



UNSAM

UNIVERSIDAD
NACIONAL DE
SAN MARTÍN

Proyecto Final Integrador

Ingeniería Ambiental

“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Autor: Facundo E. Koss

Legajo: CYT-5365

Docentes de cátedra: Ing. Ruth Rodríguez; Ing. Federico Bailat



Resumen Ejecutivo

La cerveza es una de las bebidas alcohólicas de mayor consumo *per cápita* a nivel mundial. Se fabrica a partir de la fermentación con levaduras (*Saccharomyces cerevisiae*) de un mosto azucarado, generado a partir del macerado de cebada malteada (normalmente), y otros adjuntos.

La industria de producción de cerveza, es una de las actividades industriales con mayor consumo y uso de agua. El consumo de agua para una cervecería moderna se encuentra en el rango de 0,4 a 1 m³ por hectolitro (hL) de cerveza producida (Olajire, 2012).

Los granos de cebada malteada usados, también llamado bagazo o BSG, es el primer residuo relevante generado durante la producción. Corresponde a un 85% del total de los residuos y subproductos generados en el proceso de fabricación de cerveza. Normalmente, por cada 100 kg de granos molidos y procesados, son generados de 125 a 130kg de BSG húmedos, conteniendo ente 80 y 85% de humedad. Esta cantidad corresponde a 14-20 kg de BSG por hectolitro de cerveza producido.

El proceso de producción de la cerveza posee un alto consumo de energía. Se estima que del total de la energía consumida, la energía térmica representa el 70% y la energía eléctrica el 30% restante (Energy Usage, GHG Reduction, Efficiency and Load Management Manual, 2015). Aproximadamente se consumen entre 7,5-11,5 kWh/hL de energía eléctrica, y de energía térmica entre 23,6-33 kWh/hL (Funk, 2008).

El tratamiento de los residuos y efluentes generados mediante tecnologías de digestión anaerobia permite no solo alcanzar una estabilización de estos, sino también la generación de biogás. Este puede ser acondicionado para aprovecharse y abastecer parte de los requerimientos energéticos del proceso productivo.

Se desarrolla en este trabajo un sistema de tratamiento el cual combina tecnologías de digestión para los residuos sólidos orgánicos (bagazo) y para los efluentes líquidos. Para los primeros se diseña un reactor de sólidos de tipo “garaje”, mientras que para los efluentes se dimensiona un reactor de tipo “UASB”. El sistema cuenta con unidades para el pretratamiento de los sustratos de la digestión anaerobia. El biogás generado se somete luego a un proceso de purificación y mejoramiento dando como resultado biometano apto para su aprovechamiento energético.



Con un rendimiento esperado para la degradación de la materia orgánica de un 86% se produce un caudal de biogás de $Q_{biogás\ total} = 887 \frac{m^3\ biogas}{d}$ con un contenido de metano de $\%CH_{4\ biogás\ total} = 59\%$. Luego de su mejoramiento el caudal de biometano resultante es de $Q_{biometano} = 522 \frac{m^3}{d}$ con un contenido de metano de $\%CH_{4\ biometano} = 98\%$. Esto representa el abastecimiento de hasta un 69% de los requerimientos de energía térmica del proceso productivo. En términos económicos esto representa mensualmente U\$D9.796

La construcción del sistema de tratamiento diseñado requiere de una inversión inicial de U\$D127.295 (ciento veintisiete mil doscientos noventa y cinco dólares estadounidenses), con un tiempo estimado de construcción e instalación de entre 4 y 6 meses. La superficie necesaria para el emplazamiento del sistema de tratamiento es de 625 m². La operación y mantenimiento del sistema de tratamiento tiene un costo mensual aproximado de U\$D28.628.



Contenidos

Resumen Ejecutivo.....	2
1 Introducción y Objetivos	8
1.1 Introducción.....	8
1.2 Justificación del proyecto	12
1.3 Objetivos	13
2 Relevamiento de información	14
2.1 La cerveza artesanal y su proceso productivo.....	14
2.1.1 Generación de residuos y sus características	24
2.1.2 Consumo de energía.....	30
2.2 La digestión anaerobia	32
2.2.1 Condiciones y parámetros operacionales.....	35
2.2.2 Digestión anaerobia de materiales lignocelulósicos	45
2.2.3 Tecnologías de digestión anaerobia.....	45
3 Estudios preliminares	47
3.1 Relevamiento cervecerías	47
3.2 Caracterización de efluentes y residuos	47
3.3 Marco Legal	49
3.4 Diagnóstico y conclusiones	52
4 Análisis de alternativas.....	53
4.1 Pretratamiento.....	53
4.1.1 Pretratamiento mecánico	53
4.1.2 Pretratamiento térmico	54
4.1.3 Pretratamiento ácido	54
4.2 Tratamiento primario	54
4.2.1 Filtros de bandas a presión	55
4.2.2 Filtros prensa	55



4.2.3	Tornillo prensa horizontal	56
4.3	Tratamiento secundario	56
4.3.1	Sistemas de digestión anaerobia seca	56
4.3.2	Sistemas de digestión anaerobia de carga alta	59
4.4	Definición del sistema de tratamiento	62
5	Memoria descriptiva	66
5.1	Sistema de tratamiento	66
5.2	Cámara de pretratamiento	68
5.3	Separación Sólido-Líquido	68
5.4	Reactor de digestión anaerobia seca	68
5.5	Reactor UASB	69
5.6	Tratamiento y almacenamiento de biogás	69
6	Memoria de cálculos	71
6.1	Desbaste	71
6.2	Cámara de ecualización	72
6.3	Cámara de pretratamiento	74
6.3.1	Pretratamiento ácido	76
6.3.2	Pretratamiento térmico	79
6.3.3	Sistema de mezcla	85
6.4	Separación Sólido-Líquido	93
6.5	Reactor de digestión anaerobia seca	96
6.5.1	Sistema de carga/alimentación	98
6.5.2	Sistema de irrigación/lavado	103
6.6	Reactor UASB	107
6.6.1	Dimensiones y geometría	112
6.6.2	Sistema de distribución	114
6.6.3	Eficiencia de remoción	117
6.6.4	Separador de fases	118



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

6.6.5	Puntos de muestreo	124
6.7	Generación de biogás del sistema	125
6.8	Tratamiento y almacenamiento de biogás	129
6.8.1	Desulfuración	129
6.8.2	Filtración	130
6.8.3	Remoción de CO ₂	133
6.8.4	Acumulación	134
6.8.5	Antorcha.....	136
6.9	Conducción y materiales	137
6.9.1	Sistema de conducción	137
6.9.2	Sistema de impulsión	144
6.9.3	Materiales de construcción de unidades.....	149
7	Recomendaciones generales	152
7.1	Puesta en marcha reactor UASB.....	152
7.2	Producción de lodos.....	154
7.3	Control operacional	156
7.4	Continuación del tratamiento.....	158
8	Cómputo y presupuestos.....	159
8.1	Inversión inicial.....	159
8.2	Operación y mantenimiento.....	161
8.3	Costo total de operación.....	163
8.4	Beneficio por generación de energía.....	164
9	Estudio de impacto ambiental.....	165
9.1	Objetivo.....	165
9.2	Descripción del proyecto	165
9.3	Diagnóstico ambiental	166
9.4	Identificación y evaluación de aspectos e impactos ambientales.....	170
9.5	Plan de Gestión Ambiental	180



9.6	Conclusiones.....	188
10	Planos.....	189
11	Conclusiones finales.....	190
11.1	Conclusiones generales.....	190
11.2	Conclusiones personales.....	191
12	Bibliografía.....	192
13	Anexos.....	197
	Anexo 1.....	197
	Anexo 2.....	199
	Anexo 3.....	201
	Anexo 4.....	203
	Anexo 5.....	205



1 Introducción y Objetivos

1.1 Introducción

La cerveza es una de las bebidas alcohólicas de mayor consumo *per cápita* a nivel mundial. Se fabrica a partir de la fermentación con levaduras (*Saccharomyces cerevisiae*) de un mosto azucarado, generado a partir del macerado de cebada malteada (normalmente), y otros adjuntos.

El proceso de fabricación puede resumirse en los siguientes pasos: macerado, hervor, fermentación/maduración. Para la primera etapa, se muelen los granos de malta (y cereales adjuntos si los hay) y se maceran en agua caliente (65-70°C) en una relación de 2-3 L de agua por kilo de grano. Durante este paso, la maceración, las enzimas propias de la malta convierten el almidón en azúcares, más o menos fermentables según la temperatura a la que se realice esta etapa. Luego de aproximadamente una hora, se separa el grano usado de la solución azucarada generada, llamada mosto.

El mosto se transfiere a la siguiente etapa, el hervor. Aquí se hierve el mosto durante 1-2 horas, y durante este tiempo se agrega lúpulo (cantidad variable con el tipo de cerveza), y en algunos casos otros adjuntos como azúcar. Este paso es importante por varios motivos: para esterilizar el mosto y asegurarse de que ningún organismo interfiera durante la fermentación posterior, coagulación de proteínas que mejoran la estabilidad, y la isomerización de los aceites esenciales aportados por el lúpulo que dan amargor, sabor y aroma característico a la cerveza. Finalizada esta etapa, se enfría el mosto rápidamente típicamente a 18-20°C, aunque esta temperatura depende de la cepa de levadura con la que se realizará la fermentación.

Una vez enfriado, se inocula la levadura. Durante las primeras 24-48 horas la levadura atraviesa la fase de reproducción, donde consume algunos azúcares y todo el oxígeno disuelto presente. Una vez terminado el oxígeno, comienza la etapa fermentativa donde se produce CO₂ y etanol (C₂H₆O) y se consumen los azúcares, casi en su totalidad. Esta etapa puede durar de 5 a 7 días típicamente. En caso de ser necesario, se puede agregar una etapa de maduración, donde la levadura consume algunos otros subproductos de su metabolismo que aportan sabores o aromas que no son deseados. Finalizada esta etapa, se obtiene la cerveza. Luego se siguen distintos procesos donde se acondiciona para su consumo (filtrado, gasificado, embotellado/embarillado). Como en todo proceso productivo, en cada etapa existe generación de desechos. Se detalla más adelante cuales son estos desechos, dónde se generan y en qué cantidades.



La industria de la cerveza artesanal es una actividad que se ha establecido fuertemente a nivel mundial. El término artesanal hace referencia al tamaño de producción, a que se trata de una industria independiente, y a los estilos y formas tradicionales de producción. Nada tiene que ver con la industrialización del proceso de producción y de comercialización. En la siguiente **Tabla 1-1** se muestra la evolución de las cervecerías artesanales en distintos países.

Tabla 1-1. Evolución del número de cervecerías artesanales en distintos países de 1985 a 2015. Fuente: Garavaglia & Swinnen, (2017)

País	Número de cervecerías							
	Año	1985	1990	1995	2000	2005	2010	2015
Australia		3	34	26	43	93	172	358
Canadá							277	610
China							20	46
Alemania ^a		894	867	1005	1024	1062	1112	1148
Alemania ^b		632	639	759	844	894	987	1058
Hungría						90	50	64
Italia			1	7	61	129	313	669
Japón				82	288	237	206	220
Polonia							20	100
Eslovaquia							14	45
España							46	409
EEUU		37	249	998	1469	1591	1756	3490

Como se puede ver en la **Tabla 1-1**, existe una tendencia y cada vez son más la cantidad de cervecerías artesanales. El caso más sobresaliente de este tipo de industrias es Estados Unidos, donde no solo el número de cervecerías es el más alto comparado con el resto de los países, sino también por el volumen de producción de estas cervecerías. Durante la última década, en Argentina está sucediendo un fenómeno similar al que ocurre en el resto de los países. Si bien los niveles de producción y el tamaño de las industrias aún es mucho menor, las proyecciones indican que estas irán en aumento.

Como ocurre con cualquier actividad de producción, los crecimientos en los niveles y volúmenes de producción traen aparejados un aumento en los impactos, además de la aparición de nuevos, a nivel ambiental, socioeconómico, etc. Es imprescindible prever estos impactos, y cuáles son las medidas a adoptar para minimizar al máximo los impactos negativos, sin dejar de lado los impactos positivos buscados.

Durante el proceso de fabricación de cerveza son generados distintos tipos de residuos, tanto sólidos como líquidos. De los residuos generados en la corriente sólida, los principales son el grano usado (en la bibliografía referido como “brewer’s spent grain” o BSG),



levadura usada, y proteínas coaguladas durante el hervor (referido usualmente como “turb”). La generación de estos residuos, expresada cada 100 litros de producto final, es de 14-20 kg/hL, 1,5-3 kg/hL y 0,2-0,4 kg/hL respectivamente (Thiago, Pedro, & Eliana, 2014). En la producción, el BSG es generado durante la etapa de macerado, la levadura usada durante la fermentación, y el “turb” durante el hervor. Dependiendo de cómo este diseñado el proceso a estos pueden agregarse otro tipo de residuos, por ejemplo la filtración con tierra de diatomeas es común en este tipo de industria y puede generarse 0,1-0,2 kg/hL (Thiago et al., 2014). El grano usado o BSG, es el subproducto más abundante en el proceso de fabricación de cerveza, representando alrededor del 85% del total de los subproductos generados (Mussatto, Dragone, & Roberto, 2006).

En cuanto a la corriente líquida, esta es de gran importancia por los grandes volúmenes utilizados en este tipo de industria. El agua representa el principal ingrediente en la producción de cerveza, además de estar presente en prácticamente todas las etapas del proceso (lavado de equipos y establecimiento, enfriado, embotellado y embarrilado, etc.) El volumen de agua necesario para producir cerveza, es varias veces mayor al volumen producido. En promedio se utilizan 6 hL de agua por cada hectolitro de cerveza (Enitan, Adeyemo, Kumari, Swalaha, & Bux, 2015). Durante las etapas de producción, se genera un efluente el cual contiene cantidades residuales de azúcares, sólidos, levaduras, junto a otros componentes. El resto de las operaciones anexas al proceso productivo, generan grandes volúmenes de efluente con altas cargas orgánicas y sólidos suspendidos. Estas características hacen necesario un tratamiento del efluente, previo a ser descargado en un cuerpo receptor (Arantes, Alves, Sequinel, & da Silva, 2017).

La biodigestión anaerobia es un proceso en el cual se utilizan residuos orgánicos como sustrato para el metabolismo de distintas cepas bacterianas, en un ambiente con ausencia de oxígeno. Es un proceso complejo, modulado por varios factores (temperatura, pH, nutrientes, sustancias inhibitorias, etc.), y en el cual interactúan organismos de distintas especies, formando un complejo ecosistema anaerobio (Lee, 2017). A partir de este proceso se logra, no solo una reducción en el volumen y cantidad (en términos de sólidos totales y sólidos volátiles), y estabilización de los residuos orgánicos a disponer, sino también la generación de biogás, el cual puede ser aprovechado como fuente de energía. El biogás se conforma mayormente por metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂), y en menor medida por sustancias como CO, H₂, H₂S, NH₃, N₂, N₂O. Esta composición depende de la composición del sustrato utilizado, y del diseño del sistema de biodigestión.



La digestión anaerobia puede describirse en 4 etapas. La primera etapa, comprende la hidrólisis de compuestos orgánicos complejos de cadena larga (carbohidratos, proteínas, etc.) a moléculas más simples. En la segunda etapa, acidogénesis, los compuestos orgánicos simples son fermentados por enzimas extracelulares, producidas por bacterias fermentativas. De esta etapa se obtienen hidrógeno, dióxido de carbono, acetato, ácidos orgánicos y otros intermediarios. La tercera etapa es la acetogénesis, en la cual los ácidos orgánicos son convertidos a acetato e hidrógeno. Además, una parte del hidrógeno y el dióxido de carbono disponible son convertidos a acetato por bacterias homoacetogénicas. Por último, durante la metanogénesis, distintas bacterias metanogénicas reducen el dióxido de carbono y el acetato para formar metano (Lee, 2017).

Gran cantidad de procesos y tecnologías, y muy bien estudiadas, son aplicadas al tratamiento de efluentes de la industria cervecera. De los tratamientos anaerobios, el sistema más común en cervecerías es el de reactores verticales de tipo UASB (del inglés “Upflow Anaerobic Sludge Blanket”). Otro tipo de sistema aplicado para este tipo de efluente e industria es el de reactor de lecho fluidizado o FBR (del inglés “Fluidized Bed Reactor”) (Arantes et al., 2017). En ambos casos el biogás es colectado por la parte superior del reactor, con estructuras particulares, propias de cada sistema. Si bien es un sistema válido para la estabilización y tratamiento del efluente, la digestión anaerobia posee una limitación para el aprovechamiento energético de este biogás en el mismo proceso productivo, y este es el volumen de efluente generado, que se encuentra directamente relacionado con el volumen de producción. Para este tipo de efluente, la generación de biogás típica se encuentra alrededor de 0,75-1,12 m³ de gas por kg de sólido procesado. Este gas contiene típicamente 55-70% de CH₄ y 30-40% de CO₂, siendo típicamente las características fisicoquímicas del efluente 2000-6000 mg/L de DQO y 500-3000 mg/L de sólidos totales disueltos (Arantes et al., 2017).

De los residuos orgánicos, como se comentó anteriormente, el BSG representa aproximadamente el 85% de los subproductos generados en el proceso productivo. Debido a que este subproducto consiste mayormente de celulosa (16,8-25,4%), hemicelulosa (21,8-28,4%) y lignina (11,9-27,8%), es un sustrato difícilmente degradado en condiciones de anaerobiosis (Panjičko, Zupančič, & Zelić, 2015). Esto es principalmente debido a la presencia de productos de la degradación, como compuestos fenólicos, los cuales causan inhibición en el proceso. Estudios recientes plantean un sistema de dos etapas para la digestión anaerobia del BSG, donde las etapas hidrolítica y metanogénica ocurren de manera separada. Se han reportado valores de producción específica de biogás de 0,4 m³/kg, siendo las características fisicoquímicas del sustrato 211-263 g/kg de sólidos totales, de los cuales el 96,1% son sólidos



volátiles (Panjičko et al., 2017). El BSG es el sustrato más prometedor para la producción de biogás debido a la gran cantidad presente, aproximadamente 17 kg por hectolitro de cerveza producida. Se estima que un proceso semejante puede sustituir hasta el 70% del gas natural requerido por el proceso productivo (Panjičko et al., 2017).

1.2 Justificación del proyecto

La necesidad de realizar un proyecto desde la Ingeniería Ambiental en esta temática puede evidenciarse desde distintos puntos de vista. Por un lado, la producción de cerveza artesanal es una actividad en claro crecimiento en nuestro país, acompañando lo que viene sucediendo en otros países de Europa central y Estados Unidos. Como es de esperarse, un crecimiento en su actividad traerá aparejado un aumento en la generación de efluentes líquidos, residuos sólidos y emisiones gaseosas y su impacto en el medio ambiente.

El efluente líquido generado durante la producción de cerveza debe ser tratado previo a su vertido. Los restos de malta, que representan el residuo sólido más importante, son difícil de degradar debido a su naturaleza. Además, debido al contenido de agua, su transporte resulta muy costoso y poco eficiente. Lo mismo sucede con los restos de levadura. Para el correcto tratamiento y la minimización del impacto ambiental asociados a la actividad productiva, es necesario el diseño, dimensionamiento e instalación de un sistema de tratamiento acorde y eficiente para los residuos generados en las distintas corrientes.

