activos	1
III	Aguas Chañaral	Emisario submarinos	2
		Lodos activos	4
		Laguna aireada	2
		Lombrifiltro	1
IV	Aguas del Valle S.A.	Emisario submarino	2
		Lodos activos	10
		Laguna de aireación	8
		Laguna de estabilización	1
	ESSSI	Lombrifiltro	1
V	Coopagua Limitada	Tratamiento primario más desinfección	1
		Lodo activo	1
	EsvaI	Emisario submarino	9
		Laguna aireada	10
		Lodo activo	9
		SBR	1
RM	Aguas andinas	SBR	5
		Lodos activos	4
		Laguna aireada	1
		Biofiltro	1
		Tratamiento primario y desinfección	1
	Aguas Manquegue	Lodo activo	1

Continuación Tabla A.1.

Región	Empresa	Tratamiento	Cantidad
RM	Aguas Santiago poniente	Lodo activo	1
	Sembcorp aguas santiago	Lodo activo	1
	BCCSA	Lodo activo	1
	Emapal	Lodo activo	1
	Explotaciones sanitarias	Laguna aireada	1
	Melipilla norte	Lodo activo	2
	Selar S.A.	Lodo activo	1
	Sepra S.A.	Lodo activo	1
	Huertos familiares S.A.	Lodo activo	1
	Sem corp aguas Chacabuco	Laguna aireada	1
	Ser corp aguas lampa	Lodo activo	1
	ESS de la estacion	Lodo activo	1
	Izarra de lo Aguirre	Lodo activo	1
	Ess san isidro	Lombrifiltro	1
	Aguas san pedro S.A.	Lodo activo	1
	La leonera	Lodo activo	1
VI	Esbio	Laguna de aireación	9
		Lodos activos	14
VII	Nuevo sur S.A.	Lodos activos	21
		Lagunas de aireación	6
	Coop.sarmiento limtada	Lodos activos	1
VIII	Aguas San Pedro	Lodos activos	1
	Esbio S.A	Emisarios submarinos	8
		Lodos activos	33
		Lagunas aireadas	4
		Laguna de estabilización	1
IX	Aguas Araucania	Tratamiento primario más desinfección	9

Continuación Tabla A.1.

Región	Empresa	Tratamiento	Cantidad
IX	Aguas Araucania	Laguna de estabilización	8
	ESSI.S.A.	Lodos activos	2
	Aguas Quepe	Laguna de estabilización	1
XIV	Esal	Lodos activos	10
	Agua decima S.A.	Tratamiento primario más desinfección	1
X	Esal	Lodos activos	16
		Emisarios submarinos	2
	Aguas san pedro	Lodos activos	1
XI	Aguas Patagonia S.A	Lodos activos	5
		Zanjas de oxidación	3
XII	Aguas Magallanes	Emisario submarino	2
		Zanjas de oxidación	1

APENDICE C

Comparativa de gastos energéticos por aireación.

Para la estimación del consumo energético se consideraron los parámetros que se aprecian en la Tabla C.1, datos obtenidos de información recabada y compartida por la empresa.

Tabla C.1. Principales parámetros para la estimación del costo energético.

Parámetro	Valor
Temperatura °C	20
Caudal [m ³ /d]	573.293
DBO ₅ entrada	20,069
DBO ₅ salida	401,38
%Remoción	95
Y _{x/s}	0,6
X _{Lodo}	3.500
X _r	9.800

Utilizando la metodología, para determinar los requerimientos de aireación, las ecuaciones empleadas se detallan a continuación.

$$Na = Q (So - S) - Y_{O_2} \cdot X_r \cdot Q_p \quad \text{Ecuación C.1.}$$

Tomando un valor típico de Y_{O₂} de 1,42 [kg O₂/kg SSV] y considerando DBO₅ = 0,68 DBO_u

Para determinar el caudal de aire necesario se tienen las siguientes ecuaciones:

$$Q_a = \frac{Na \cdot 100}{0,232 \text{ [kg O}_2\text{/kg Aire]} \cdot 1,205 \text{ [kg Aire/m}^3\text{ Aire]} \cdot EO_2T} \quad \text{Ecuación C.2.}$$

$$\frac{EO_2T}{EO_2N} = \frac{\alpha(\beta \cdot C_{st} - C) \cdot 1,04^{(T-20)}}{C_s} \quad \text{Ecuación C.3.}$$

Donde, se considera un valor típico de $\beta = 0,95$; $\alpha = 0,85$ (para burbuja fina) y $C = 2$ [mg/L]

Además, se tienen las ecuaciones:

$$C_{st} = C_s \left(\frac{P_a - P_v}{760 - P_v} \right) \quad \text{Ecuación C.4.}$$

Con P_a y P_v en [mmHg]

$$P_a = 760 \cdot \exp \left[\frac{-alt}{8005} \right] + \rho \cdot g \cdot h \quad \text{Ecuación C.5.}$$

$$P_v = \exp[1,52673 + 0,07174 \cdot T - 0,000246 \cdot T^2] \quad \text{Ecuación C.6.}$$

$$C_s = 14,652 - 0,41022 \cdot T + 0,007991 \cdot T^2 - 0,000077772 \cdot T^3 \quad \text{Ecuación C.7.}$$

$$EO_2N = \eta \cdot h \quad \text{Ecuación C.8}$$

Donde por lo general, $h = 4$ [m] y la eficiencia entregada por el proveedor $\eta = 6$ [%TdO/m.c.a]

Y reemplazando se tiene que:

$$\#dif = \frac{Q_a}{Q_{difusor}} \quad \text{Ecuación C.9.}$$

Tabla C.2. Resumen de consumo energético.

Parámetros	Digestores con acondicionamiento	Digestores sin acondicionamiento	Digestor 5 con acondicionamiento
$\mu_{\max}[\text{d}]$	2,026	2,026	2,026
$k_d[\text{d}]$	0,0405	0,0405	0,0405
$\mu[\text{d}]$	0,50	0,46	0,46
TRS [d]	2,13	2,37	2,33
V [m ³]	73.771,73	71.591,25	71.880,19
TRH [d]	0,128	0,124	0,125
Qp·Xr [kg/d]	120.695,87	105.374,6103	107546,7582
Qp [L/d]	12.315.905	10.752.511,25	10.974.159
F/M	0,891	0,808	0,821
Na [kg aire/h]	150.086,75	133.532,6415	135.872,555
Qa [kg aire/d]	2.199.393,8	1.956.807,3	1.991.096,8
EO2T (%)	24,409807	24,40980655	24,40980655
a	0,85	0,85	0,85
b	0,95	0,95	0,95
Cs [mg/ml]	9,021824	9,021824	9,021824
Cst [mg/ml]	12,594474	12,59447385	12,59447385
Pa [mmHg]	1.054,0242	1.054,02418	1.054,02418
Pv [mmHg]	17,516267	17,51626714	17,51626714
Nivel mar [m]	0	0	0
Eficiencia (%)	6,5	6,5	6,5
EO2N	26	26	26
Q Compresores [m ³ /d]	21.600	21.600	21.600
Potencia [kW]	59,7	59,7	59,7
N° compresores	102	91	93
Tiempo funcionamiento [h]	24	24	24
potencia consumo [Kwh]	146.145,6	130.384,8	133.250,4
Valor [\$/Kwh]	112,36	112,36	112,36
Consumo final[\$]	16.420.920	14.650.036	14.972.014,94

APENDICE D

Comparativa entre las tecnologías de hidrólisis térmica.