La industria de cerveza posee un alto consumo de energía térmica, la cual es obtenida a partir de la quema de gas natural. Los constantes aumentos en los costos de la energía hacen que esto sea una problemática a observar y analizar. A través de la instalación de un sistema de biodigestión y producción de biogás, estos requerimientos energéticos podrían ser abastecidos en parte de energía renovable, impactando positivamente en los costos para las industrias. Además representaría una disminución en el consumo de fuentes de energía no renovables.

Además de lo argumentado hasta aquí, la decisión de desarrollar un proyecto de ingeniería orientado a la producción de cerveza artesanal se debe a que desde hace varios años realizo esta actividad como emprendimiento personal. Debido a mi formación como Ingeniero Ambiental dediqué especial atención a los impactos ambientales asociados a esta actividad. Con el correr del tiempo conocí muchas personas con emprendimientos propios, de distintas y muy variadas dimensiones, y las preocupaciones sobre esta temática coinciden plenamente.



1.3 Objetivos

El objetivo del proyecto que se propone, es el diseño y dimensionamiento de un sistema de digestión anaerobia que combine el tratamiento de granos de malta usados, el efluente líquido del proceso productivo, y a partir de este tratamiento la generación de biogás.

Esto permitirá, no solo el tratamiento, estabilización y disminución del volumen de los residuos orgánicos a disponer, sino también la generación de energía para el abastecimiento (en parte) del mismo proceso productivo.



2 Relevamiento de información

2.1 La cerveza artesanal y su proceso productivo

La cerveza es una de las bebidas alcohólicas de mayor consumo *per cápita* a nivel mundial. Se fabrica a partir de 4 ingredientes principales: agua, cereal malteado (típicamente cebada), lúpulo y levadura (*Saccharomyces cerevisiae*). Básicamente, el proceso productivo consta de la generación de una solución altamente azucarada a partir del macerado de los cereales malteados, el hervor de esta solución junto con el lúpulo, y finalmente la fermentación en condiciones controladas. Respectivamente, estos pasos son maceración, hervor y fermentación/maduración.

Maceración

En esta etapa se realiza una infusión de cereales malteados, previamente molidos, en agua a una temperatura, comúnmente, entre 65/70°C. Durante este proceso, se produce la conversión enzimática del almidón a azúcares, generando una solución referida en la jerga como “mosto”. Tanto las enzimas como el almidón están contenidos en el grano de cereal, como resultado del proceso de malteado. De los cereales, el más comúnmente malteado es la cebada (*Hordeum vulgare*). Otros cereales como el trigo (*Triticum aestivum*), sorgo (*Sorghum vulgare*), centeno (*Secale cereale*) también son comúnmente malteados, aunque en menor cantidad. Existen distintos tipos de malta según el proceso de malteado, cada uno de estos poseen propiedades características tanto organolépticas como bioquímicas. Según las características buscadas en el producto final, se define una mezcla de tipos de malta a utilizar en el proceso.

Durante el malteado, la cebada (o el cereal correspondiente) atraviesa un proceso de germinación natural incompleta, que involucra una serie de degradaciones enzimáticas del endospermo del grano. Como resultado de esta degradación, las paredes celulares del endospermo son degradadas, y gránulos de almidón son liberados de la matriz en la que se encuentran embebidos. Por lo tanto, el malteado puede definirse como la germinación controlada de cereales, para asegurar determinados cambios físicos y bioquímicos dentro del grano. Tres procesos encadenados son necesarios llevar a cabo para asegurar que estos cambios ocurran: 1) infusión, para asegurar una buena absorción de agua por parte del grano; 2) germinación, para mantener el crecimiento del germen o embrión, síntesis enzimática, y ruptura limitada del endospermo; 3) horneado, para asegurar la estabilidad del producto.

Como resultado del proceso de malteado, se produce un aumento en la actividad enzimática y la ruptura del almidón a azúcares simples, acompañado de la coloración y sabor



característico de cada tipo de malta (Gupta, Abu-Ghannam, & Gallagher, 2010). Variaciones en las diferentes etapas del proceso de malteado, dan como resultado distintos tipos de malta, a partir de un mismo cereal. Por ejemplo, un proceso de horneado de menor tiempo y temperatura da como resultado la malta tipo “Pilsner” o “Pilsen”. Esta es ampliamente usada en gran variedad de estilos de cerveza como base de la mezcla de maltas, debido a su gran poder diastático. En cambio, si se realizan horneados de mayor tiempo y a mayor temperatura, se obtienen maltas tipo caramelo o cristal, las cuales tienen un muy bajo poder diastático, pero aportan directamente azúcares caramelizadas y sus característicos sabores y colores.

Antes de realizar la infusión de la malta en agua es necesario realizar la molienda de esta. Esto se realiza principalmente para aumentar la superficie del grano expuesta al agua, y así maximizar la reacción enzimática sobre el almidón. Esta ocurre en la interfaz, donde la fracción sólida y la líquida se encuentran. Debe considerarse que en este paso existe una relación de compromiso entre la alta disponibilidad del almidón en condiciones de menor tamaño de partícula, y la baja resistencia al flujo en condiciones de mayor tamaño de partícula. Para esto se configura la molienda para que exista una relación determinada entre la cantidad de polvo, grano partido y cascara de grano. Una vez terminada la etapa de macerado y previo a la separación de la solución azucarada de la fracción sólida (granos usados), se realiza un recirculado de la fracción líquida en el compartimiento de macerado. Esto provoca que se acumule la fracción sólida en el fondo del compartimiento, y se forme lo que se conoce comúnmente como “cama de grano”. Esta cama actúa como un filtro natural para evitar que ciertos componentes no solubles del macerado lleguen a la etapa siguiente (hervor), y que aporten sabores indeseados. La cascara de grano tiene un rol fundamental en esto, ya que permite una formación compacta de la cama, pero permitiendo a su vez buenas condiciones de flujo de la fracción líquida. Distintos tipos de grano se comportan distinto durante la molienda, por lo que debe ajustarse las condiciones en las que se realiza la misma, dependiendo de la composición de la mezcla de granos.

Una vez que se tiene la molienda terminada, el siguiente paso es el macerado propiamente dicho. En este paso se realiza la incorporación de la malta molida a un determinado volumen de agua caliente. Usualmente se utiliza un ratio de entre 2,5/3:1 entre litros de agua y kilo de malta. El propósito de esta etapa, es el de hidrolizar tanto almidón como sea posible a azúcares. Además de la temperatura, una variable importante es el pH. Este debe mantenerse en un rango de entre 5,2-5,6. Esto es tanto para fomentar la actividad enzimática, como para evitar la extracción de compuestos indeseados que afecten negativamente las condiciones organolépticas del producto final, como por ejemplo taninos.



Durante el proceso de macerado, el cual dura entre 60 y 120 minutos según el caso, tres procesos deben llevarse a cabo: gelatinización, licuefacción, y sacarificación (Barth, 2013).

Se denomina gelatinización al movimiento de las moléculas de agua dentro de los gránulos de almidón para separarlo. Estos gránulos consisten en cadenas de anillos de glucosa fuertemente empaquetadas. Estas uniones entre cadenas se dan por uniones puente de hidrógeno entre los grupos –OH de anillos de cadenas adyacentes. Al ingresar el agua, se provoca una unión entre grupos –OH de la molécula de agua y de los anillos de glucosa, disgregando los gránulos de almidón. El agua caliente provoca una gelatinización más rápida. La mayoría de los granos utilizados en la producción de cerveza sufren gelatinización por debajo de los 70°C.

Existen dos mecanismos para degradar el almidón a azúcar. Una forma es cortando las cadenas en varios puntos a lo largo de esta, y la otra manera es realizando cortes desde uno de los extremos de la cadena. Ambos mecanismos son reacciones de hidrólisis facilitadas por enzimas. La primer forma, la de cortar en puntos en el medio de la cadena, es facilitada por una enzima llamada α -amilasa. El mecanismo restante es facilitado por la β -amilasa. Estas son las dos enzimas principales involucradas en el proceso de macerado. El proceso de licuefacción es cuando las α -amilasa llevan a cabo la degradación del almidón, produciendo cadenas de anillos de glucosa más solubles y cortas, llamadas dextrinas. Durante el proceso de licuefacción se produce la disolución de carbohidratos provenientes de los granos malteados; incrementa la fracción del grano que se disuelve. Esta fracción se denomina extracto, y se busca que sea lo más alto posible ya que eso significa que puede producirse mayor cantidad de cerveza a partir de una misma cantidad de grano. Es una de las maneras de medir el rendimiento del proceso productivo.

Así como la degradación del almidón es llevada a cabo por las enzimas α -amilasas se denomina licuefacción, cuando esta es llevada a cabo por las β -amilasas se denomina sacarificación. Si el almidón presente atravesó un buen proceso de licuefacción, existirá en solución cantidad suficiente de sustrato para que puedan trabajar las β -amilasas. La importancia de este proceso, es que aumenta la fermentabilidad del mosto. Esto significa que se generan azúcares que pueden ser degradadas por la levadura, más adelante en el proceso productivo. Las levaduras pueden utilizar solamente cadenas muy cortas de anillos de azúcar. Trabajan mejor con cadenas de una a tres azúcares.

La enzima α -amilasa alcanza el 100% de actividad aproximadamente a los 70°C, y la β -amilasa alrededor de los 62°C. Por lo tanto, se decidirá la temperatura a la que se llevara



a cabo el macerado dependiendo lo que se busque en el producto final. Mientras más cerca de los 70°C, menos fermentabilidad y mayor concentración de dextrinas habrá.

Una vez concluida esta etapa, se separa la fracción líquida de la sólida. La fracción líquida, el mosto, continúa al siguiente paso en el proceso productivo que es el hervor. La fracción sólida, los granos de malta usados, se retiran como subproducto y no cumplen ningún otro papel dentro del proceso de producción de cerveza.

Para la separación del mosto, se lleva a cabo lo que se conoce como “lavado de granos”. Lo que se realiza es el rociado con agua tratada, pH entre 5,2 y 5,6 y a 76/80°C, sobre la mezcla del macerado, mientras al mismo tiempo se retira el mosto producido. Para el filtrado se aprovecha tanto la cama de grano generada durante el proceso, más un falso fondo perforado con el que cuentan los contenedores donde se realiza el macerado. En la **Figura 2-1** se puede observar un esquema de una unidad típica de macerado y sus componentes principales.

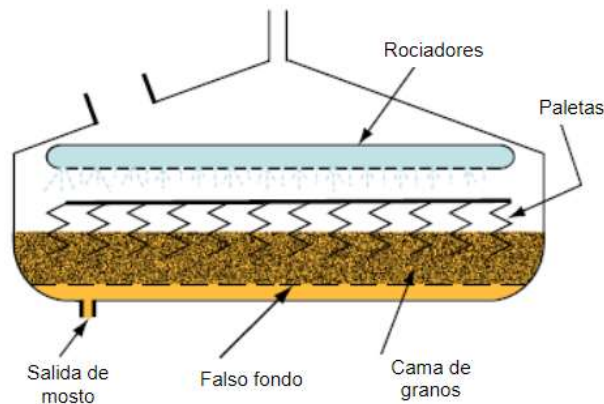


Figura 2-1. Esquema de una unidad de macerado típica (Fuente: Barth, 2013).

Hervor

Una vez finalizada la extracción de mosto de la etapa de macerado, comienza la etapa del hervor. En esta etapa se lleva al mosto a su punto de ebullición, y se mantiene un hervor vigoroso durante 1-2 h, a presión atmosférica. Durante el hervor el lúpulo es agregado para aportar principalmente amargor, aunque también es utilizado para extraer sabores y aromas característicos. Esto dependerá del momento en que se agregue el lúpulo, y el tiempo que este hierva junto con el mosto. Es importante destacar que esta etapa representa aproximadamente la mitad del total de los requerimientos energéticos del proceso productivo.



Muchos cambios ocurren en el mosto durante el proceso de hervor, de los cuales los principales pueden listarse como: 1) inactivación de las enzimas provenientes de la malta; 2) esterilización del mosto; 3) Extracción e isomerización de compuestos derivados del lúpulo; 4) Coagulación de material proteico; 5) Formación de complejos que aportan sabor y color; 6) Formación de compuestos reducidos que aportan al potencial de reducción del mosto, los cuales lo protegen de una posterior oxidación; 7) Reducción del pH; 8) Concentración del mosto por evaporación de agua; 9) Eliminación por evaporación de compuestos volátiles derivados del lúpulo y la malta (Briggs, Boulton, Brookes, & Stevens, 2004).

El lúpulo que se utiliza en la producción de cerveza son los conos femeninos de la planta de lúpulo (*Humulus lupulus*). Pueden usarse los conos directamente, o como es más común, como extracto o en pellets. Históricamente se comenzó a usar en la producción de cerveza por sus propiedades bactericidas y su valor preservativo. Debido al aporte de amargor y de una gran gama de sabores y aromas es que se continuó usándolo hasta la actualidad. Los sabores y aromas característicos del lúpulo tienen su origen en las resinas y aceites esenciales que se encuentran en las glándulas de los conos o flores. Si bien la química de estos aceites y resinas y su transformación durante el hervor es compleja, es necesario destacar que las resinas más importantes son las conocidas como α -ácidos. Durante el hervor la α -ácido son isomerizados a iso- α -ácidos, los cuales son los principales responsables del aporte de amargor característico a la cerveza.

Una vez alcanzados los objetivos y finalizada la etapa de hervor, lo que se obtiene es un mosto traslúcido, con una coloración más oscura que la inicial y totalmente libre de microorganismos. Los pasos siguientes son el rápido enfriado de este y su oxigenación, dejándolo en condiciones óptimas para la inoculación de levaduras y que estas lleven a cabo la fermentación.

El enfriado debe realizarse en poco tiempo y siempre manteniendo las condiciones de asepsia, para detener cualquier reacción química y minimizar las chances de que se produzca el crecimiento de cualquier tipo de microorganismo contaminante. La temperatura a la que se desea llegar es a la cual las levaduras realizaran la fermentación. Dependiendo del tipo, esta puede estar entre 7°C y 20°C. La manera más eficiente de realizar esto es utilizando lo que se conoce como enfriadores de placas en contracorriente. Las cervecerías cuentan con un depósito de un líquido refrigerado. Usualmente se utiliza glicol debido a las bajas temperaturas que este puede alcanzar sin congelarse, además de no ser tóxico en caso que ocurra un derrame accidental. El glicol se hace circular en contracorriente al mosto caliente



dentro del enfriador de placas. El mosto enfriado entra al contenedor donde se realizara la fermentación, y el glicol se recupera regresándolo al depósito para volver a ser enfriado. Para aumentar la eficiencia, puede realizarse esto en dos etapas. Una primera etapa donde el mosto se enfría en contracorriente utilizando agua a temperatura ambiente, y la segunda etapa con glicol. De esta manera se utiliza menos energía en volver a enfriar el glicol una vez que regrese al depósito, además de alcanzar con más facilidad la temperatura buscada en el mosto. Esto se muestra en la siguiente **Figura 2-2**.

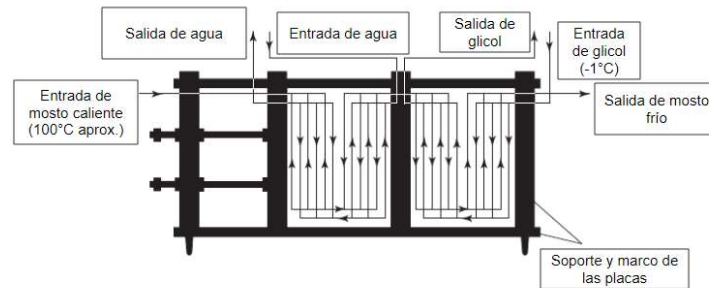


Figura 2-2. Esquema de un enfriador de placas en contracorriente de dos etapas (Fuente: Briggs et al., 2004).

Fermentación y Madurado

Durante la primera etapa de la fermentación, la levadura inoculada debe encontrarse en un mosto rico en oxígeno disuelto. Esto es crucial para que la levadura pueda atravesar la etapa de crecimiento exponencial, y generar una cantidad y calidad de biomasa apta para realizar luego la fermentación del mosto y convertirlo en cerveza. El oxígeno molecular es utilizado por la levadura para la síntesis de esteroides y ácidos grasos insaturados. Estos son componentes esenciales de la membrana celular, y un pre requisito para que la levadura luego pueda desarrollarse en condiciones de anaerobiosis. Para que esto ocurra se debe asegurar la presencia de oxígeno forzando su dilución en el mosto. Normalmente la incorporación de oxígeno se realiza en línea, a la salida de la etapa de enfriado. Esto es para aprovechar las condiciones de temperatura y de turbulencia del flujo y que la disolución de oxígeno en el mosto sea máxima. La oxigenación se realiza buscando obtener una concentración de oxígeno disuelto entre 15-25 mg/L.

Las reacciones bioquímicas que ocurren durante la fermentación representan los efectos acumulados del desarrollo y crecimiento de la levadura en el mosto. La desaparición de nutrientes y la formación de etanol, dióxido de carbono y otros metabolitos, los cuales combinados contribuyen a la cerveza, son todos subproductos del crecimiento de la levadura.



Las cepas de levadura de cerveza (*Saccharomyces cerevisiae*) son heterótrofas, y anaerobias facultativas.

Dependiendo de la disponibilidad de oxígeno, y la concentración y fuente de carbohidratos, el metabolismo puede ser completamente aerobio y oxidativo, o fermentativo. Por lo tanto, la levadura de cerveza tiene un metabolismo relativamente versátil y es capaz de adaptarse a una variedad de condiciones, además, las condiciones del medio en el que se encuentre modularan su fisiología. Los eventos bioquímicos que ocurren durante la fermentación reflejan el genotipo de la cepa de levadura utilizada, y sus expresiones fenotípicas como influencia de la composición del mosto y de las condiciones establecidas en el reactor donde ocurre la fermentación.

Para obtener una fermentación con un desempeño satisfactorio y un producto final de calidad, es necesario elegir una cepa de levadura con un genotipo acorde, y manipular las condiciones para favorecer un comportamiento metabólico apropiado (Briggs et al., 2004). El desarrollo de la levadura en el mosto es un proceso exotérmico. Es por esto que es necesario aplicar sistemas de refrigeración durante la fermentación para disipar el calor, y de esta manera mantener las condiciones establecidas para el adecuado desarrollo de la misma. Este proceso se conoce como fermentación primaria.

La cantidad de carbohidratos que la levadura es capaz de fermentar, y la concentración máxima de etanol que esta puede tolerar están determinadas genéticamente. Estos factores son criterios usados al momento de seleccionar una cepa de levadura. Además de etanol y dióxido de carbono, una gran cantidad de otros metabolitos menores son formados durante el proceso de fermentación. Muchos de estos cumplen un rol importante en la formación de sabores y aromas en el producto final.