Es importante analizar las distintas tecnologías comerciales de hidrólisis térmica disponible en el mercado actual, realizaremos una comparativa entre estas alternativas. Desde el punto de vista de las condiciones de operación necesarias para cada una de ellas.

Las tecnologías comerciales de hidrólisis térmica difieren en varios aspectos forma de operar, configuración del reactor, condiciones de operación, pero el proceso es fundamentalmente el mismo aplican altas temperaturas y presiones durante un determinado período de tiempo, generando así que tanto las células vivas como las muertas sufran el proceso de lisis, permitiendo así la liberación de materia intracelular y que este resulte más accesible a los microorganismos anaerobios presentes (Climent et al, 2007). Las tecnologías comerciales que encontramos actualmente son Cambi®, Biothelys®, Exelys®, TPH® (thermal-pressure-hydrolysis), Lysotherm®, Turbotec®, tH4+®, HCHS® y Aqualysis®. Siendo Cambi la tecnología utilizada en la actualidad por el Trebal en el tratamiento de los lodos.

- **Modo de operación.**

Existen dos formas de operación batch y continuo. Aunque el desarrollo inicial de la tecnología fue en discontinuo y por tanto la mayor aplicación a escala industrial. Sin embargo actualmente se tiende al desarrollo de la operación en continuo, debido a que los sistemas que operan en discontinuo realizan una utilización ineficiente de la energía y se sobredimensiona el equipo principal (FdZ-Polanco, et al., 2008)

Aunque los sistemas de tratamiento en batch son probados y eficaces, la inversión y los costes de operación de estos equipos han restringido su aplicación sólo a grandes instalaciones de tratamiento de aguas residuales. El empleo de sistemas que operan en continuo permiten la implantación de este tipo de pre-tratamiento en una gama más amplia de instalaciones (Martin, 2015)

Las dos únicas tecnologías que operan en batch son Cambi® y Biothelys®, mientras que el resto operan en continuo.

- **Condiciones de operación.**

Temperatura: En general, la temperatura a la que es sometido el lodo oscila entre los 140-180 °C, ya que a temperaturas superiores de 180°C empieza a aparecer reacciones secundarias que reducen su potencial metanogénico. Sin embargo, algunos sistemas con TPH® y tH4+® someten a los lodos a temperaturas superiores a los 180°C. Para evitar la aparición de las reacciones secundarias, reducen el tiempo de residencia a menos de 1 minuto, como es el caso de tH4+®.

Presión: La presión que se emplea para hidrolizar los lodos corresponde a la presión de equilibrio para la temperatura establecida, siendo por tanto el rango de operación más común 5-15 bar. En dicho intervalo se recogen las presiones empleadas por todos los sistemas descritos, excepto TPH®, que alcanza presiones mucho más elevadas 20-30 bar.

Tiempo de residencia: Se refiere al tiempo que el lodo permanece dentro del reactor de hidrólisis térmica. El tiempo de hidrólisis habitual es de 30-60 minutos, salvo en el caso de TH4+®, cuyo tiempo de hidrólisis es mucho menor (< 1 min), como ya se había mencionado (Martin, 2015)

Tabla D.1. Comparativas de las tecnologías de Hidrolisis térmica.

Tecnología	Operación	Temperatura [°C]	Presión[bar]	Tiempo de residencia[min]
Cambi	Batch	165	6-9	30
Biothelys	Batch	165	7-9	30
Exelys	Continuo	165	9-11	30
TPH	Continuo	180-220	20-30	20
Lysotherm	Continuo	175	5-15	30-60
Turbotec	Continuo	140	5	30
tH4+	Continuo	160-220	-	<1
HCHS	Continuo	150-170	6	-
Aqualysis	Continuo	165-180	7-10	30-60

APENDICE E

Metodología analítica.

1. Demanda Química de oxígeno (DQO).

Fundamento: La Demanda Química de Oxígeno se define como la cantidad de oxígeno necesario para la oxidación total de la materia orgánica presente en la muestra. Este método es aplicado a muestras líquidas, pero posee una modificación para poder aplicarla en sólidos. La determinación de este parámetro puede ser en fase soluble o total, soluble es cuando la muestra ha sido expuesta a un paso de filtración, en donde el sobrenadante será analizado con su respectiva dilución y es total cuando la muestra ha sido diluida dentro de los rangos de medición, sin ser expuesta a procesos de separación (Rosenkranz 2013).

Los reactivos necesarios para el desarrollo de la metodología antes descrita son los siguientes.

1. Solución catalítica: 10,7 g de Ag_2SO_4 en 1 [L] de H_2SO_4 concentrado.
2. Solución digestora: 4,903 g $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$, 33,33 g H_2SO_4 , 167 [mL] H_2SO_4 .
3. Solución fas: 39,2 [g] de $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, 500 [mL] de agua destilada, 20 [mL] de ácido sulfúrico concentrado y llevar a 1 [L].
4. Indicador de ortofenantrolina: 1,485 [g] de ortofenantrolina y 0,695 [g] de sulfato de hierro heptahidratado en 100 [mL] de agua destilada.

Metodología.

La metodología es descrita de acuerdo a (APHA 1995).

1. Agregar 1,5 [mL] de solución digestora y 3,5 [mL] de solución catalítica a 2,5 [mL] de muestra. En caso de realizarse la DQOs, la muestra deberá de ser pasada por un filtro con corte de 0,22 [μm] de manera previa.
2. La solución catalítica se debe agregar por el borde del tubo de ensayo, manteniendo este levemente inclinado y evitando que se mezclen las fases, con el fin de impedir que la solución reaccione.
3. Cerrar herméticamente los tubos de ensayo con una tapa rosca (poner teflón) y colocar una vez agitados en el digestor por 2 [hr] a 150°C.

4. Una vez transcurrido el tiempo de digestión, las muestras son enfriadas y trasladadas a matraces Erlenmeyer, cuidando de lavar los restos de muestra que queden en los tubos de ensayo con pequeñas cantidades de agua destilada.
5. Se agregan dos gotas de indicador y se titula con la solución fas estandarizada, hasta el punto final, indicado por la aparición de un color rojizo.
6. El método es lineal entre los 40 y 400 [mg o₂ / L], por lo que se debe de considerar la dilución requerida para que este dentro del rango indicado.
7. Se realiza un blanco, en el que se reemplaza la muestra por 2,5 [mL] de agua destilada.

Cálculos: La demanda química de oxígeno (DQO) se determina a partir de la siguiente relación.

$$DQO \left[\frac{\text{mgO}_2}{\text{L}} \right] = \frac{(V_b - V_m) \cdot 8000 \cdot M_{\text{FAS}} \cdot F}{M} \quad \text{Ecuación E.1}$$

Donde:

V_b: Volumen de FAS gastado para titular el Blanco en [mL]

V_m: Volumen de FAS gastado para titular la muestra en [mL].