El mosto normalmente es inoculado con levadura a una tasa de aproximadamente 1 g peso seco/l, lo que equivale a aproximadamente entre $12-15 \times 10^6$ células/ml. Durante la fermentación la concentración de levadura aumenta cerca de cinco veces. Este proceso es acompañado por la generación de aproximadamente 45 g/l de etanol y 42 g/l de dióxido de carbono (Briggs et al., 2004). Una vez terminada la fermentación es necesario separar la levadura ya inactiva, de la cerveza inmadura (usualmente referida como cerveza “verde”). Esto se facilita tanto por el diseño de los fermentadores como por las características de floculación de la levadura. Es común que la levadura colectada de un fermentador donde culminó la etapa de fermentación, se utilice para inocular un nuevo mosto generado. Esto se puede realizar un número de veces (entre 3 y 5 normalmente) antes de descartar la levadura.



Al finalizar la fermentación primaria, se dice que la cerveza se encuentra inmadura o “verde”. Posee una concentración baja de dióxido de carbono disuelto, se encuentra poco translúcida, y su sabor y aroma tienen una calidad mejor a la esperada en el producto final. Para refinar estos aspectos, la cerveza debe ser madurada o acondicionada. Tradicionalmente, el madurado se realiza aprovechando la pequeña cantidad de levadura remanente en la cerveza.

Algunos grupos de compuestos han sido identificados como cambiantes durante el proceso de madurado, con un consecuente impacto positivo sobre las propiedades organolépticas de la cerveza. Los más importantes son: cetonas, compuestos azufrados, aldehídos, y ácidos grasos volátiles. Estos son detectables a partir de ciertos valores de concentración, con aromas o sabores característicos, todos indeseados en el producto final. Por ejemplo, el compuesto más común dentro de las cetonas es el diacetilo o 2,3-butanodiona, caracterizado por un marcado sabor y aroma a manteca.

Dentro de los aldehídos, el acetaldehído es común y se caracteriza por apreciarse como manzanas verdes o un solvente leve. Estos compuestos son subproductos de la fermentación, y como tales pueden ser reabsorbidos por la levadura durante el madurado, o fermentación secundaria. Se debe mantener la cerveza inmadura a temperaturas cercanas a la de fermentación durante 5-7 días, o hasta que la presencia de este tipo de compuestos resulte imperceptible.

Una vez completada la reabsorción de compuestos indeseados por parte de la levadura, la cerveza se acondiciona en frío, cercano a los 0°C. Esto se realiza para producir la clarificación de la cerveza. El fenómeno ocurre por la sedimentación natural en frío de principalmente proteínas y polifenoles complejos. Si bien no se remueven todos los elementos que aportan a la turbidez en este paso, es importante para que la posterior filtración de la cerveza ocurra sin interrupciones que impacten negativamente al producto final.

El paso siguiente es el de la carbonatación. El dióxido de carbono es un compuesto importante en la cerveza. Aporta a la sensación en boca y se aprecia punzante, característico de los gases ácidos. La concentración de este debe estar controlada para asegurar la elaboración de un producto consistente.

Históricamente, la carbonatación se realizaba aprovechando una vez más el metabolismo de la levadura. Se agregaba una cantidad controlada de azúcar a la cerveza ya madura para “cebar” a las levaduras. Luego la cerveza era embotellada, donde todo el dióxido de carbono producido durante la re-fermentación era solubilizado en la cerveza. Esta técnica sigue siendo utilizada por algunas de las cervecerías más antiguas, provenientes de regiones



de Bélgica, Francia, Holanda y Alemania. Actualmente el proceso más común para esto es forzando dióxido de carbono. En los mismos tanques de madurado, y teniendo en cuenta la ley de solubilidad de gases de Henry, se establece una determinada presión de dióxido de carbono a una determinada temperatura para lograr la concentración del gas disuelto deseada.

El último tratamiento que se le da a la cerveza antes de su envasado es la filtración. Esto implica la clarificación de la cerveza a un estándar aceptable para su comercialización. El proceso involucra la remoción de toda levadura remanente, y de los precipitados de proteínas y polifenoles que no hayan quedado retenidos en el tanque de maduración. Un factor importante es la temperatura. Mientras más baja sea, menor cantidad de compuestos que perdieron solubilidad volverán a solubilizarse en la cerveza, no pudiendo ser retenidas durante la filtración. La cerveza proveniente del madurado debe mantenerse entre -1°C y -2°C durante la filtración. Si este paso se realiza correctamente, las pérdidas de color, amargor, aromas y potencial de formar espuma, serán mínimas. Es importante que durante este paso se evite cualquier tipo de incorporación de oxígeno, ya que este produce la degradación del producto rápidamente. La concentración de oxígeno debe mantenerse menor a $0,01 \text{ mg/L}$ (Briggs et al., 2004). Para esto, todas las tuberías y accesorios por donde circulará cerveza deben ser purgadas de aire antes de que esta pase. Típicamente se inundan las líneas con CO_2 .

Dos tecnologías se utilizan comúnmente para la filtración: filtro de diatomeas y filtro de placas. El primero tiene la desventaja de, debido a la gran superficie de contacto y rugosidad del medio, es difícil de eliminar todo el oxígeno. En la **Figura 2-3** se esquematiza un filtro de placas, que es la tecnología más utilizada. Una vez completada la filtración, se procede al envasado de la cerveza para su comercialización y consumo.

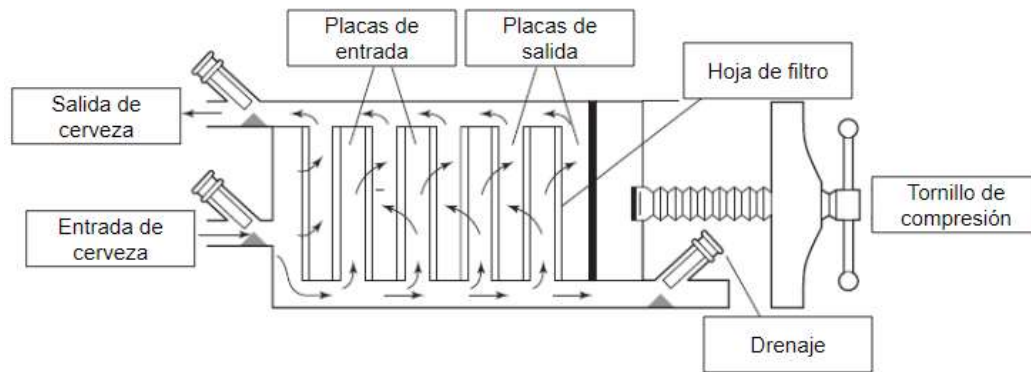


Figura 2-3. Esquema de un filtro de placas y sus partes componentes (Fuente: Briggs et al., 2004).

Para culminar y a modo de resumen, en la siguiente **Figura 2-4** se muestra un diagrama del proceso de producción de cerveza artesanal completo, cuyas etapas fueron descriptas a lo largo de esta sección.

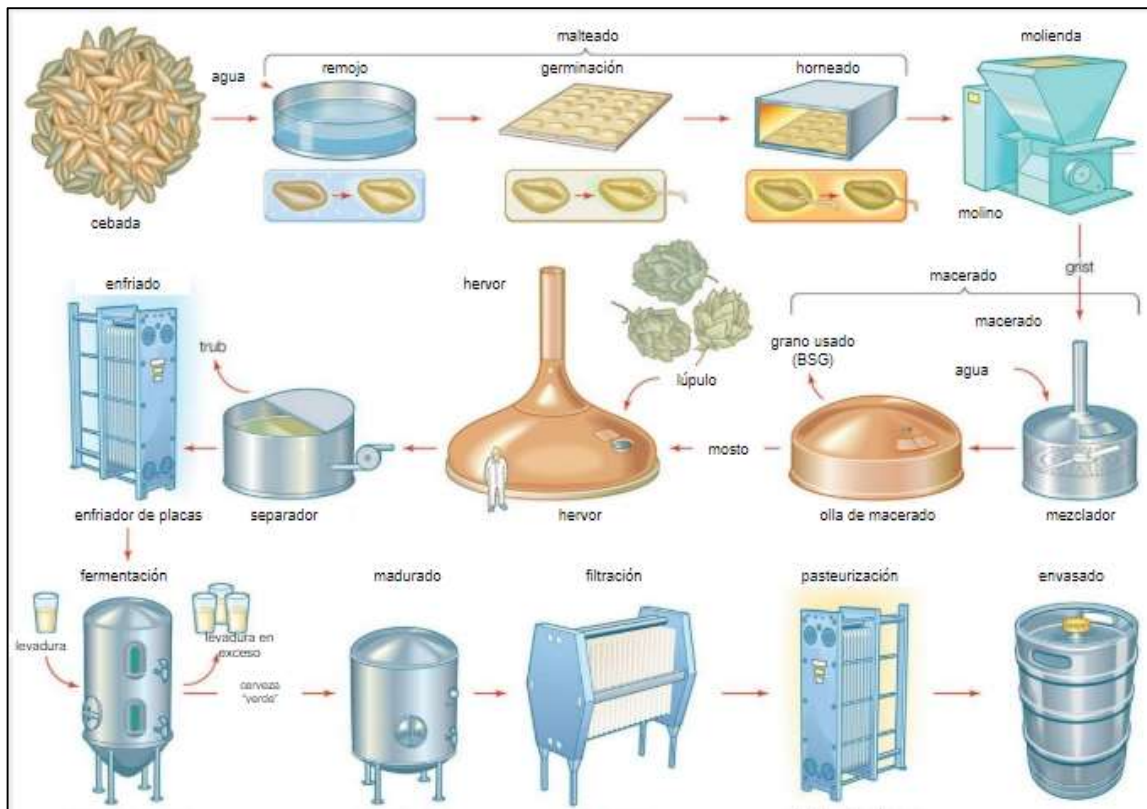


Figura 2-4. Esquema general del proceso productivo de la cerveza artesanal (Fuente: autor desconocido).



2.1.1 Generación de residuos y sus características

La industria de producción de cerveza, es una de las actividades industriales con mayor consumo y uso de agua. A pesar de los avances tecnológicos, esto junto al consumo de energía, generación de efluentes, de subproductos y de residuos sólidos en general continúa siendo un tema de interés y preocupación. El consumo y uso de agua, junto con la generación de efluentes líquidos, pueden ser optimizados a partir de buenas prácticas recomendadas para el sector. Distinto es el caso de los subproductos que son inherentes a la producción. De estos, los más importantes son el grano usado (referido usualmente en la bibliografía como BSG o “brewer’s spent grain”), los excesos de levadura y el turb formado durante el hervor. Si bien usualmente se refiere a estos como subproductos sólidos, todos poseen un alto contenido de agua, entre 80 y 90%, y son responsable de la pérdida de aproximadamente 20 L cada 100 L de agua utilizada durante la producción (Thiago et al., 2014). En la siguiente **Figura 2-5** se muestra un diagrama del proceso de producción de cerveza, y los sitios en donde se generan los residuos y subproductos de mayor relevancia. Tanto en la bibliografía como en la jerga del sector, se denomina “brewhouse” al bloque de cocción propiamente dicho. Este incluye desde la molienda hasta el hervor, y todas las etapas intermedias.

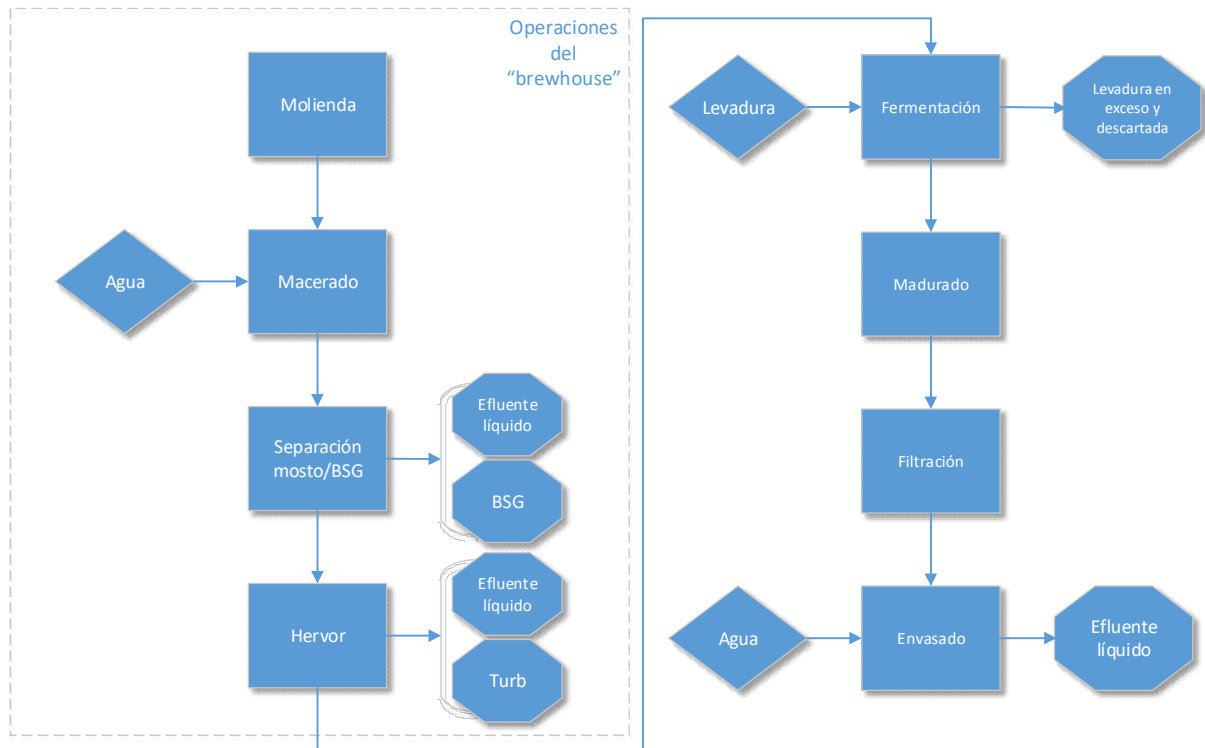


Figura 2-5. Diagrama del proceso de producción de cerveza y los sitios relevantes de generación de residuos y subproductos (Fuente: Elaboración propia).

Como se menciona al inicio de esta sección, la industria cervecera es una de las actividades de mayor consumo y uso de agua. No solo debido a que el producto final está compuesto aproximadamente en un 95% de agua, sino por la cantidad utilizada de la misma en las distintas etapas del proceso de producción.

En cuanto a las características del agua a utilizar, normalmente suele decirse que cualquier agua que se encuentre apta para el consumo humano puede utilizarse para producir cerveza. Si bien esto es cierto, la composición del agua en cuanto a ciertos iones importantes afecta notablemente tanto al rendimiento en la producción, como a las propiedades organolépticas del producto final. Los parámetros con los que normalmente se trabaja son alcalinidad, $[Ca^{+2}]$, $[Mg^{+2}]$, $[SO_4^{-2}]$, $[Na^+]$ y $[Cl^-]$. Históricamente, las cervecerías se instalaban en sitios donde el abastecimiento de agua desde afluentes naturales se encuentre asegurado. Debido al impedimento de realizar grandes modificaciones en la composición del agua, las cervecerías se especializaban en estilos para los cuales el agua con la que disponían se adecuaba mejor.



En la actualidad, las cervecerías con filtros de ósmosis inversa. En función del estilo que deseen producir, se realiza el agregado de sales para alcanzar las concentraciones deseadas de los iones previamente mencionados. Esto es importante tener en cuenta, ya que el descarte o concentrado de los filtros de ósmosis inversa forma parte del efluente líquido de estas industrias. El consumo de agua para una cervecería moderna se encuentra en el rango de 0,4 a 1 m³/hL de cerveza producida (Olajire, 2012).

El consumo depende de muchos factores, tales como el tipo de cerveza producida, tamaño del bloque de cocción, el formato de envasado (el embotellado consume más agua que el embotellado), del sistema de lavado de envases. Dependiendo del clima de la región donde se encuentre, el consumo de agua en el sistema de enfriado varía notablemente. En la siguiente **Tabla 2-1** el consumo de agua específico para las diferentes operaciones del proceso productivo.

Tabla 2-1. Consumo específico de agua por operación (Olajire, 2012).

Operación	Consumo específico de agua [m ³ /hL de cerveza producida]
Brewhouse	0,1-0,2
Madurado en frío	0,1-0,2
Fermentación	0,04-0,08
Almacenamiento	0,01-0,06
Filtración	0,01-0,08
Embotellado	0,09-0,1
Embotellado	0,01-0,1
Operaciones varias	0,03-0,4
Total	0,4-1,3

El efluente líquido generado durante la producción, es probablemente el residuo generado de mayor relevancia en cuanto a cantidad. Típicamente, una cervecería descarga como efluente entre el 70 y 80% del agua que ingresa en algún punto del proceso. Nuevamente, las condiciones y las tecnologías aplicadas afectan notablemente este valor. Teniendo en cuenta la relación entre litros de agua consumidos por litro de cerveza producida, se estima que se emiten como efluente líquido, por litro de cerveza producida, entre 1,3 y 2 litros menos de lo que ingresó al proceso (Water and Wastewater: Treatment/Volume Reduction Manual, 2013).



En cuanto a las características del efluente líquido, normalmente posee un contenido alto de materia orgánica, no es tóxico, no suele contener cantidades apreciables de metales pesados, y es fácilmente biodegradable. La carga contaminante del efluente de cervecería está compuesta principalmente por materia orgánica proveniente de actividades de proceso. Aporta a esto también la descarga a la línea de efluente líquido el mosto “débil”, de baja densidad y los residuos de cerveza. Las principales fuentes de cerveza residual son los tanques de proceso, filtros, cañerías, pérdidas en el área de envasado.

Los niveles de nitrógeno y fósforo son dependientes de las materias primas utilizadas, y la cantidad de levadura presente en el efluente. La concentración de nitrógeno usualmente se encuentra en el rango de 30-100 g N/m³. Este proviene principalmente de la malta y los adjuntos. El fósforo proviene principalmente de los agentes de limpieza utilizados. La concentración es variable, pero suele encontrarse en el rango de 30-100 g P/m³. En la siguiente **Tabla 2-2** se presenta la caracterización en rangos típicos del efluente líquido sin tratar. Los rangos son amplios debido a que, como ya se dijo, dependen del tamaño de la producción, tecnologías aplicadas y buenas prácticas.

Tabla 2-2. Rangos típicos de efluente líquido de la producción de cerveza sin tratar (Water and Wastewater: Treatment/Volume Reduction Manual, 2013).

Parámetros	Rangos típicos
Relación consumo de agua/cerveza	4-10 litro/litro
Relación generación de efluente/cerveza	1,3-2 litro/litro menos que relación consumo de agua/cerveza
DBO	600-5000 ppm
DQO	1800-5500 ppm
Nitrógeno	30-100 ppm
Fósforo	30-100 ppm
pH	3-12
Sólidos suspendidos totales	200-1500 ppm

Por otro lado, en la siguiente **Tabla 2-3** se presentan las características principales del efluente líquido generado en operaciones específicas dentro del proceso productivo. En general, en las operaciones que poseen valores altos de DBO o sólidos suspendidos (SS), se genera un caudal pequeño.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Tabla 2-3. Características del efluente líquido generado en distintas operaciones del proceso productivo (Water and Wastewater: Treatment/Volume Reduction Manual, 2013).