M: Volumen de la muestra, 2,5 [mL].

M_{FAS}: Molaridad de la solución de FAS estandarizada.

F: Factor de dilución de la muestra analizada.

8000: Factor adimensional.

Estandarización solución FAS.

Tomar una alícuota de 5 [mL] de solución digestora y agregarle 10 [mL] de agua destilada. Luego agregar 1 a 2 gotas de indicador y titular con FAS hasta punto final, indicado por la aparición de un color rojizo.

$$M_{\text{FAS}} = \frac{M_D \cdot V_D \cdot 6}{V_{\text{FAS}}} = \frac{0.5}{V_{\text{FAS}}} \quad \text{Ecuación E.2}$$

Donde:

M_D: Molaridad solución digestora.

V_D: 5 mL de volumen solución digestora.

V_{FAS} : Volumen de FAS usado en titulación.

2. Alcalinidad.

Razón de alcalinidad (α)

Fundamento: corresponde a una relación entre alcalinidad que se puede determinar como el valor de la alcalinidad debido a AGV sobre la alcalinidad total. Este valor se puede usar como parámetro de control de estabilidad, recomendando no superar el valor de 0.3 para evitar la acidificación del reactor (Ripley, Boyle, and Converse 1986).

Los reactivos necesarios para este análisis son:

1. Solución ácido sulfúrico: 5,57 [mL] de H_2SO_4 concentrado, aforar a 2 [L] de agua destilada.
2. Solución estándar $NaCO_3$: 2,5 [g] en 1 [L] de agua destilada.

Metodología:

1. Colocar en un vaso precipitado 10 [mL] de muestra.
2. Titular con H_2SO_4 hasta pH 5,75. Anotar volumen gastado.
3. Continuar titulando hasta llegar pH 4,3. Anotar volumen total de H_2SO_4 gastado.

Cálculos: El valor de la razón α esta dado por:

$$\text{razon } \alpha = \frac{V_{pH5.75-4.3}}{V_{pH4.3}}$$

Ecuación F.3

Donde:

$V_{pH5.75-4.3}$: Volumen de H_2SO_4 gastado entre pH 5,75 y 4,3.

$V_{pH 4.3}$: Volumen de H_2SO_4 gastado hasta llegar a pH 4,3

Alcalinidad total.

Fundamento: se define alcalinidad total como la capacidad de neutralizar ácidos. Dicha capacidad se debe a la presencia de sustancia tampón o amortiguadoras. El comportamiento de dichas sustancias puede variar ampliamente de acuerdo con el pH de la disolución (Rosenkranz 2013).

Los reactivos necesarios para este análisis son.

1. Solución ácido sulfúrico: 5,57 [ml] de H_2SO_4 concentrado, aforar a 2 [L] de agua destilada.
2. Solución estándar NaCO_3 : 2,5 g en 1 [L] de agua destilada.

Metodología:

La alcalinidad se determina por titulación con una solución estándar de ácido mineral fuerte a los puntos sucesivos de equivalencia del bicarbonato y el ácido carbónico. Se utilizara el método propuesto por (Jenkins, S.R., Morgan, J.M. 1983) para determinar la alcalinidad en digestores anaerobios, en donde se utilizan dos puntos de titulación uno a pH 5,75 y otro a pH 4,3.

Cálculos:

$$\text{Alcalinidad} \left[\frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{L}} \right] = \frac{V_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot N_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot \text{PM}_{\text{CaCO}_3} \cdot 100}{V_{\text{muestra}} \cdot N_{\text{equi}}} \quad \text{Ecuación E.4}$$

Donde:

$V_{\text{H}_2\text{SO}_4}$: Volumen de ácido gastado hasta llegar a pH 4,3

V_{muestra} : Volumen de muestra.

$N_{\text{H}_2\text{SO}_4}$: Normalidad del ácido.

$\text{PM}_{\text{CaCO}_3}$: Peso molecular del carbonato de calcio (100 [g/mol])

3. Solidos suspendidos totales (SST) y solidos suspendidos volatiles (SSV)

Fundamento: Corresponde a una medida de materia orgánica de una muestra, representado esta una medida de la concentración de biomasa (SSV).

Metodología:

1. Centrifugar un volumen conocido de muestra por 10 [min] a 9000 [rpm].
2. Descartar el sobrenadante.
3. Lavar con agua destilada, repetir tres veces.
4. Secar la muestra hasta obtener peso constante (secar a 105°C por al menos 6 [hr] antes de comenzar a checar peso constante). Anotar peso P_1
5. Incinerar la muestra por 8 [hr] en una mufla a 550°C.
6. Dejar enfriar a temperatura ambiente en una desecadora y pesar P_2

Cálculos.

$$SST \left[\frac{g}{L} \right] = \frac{P_1 - P_{\text{capacho}}}{V} \cdot 1000 \quad \text{Ecuación E.5}$$

$$SSV \left[\frac{g}{L} \right] = \frac{(P_1 - P_2)}{V} \cdot 1000 \quad \text{Ecuación E.6}$$

Donde:

V: Volumen de muestra agregada en [mL].

P_{capacho} : Peso del capacho donde se agregó la muestra, en gramos.

P_1 : Peso resultante del primer pesaje luego de la estufa a 105°C.

P_2 : Peso resultante luego del proceso de incinerado a 550°C.

1000: factor de conversión para pasar de [mL] a [L].

4. Acidos grasos volatiles (AGV).

Fundamento: La determinación de ácidos grasos volátiles (AGV) se realiza mediante la técnica de cromatografía líquida de alta eficacia (HPLC por sus siglas en ingles), la cual consiste en una fase estacionaria no polar (columna) y una fase móvil. La fase móvil actúa de portador de la muestra. La muestra en solución es inyectada en la fase móvil, y los componentes de la solución emigran de acuerdo a las interacciones no-covalentes de los compuestos con la columna. Estas interacciones químicas, determinan la separación de los contenidos en la muestra.

Reactivos a utilizar.

1. Fase móvil: ácido sulfúrico 4 [mM] (450 [μL] de H₂SO₄ concentrado en 2 [L] de agua miliq.)
2. Ácido acético glacial 99.8%,
3. Ácido propionico 99%
4. Ácido n-butirico 99%

Para la curva de calibrado de los AGV.

Se realizaron diluciones seriadas de Ácido acético Glacial 99.8%, Propionico 99% y n-Butirico 99% a concentraciones de 50,100,200, 500, 800 y 1000 [ppm] de cada acido.

Se debe de tener en cuenta que, para no generar un erro muy grande con los volúmenes, es que se realizó una primera dilución intermedia a 1000 [ppm], para ello se tomaron los siguientes volúmenes de cada ácido.

Tabla E.1. Composición de solución 1000 ppm de AGV.

Acido	Volumen en [μL]
Ácido acético Glacial	237
Ácido Propionico	255
Ácido n-Butirico	264

Las cantidades de la Tabla E.1 se llevaron a 250 mL con agua destilada. Para luego ir tomado los volúmenes que se presentan en la siguiente tabla y llevarlos cada uno a 100 mL.

Tabla E.2.: Puntos curva calibrado para AGV

Concentración [ppm]	Volumen en [mL]
50	5
100	10
200	20
500	50
800	80
1.000	100

Luego en cada una de las diluciones se tomaron un volumen de 500 [μL], pasados por un filtro de 0,22 [μm] como corte y se depositaron en los viales para el equipo HPLC.

Información del equipo:

Equipo HPLC marca Perkin Elmer serie 200 con detector UV, se usó una columna aminex Biorad 87-H a 50°C con detector UV a 210 nm. La fase móvil se alimentó a un flujo de 0.6 mL min⁻¹ y se usó un volumen de inyección de 30 μL.

5. NITROGENO amoniacal.

Fundamentos: para la medición del nitrógeno amoniacal presente en la muestra, se hizo uso del Kit HI 93700 “Ammonia Low Range” de Hanna instruments, en conjunto con el fotómetro multiparametro HI 83099-01. El método poseía una capacidad para detectar dentro de un rango de 0 a 3 [mg/L].

Metodología: Instrucciones entregadas por el fabricante.

1. Encender el equipo y seleccionar el método adecuado para la medición.
2. Llenar con 10 [ml] una cubeta (viene con la máquina de lectura)
3. Posicionar en el lector y seleccionar “blanco”.
4. Remover la cubeta del lector una vez aparezca en la pantalla “0.0”, y agregar 4 gotas del reactivo hi 93700b-0, agitar suavemente y luego agregar 4 gotas del reactivo hi 93700a-0 y agitar nuevamente.
5. Colocar la cubeta en el lector del equipo y presionar “time”.
6. Luego de los 3 [min] y 30 [s] de espera el equipo comenzara a leer entregando los datos en pantalla.

6. Composición de biogás.

Fundamento: La composición de biogás es un parámetro importante, ya que corresponde a indicadores de rendimiento del reactor, debido a que una acumulación de ácidos en el sistema llevaría a un aumento del contenido de CO₂ en el biogás (Rosenkranz 2013).

Metodología: la composición de biogás (N₂, CO₂ y CH₄) se determina por cromatografía con un detector de TCD a 120°C de polaridad positiva. Se utilizó un cromatógrafo de gases, marca Perkin Elmer, modelo Clarus 500. Se utilizó un volumen de inyección de 1 [mL] con un inyector a 80°C.

7. Actividad metanogénica (AME).

Fundamento: Este es un ensayo anaerobio discontinuo no agitado (estático). Para determinar la actividad metanogénica se alimentan los ácidos propiónico, butírico y acético que son ácidos grasos volátiles (AGV), que corresponden a los productos intermediarios del proceso de digestión anaerobia que se forman por la acción de bacterias acidogénicas.

Además, se agregan nutrientes y vitaminas para el crecimiento de los microorganismos metanogénicos (sales minerales y extracto de levaduras). El sulfuro de sodio se agrega para mantener la anaerobiosis en el medio. El resazurín se agrega para ver la presencia de oxígeno en la solución trazas.

Solución AGV.

Preparación de 250 [mL] de solución de AGV:

1. Adicionar las cantidades de los diferentes AGV de acuerdo a lo indicado en la Tabla 1
2. Neutralizar con NaOH hasta pH 7,0
3. Aforar a 250 [mL]

Tabla E.3. Solución AGV para AME

Acido	% riqueza	mL/250mL
Acético	100	15,88
Propiónico	98	4,20
Butírico	99,5	4,35

Montaje de las botellas.

Para el montaje del análisis, se debe de agregar el volumen de cada componente de la tabla dentro de cada botella

Tabla E.4. Soluciones y compuestos a adicionar en botellas de ensayo de actividad metanogénica.

Nutrientes	Concentración	Cantidad
Solución de Macronutrientes	g L⁻¹	
NH ₄ Cl	85	2 mL
KH ₂ PO ₄	37	1 mL
CaCl ₂ •2H ₂ O	8	1 mL
MgSO ₄ •4H ₂ O	9	1 mL
Solución de elementos trazas	mg L⁻¹	2 mL
FeCl ₃ •4H ₂ O	1000	
CoCl ₂ •6H ₂ O	1000	
MnCl•4H ₂ O	250	
CuCl ₂ •2H ₂ O	15	
ZnCl ₂	25	
H ₃ BO ₃	25	
(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ •4H ₂ O	45	
Na ₂ SeO ₃ •H ₂ O	50	
NiCl ₂ •6H ₂ O	25	
EDTA	500	
HCl 36%	0,5	
Resazurín	250	
Solución de Sulfuro (Na₂S•9H₂O)	--	0,1 g
Extracto de Levadura	--	0,1 g
Solución de AGV	4,3 g DQO L⁻¹	17,5 mL

Metodología:

1. Marcar el nivel de 500 [mL] con agua destilada en las botellas de ensayo de actividad.
2. Agregar 50 [mL] de agua destilada y añadir las soluciones y compuestos indicados en tabla 3.4.
3. Ajustar pH entre 7,0-7,1 usando soluciones 2 [N] de HCl o NaOH.
4. Inocular una cantidad de lodos tal que quede dentro de la botella una concentración de 1,5 [gssv/L].
5. Ajustar con agua destilada el volumen de líquido de las botellas a 500 [mL].
6. Burbujear con nitrógeno por aproximadamente 3 [min] para así eliminar el contenido de oxígeno que pudiera quedar dentro de la botella (opcional), tapar, sellar.
7. Poner las botellas de ensayo en un baño a 37 °C.
8. Las mediciones de metano generado se realizarán por medio del equipo AMPT II. El cual al final del ensayo entrega un reporte completo de la cinética de producción de metano.

APENDICE F

Determinación de la BMP.

Para poder determinar el potencial de biometanización lo primero que se debe de realizar es una gráfica con el volumen acumulado de metano a lo largo del periodo de análisis y determinar la máxima pendiente de este. La diferencia con la AME es que en este caso no se alimenta con una combinación de ácidos grasos volátiles, sino que con el sustrato en cuestión.

Para poder medir el volumen de biogás generado por cada reactor batch (Botellas de medición) existen dos grandes maneras, la primera es realizar una medición por desplazamiento de líquido (dependiendo el líquido será que se mide si metano o biogás) y la segunda es por uso de un manómetro y se determina la presión ejercida por el gas dentro de la botella que es proporcional a los moles de metano y a la vez al volumen del mismo. En la Figura F.1. Se puede apreciar el volumen de metano acumulado en el tiempo, llegando a un valor medio de 54,8 [mL] de metano.