Fuente	Operación	Características
Unidad de infusión	Enjuague	Celulosa, azúcares, aminoácidos, 3000 ppm DBO.
Unidad de macerado	Enjuague	Celulosa, azúcares, BSG, 3000 ppm SS, 10000 ppm DBO.
BSG	“Lavado” de grano	Celulosa, compuestos nitrogenados, 30000 ppm SS, hasta 100000 ppm DBO.
Unidad de hervor	Enjuague	Residuos nitrogenados, 2000 DBO
Separación mosto/turb	Enjuague	Proteínas, mosto, 35000 ppm SS, 85000 ppm DBO.
Fermentadores	Enjuague	Levadura, 6000 ppm SS, hasta 100000 ppm DBO.
Tanques de almacenamiento	Enjuague	Cerveza, levadura, proteínas, 4000 ppm SS, 80000 ppm DBO.
Filtración	Limpieza, inicio y fin, pérdidas	60000 ppm SS, cerveza, levadura, proteínas, hasta 135000 ppm DBO.
Derrames de cerveza	-	1000 ppm DBO
Lavador de botellas	Descargas durante operación	pH alto, valores altos de SS y DBO
Lavador de barriles	Descargas durante operación	400 ppm SS, DBO alta
Varios	-	Valores variados de pH debido a los agentes químicos utilizados.

Como se menciona anteriormente, durante el hervor se produce, entre otras reacciones, la formación de lo que se conoce como “turb”. Durante este paso, el mosto rico en nitrógeno pierde parte de este compuesto (aproximadamente un 6%) debido a la formación y decantación del turb. Este resulta de la coagulación de principalmente proteínas de alto peso molecular; la exposición a la temperatura del hervor hace que estas proteínas se desnaturalicen, perdiendo solubilidad. Sin embargo, otras sustancias o compuestos pueden estar presentes en el turb debido a la formación de complejos, o por efecto de adhesión y arrastre durante la deposición del mismo. Además de las reacciones de coagulación, la presencia de cationes en el mosto, particularmente el Ca^{2+} , puede influenciar en la neutralización de cargas negativas de proteínas y péptidos, promoviendo la formación de



complejos. Los compuestos de lúpulo que no son solubilizados también precipitarán durante el hervor (Thiago et al., 2014).

En general, la composición promedio del turb (en base seca) puede describirse como: proteínas (50-70%), sustancias no isomerizadas provenientes del lúpulo (10-20%), polifenoles (5-10%), carbohidratos (4-8%), minerales (3-5%), ácidos grasos (1-2%) (Thiago et al., 2014). Puede alcanzar valores de DBO de hasta 110000 mg/kg de trub húmedo (Olajire, 2012). Se forman en general entre 0,2-0,4 kg de turb (80-90% humedad) por cada hectolitro de cerveza producida. Una vez terminada la etapa de hervor, el mosto debe ser separado de este residuo debido a que tiene varios efectos negativos sobre el producto, como: deposición en y obstrucción de tuberías y equipos, cambios en el pH, reducción de la disponibilidad de nutrientes por efecto quelato, menor estabilidad coloidal, sobrecarga en la filtración, sabores indeseados, etc.

Durante la fermentación, la levadura inoculada tiende a multiplicarse de 3 a 5 veces, especialmente durante las primeras horas, cuando la concentración de oxígeno disuelto en el reactor es alta. En esta etapa, la levadura obtiene energía suficiente de la ruta metabólica aerobia para poder reproducirse. Al finalizar la fermentación, la levadura se inactiva y sedimenta naturalmente al fondo del reactor. Este es el momento donde puede ser recolectada. Es una práctica común que parte de lo que se recolecta se reutilice para inocular un nuevo batch. El número de veces que esto puede realizarse va a depender de la especie levadura, tipo de cerveza a producir, la “salud” de las levaduras a re-inocular, la cantidad de extracto del mosto a fermentar. Normalmente se realiza esto de 3 hasta 10 veces, siempre y cuando no se vean afectada ni comprometida la calidad sensorial del producto final.

Aquella levadura que no puede volver a utilizarse se descarta, siendo este el segundo residuo sólido en importancia en cuanto a la cantidad generada. En general, la masa de levadura descartada puede ser entre 1,5 y 3 kg, conteniendo entre 85 y 90% de humedad, cada 100 litros de cerveza producida. En cuanto a la composición de esta (en base seca), se encuentra compuesta principalmente por proteínas (30-60%), carbohidratos (35-45%), minerales (5-7,5%) y lípidos (4-6%) (Thiago et al., 2014).

Los granos de malta usados, también llamado bagazo o BSG, es el primer residuo relevante generado durante la producción. Este es un residuo de gran valor nutricional y es el residuo sólido que se produce en mayor cantidad. Corresponde a un 85% del total de los residuos y subproductos generados en el proceso de fabricación de cerveza. Normalmente, por cada 100 kg de granos molidos y procesados, son generados de 125 a 130kg de BSG húmedos, conteniendo entre 80 y 85% de humedad. Esta cantidad corresponde a 14-20 kg de



BSG por hectolitro de cerveza producido. La composición del BSG puede encontrarse entre 15-26,2% de proteínas y 70% de fibras. Estas últimas pueden dividirse en 3 fracciones: celulosa (15,5-25%), hemicelulosa (28-35%), y lignina (3,9-10%), cenizas (2,5-4,5%) (Thiago et al., 2014). Posee una concentración de sólidos totales (TS) entre 200-300 g/kg. De estos, en promedio un 95% corresponden a sólidos volátiles. Los valores de carbono orgánico total (TOC) se encuentra en el rango de 65-70% de TS (Panjičko et al., 2017).

En la siguiente **Tabla 2-4** se muestra la caracterización de los 3 principales subproductos sólidos descritos durante esta sección. Cabe aclarar que este estudio se realizó sobre los residuos generados en una cervecería de gran escala en particular. Los residuos fueron colectados inmediatamente después de su generación en las distintas etapas del proceso, y acondicionados para su posterior análisis. Estos valores se muestran para ejemplificar y observar las características que pueden esperarse para estos tipos de residuos.

Tabla 2-4. Caracterización de los residuos sólidos principales generados en el proceso productivo de cerveza (Mathias, Alexandre, Cammarota, de Mello, & Sérvulo, 2015).

Residuo / Parámetro	BSG	Trub	Levadura
Humedad (%)	82,6	86,9	86
Cenizas (% base seca)	3,8	2	5,9
TOC (% base seca)	52,3	50,5	45,6
tN (% base seca)	4,3	8	9,1
tP (% base seca)	26,9	48,8	45,6
C/N	12,1	6,3	5,1
pH	5,4	4,6	5,9
DQO (mg/g)	1092	1450	1308
sDQO (mg/g)	44	252	366

2.1.2 Consumo de energía

El proceso de producción de la cerveza posee un alto consumo de energía, especialmente en el bloque de operaciones definido anteriormente como “brewhouse”. El consumo de energía de una cervecería depende de su tamaño, localización, y el tipo de producto final. La energía utilizada consta principalmente de dos tipos, energía térmica proveniente de la quema de gas natural, y energía eléctrica. Dentro del proceso productivo, las operaciones del *brewhouse* son las más demandantes en términos de energía térmica,



donde el macerado y la etapa de hervor son las de mayor consumo. En el caso de la energía eléctrica, el mayor consumo se observa en la refrigeración, acción que toma lugar dentro de las operaciones de fermentación, madurado, y almacenamiento. También cabe mencionar la etapa de filtración, donde se realiza intensivamente el bombeo de la cerveza a través de los filtros.

En las siguientes **Figuras 2-6 y 2-7** se muestra el consumo tanto de energía eléctrica como térmica por cada operación o acción dentro del proceso productivo. Se estima que del total de la energía consumida, la energía térmica representa el 70% (Energy Usage, GHG Reduction, Efficiency and Load Management Manual, 2015). Tal y como ocurre con la generación de efluentes líquidos, el uso de nuevas tecnologías asociadas a los procesos, y la implementación de buenas prácticas recomendadas para el sector, puede traer consigo una reducción sustancial en el uso de energía de una cervecería. Debido a los altos costos asociados al consumo energético, la eficiencia energética es un tópico de gran interés para el sector, no solo en Argentina sino a nivel mundial.

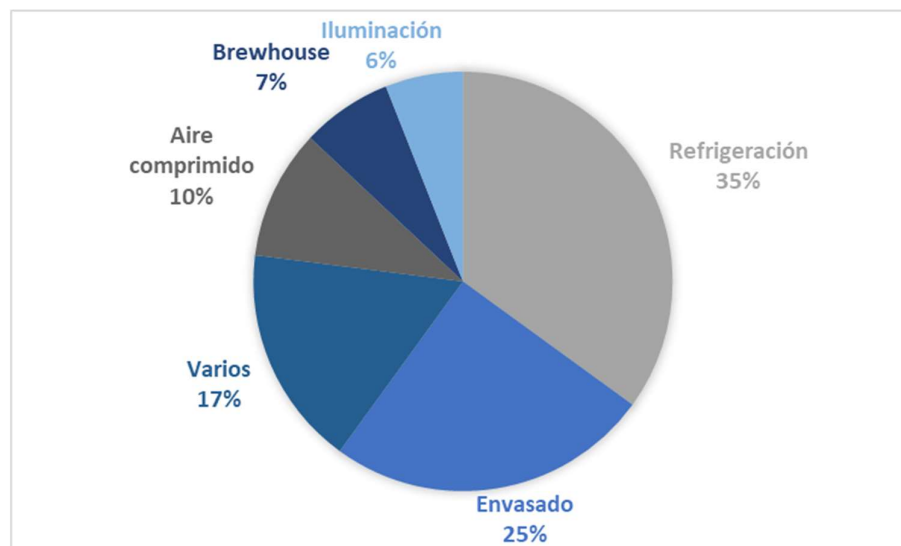


Figura 2-6. Consumo de energía eléctrica por proceso o acción (Fuente: Elaboración propia según Energy Usage, GHG Reduction, Efficiency and Load Management Manual, 2015).

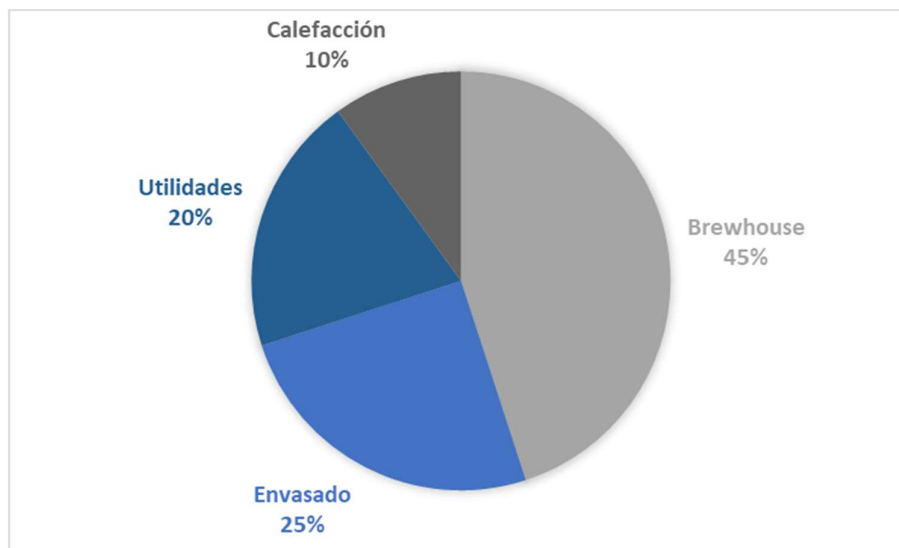


Figura 2-7. Consumo de energía térmica por proceso o acción (Fuente: Elaboración propia según Energy Usage, GHG Reduction, Efficiency and Load Management Manual, 2015).

En cuanto al consumo de energía relativo a la producción de cerveza, se estima que se consumen de energía eléctrica entre 7,5-11,5 kWh/hL, y de energía térmica entre 23,6-33 kWh/hL (Funk, 2008).

2.2 La digestión anaerobia

El proceso de digestión anaerobia y sus mecanismos, es complejo debido a la variedad de rutas metabólicas disponibles para una comunidad bacteriana anaerobia. Durante estos procesos, se produce la degradación de materia orgánica compleja, dando como resultado un digestato estabilizado, nuevo material celular, y un biogás compuesto mayormente por CH₄ y CO₂.

Se puede describir este proceso a través de 4 etapas componentes: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Estas etapas se encuentran concatenadas, y el proceso solo ocurre eficientemente si las tasas de degradación de todas estas son iguales. Si la primera etapa es inhibida, entonces los sustratos para las etapas siguientes estarán limitados y el proceso se verá interrumpido (Gerardi, 2003a). A continuación en la **Figura 2-8** se presentan las rutas metabólicas implicadas en este proceso. Se muestra el porcentaje de DQO convertido a través de cada ruta metabólica.

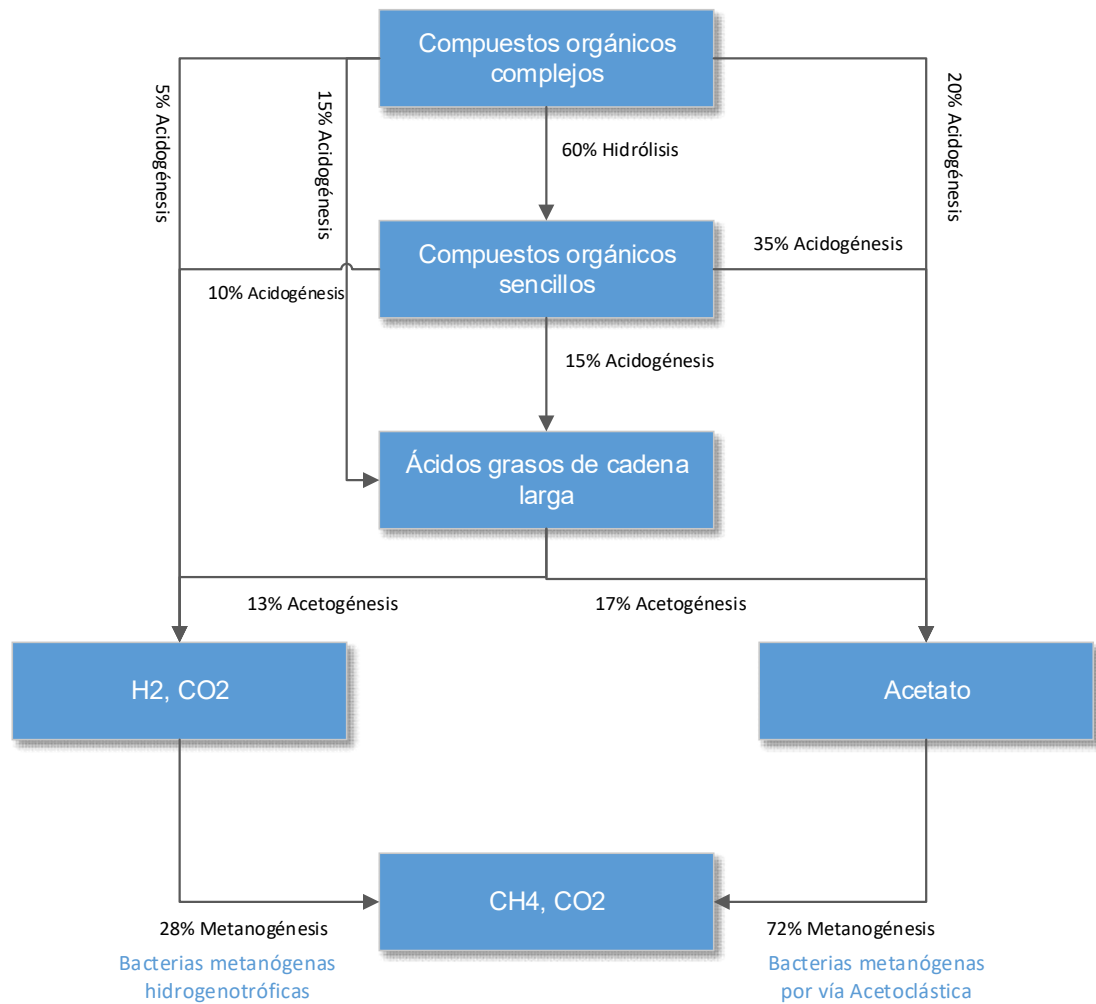


Figura 2-8. Rutas metabólicas del proceso de degradación anaeróbica. Los porcentajes representan la conversión de DQO (Fuente: Lee, 2017).

Hidrólisis

Durante la etapa de hidrólisis se produce la conversión de compuestos orgánicos complejos a moléculas más pequeñas, sencillas y capaces de ser utilizadas como fuente de energía. Proteínas biopoliméricas, carbohidratos, y lípidos son hidrolizados a aminoácidos, azúcares simples, y ácidos grasos respectivamente por enzimas extracelulares. De los polímeros mencionados, el almidón y la celulosa son los más importantes. La hidrólisis de polisacáridos, como hemicelulosa o pectina, dan como resultados azúcares hexosas y pentosas. El almidón es degradado más rápidamente que la celulosa en condiciones de anaerobiosis. De los lípidos degradados por hidrólisis, el 4-5% es incorporado como lípidos en la biomasa de la comunidad bacteriana. Las grasas neutras son hidrolizadas a ácidos grasos de cadena larga y glicerol (Lee, 2017).



Acidogénesis

Los productos finales de la etapa de hidrólisis, durante esta etapa serán convertidos en ácidos volátiles de cadena corta, como ácido acético. El producto final de la etapa de acidogénesis dependerá tanto de los sustratos iniciales como de las condiciones ambientales, especialmente la presión parcial de hidrógeno. Bajas presiones parciales favorecen la formación de acetato, CO₂ e hidrógeno acuoso. En cambio, presiones parciales altas favorecen la formación de ácidos orgánicos de gran tamaño, lactato y etanol.

Acetogénesis

En esta tercera etapa participan dos grupos bacteriales: acetógenas formadoras de hidrógeno, y homoacetógenas (consumidores de hidrógeno). Mientras que los primeros se encargan de catabolizar ácidos orgánicos, alcoholes y ciertos compuestos aromáticos a acetato y CO₂, las bacterias homoacetógenas utilizan hidrogeno y dióxido de carbono para formar acetato. El CO₂ puede ser reducido por H₂ para producir acetato, y ser utilizado a continuación durante la etapa de metanogénesis. Ácidos grasos de cadena corta también son producidos a partir de hidrógeno y dióxido de carbono.

Metanogénesis

En esta etapa, el metano es formado principalmente por acetato, dióxido de carbono e hidrogeno. Por lo tanto, todos los productos fermentables deben ser convertidos a compuestos que pueden ser usados, directa o indirectamente, por las bacterias metanogénicas.