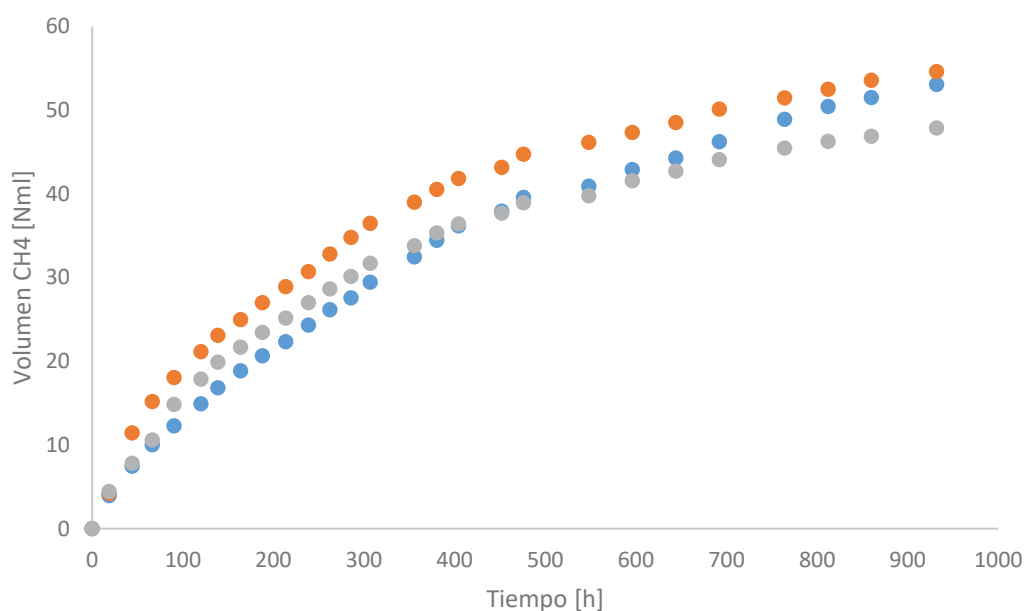


Figura F.1. Grafica de volumen de metano acumulado.

Por medio de la Ecuación F.1 la BMP queda definida como.

$$BMP = \frac{V_{\text{metano acumulado}}}{[SSV] * V_{\text{ensayo}}}$$

Ecuación F.1

Donde

$V_{\text{metano generado}}$: Volumen de metano generado [mL].

[SSV]: Concentracion del inoculo dentro del ensayo $\left[\frac{g}{L}\right]$

V_{ensayo} : Volumen de reaccion [L]

Se sabe que los SSV para la metodología de medición deben de ser 1.5 gSSV/L.

Reemplazando en la ecuación nos entrega el resultado de la BMP de 13,7 [mlCH₄/gSSV]

APENDICE G

Determinación de la AME.

Para poder determinar la actividad metanogénica específica lo primero que se debe de realizar es una gráfica con el volumen acumulado de metano a lo largo del periodo de análisis y determinar la máxima pendiente de este.

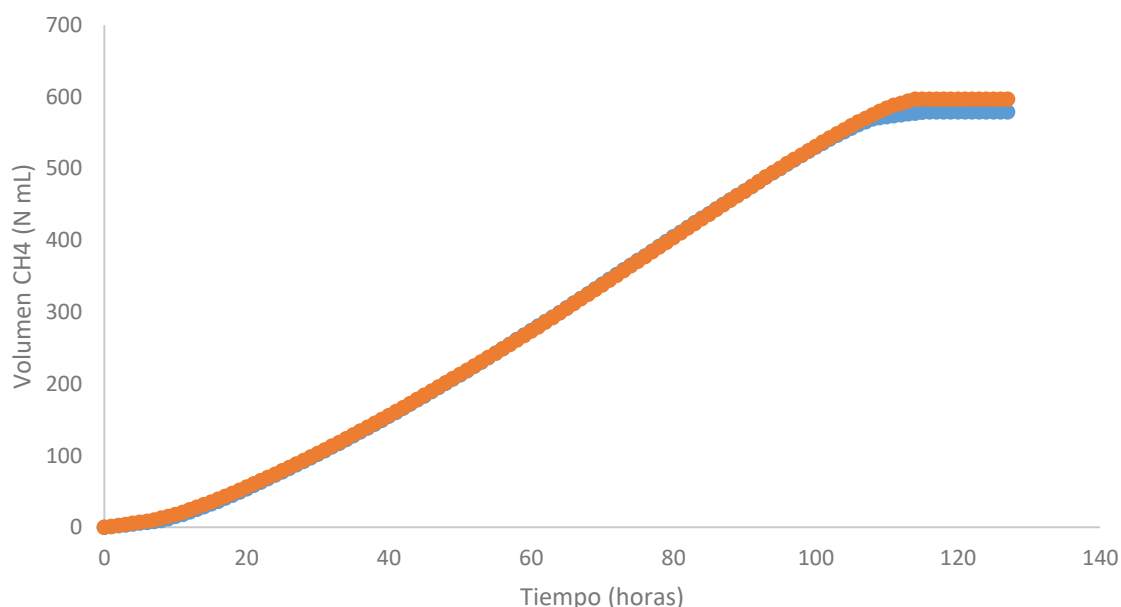


Figura G.1. Volumen de metano acumulado en el tiempo (AME).

Para poder medir el volumen de biogás generado por cada reactor batch (Botellas de medición) existen dos grandes maneras, la primera es realizar una medición por desplazamiento de líquido (dependiendo el líquido será que se mide si metano o biogás) y la segunda es por uso de un manómetro y se determina la presión ejercida por el gas dentro de la botella que es proporcional a los moles de metano y a la vez al volumen del mismo.

En la Figura G.1. Se puede apreciar el volumen de metano acumulado en el tiempo, y la máxima pendiente se da en los primeros puntos. Se puede observar que la máxima pendiente de la gráfica anterior se presenta durante las 40 y 100 [h], por lo que es de aquí donde se calcula la pendiente o máxima velocidad de metano alcanzada.

Una vez listo lo anterior la AME viene definida por la siguiente ecuación.

$$AME = \frac{\text{Metano}_{\text{generado}}}{[\text{SSV}] \cdot V_{\text{ensayo}}}$$

Donde:

Metano_{generado}: Volumen de metano generado $\left[\frac{\text{mLCH}_4}{\text{d}} \right]$.

[SSV]: Concentracion del inculo dentro del ensayo $\left[\frac{\text{g}}{\text{L}} \right]$

V_{ensayo}: Volumen de reaccion [L]

Se sabe que los SSV para la metodología de medición deben de ser 1.5 [gSSV/L].