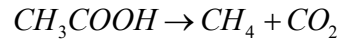
Las bacterias metanogénicas se clasifican como Archaeobacteria, dado que tienen características que las distinguen de las Eubacterias. Estas son 1) pared celular no rígida, 2) producción de metano como desecho metabólico, 3) coenzimas especializadas. Estas coenzimas son, la coenzima M, y las F42 y F430. La coenzima M se utiliza para reducir el dióxido de carbono a metano (Gerardi, 2003a). La composición única de su pared celular, hace que estas bacterias sean sensibles a muchos tipos de ácidos grasos. Son los únicos organismos capaces de formar metano. Se caracterizan según su estructura, utilización de sustrato, tipo de enzima producida y rango de temperatura de crecimiento.

Obtienen energía para reproducción y actividad celular de la degradación de un número relativamente pequeño de sustratos simples. Estos incluyen hidrogeno, compuestos de un carbono, y compuestos de dos carbonos, como el acetato. Los compuestos de un carbono incluyen metanol, dióxido y monóxido de carbono, metilamina. Los sustratos más conocidos son el hidrogeno y el acetato. El acetato comúnmente es dividido para formar

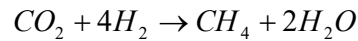


metano (**Ecuación 2-1**), mientras que el hidrogeno se combina con el dióxido de carbono para formar metano (**Ecuación 2-2**). La división del acetato se conoce como escisión acetoclástica.

Ecuación 2-1. Reacción de formación del metano.



Ecuación 2-2. Reacción de formación de metano a partir del hidrógeno.



A pesar de que la formación de metano a partir de hidrogeno es un proceso más efectivo en términos de energía capturada por las metanogénicas, menos del 30% del metano producido en un digestor ocurre por este método. Aproximadamente el 70% de la producción de metano proviene del acetato. Esto es por la limitada cantidad de hidrogeno disponible en los biodigestores.

La reproducción de las bacterias metanogénicas es muy lenta. Esto se debe a la pequeña cantidad de energía obtenida del limitado número de sustratos posibles de digerir. Una cantidad considerable de sustrato es necesario fermentar por las bacterias metanogénicas para que puedan duplicar su población (en términos de crecimiento es poco). Esta es la razón por la que los biodigestores anaerobios producen una pequeña cantidad de barro (biomasa de desecho).

Los tiempos de reproducción o tiempos de generación rondan entre los 3 días a 35°C a 50 días a 10°C. Debido a estos largos periodos requeridos para la reproducción, tiempos de retención altos son necesarios para la degradación de los compuestos orgánicos. Por lo menos 12 días son necesarios para obtener una población de bacterias metanogénicas considerables (Gerardi, 2003).

2.2.1 Condiciones y parámetros operacionales

Las bacterias metanogénicas obtienen poca energía de la degradación de ácidos volátiles. La mayoría de esta energía es transferida al metano. Debido a la poca energía aprovechada por las bacterias metanogénicas, la tasa de crecimiento es restringida, y por lo tanto la cantidad de sustrato utilizada por organismo es alta. Si el sustrato que alimenta el digestor es mayormente poco degradable, la hidrólisis será el paso limitante de la velocidad.

Las bacterias metanogénicas son anaerobias estrictas y extremadamente sensibles a los cambios en la alcalinidad, temperatura y pH. Además de estas condiciones, deben monitorearse composición de gas, tiempo de retención hidráulico, potencial de óxido-



reducción (ORP), y las concentraciones de ácidos volátiles. Debido a la gran cantidad de indicadores que deben ser monitoreados, los procesos de control son complejos. Además, se complejiza debido a la gran variedad de organismos presentes en el digestor, los cuales tienen diferentes valores o rangos de condiciones operacionales. A continuación, en la siguiente **Tabla 2-5**, se resumen las condiciones operacionales para una actividad aceptable de las bacterias metanogénicas y producción de metano.

Tabla 2-5. Condiciones operacionales para una actividad aceptable de bacterias metanogénicas y producción de metano (Gerardi, 2003).

Parámetro	Rango óptimo
Alcalinidad (mg/L de CaCO ₃)	1500-3000
Metano (% volumen)	65-70
Dióxido de carbono (% volumen)	30-35
Tiempo de retención hidráulico (días)	10-15
pH	6.8-7.2
Temperatura mesofílica	30-35 °C
Temperatura termofílica	50-56 °C
Ácidos volátiles (mg/L de ácido acético)	50-500

Tiempos de retención

Existe dos tiempos de retención importantes en un digestor, el tiempo de retención de sólidos (SRT) y el hidráulico (HRT). El SRT es el tiempo promedio que las bacterias pasan dentro del digestor. El HRT es el tiempo que pasa dentro del digestor el efluente. Si no hay recirculado de biomasa, SRT y HRT son iguales. Si hay recirculación, las diferencias pueden ser significativas.

Debido a que el tiempo necesario para duplicar la población de bacterias metanogénicas es mucho mayor al de las facultativas, típicamente el SRT de un digestor anaerobio debe ser mayor a 12 días. No se recomiendan valores menores a los 10 días. Esto indica el SRT es de mucha mayor importancia que el HRT. El SRT no es afectado por la naturaleza del sustrato, a menos que presente cierta toxicidad para la población bacteriana. En la siguiente **Tabla 2-6**, se muestran los tiempos necesarios para que diferentes poblaciones bacterianas dupliquen su tamaño.



Tabla 2-6. Tiempos de generación aproximados para distintos grupos bacterianos (Gerardi, 2003).

Población bacteriana	Función	Tiempo de generación aproximado
Organótrofos aerobios	Formación de “flocs” y degradación de compuestos orgánicos solubles.	15-30 minutos
Organótrofos anaerobios facultativos	Formación de “flocs”, degradación de compuestos orgánicos solubles, hidrólisis.	15-30 minutos
Bacterias nitrificantes	Oxidación de NH_4^+ y NO_2^- .	2-3 días
Bacterias metanogénicas	Producción de metano.	3-30 días

Valores altos de SRT son ventajosos para un digester anaerobio. Maximiza la capacidad de remoción, reduce el volumen requerido de reactor, aporta capacidad buffer, permite aclimatación biológica a compuestos tóxicos. Valores altos de SRT pueden ser alcanzados mediante dos medidas, aumentando el volumen del digester, o aumentando la concentración de bacterias.

La conversión de sólidos volátiles a compuestos gaseosos en el digester se controla mediante el HRT. El diseño del HRT es función de la disposición final del sustrato digerido. Los valores de HRT afectan a la tasa y a la cantidad de metano generado. De todas las condiciones operacionales, HRT es quizás la más importante en términos de conversión de sólidos volátiles a compuestos gaseosos.

Temperatura

Una temperatura aceptable y uniforme debe ser mantenida dentro del digester para evitar localización de bajas temperaturas y la generación de actividad bacteriana indeseada. Pequeñas variaciones en la temperatura afectar a prácticamente toda actividad biológica, y puede resultar incluso en la inhibición de algunas bacterias anaerobias, incluidas las metanogénicas. Una condición de mezcla adecuada evita la localización de bajas temperaturas.

La mayoría de las bacterias metanogénicas tienen dos rangos de temperatura donde están activas. Estos rangos son entre 30 y 35°C, y 50 a 60°C. A temperaturas entre 40 y 50°C las bacterias metanogénicas son inhibidas. La performance de los digestores comienza a flaquear hacia los 42°C. Esto se debe a la transición de los organismos mesófilos a termófilos. La mayoría de las bacterias metanogénicas son mesófilas.



La digestión anaerobia y la producción de metano en plantas de tratamiento de efluentes municipales, se trabaja en el rango de las bacterias mesófilas, con un óptimo de 35°C.

Cuando la temperatura del digestor cae de los 32°C debe prestarse especial atención a la relación ácidos volátiles-alcalinidad. La formación de ácidos volátiles continua incluso a temperaturas bajas, pero la producción de metano decae. Por lo tanto, 32°C es el mínimo de temperatura que se puede mantener.

Debido a los cambios en la temperatura ambiente, las tasas de digestión varían con la estacionalidad. Debido al decaimiento de la temperatura el SRT es mayor, usualmente mayor a 12 semanas. Mientras mayor sea la temperatura, mayor es la destrucción de sólidos volátiles y la producción de metano.

A pesar de que un 25 a 50% más de actividad ocurre en digestores termófilos que en mesófilos, hay muchas características microbiológicas asociadas a los termófilos anaerobios estrictos. Estas son 1) bajo crecimiento bacteriano, 2) aumento de la tasa de mortalidad endógena, 3) la falta de diversidad en la población de anaerobios. Estas características son responsables de, 1) altos valores de ácidos volátiles residuales, 2) tratamiento inconsistente del sustrato. Debido a la sensibilidad de los termófilos anaerobios a los cambios de temperatura, estos deben ser graduales y menores a 1°C por día, y de 2-3°C por día para los mesófilos. La temperatura influye además a los organismos acidógenos.

El efecto de la temperatura durante la hidrólisis no es muy grande. Bacterias hidrolíticas no son tan sensibles a la temperatura como las acetogénicas o metanogénicas.

Debido al impacto de la temperatura en la actividad enzimática, el SRT debe aumentar mientras caiga la temperatura. Debido al tiempo de reproducción de las metanogénicas, la aclimatación debe suceder lentamente.

Nutrientes

Los nutrientes inorgánicos críticos en la conversión de acetato a metano, el paso limitante del proceso, son los macronutrientes nitrógeno y fósforo, y los micronutrientes hierro, cobalto, níquel, y sulfuro. Los requerimientos de macronutrientes son mucho más bajos que los de los procesos de tratamiento aerobio. Esto se debe a la baja tasa de reproducción de las bacterias anaerobias, frente a las aerobias, durante la degradación de igual cantidad de sustrato. El nitrógeno y el fósforo, se ponen a disposición de las bacterias en forma de



nitrógeno amoniacal y fosforo orto fosfato. Como todo nutriente, solo están disponibles si están en solución.

La cantidad de macronutrientes necesaria para satisfacer la actividad anaerobia y mantener una performance aceptable del biodigestor se puede conocer por dos vías. El primero, se puede calcular la cantidad que debe estar presente en la alimentación, y si es necesario agregarlos. La segunda, concentraciones adecuadas de los nutrientes deben encontrarse en el efluente del digestor. Si esto no se encuentra, se agregan los nutrientes.

Debido a que el ensayo de DBO se realiza en un tiempo mucho menor al SRT, este valor subestima la demanda de oxígeno para degradar la muestra. Además, la digestión ocurre en condiciones de anaerobiosis, sin oxígeno. Estos motivos, hacen que se use el valor de DQO para la caracterización de la carga orgánica de la muestra.

La relación de macronutrientes con el valor de DQO varía notablemente dependiendo de los valores de tasa de carga orgánica. Generalmente, DQO/N/P de 1000:7:1 y 350:7:1 son valores usados para desechos de alta carga orgánica, y bajas tasas de carga respectivamente. Una relación de C/N de 25:1 es recomendada para una producción de gas óptima. Para estos valores, se asume que el nitrógeno es un 12% del peso seco de la biomasa y el fosforo un 2%.

Debido a los complejos enzimáticos únicos de las bacterias metanogénicas, estas poseen requerimientos de micronutrientes distintos a los de otras bacterias, especialmente de cobalto, hierro, níquel y sulfuro.

La incorporación de micronutrientes en los sistemas enzimáticos es esencial para asegurar la degradación del sustrato, y el buen funcionamiento del digestor. Cobalto, hierro, níquel y sulfuro son nutrientes obligatorios, ya que son requeridos por las bacterias metanogénicas para la conversión de acetato a metano. Otros pueden ser el selenio, tungsteno, molibdeno. Los efectos de deficiencia en los micronutrientes pueden confundirse con los de toxicidad. El efluente del digestor debe ser analizado para asegurarse la presencia de estos nutrientes. Estos ayudan a minimizar los posibles problemas por la acumulación de ácidos grasos volátiles.

Las bacterias metanogénicas son capaces de recolectar los nutrientes a partir de la secreción de una mucosa extracelular. Esto además le permite la recolección y almacenamiento de una cantidad de nutrientes mayor a la necesaria.



En caso de ser necesario el agregado de micronutrientes a un digestor, extracto de levadura puede usarse. Contiene minerales, aminoácidos, vitaminas. Se recomienda agregar 1.5 kg/m³.

El cobalto se usa como un activador de sistemas enzimáticos en las metanogénicas. Proveen una conversión más eficiente de acetato.

Es difícil para las anaerobias en general la asimilación de hierro. Para poder hacerlo debe estar en solución. Esto no siempre ocurre en el medio en el que se encuentran las metanogénicas.

El níquel es un requerimiento único de las metanogénicas. La enzima F430 contiene níquel. El agregado de níquel aumenta la tasa de utilización de acetato.

El sulfuro es la principal fuente de azufre para las bacterias. Para poder entrar a la célula debe existir en su forma no ionizada, sulfuro de hidrogeno. Esto ocurre en rangos de pH entre 6.8 y 6.9.

Alcalinidad y pH

La alcalinidad sirve de buffer para evitar cambios repentinos en el pH. La actividad enzimática y la performance del reactor son funciones del pH. La mayoría de las bacterias anaerobias, incluidas las metanogénicas, trabajan bien en un rango de pH de entre 6.8 y 7.2.

El pH en un digestor inicialmente caerá con la producción de ácidos volátiles. Sin embargo, mientras las bacterias metanogénicas los consuman y produzcan alcalinidad, el pH irá en aumento y se estabilizará. Para HRT mayores a 5 días, las bacterias metanogénicas ya estarán consumiendo rápidamente los ácidos volátiles. El pH de un sistema anaerobio se ve significativamente afectado por el contenido de dióxido de carbono en el biogás.

La estabilidad en un digestor es alcanzada por concentraciones altas de alcalinidad. Un decaimiento de esta por debajo de los valores normales de operación se utiliza como indicador de una falla próxima. Una disminución en la alcalinidad puede ocurrir por, 1) acumulación de ácidos orgánicos por una falla en la conversión de estos por parte de las metanogénicas, 2) una descarga de ácidos orgánicos al digestor, 3) la presencia de algún agente inhibitorio para las metanogénicas. Un descenso de la alcalinidad usualmente precede a cambios rápidos en el pH.

La composición y concentración del sustrato con el que se alimenta el digestor influencia directamente a la alcalinidad dentro de este. Por ejemplo, grandes cantidades de



desechos proteicos son asociados con concentraciones relativamente altas de alcalinidad. Esto es por la liberación de grupos amino y la producción de amoníaco a medida que estos desechos son degradados.

La alcalinidad está presente principalmente en forma de bicarbonatos, que están en equilibrio con el dióxido de carbono a un determinado pH. Cuando se degradan compuestos orgánicos, se libera CO₂. Cuando se degradan aminoácidos y proteínas, CO₂ y amoníaco son liberados.

La degradación de compuestos orgánicos produce ácidos orgánicos que destruyen la alcalinidad. De la degradación de glucosa, se forma acetato. Este destruye la alcalinidad, y esta no retorna hasta que la fermentación metanogénica ocurre.

Aunque la eficiencia del digestor es satisfactoria en pH entre 6.8 y 7.2, es ideal cuando se encuentra en el rango entre 7.0 y 7.2. Por debajo de 6 y sobre 8, son valores restrictivos y de alguna manera tóxicos para las metanogénicas.

Toxicidad

A pesar de que existen valores guía y rango de valores a partir de los cuales compuestos orgánicos e inorgánicos provocan toxicidad, las bacterias metanogénicas usualmente pueden tolerar valores mayores por la capacidad de aclimatación a estos desechos. Cuando se intenta determinar valores de toxicidad para compuestos específicos, el valor tóxico se determina por diferentes factores. Estos son, 1) la habilidad de la bacteria para adaptarse a una concentración constante del contaminante, 2) la ausencia o presencia de otros compuestos tóxicos, 3) cambios en las condiciones operacionales.

La toxicidad puede ser aguda o crónica. Las poblaciones bacterianas se pueden aclimatar en condiciones de toxicidad crónica por dos medios. Primero, pueden restaurar los sistemas enzimáticos dañados para ajustarse a los desechos tóxicos, o para degradar compuestos orgánicos tóxicos. Segundo, pueden crecer a una población relativamente mayor para ser capaces de desarrollar sistemas enzimáticos necesarios para degradar compuestos orgánicos tóxicos. El tiempo de toxicidad crónica está determinado por 1) el tiempo de contacto entre el compuesto tóxico y las bacterias, 2) la relación entre compuesto tóxico y la población bacteriana.

Indicadores de toxicidad pueden ser la desaparición de hidrógeno, desaparición de metano, disminución en alcalinidad y/o pH, aumento en la concentración de ácidos volátiles.

Toxicidad por amoníaco



El nitrógeno amoniacal ($\text{NH}_4^+\text{-N}$) o iones amonio (NH_4^+), formas reducidas del nitrógeno, pueden ser transferidos al digester o pueden ser producidos durante la degradación anaerobia de compuestos como proteínas o aminoácidos. El nitrógeno reducido existe en dos formas, el ion amonio o el amoniaco no ionizado (NH_3). Los efectos de estos en el digester pueden ser tanto positivos como negativos. Los iones amonio son usados por las bacterias como fuente de nitrógeno, mientras que el amoniaco libre es toxico.

Tabla 2-7. Efectos del nitrógeno amoniacal/amoniaco en un digester anaerobio (Gerardi, 2003b).

Concentraciones de $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ [mg/L]	Efecto
50-200	Beneficioso
200-1000	Sin efecto adverso
1500-3000	Inhibitorio a pH >7

La concentración de cada especie de nitrógeno reducido esta modelada por el pH. Con el aumento del pH, aumenta la cantidad de amoniaco libre. Con reducción de pH, la cantidad de iones amonio aumenta. A pH 7, el amoniaco libre es aproximadamente 0.5% del total de nitrógeno reducido. Los efectos tóxicos del amoniaco libre, al igual que los del ácido cianhídrico y el sulfuro de hidrogeno, están determinados por el pH dentro del digester. Todos son tóxicos en sus especies no disociadas, NH_3 , HCN , H_2S . El efecto del pH sobre el amoniaco es directo; con pH creciente el amoniaco se produce en grandes cantidades. Para el ácido cianhídrico y el sulfuro de hidrogeno es indirecto; son producidos en grandes cantidades con pH decreciente. A pesar de que las bacterias metanogénicas pueden aclimatarse al amoniaco libre, si no están aclimatadas estas pueden ser inhibidas a concentraciones mayores de 50 mg/L (Gerardi, 2003).

Si las bacterias metanogénicas no pueden ser aclimatadas, se puede disminuir el pH del digester o diluir la alimentación de este para prevenir la toxicidad por amoniaco. A concentraciones mayores de 1500 mg/L y pH alto, puede producirse la falla del digester. A concentraciones mayores a 3000 mg/L, el amoniaco es lo suficientemente toxico para hacer fallar al biodigester. La inhibición por amoniaco puede auto corregirse. Debido a la inhibición de las bacterias metanogénicas, aumentara la concentración de ácidos volátiles. Esto provocara la caída del pH, y esto a su vez convertirá gran parte del amoniaco libre en iones amonio. La disminución en la producción de metano es un indicador de toxicidad por amoniaco (Gerardi, 2003).