Reemplazando en la Ecuación G.1 nos estrega el resultado de la AME de 0.54 [gDQO/gSSV·d]

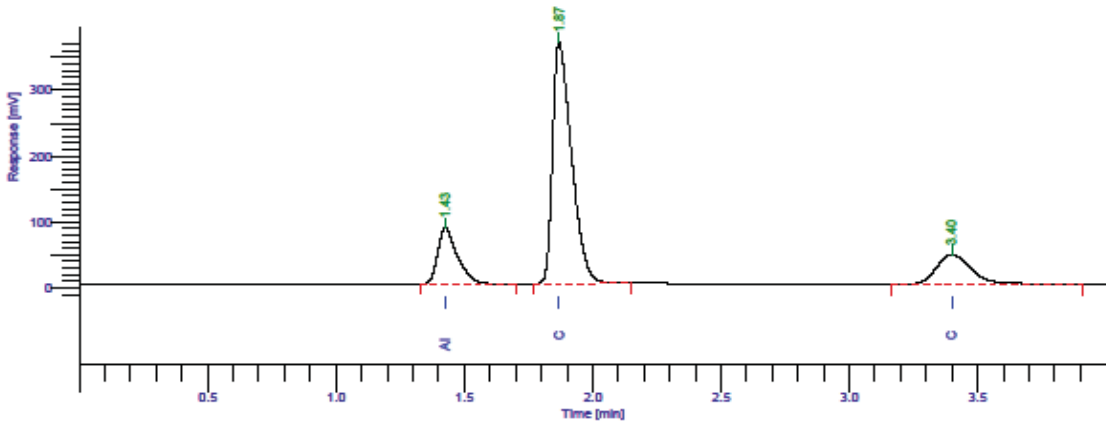
APENDICE H

Composición del biogás medidas en cromatógrafo de gases.

Page 1 of 1

Software Version	: 6.3.2.0646	Date	: 12/15/2016 4:58:21 PM
Sample Name	:	Data Acquisition Time	: 12/15/2016 4:54:42 PM
Instrument Name	: CLARUS TCD	Channel	: B
Rack/Vial	: 0/0	Operator	: CLARUS TCD
Sample Amount	: 1.000000	Dilution Factor	: 1.000000
Cycle	: 9		

Result File : d:\diego maureiral\15.12.16\metano - 009.rst
Sequence File : C:\PenExe\ToWS\Ver6.3.2\Examples\metano_-seq

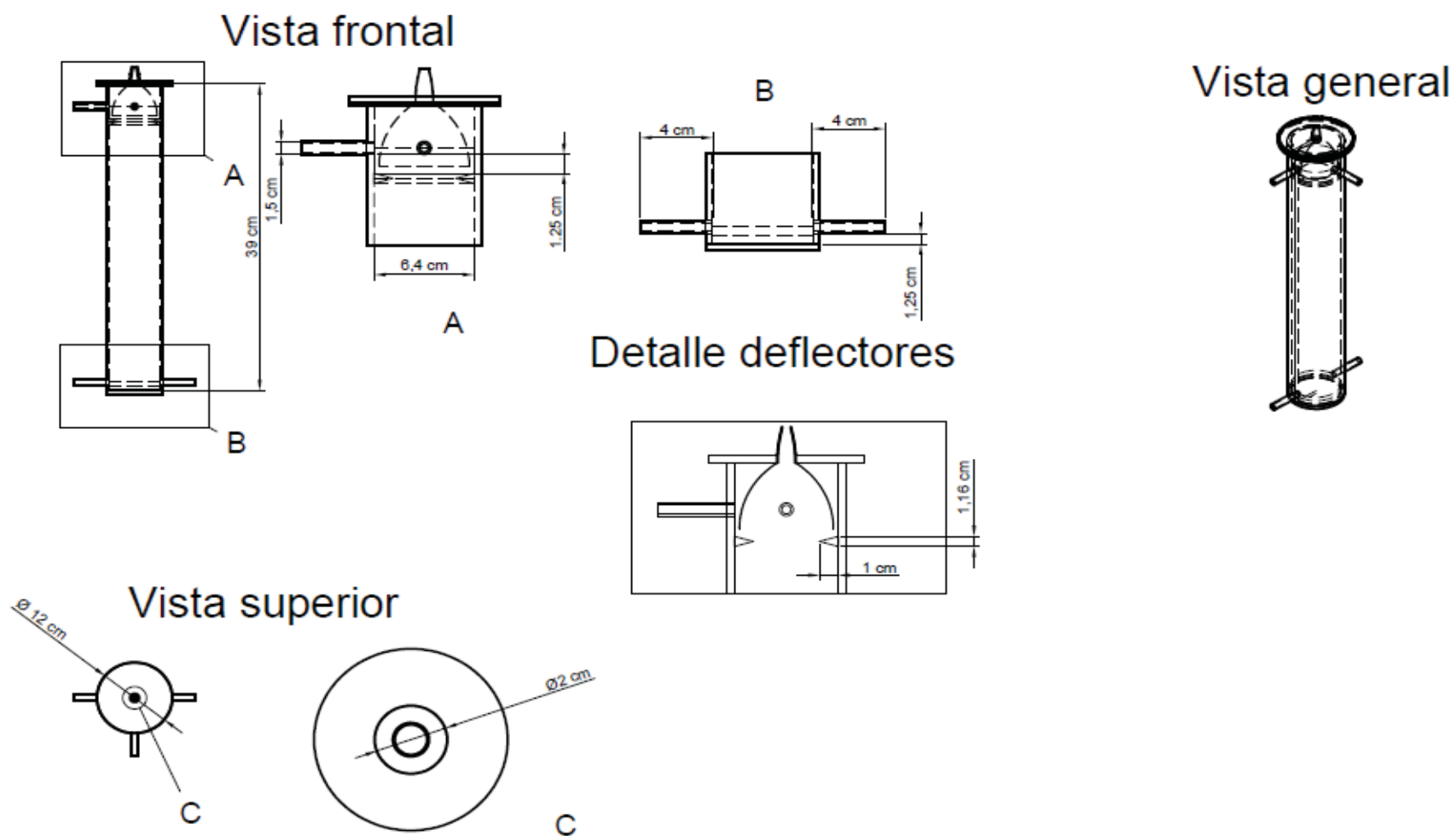


CH4 CO2 TCD					
Peak #	Component Name	Time [min]	Area [uV*sec]	Height [uV]	Area [%]
1	aire	1.426	448186.81	84786.92	16.16
2	CH4	1.870	1889741.92	366533.73	68.14
3	CO2	3.399	435469.09	44902.59	15.70
			2773397.82	496223.24	100.00