Toxicidad por sulfuro de hidrógeno (H_2S)



Las células bacterianas necesitan azufre como un nutriente para crecimiento y satisfacen esta necesidad asimilando sulfuro soluble (HS^-). Sin embargo, concentraciones altas de sulfuro o sulfuro de hidrogeno causan toxicidad.

El sulfuro de hidrogeno es uno de los compuestos más tóxicos para los digestores anaerobios. Las bacterias más susceptibles a este son las metanogénicas. La toxicidad ocurre porque los sulfuros inhiben la actividad metabólica. Esta puede ocurrir a concentraciones de 200 mg/L a pH neutro. Dentro del digestor, se forma por la reducción de sulfatos y la degradación de compuestos orgánicos como proteínas y aminoácidos. La reducción la llevan a cabo bacterias sulfatoreductoras. Por cada gramo de DQO que estas remueven, 1.5 gramos de sulfatos son reducidos a sulfuro de hidrogeno (Gerardi, 2003b).

Una práctica operacional común es el agregado de hierro para prevenir toxicidad. Esto hace precipitar a los sulfatos como sulfato de hierro. Los sulfatos disueltos pueden reaccionar con cualquier metal pesado, excepto el cromo. La toxicidad por sulfuros es más común que ocurra a bajas cargas orgánicas. Bajo estas condiciones se produce poco biogás. Esta deficiencia en la producción de biogás resulta en una pobre remoción de sulfuros.

Inhibición “feedback”

Durante la fermentación, es común que se generen una serie de intermediarios como hidrógeno y ácidos grasos volátiles, los cuales resultan tóxicos. La ocurrencia de toxicidad por la presencia de estos intermediarios se denomina inhibición “feedback”.

Un exceso en la producción de hidrógeno, y su consecuente acumulación dentro del reactor, resulta en un aumento considerable en la presión parcial del mismo. Esto a su vez, provoca la inhibición de bacterias acetogénicas. Como consecuencia, se produce una acumulación de ácidos grasos volátiles, lo cual inhibe a las bacterias metanogénicas por toxicidad directa, como ocurre con el propionato ($\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_2^-$) o la disminución en la alcalinidad y pH.

Este tipo de inhibición puede ser evitada utilizando un sistema de digestión anaerobia en dos fases. En estos sistemas, las producciones de ácidos volátiles y metano ocurren en reactores separados. Además tiene la ventaja de una mejor estabilidad y resistencia frente a otros compuestos tóxicos. Tiempos largos de SRT permiten que las poblaciones bacterianas aumenten en número más fácilmente, y así encontrarse en mejores condiciones para aclimatarse a condiciones de toxicidad.

Toxicidad por ácidos volátiles y ácidos grasos de cadena larga



La presencia de concentraciones relativamente altas de ácidos volátiles de cadena corta (entre 1 y 3 unidades de carbono), como el acetato o propionato, provocan una caída en la concentración de alcalinidad y en el pH. El propionato es quizás el más tóxico de este tipo de compuestos, ocurriendo la toxicidad a concentraciones <5 mg/L (Gerardi, 2003b).

La toxicidad ocurre a valores de pH neutros, y afecta a las poblaciones de bacterias acidogénicas y metanogénicas. La presencia de concentraciones altas de ácidos volátiles puede ser corregida por el agregado de compuestos alcalinos.

La composición química y estructura de algunos ácidos grasos de cadena larga es similar a la composición de los lípidos componentes de la pared celular de las bacterias acetoclásticas y metanogénicas. Esto provoca que dichos ácidos grasos puedan disolverse en la pared celular, y una vez disueltos estos inhiben la actividad bacteriana a muy bajas concentraciones.

Compuestos recalcitrantes

Compuestos difíciles de degradar o recalcitrantes, pueden provocar toxicidad a bacterias metanogénicas en un digestor anaerobio. Ejemplo de este tipo de compuestos son hidrocarburos alifáticos, y compuestos clorados como lignina o sustancias húmicas. Estos compuestos recalcitrantes se hacen aún más difíciles de digerir cuando contienen grupos alcalinos, sulfuro o nitrógeno.

Condiciones de mezcla

La mezcla en los digestores anaerobios, promueve el proceso de digestión mediante la distribución homogénea de bacterias, sustratos y nutrientes en el digestor. Además, es importante su función en la equalización de la temperatura.

Para que la actividad metabólica de las bacterias acetogénicas y las metanogénicas se desarrolle correctamente, estas deben compartir un mismo espacio. Esto puede lograrse realizando una mezcla lenta y uniforme. Además, aporta a la hidrólisis, y producción de ácidos orgánicos y alcoholes por las bacterias acidogénicas.

Otras ventajas de un correcto mezclado se enumeran a continuación:

- Elimina o reduce la producción de suciedad.
- Elimina la estratificación térmica, o la localización de bajas temperaturas.
- Mantiene uniformes las condiciones químicas y físicas dentro del reactor.
- Rápida dispersión de desechos metabólicos producidos durante la digestión.



- Rápida dispersión de compuestos tóxicos ingresados al reactor, o generados dentro de este.

Las condiciones de mezcla pueden lograrse tanto a través de métodos mecánicos, como la recirculación de gases. Para la recirculación de gases se utilizan bombas externas y la inyección y recirculación de gases desde el fondo del reactor. Los mezcladores mecánicos suelen ser más eficientes, pero es común que ocurran obstrucciones según las cantidad de sólidos que se estén digiriendo.

2.2.2 Digestión anaerobia de materiales lignocelulósicos

El bagazo o el BSG está mayormente constituido por cascara de grano, el pericarpio, y la cobertura de las semillas. Todos estos son materiales ricos en celulosa, polisacáridos no celulósicos, lignina y proteínas. En general, el BSG es considerado como un material lignocelulósico rico en fibras y proteínas, que representan el 70 y 20% de su composición respectivamente. Sin embargo, la complejidad estructural de la lignina, su alto peso molecular, estabilidad química y su insolubilidad hacen que la biodegradación de este sustrato sea difícil.

La lignina es un polímero formado por compuestos fenólicos entrecruzados, lo que le otorga una alta complejidad estructural. Esta es degradable en un ambiente aerobio; también lo es en un ambiente anaeróbico, aunque a una tasa mucho menor. Existe la posibilidad de realizar pre-tratamientos sobre este tipo de sustratos para promover la degradación anaerobia.

La producción de biogás a partir de bagazo a través de fermentación anaerobia puede ser eficiente solo si las etapas de hidrólisis y de metanogénesis ocurren de manera separada. La hidrólisis de fibras en el bagazo se ve dificultada por la presencia de lignina (Panjičko et al., 2015).

La hidrólisis de la lignocelulosa genera ácidos débiles, derivados del furano y sustancias fenólicas que pueden inhibir las etapas subsecuentes: acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Como ya se explicó, este último paso es especialmente sensible, lo que hace que la producción de biogás a partir de materiales lignocelulósicos difícil.

2.2.3 Tecnologías de digestión anaerobia

Las tecnologías de digestión anaerobia pueden clasificarse según diferentes aspectos, pero la principal distinción puede hacerse entre la digestión anaerobia en estado húmedo y seco. Esta distinción se basa en la concentración de sólidos totales presentes durante el proceso de digestión.



En la digestión anaerobia en estado húmedo, el sustrato presenta una concentración de sólidos totales menor al 15%. Esta concentración puede ser propia del efluente tratado o puede lograrse mediante el agregado de agua, idealmente efluente líquido proveniente de la misma actividad. En caso que se agregue un efluente líquido, debe conocerse con exactitud su composición para asegurarse no incorporar sustancias nocivas o inhibidoras de la actividad microbiana.

Se considera que la digestión anaerobia ocurre en estado sólido, cuando la concentración de sólidos totales presentes en el sustrato se encuentra entre 20-40%. Usualmente se trabaja con reactores de mezcla completa, flujo pistón y batch (Angelonidi & Smith, 2015).

Para el caso de los materiales lignocelulósicos, la digestión anaerobia en estado sólido se considera más adecuada que la digestión anaerobia húmeda para su tratamiento. Esto se debe a que se minimizan los problemas de flotación y estratificación, característicos de los materiales fibrosos. Otras ventajas que presentan estos tipos de sistemas son, menor tamaño de reactor, menores requerimientos energéticos para operaciones de calentamiento, menores requerimientos energéticos para la operación en general. Si bien la producción de biogás es comparable entre los sistemas convencionales y en estado sólido, este último tiene un mejor desempeño cuando se opera a cargas orgánicas altas.

La fermentación es la licuefacción de materia orgánica sólida a los precursores de la metanogénesis (ácidos grasos volátiles, H_2 y CO_2). Este paso ocurre muy lentamente en reactores de digestión anaerobia húmeda para un tratamiento eficiente de estos materiales. Por lo tanto, la fermentación representa el paso limitante en la digestión de materiales lignocelulósicos (Hamilton, s. f.).

Para realizar este proceso, la fermentación ocurre en un reactor rico en nutrientes, a pH neutro, y donde el líquido no se acumula. La metanogénesis (y la consecuente formación de biogás) ocurre en un reactor a pH ácido, donde se degrada los líquidos provenientes del reactor “seco”.



3 Estudios preliminares

3.1 Relevamiento cervecías

Para comparar los datos bibliográficos de generación de efluentes y residuos, se realizó un relevamiento de diferentes cervecías en la provincia de Buenos Aires. El criterio para la selección de estas se basó en que cada cervecía represente un volumen de producción distinto. Además se tuvo en cuenta que desde la gerencia de estos emprendimientos se posea una preocupación concreta en cuanto a los residuos y efluentes generados por su actividad, cuenten o no con algún tipo de tratamiento para estos.

Los datos que se solicitaron a las cervecías son producción diaria de mosto, generación de efluente líquido, de bagazo y de levadura de desecho. En todos los casos se consideró que el residuo de “turb” es incorporado a la corriente del efluente líquido. En la siguiente **Tabla 3-1** se presentan los datos obtenidos. Para preservar las identidades de las cervecías que aportaron información, no se publican los datos con sus nombres reales.

Tabla 3-1. Relevamiento de datos sobre producción y generación de efluentes y residuos de diferentes cervecías.

	Cervecería A	Cervecería B	Cervecería C
Producción de mosto [l/d]	20000	1500	2500
Efluente líquido [l/d]	80200	3100	4000
Bagazo [kg/d]	4800	420	450
Levadura de desecho [kg/d]	732	-	-

3.2 Caracterización de efluentes y residuos

A continuación se presenta una recopilación de parámetros relevantes de efluentes y residuos para el diseño de tratamientos biológicos. Cabe destacar que ninguna de las cervecías contactadas contaba con una caracterización propia de sus efluentes. Es debido a esto que se presentan datos relevados de diferentes fuentes bibliográficas. La información recopilada se presenta en las siguientes **Tablas 3-2, 3-3, 3-4, 3-5, 3-6 y 3-7**.

Tabla 3-2. Caracterización de bagazo y levadura de desecho según (Vitanza, 2016).

Vitanza 2016		
	Bagazo	Levadura
DQO [g DQO/g TS]	1,48	2,15
TS [g/kg]	187 (18,7%)	159 (15,9 %)
VS [g/kg]	182,32 (97,5% TS)	146,7 (92,3% TS)



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Tabla 3-3. Caracterización de bagazo y levadura de desecho según (Oliveira, 2017).

Oliveira 2017		
	Bagazo	Levadura
DQO total [g/kg]	331	316
DQO soluble [g/kg]		205
TS [g/kg]	219	167
VS [g/kg]	210	154

Tabla 3-4. Caracterización de bagazo y levadura de desecho según (Thiago, 2014).

Thiago 2014		
	Bagazo	Levadura
DQO [mg/g]	1092	1308
DQO soluble [mg/g]	44	366
TS [g/kg]	174 (17,4%)	140 (14%)

Tabla 3-5. Caracterización de bagazo y efluente líquido según (Sezun, Grilc, Zupani, & Marin, 2011).

Sezun 2011		
	Bagazo	Efluente
DQO [g/kg]	320-340	2,8-4,1
TSS [g/kg]	229,32	1,4-2,8
VSS [g/kg]	210,68	1,1-2,1

Tabla 3-6. Caracterización de bagazo según (Panijcko, 2015).

Panijcko 2015	
	Bagazo
TOC [g/kg]	135-202,5
TS [g/kg]	200-300
VS [g/kg]	190-285

Tabla 3-7. Caracterización de efluente líquido según (Wastewater Management Guidance Manual, 2015).

Wastewater Management Guidance Manual 2015	
	Efluente
DQO [ppm]	1800-5500
DBO [ppm]	600-5000
TSS [ppm]	200-1500



De los trabajos analizados, se decide adoptar la caracterización realizada e informada por Enitan et al., 2015. Esta decisión se toma debido a que es un análisis completo y que brinda toda la información necesaria. Esta información se presenta en la siguiente **Tabla 3-8**. Para el caso del bagazo se toma como caracterización válida de aquí en adelante los valores mostrados en la siguiente **Tabla 3-9**.

Tabla 3-8. Caracterización de efluente líquido del proceso productivo tomado como válido para el desarrollo de este trabajo (Fuente: Enitan, 2015)

Efluente líquido	
Parámetro	Valor promedio
Temperatura [°C]	27,9
pH	6,0
DQO [mg/l]	5340,97
DBO [mg/l]	3215,27
TS [mg/l]	5698,11
VS [mg/l]	3257,33
TSS [mg/l]	1826,74
VSS [mg/l]	1090,86

Tabla 3-9. Caracterización para el residuo sólido o bagazo (Fuente: Panijcko, 2015)

Bagazo	
Parámetro	Valor promedio
TS [g/kg]	232
DQO [g/g TS]	1,48
DQO [g/kg]	343,36
VS [%TS]	96,1
VS [g/kg]	222,9

3.3 Marco Legal

Debido a que la totalidad de las cervecerías contactadas y relevadas se encuentran en la Provincia de Buenos Aires, se consideran las legislaciones provinciales que determinan y reglamentan la calidad de un efluente apto para su vuelco.

La autoridad de aplicación de las normativas relativas al vuelco de efluentes, ya sea en cloacas como en cuerpos de agua naturales como sitios receptores, es la Autoridad del Agua (ADA). El ADA se constituye a partir de lo establecido en el Código de Aguas (ley provincial n°12.257).

El ADA establece los límites admisibles en los parámetros de calidad de las descargas de efluentes en su Resolución n°336/2003. En este documento queda establecido que la industria de producción de cerveza no se encuentra entre las ramas industriales cuyos efluentes no pueden disponerse en pozos absorbentes. En la siguiente **Tabla 3-10**, se



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

muestran los valores límites admisibles para los parámetros de relevancia acorde a las características de los efluentes de la industria en estudio.

Tabla 3-10. Límites admisibles de parámetros de calidad de efluentes, según sitio de descarga. DBO=demanda biológica de oxígeno; DQO=demanda química de oxígeno.

Parámetro	Unidad	Límites para descargar a:		
		Colectora cloacal	Conducto lluvia o cuerpo de agua superficial	Mar abierto
Temperatura	°C	≤45	≤45	≤45
pH	upH	7,0-10	6,5-10	6,5-10
Sólidos sedimentables 10 min.	ml/l	Ausente	Ausente	Ausente
Sólidos sedimentables 2 hs.	ml/l	≤5,0	≤1,0	≤5,0
DBO	mg/l	≤200	≤50	≤200
DQO	mg/l	≤700	≤250	≤500
Nitrógeno total	mg/l	≤105	≤35	≤105
Fósforo total	mg/l	≤10	≤1,0	≤10

En cuanto a la producción y utilización de biogás, estas actividades se encuentran reguladas a través del Régimen de regulación y promoción para la producción y uso sustentables de biocombustibles (ley nacional n°26.093). Esta ley establece el marco regulatorio de los biocombustibles en Argentina, resultando aplicables a las actividades de producción, mezcla, distribución, comercialización, consumo y autoconsumo de biocombustibles.

A través del artículo 2 de la ley n°26.093 se establece al Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios, a través de la Secretaría de Energía como la autoridad de aplicación para todas las cuestiones relativas al régimen de biocombustibles que no sean de naturaleza tributaria.

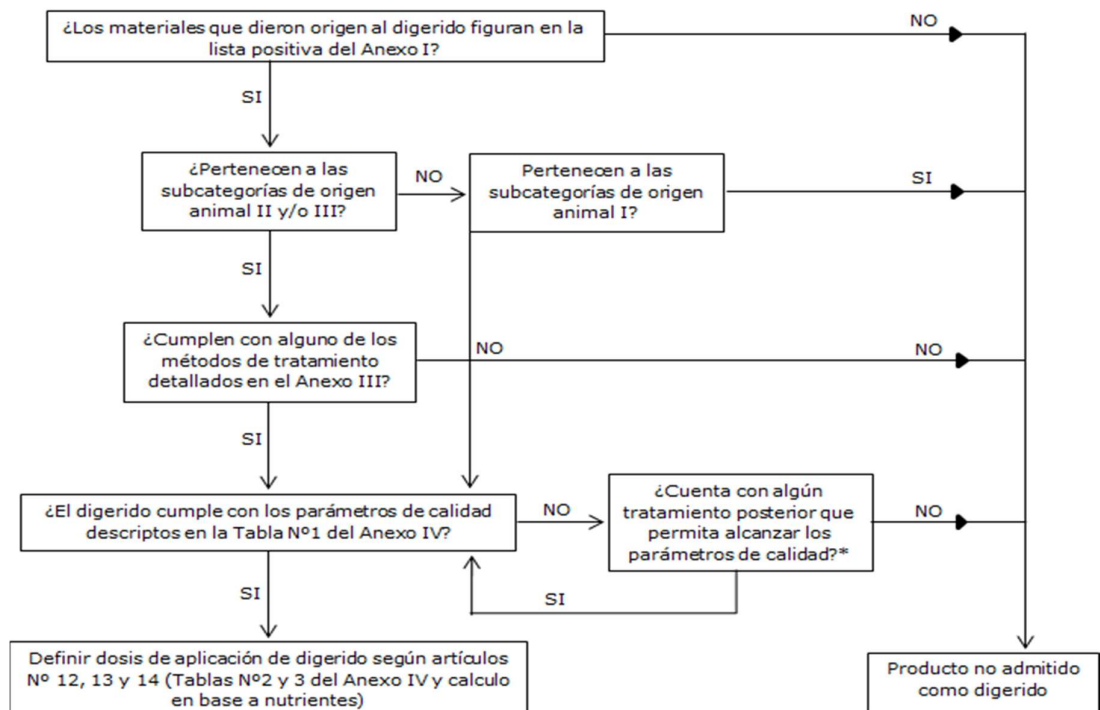
El ámbito de aplicación de la ley 26.093 comprende, entre otros biocombustibles, al biogás generado a partir de desechos orgánicos que cumplan con ciertos requisitos de calidad que establezca la autoridad de aplicación. Entre las funciones de la autoridad de aplicación se encuentra dictar la normativa técnica aplicable a las plantas de producción o mezcla de biocombustibles y fijar las especificaciones técnicas de los biocombustibles.



Los restos de la generación anaerobia seca se denominan como digestato. El digestato proveniente de la digestión de residuos vegetales, y ciertas fuentes animales, poseen características que los hacen potencialmente utilizables como fertilizantes o enriquecedores de suelos. Las características que debe cumplir el digestato para poder ser aprovechado se están tratando en un proyecto de ley pronto a ser presentado ante las autoridades correspondientes para su aprobación.

Como primera condición, el digestato debe provenir de una de las fuentes detalladas en el **Anexo 1**. Esta es una lista donde se indica las materias primas a partir de las cuales los digestatos deben provenir para ser potencialmente utilizables

Los pasos a seguir para tomar la decisión acerca de la utilización del digestato se grafica en el diagrama de flujo que se muestra en la siguiente **Figura 3-1**.



* Tratamiento posterior: compostaje, almacenamiento, pasteurización

Figura 3-1. Diagrama de flujo para definir la posibilidad o no de la utilización del digestato (Fuente: proyecto de ley).

Para el caso del digestato proveniente del bagazo, la dosis de aplicación se definirá en base a su caracterización según lo indicado en los **Anexos 2 y 3**.



3.4 Diagnóstico y conclusiones

A partir de la información obtenida y analizada resulta evidente el impacto ambiental asociado a la producción de cerveza. Debido al gran crecimiento a nivel mundial y nacional de la industria de cervecías independientes, es necesario pensar en soluciones y acciones para mitigar estos impactos.

Las características intrínsecas del proceso productivo hacen que tanto los residuos sólidos (en su gran mayoría) así como también el efluente líquido generado, sean aptos para tratarlos de forma biológica. Esta característica sumada a los grandes requerimientos energéticos para la producción de cerveza, lleva a pensar métodos de tratamiento que además de mitigar los impactos ambientales generen energía para satisfacer parte de los requerimientos energéticos.

Para el diseño del sistema de tratamiento de efluentes y residuos se toman en cuenta los valores informados por la **Cervecería A**. Esto se debe a su gran volumen de producción y generación de efluentes, lo que hace especialmente interesante y necesario un sistema de tratamiento. Además, debido a los grandes volúmenes de producción se espera que el impacto en el ahorro de energía debido al potencial de aprovechamiento del biogás generado durante el tratamiento, sea mayor.

Las características más relevantes de la cervecía seleccionada son:

- Caudal promedio efluente líquido: 3,7 m³/h (picos máximos y mínimos de hasta un 20%).
- Generación residuo de malta: 4,8 tn/d.
- Superficie del proceso productivo actual: 2021 m².
- Superficie disponible: 800 m².
- Cuerpo receptor: colectora pluvial a cuerpo de agua superficial (río Matanza).
- Distancia a población: 6 km a localidad Tristán Suarez, 13 km a localidad Carlos Spigazzini, 14 km de localidad Virrey del Pino.
- Acceso a recursos: captación de agua por bombeo desde el acuífero Puelche, energía eléctrica provista por el Polo Industrial, sin acceso a red de gas natural, compra de gas envasado.



4 Análisis de alternativas

En este capítulo se describen las diferentes etapas, y las acciones a llevar a cabo en cada una de estas. Se consideran y ponderan las distintas alternativas disponibles, para seleccionar luego las más adecuadas.

4.1 Pretratamiento

Como se menciona anteriormente, el bagazo es un material lignocelulósico. Las características propias de la lignina hacen que la degradación de este tipo de materiales sea dificultosa, o requiera de un tiempo prolongado para ser llevada a cabo.

En cuanto a lo referido a la digestión anaerobia de materiales de naturaleza lignocelulósica, una de las posibles soluciones para promover este tipo de degradación es el pretratamiento. Este tiene como objetivo hacer que el sustrato más susceptible a la biodegradación. Esto ocurre promoviendo la etapa de hidrólisis, y el consecuente aumento en la producción de metano. Normalmente, la hidrólisis de los materiales lignocelulósicos se encuentra limitada por diferentes factores, como el grado de polimerización, el contenido de humedad, la superficie de contacto disponible y el contenido de lignina.

4.1.1 Pretratamiento mecánico

De las alternativas disponibles de pretratamiento se analizan a continuación el pretratamiento mecánico, pretratamiento térmico, y el pretratamiento ácido. Se analizan los procesos y modos de acción, además de las ventajas que otorgan para el tratamiento.

El pretratamiento mecánico consta de la reducción en el tamaño de partícula del material lignocelulósico. Esta reducción provoca un aumento en la superficie específica disponible, y una reducción en el grado de polimerización. Estos resultados provocan un aumento en la hidrólisis de materiales lignocelulósicos de entre un 5-25%, dependiendo del tipo de biomasa, tipo y duración de la molienda (Hendriks & Zeeman, 2009).

Otra ventaja de este tipo de pretratamiento mecánico es la disminución en el tiempo de digestión entre 23-59%. En cuanto a la producción de metano, existe también un aumento relacionado al aumento en las reacciones de hidrólisis. Además, este mecanismo posee la ventaja de no promover la producción de agentes inhibidores de la actividad de los microorganismos metanogénicos. La principal desventaja es el alto requerimiento de energía para llevar a cabo los procesos de molienda. Esto se ve afectado además por los constantes aumentos en los costos de la energía.



4.1.2 Pretratamiento térmico

El pretratamiento térmico consta del calentamiento de la biomasa. Cuando la temperatura alcanza entre 150-180°C parte de la biomasa, primero la hemicelulosa y luego la lignina, comenzaran a solubilizarse. Además, durante el proceso de calentamiento parte de la hemicelulosa es hidrolizada y forma ácidos. Estos ácidos se asume que catalizaran la posterior hidrólisis del resto de la hemicelulosa (Hendriks & Zeeman, 2009).

Los productos de la solubilización de la lignina son, en su gran mayoría, compuestos fenólicos. Estos tienen en muchos casos un efecto inhibitorio o tóxico en las comunidades bacterianas, especialmente en los microorganismos metanogénicos. La formación de estos compuestos fenólicos y heterocíclicos se ve favorecida en condiciones ácidas.

4.1.3 Pretratamiento ácido

El pretratamiento ácido a temperatura ambiente se realiza para promover la digestión anaerobia de los sustratos. El objetivo es solubilizar la hemicelulosa, haciendo que la celulosa se encuentre más expuesta y accesible para su degradación.

Puede realizarse tanto con ácidos concentrados como diluidos. Sin embargo, la solubilización de la hemicelulosa es más pronunciada durante el pretratamiento con ácidos concentrados, en comparación con los diluidos (Hendriks & Zeeman, 2009).

El tratamiento de los materiales lignocelulósicos con ácido puede provocar la formación de ciertos compuestos tóxicos para los organismos metanogénicos. Sin embargo, dado un tiempo de aclimatación, estos organismos pueden soportar ciertas concentraciones de estos compuestos nocivos.

En caso que se utilicen ácido sulfúrico o nítrico para llevar a cabo el pretratamiento de estos materiales, la actividad de las bacterias metanogénicas se verá reducida como resultado de la reducción de sulfato y nitrato a H₂S y N₂, respectivamente.

4.2 Tratamiento primario

Del análisis de las características de los efluentes a tratar y de las tecnologías disponibles para esto, se observa la necesidad de aplicar tratamientos primarios. En particular, operaciones de separación sólido-líquido y de desbaste.

Para producir la digestión anaerobia del bagazo, por sus características, es necesario utilizar reactores de digestión anaerobia seca. Para esto es necesario que esta corriente presente una concentración de sólidos totales de entre 30 y 40%.



4.2.1 Filtros de bandas a presión

La pérdida de carga producida por la filtración se obtiene por la compresión y cizalladura de dos elementos filtrantes entre los cuales se deposita la suspensión a filtrar.

La suspensión a filtrar se deposita entre dos bandas, donde en una primera etapa se produce un brusco desagotamiento sobre la banda inferior. En el paso siguiente, se introduce entre las dos bandas que son conducidas conjuntamente mediante rodillos. Se producen cambios bruscos de dirección para generar la compresión necesaria para la deshidratación de la fase sólida.

Al cabo de una determinada distancia las bandas se separan siendo conducidas por rodillos diferentes, punto que se aprovecha para realizar la descarga de la fase sólida remanente, mediante cuchillas de rascado colocadas en ambas bandas filtrantes. Los parámetros para su dimensionamiento son la velocidad de las bandas y la presión de las bandas. Suele trabajarse con presiones de 3-6 bar y velocidades de bandas de 2-20 m/min. El parámetro básico de estos equipos es la carga lineal, o producción de sólidos por metro lineal de anchura de las bandas.

Si bien estos filtros logran trabajar en un amplio rango y permiten alcanzar grados altos de sequedad, presentan una notable desventaja en cuanto a la complejidad de operación y su costo, tanto al momento de la compra como su mantenimiento.

4.2.2 Filtros prensa

Consisten en una prensa mecánica que comprime un paquete de placas, en cuyo interior se presenta una cámara de cada lado. Estas se encuentran forradas por los elementos filtrantes y en su interior se introduce la suspensión a la presión necesaria en cada momento para vencer la pérdida de carga generada por la filtración, a través de la torta que se va formando, hasta completar el espesor definido por la cámara.

Cuando la torta, es decir la fase sólida con su humedad correspondiente, adquiere la consistencia máxima deseada, a la presión elegida, la filtración se reduce a caudales no interesantes. En este momento se considera finalizada la etapa de filtración y se procede con la descarga de la torta.

Este tipo de filtros opera en ciclos, los cuales están compuestos de las siguientes etapas: cierre de la prensa, llenado del filtro, filtración, limpieza del canal de alimentación, apertura de la prensa, descarga de la torta.

Su dimensionamiento se basa en procesos empíricos. A través de ensayos en plantas piloto se trata de determinar la carga másica por unidad de superficie filtrante y por unidad de



tiempo. Los parámetros a definir son: presión de operación, tiempo de filtración, sequedad de torta máxima, densidad de torta.

4.2.3 Tornillo prensa horizontal

Este tipo de unidades constan de una prensa horizontal a tornillo, de operación continua para la extracción de líquidos de una gran variedad de alimentos y otros productos. Son aptos especialmente para materiales con cierta tendencia a compactarse.

Los materiales son sometidos a un aumento gradual de presión por acción del tornillo, contra un tamiz cilíndrico. En general poseen sistemas de regulación lo que permite conseguir diferentes grados de secado del material. La extracción de líquido de materiales fibrosos ocurre de forma eficiente en este tipo de equipos

4.3 Tratamiento secundario

Se definen como secundarios aquellos tratamientos diseñados para descomponer el contenido de materia orgánica presente en el efluente, mediante el aprovechamiento de la actividad metabólica de microorganismos.

En el caso del efluente líquido generado por la industria, es necesario aplicar este tipo de tratamientos para lograr las condiciones que permiten su descarga, según la normativa correspondiente. En cuanto al residuo de malta, es a través de este tipo de tratamientos que puede lograrse un aprovechamiento para generar biogás a partir del residuo. Además, la reducción en el volumen de bagazo a disponer representa una disminución en los costos asociados a la disposición final.

4.3.1 Sistemas de digestión anaerobia seca

Sistema “Valorga”

Este sistema utiliza reactores verticales de acero, equipados con un tabique central que ocupa 2/3 de la altura del reactor. En estos sistemas el sustrato es forzado a rodear este tabique para alcanzar el punto de salida, creando así un flujo de tipo pistón dentro del tanque. Operan normalmente con un contenido de sólidos totales de entre 25% y 35% (Li, Park, & Zhu, 2011).

Para asegurar condiciones de mezcla adecuadas, se utiliza un sistema de recirculación del biogás generado en el mismo reactor. De esta manera, se ponen en contacto el digestato ya maduro con el sustrato fresco. Esto hace que no sea necesario un nuevo inóculo de microorganismos para la digestión del nuevo material ingresado al reactor. Esto a su vez representa uno de los posibles problemas de operación, ya que es alta la probabilidad



de que se produzcan obstrucciones en el sistema de recirculación de gases. La siguiente **Figura 4-1** muestra un esquema de un reactor de esta tecnología.

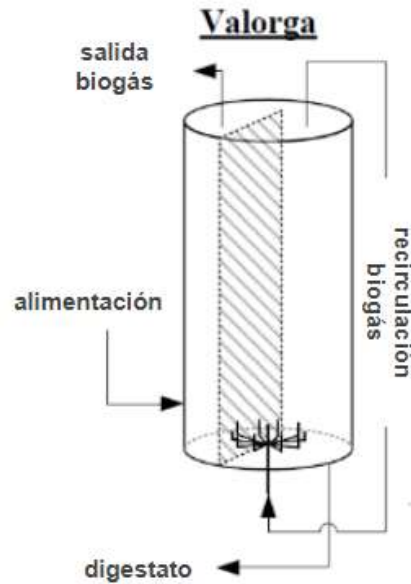


Figura 4-1. Esquema de un reactor con sistema "Valorga" (Fuente: autor desconocido).

Sistema "Kompogas"

Este sistema utiliza reactores horizontales equipados con mezcladores axiales. Estos actúan lentamente asegurando el transporte del sustrato hacia la salida del reactor, mantienen los sólidos pesados en suspensión y provocan la desgasificación del digestato.

Este tipo de reactores trabajan con concentraciones de sólidos totales de entre 23% y 28% para facilitar el flujo. Según el caso, puede utilizarse efluente para alcanzar el nivel de sólidos totales necesario. Parte del digestato es recirculado para inocular la línea de alimentación (Li et al., 2011). La siguiente **Figura 4-2** muestra un esquema de un reactor de esta tecnología.

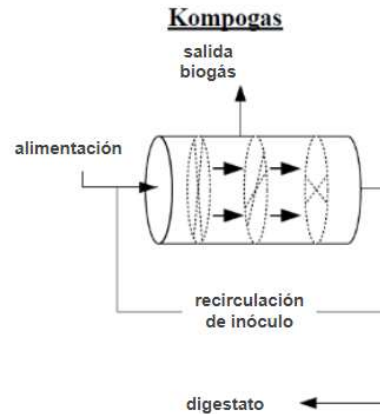


Figura 4-2. Esquema de un reactor de sistema "Kompogas" (Fuente: autor desconocido).

Sistema "Dranco"

El sistema Dranco utiliza silos verticales con fondo cilindro-cónico, donde se ubica la descarga del reactor. Este tipo de reactores no cuenta con un sistema de mezclado interno. Se realiza la mezcla de 6 partes de digestato con 1 parte de sustrato fresco. Luego esto se bombea a la entrada al reactor, ubicada en la parte superior del tanque. Estos equipos operan con un contenido de entre 30% y 40% de sólidos totales (Li et al., 2011). La siguiente **Figura 4-3** muestra un esquema de un reactor de esta tecnología.

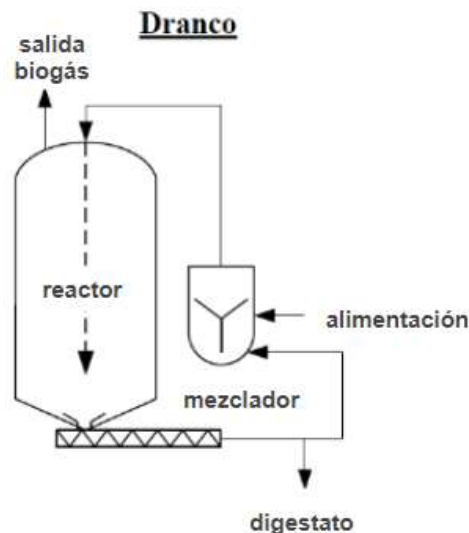


Figura 4-3. Esquema de un reactor con sistema "Dranco" (Fuente: autor desconocido).



Sistema “batch”

En los sistemas batch típicos, los desechos orgánicos con entre 30% y 40% de sólidos totales se depositan en contenedores herméticos. El sustrato permanece en el reactor hasta su estabilización. El tiempo necesario para completar la degradación será variable según la naturaleza del material a degradar.

Para el inóculo puede utilizarse el digestato de un batch anterior, los lixiviados de la digestión o una combinación de ambos. El lixiviado puede incorporarse al reactor mediante recirculación, o incorporándolo al sustrato previo a la carga del reactor.

Una de las desventajas de este sistema es la falta de control sobre el proceso biológico. Debido a la falta de un sistema de mezcla, pueden producirse zonas donde las concentraciones de ciertas sustancias, como por ejemplo ácidos grasos volátiles, alcancen valores inhibitorios para las comunidades bacterianas. Por otro lado, debido a que esto puede ocurrir en ciertas zonas del reactor, los microorganismos no afectados pueden modificar metabólicamente esta situación, regenerando un ambiente apto para su desarrollo.

Comercialmente, una de las compañías que desarrolla este tipo de sistemas es “Bekon” de Alemania. Los reactores son de tipo “garaje”, la construcción puede adaptarse para el tratamiento tanto de la fracción sólida de los residuos municipales, como residuos provenientes del agro.

4.3.2 Sistemas de digestión anaerobia de carga alta

Para el tratamiento de efluentes líquidos industriales se utilizan los sistemas conocidos como de tasa alta. Estos sistemas se caracterizan por su capacidad de retener grandes cantidades de biomasa con actividad alta, incluso con la aplicación de tiempos de retención hidráulicos cortos. Estos sistemas permiten mantener un tiempo de retención de sólidos altos mientras se tratan efluentes de cargas orgánicas altas. Son reactores compactos con los cuales se logra un alto grado de estabilización.

Reactor UASB (“Upflow anaerobic sludge blanket reactor”)

El funcionamiento de estos reactores se basa en el flujo ascendente del efluente a tratar a través de una densa capa de microorganismos. El perfil de los sólidos varía de una capa muy densa de microorganismos formando gránulos con buena estabilidad cerca del fondo del reactor (cama o “sludge bed”), a una capa más dispersa y menos densa cerca de la parte superior (manto o “sludge blanket”).

La digestión de la materia orgánica ocurre en ambas capas, y el mezclado se favorece por el flujo ascendente y las burbujas de gas que se generan y desprenden de los flocos.



El efluente ingresa al reactor desde el fondo del reactor, y lo abandona por la parte superior pasando por sedimentadores internos.

Estos reactores cuentan además con separadores de tres fases. Estos aseguran que las burbujas de gas se desprendan de los flóculos o gránulos de microorganismos que ascienden junto con el fluido. El gas es desviado para ser captado luego mediante una campana. El fluido y los gránulos ingresan a la zona de sedimentación, donde se evita que los gránulos salgan del reactor.

Estos sistemas requieren de un tiempo de puesta en marcha, donde se busca una buena formación de gránulos, y se va desechando aquellos barros de baja calidad. La desventaja es que el tiempo para la formación de los gránulos puede ser extenso. Como ventaja, estos reactores son simples desde su diseño, no poseen sistemas mecánicos de mezcla ni se utilizan medios o soportes para la adhesión de la biomasa. En la siguiente **Figura 4-4** se presenta un esquema de un reactor UASB.