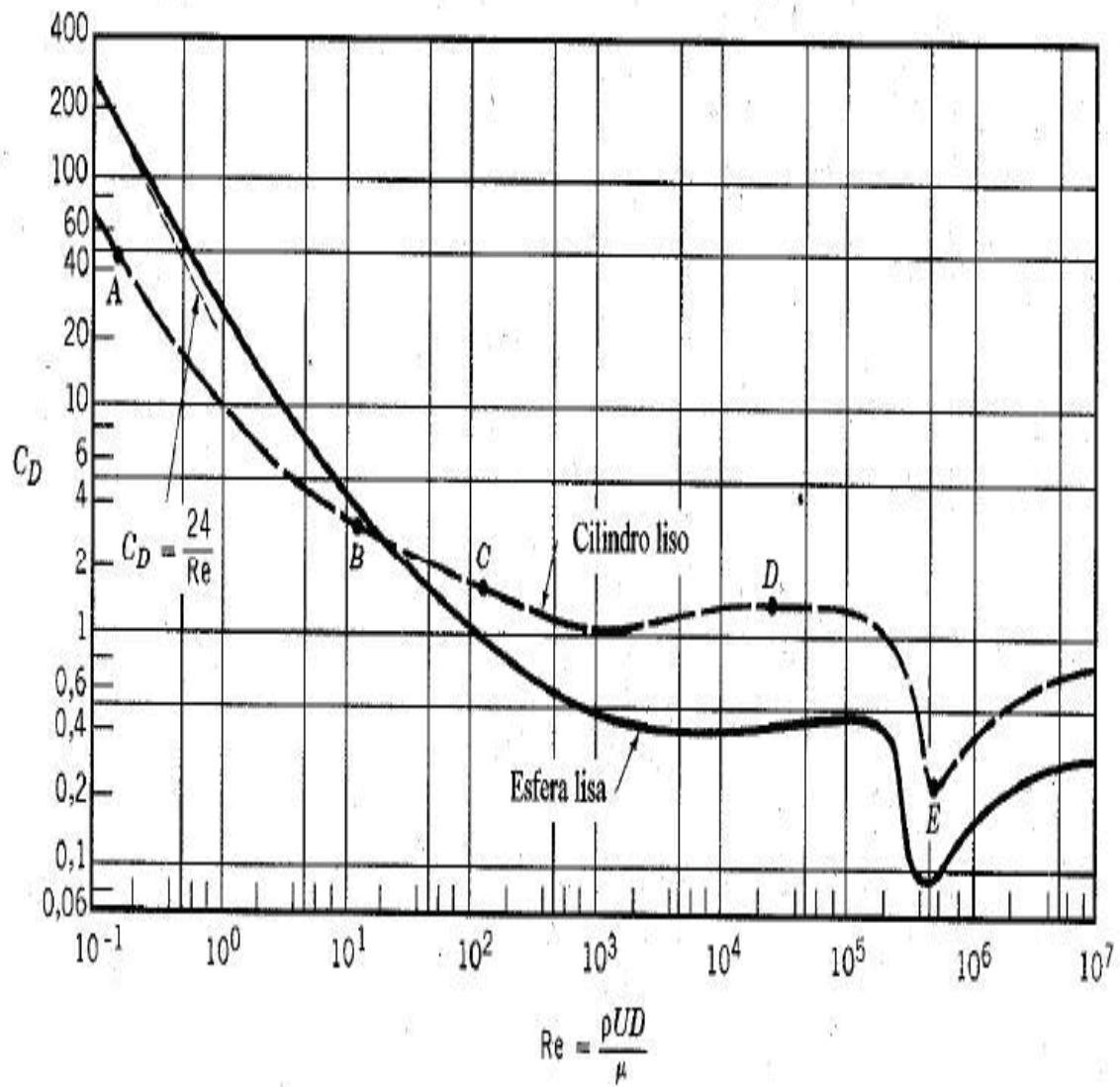
Missing Component Report
Component Expected Retention (Calibration File)
All components were found

APENDICE I

Figura I.1. Planos de diseño reactor UASB escala Laboratorio.

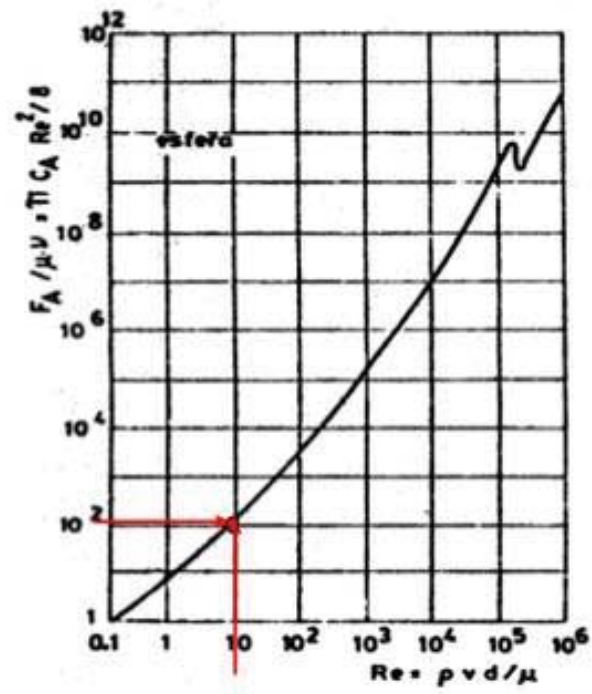


APENDICE J

Figura J.1. Graficas de factor de arrastre C_D vs Re .

APENDICE K

Figura K.1. Grafica de Fuerza de arrastre (F_A) vs Re .



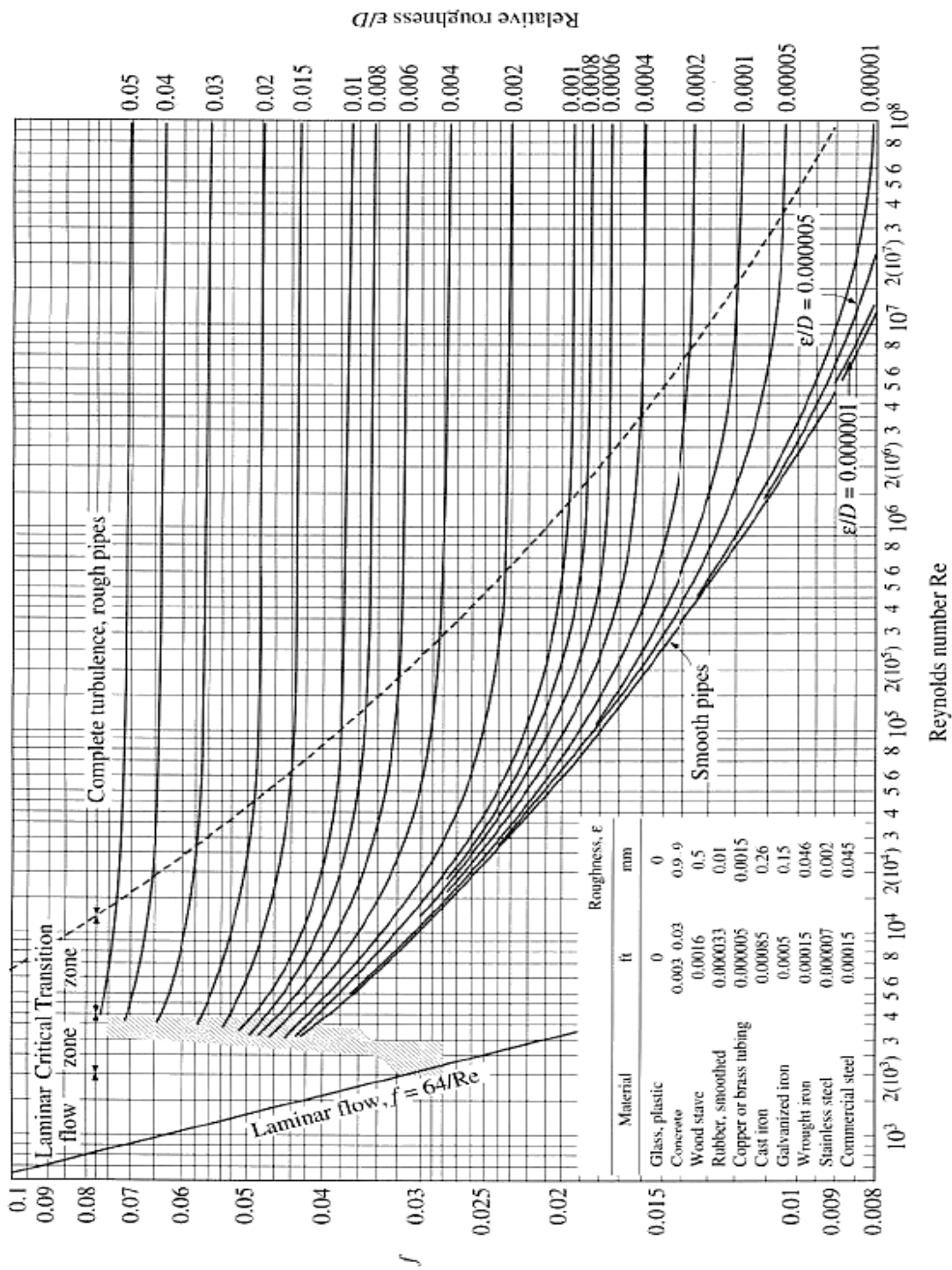
APENDICE L

Figura L.1. Diámetros de cañerías.

Serie Inglesa SDR 26 (11,2 kg/cm ²)			Serie Métrica PN 10		
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Exterior (mm)	Diámetro Interior (mm)	Diámetro Exterior (mm)	Diámetro Interior (mm)	Diámetro Nominal (mm)
1/2	21,3	158	17	20	20
3/4	26,7	23,5	23	25	25
1	33,4	30,4	27,2	32	32
1 1/4	42,2	38,9	36,2	40	40
1 1/2	48,3	43,9	45,2	50	50
2	60,3	55,2	57	63	63
2 1/2	73	66,9	67,8	75	75
3	88,9	81,6	85,7	90	90
4	114,3	105	99,4	110	110
6	168,3	154,5	144,5	160	160
8	219,1	201,3	180,8	200	200
10	273,1	240,9	230,8	250	250
12	323,9	285,8	290,8	315	300

APENDICE M

Figura M.1. Graficas de Moody



APENDICE N

Tabla N.1. Largos equivalentes para distintos accesorios.

Tipo	(L/D) _{eq}
Válvula de globo-abierta por completo	340
Válvula de ángulo abierta por completo	150
Válvula de compuerta-abierta por completo	8
¾ abierta	35
½ abierta	160
¼ abierta	900
Válvula de verificación tipo giratoria	100
Válvula de verificación tipo bola	150
Válvula de mariposa abierta ,por completo (2 a 8 pulg)	45
10 a 14 pulg	35
16 a 24 pulg	25
Válvula de pie tipo disco de vástago	420
Válvula de pie tipo disco de bisagra	75
Codo estándar de 90	30
Codo de 90 de radio largo	20
Codo roscado a 90	50
Codo estándar a 45	16
Codo roscado a 45	26
Vuelta cerrada en retorno	50
Te estándar con flujo directo	20
Con flujo en el ramal	60

Tabla 2. Rugosidad de distintos materiales.

Material	Rugosidad e (m)	Rugosidad e (pie)
Vidrio	Liso	Liso
Plástico	$3,0 \times 10^{-7}$	$1,0 \times 10^{-6}$
Tubo Extruido; cobre latón y acero	$1,5 \times 10^{-6}$	$5,0 \times 10^{-6}$
Acero comercial soldado	$4,6 \times 10^{-5}$	$1,5 \times 10^{-4}$
Hierro galvanizado	$1,5 \times 10^{-4}$	$5,0 \times 10^{-4}$
Hierro dúctil, recubierto	$1,2 \times 10^{-4}$	$4,0 \times 10^{-4}$
Hierro dúctil, no recubierto	$2,4 \times 10^{-4}$	$8,0 \times 10^{-4}$
Concreto bien fabricado	$1,2 \times 10^{-4}$	$4,0 \times 10^{-4}$
Acero remachado	$1,8 \times 10^{-3}$	$6,0 \times 10^{-3}$

APENDICE O

Figura O.1. Graficas factor de corrección ft

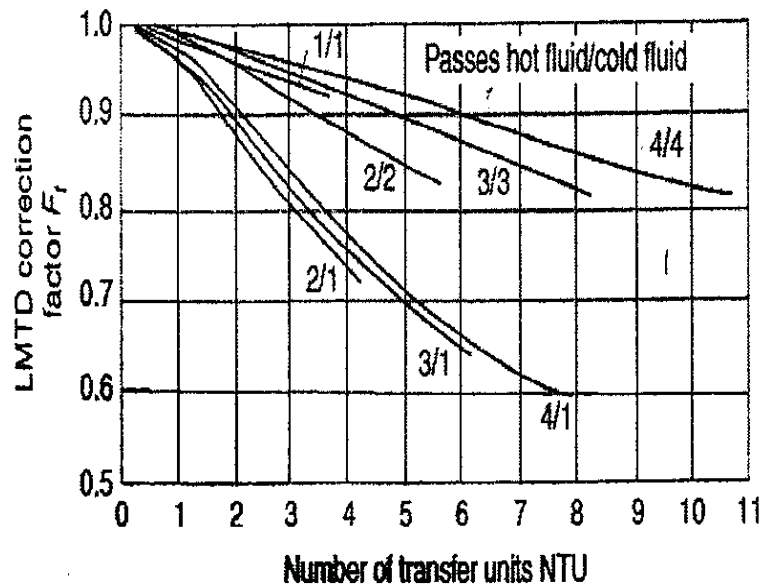


FIGURE 9-21 LMTD correction factor for plate heat exchangers. From J. Marriot, *Chem. Eng.*, April 5 1971. Reproduced with permission.)

APENDICE P

Tabla P.1. Depreciación acelerada método de la suma de dígitos (Reactor + Estanque)

Valor inicial		UF	5.458,24
Periodo	Factor	Depreciación	Valor libro
20	0,0952	520	4.938,41
19	0,0905	494	4.444,56
18	0,0857	468	3.976,72
17	0,0810	442	3.534,86
16	0,0762	416	3.118,99
15	0,0714	390	2.729,12
14	0,0667	364	2.365,24
13	0,0619	338	2.027,35
12	0,0571	312	1.715,45
11	0,0524	286	1.429,54
10	0,0476	260	1.169,62
9	0,0429	234	935,70
8	0,0381	208	727,77
7	0,0333	182	545,82
6	0,0286	156	389,87
5	0,0238	130	259,92
4	0,0190	104	155,95
3	0,0143	78	77,97
2	0,0095	52	25,99
1	0,0048	26	0,00

Tabla P.2. Depreciación acelerada método de la suma de dígitos. (Bombas)

Valor inicial		UF	1467
Periodo	Factor	Depreciación	Valor libro
2	0,6667	979	489,27
1	0,3333	489	-