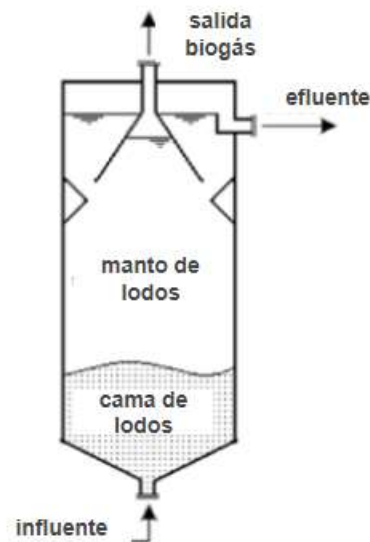


Figura 4-4. Esquema de un reactor UASB (Fuente: Chernicharo, Sperling, & Chernicharo, 2007).

Sistema EGSB (“Expanded granular sludge bed”)

Los reactores EGSB son similares a los UASB, diferenciándose principalmente en el tipo de lodo formado por los microorganismos y el grado de expansión de los mismos integrando la cama o “sludge bed”.



En casi todo el reactor se mantiene la condición de lodo granular, mantenido expandido por las altas tasas hidráulicas aplicadas al sistema. Esto se logra con velocidades superficiales del líquido de entre 5 y 10 m/h, diez veces mayores a las utilizadas en UASB. El efecto de estas velocidades se combina con una alta relación entre altura/diámetro (Chernicharo et al., 2007).

Este tipo de reactores es especialmente interesante para el tratamiento de efluentes solubles. Las altas velocidades superficiales no permiten el tratamiento de material particulado orgánico. También lo son para industrias que estén limitadas por la superficie disponible para la instalación. Debido a la relación altura/diámetro estos reactores pueden alcanzar hasta 20 metros de altura, y un área menor comparada con el resto de los reactores. Se presenta un esquema reactor EGSB en la siguiente **Figura 4-5**.

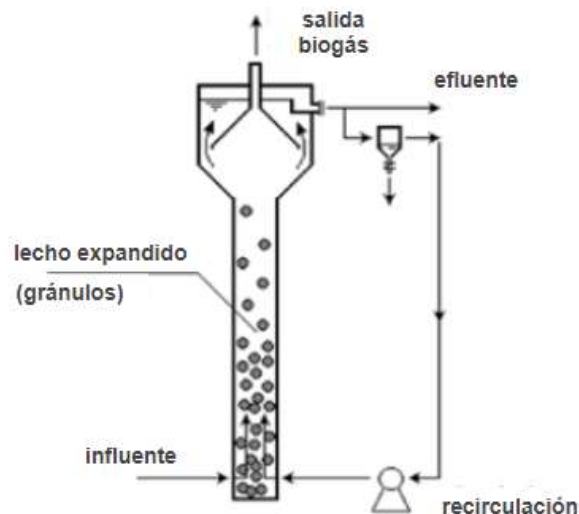


Figura 4-5. Esquema de un reactor EGSB (Fuente: Chernicharo et al., 2007).

Sistema de recirculación interna

Los reactores de recirculación interna son considerados una variación de los reactores UASB. Se desarrolló con el objetivo de asegurar una buena eficiencia de remoción cuando se aplican altas cargas orgánicas al reactor, entre 30 y 40 kgDQO/m³.d (Chernicharo et al., 2007). Para que esto ocurra, el sistema de separación de fases debe ser más eficiente, debido a que las turbulencias existentes dentro del reactor dificultan la retención de biomasa.

La separación entre las fases sólida, líquida y gaseosa ocurre en dos etapas. Durante la primera etapa, esta ocurre en la parte baja del reactor, donde la mayor parte del biogás es generada. Este primer paso de separación disminuye notablemente las turbulencias en la etapa siguiente.



Durante la segunda fase de separación ocurre la sedimentación de sólidos. Esto garantiza una buena retención de sólidos y la generación de un efluente más clarificado.

Los reactores de recirculación interna pueden verse como dos reactores UASB apilados, donde es primer reactor o compartimento donde ocurre la mayor parte de la degradación. Luego de la separación de gases en la parte superior, los sólidos y el líquido son recirculados al primer compartimento. Esto provoca buenas condiciones de mezcla, además de asegurar el contacto entre la biomasa recirculada y el influente a tratar.

En la siguiente **Figura 4-6** se presenta un esquema de un reactor de recirculación interna.

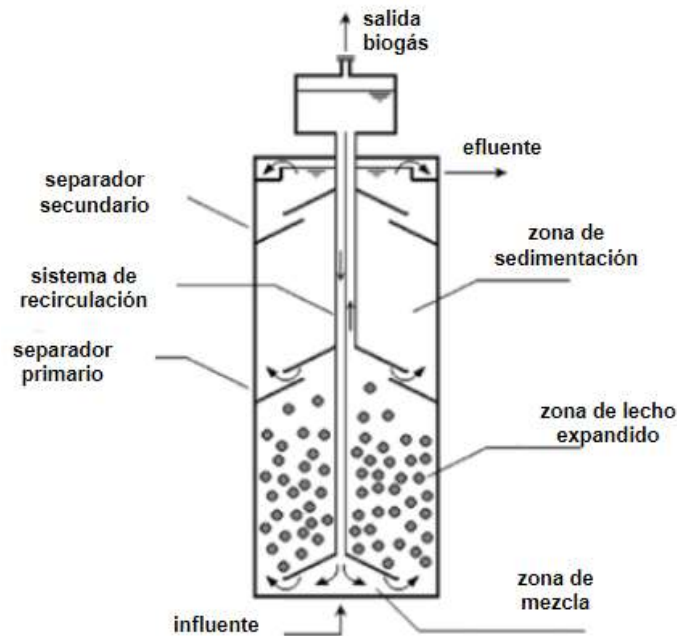


Figura 4-6. Esquema de un reactor de recirculación interna (Fuente: Chernicharo et al., 2007).

4.4 Definición del sistema de tratamiento

Una vez definidas y descritas las diferentes alternativas disponibles para las etapas del sistema, el siguiente paso es definir cuáles serán las unidades y/o tecnologías utilizadas en cada una de estas. Para tomar estas decisiones se tiene en cuenta no solo las características propias de cada una de las alternativas descritas, sino principalmente la capacidad de adaptación a las condiciones del caso en estudio. Debido a esto, la complejidad para la selección en cada etapa difiere. A continuación se exponen las alternativas seleccionadas y su justificación. En el capítulo siguiente, memoria descriptiva, se describen con mayor detalle, así como también el funcionamiento del sistema en general.



En cuanto a la operación de pretratamiento, basándose en lo expuesto por Panjičko et al. (2015), la mejor alternativa para potenciar la capacidad de generación de biometano a partir del bagazo es una combinación de tratamientos ácido y térmico. Para facilitar esta operación, se producirá la combinación de pretratamientos en una sola cámara. Esta debe estar dimensionada y equipada para dicho fin.

Para disminuir el contenido de humedad en la corriente del bagazo, a tratar en el reactor de digestión de sólidos, de las opciones disponibles se concluye rápidamente que la alternativa que mejor se ajusta a los requerimientos del sistema es el tornillo prensa horizontal. Las características que lo hacen especialmente apto para el caso en estudio son su robustez y facilidad de operación.

Para la selección de las tecnologías de digestión anaerobia tanto para la corriente seca como la de efluentes líquidos, el análisis se complejiza. Esto se debe a que cada tipo de tecnología tiene numerosas características a tener en cuenta, y su afinidad con el sistema y el caso en estudio. Para este análisis se realizó un análisis de tipo FODA. En este se analizan las fortalezas y debilidades propias de cada alternativa. Por otro lado las oportunidades y amenazas respecto del contexto externo, es decir las características del caso en estudio y de las alternativas que pueden interactuar entre sí. Es necesario aclarar que durante estos análisis se hace referencia a los costos como uno de los criterios a tener en cuenta. Si bien no se realizó un análisis exhaustivo y detallado de los costos, para la selección de alternativas se tuvo en cuenta como de forma aproximada.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

La siguiente **Figura 4-7** muestra el análisis FODA para la selección de la tecnología para la digestión de la corriente sólida.

Sistemas de digestión anaerobia seca					
	Dimensiones	Fortalezas	Oportunidades	Debilidades	Amenazas
Sistema Valorga	Económica				Altos costos de mantenimiento.
	Tecnológica			Requiere sistema de recirculación de biogás.	
	Operativa	No se necesita inocular al sustrato fresco.		Alta probabilidad de obstrucciones. No puede operar con alto contenido de sólidos.	Operación continua.
Sistema Kompogas	Económica			Costos de equipamiento.	Costos de mantenimiento.
	Tecnológica			Sistema de recirculación de digestato para inóculo. Necesidad de mezcladores axiales.	
	Operativa			No puede operar con alto contenido de sólidos. Mayor superficie necesaria.	
Sistema Dranco	Económica				
	Tecnológica			Sistema de mezcla entre sustrato e inóculo.	
	Operativa	Operación con alto contenido de sólidos.			
Sistema Batch	Económica	Sencillez para su construcción.	Bajos costos de mantenimiento.		
	Tecnológica	No necesita sistema de mezcla.	Aprovechamiento de lixiviados.		
	Operativa	Operación con alto contenido de sólidos.	Combinación con sistemas de tratamiento de efluentes.	Poco control sobre proceso biológico.	

Figura 4-7. Análisis FODA para la selección de la tecnología de digestión anaerobia seca (Fuente: Elaboración propia).

De este análisis FODA se puede concluir que la mejor alternativa es la de un sistema de tipo “batch” o “garaje”. Este tipo de reactor es el que mejor puede adaptarse a las condiciones establecidas. Las características que principalmente se observaron son la sencillez para su construcción, la posibilidad de ser operado de manera discontinua y la capacidad de ser combinado con otros sistemas.



Para el caso de las tecnologías de digestión anaerobia para la corriente líquida, el análisis FODA realizado se muestra en la siguiente **Figura 4-8**.

Sistemas de digestión anaerobia de carga alta					
	Dimensiones	Fortalezas	Oportunidades	Debilidades	Amenazas
UASB	Económica	Bajo costo de operación.			
	Tecnológica	Sencillez en diseño y construcción.			
	Operativa	Operación a altas cargas orgánicas en bajos tiempos de retención hidráulicos.	Comunmente utilizado en la industria cervecera.	Tiempo para puesta en marcha.	
EGSB	Económica			Altos costos en bombeo por altura.	Costo de construcción.
	Tecnológica			Sistema de recirculación de lodos necesario.	
	Operativa	Operación a altas cargas orgánicas		Dificultad en mantenimiento y operación debido a su altura. Tiempo para puesta en marcha.	Limitaciones al espacio disponible.
IR	Económica			Mayor costo en materiales	Costo de construcción.
	Tecnológica			Sistema de recirculación de lodos y efluentes necesario.	
	Operativa	Buena interacción entre biomasa y efluente.		Dificultad en mantenimiento y operación debido a su altura. Tiempo para puesta en marcha.	Limitaciones al espacio disponible.

Figura 4-8. Análisis FODA para la selección de la tecnología de digestión anaerobia para la corriente líquida (Fuente: Elaboración propia).

En este caso del análisis FODA se puede concluir que la mejor opción para el caso en estudio es un reactor de tipo UASB. Las características que lo hacen especialmente apto para las condiciones dadas son los bajos requerimientos energéticos para su operación y que es una tecnología ampliamente utilizada en la industria cervecera, particularmente en cervecerías industriales de gran volumen de producción.



5 Memoria descriptiva

A continuación se describen cuáles son las alternativas seleccionadas para cada etapa del tratamiento. Se detalla además en esta sección el funcionamiento general del sistema de tratamiento propuesto.

5.1 Sistema de tratamiento

Se propone para el tratamiento de los efluentes y residuos generados, y para la generación de biogás a partir de estos, un sistema como el que se esquematiza en la siguiente **Figura 5-1**.

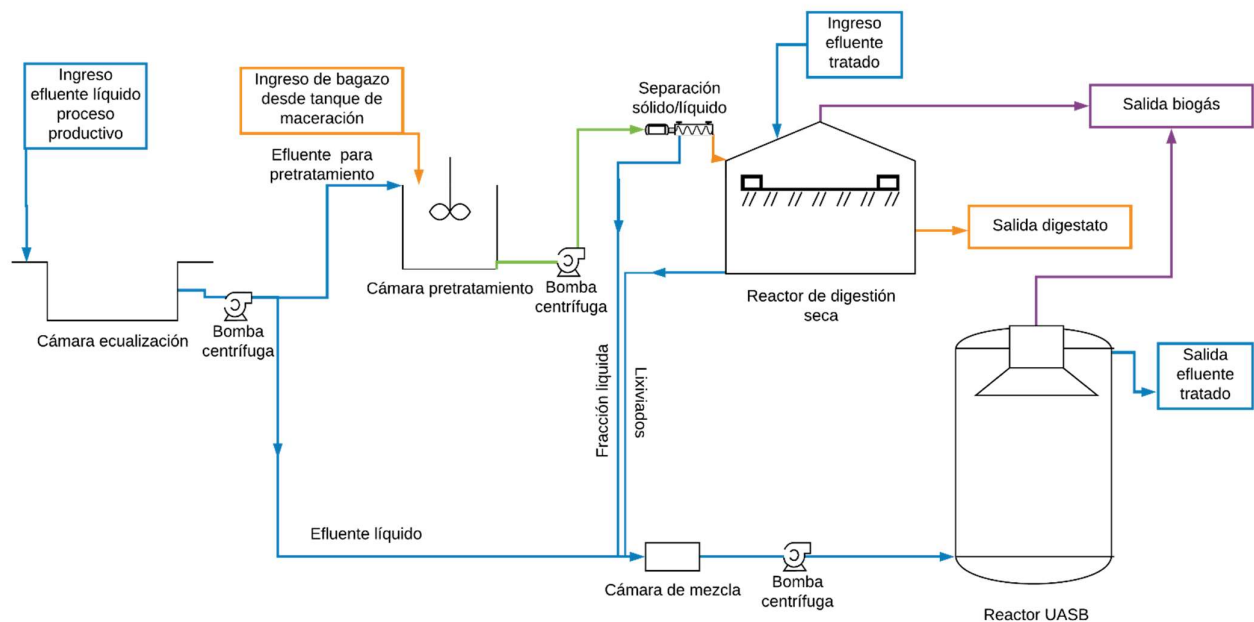


Figura 5-1. Esquema del sistema de tratamiento propuesto (Fuente: Elaboración propia).

El tratamiento del efluente líquido generado durante el proceso productivo se propone realizarlo en un reactor de tipo “UASB”. Este es acumulado con un tiempo de permanencia determinado en una cámara de ecuilización y es luego conducido a caudal constante hacia el reactor, donde será expuesto a la digestión anaerobia por microorganismos. Paralelamente a esto, el bagazo se tratará con el mismo mecanismo en un reactor de sólidos.

Para que la digestión de los sólidos ocurra de manera eficiente, estos deben ser expuestos primeramente a una etapa de pretratamiento. Durante esta operación se somete al residuo de malta a un pretratamiento tanto ácido como térmico. Se suministra un agente químico para provocar una caída de pH, que luego es neutralizado previo a finalizar el



pretratamiento. Además, durante esta operación se realiza una mezcla entre una parte de efluente líquido (desviado de la conducción hacia el reactor UASB) para generar condiciones favorables para el pretratamiento.

Finalizado el pretratamiento, previo a la carga del reactor de sólidos con el residuo de malta acondicionado para la digestión anaerobia, se realiza una operación de separación sólido/líquido. Esto tiene como objetivo lograr el contenido de agua adecuado para una digestión seca. La fracción líquida resultante de esta operación es conducida para unificarse a la corriente de alimentación del reactor UASB.

Como última etapa del tratamiento del bagazo, la fracción seca de la operación de separación sólido/líquido se descarga en un reactor de sólidos similar a los de tipo “garaje”. Debido al tiempo necesario para que este tipo de sustrato se estabilice, la carga se realiza una vez por jornada durante 30 días. Estas cargas son puntuales, no en forma continua. Alcanzadas las 30 cargas el reactor se cierra de forma definitiva y se mantiene durante 30 días más para completar la estabilización de todo el sustrato cargado. Durante los 30 días requeridos para la estabilización del sustrato en el reactor lleno, la operación se alterna con un segundo reactor de las mismas medidas y diseño.

Durante todo el proceso el sustrato es rociado con efluente tratado, proveniente del punto de descarga del sistema de tratamiento. Los lixiviados, que contienen una alta concentración de precursores de la metanogénesis, son conducidos hacia el reactor UASB.

Por último, todas las corrientes líquidas que confluyen en el reactor UASB serán tratadas en esta unidad. Para favorecer a una alimentación uniforme respecto de sus concentraciones (DQO, DBO, sólidos volátiles, etc.), estas corrientes confluyen primeramente en una pequeña cámara de mezcla. Desde aquí, el efluente resultante es impulsado hacia los puntos de ingreso del reactor. Durante la digestión anaerobia dentro de la unidad, se produce la degradación de gran parte de la carga orgánica, la liberación y captación del biogás generado como consecuencia.

El biogás captado es conducido hacia un sistema de tratamiento y purificación. Este tiene como objetivo acondicionar el biogás para que resulte apto para su utilización. Se espera cubrir así gran parte de los requerimientos energéticos del proceso productivo.

Cabe destacar que debido a las características propias de los reactores anaerobios, la carga orgánica del efluente emitido desde estas unidades no cumple con los parámetros requeridos para su vuelco. Es por esto que resulta necesario completar el tratamiento con al menos una etapa de sedimentación, y posteriormente tratamiento biológico aerobio. Estas



unidades no son diseñadas y dimensionadas en este informe, ya que escapan a los límites y objetivos del proyecto.

5.2 Cámara de pretratamiento

En cuanto al pretratamiento y en base a lo publicado por Panjičko et al., (2015), se propone utilizar una combinación del pretratamiento ácido y el térmico. Se realizará un tratamiento llevando una mezcla de bagazo y efluente líquido a pH 2 mediante el agregado de ácido clorhídrico (HCl) al 30%. Se seleccionó este compuesto debido a que se utiliza comúnmente en la industria de producción de cerveza, en operaciones de limpieza de los equipos.

Respecto del pretratamiento térmico, esto se realiza a una temperatura de alrededor de 95°C. Para la selección de la temperatura se tuvo en cuenta tanto la eficiencia del tratamiento, como la energía necesaria para producir el calentamiento en términos de biogás. El calor se proporciona a través de una serpentina ubicada cercana al fondo de la cámara de pretratamiento por la cual circula vapor. Este vapor proviene de la misma fuente desde la cual se proporciona calor a las operaciones del proceso productivo.

Para asegurar una condición de homogeneidad durante toda la operación de pretratamiento, la cámara cuenta con un sistema de mezcla. Para esto se dimensiona un sistema con impulsor de flujo axial.

5.3 Separación Sólido-Líquido

La principal condición para considerar una digestión anaerobia como seca, es por supuesto que contenga una cantidad determinada de humedad. Es necesario que los sustratos presenten una concentración de sólidos totales de entre 30 y 40%.

Para esto se selecciona un equipo de tipo tornillo prensa horizontal. Este tipo de unidades presenta robustez y es usualmente utilizado en sistemas de tratamiento de digestión anaerobia para distintos sustratos. Son unidades de fácil operación e instalación. Otra ventaja es que por la forma de descarga esta puede realizarse directamente en la zona de carga del reactor de digestión anaerobia seca, lo cual facilita esta tarea.

5.4 Reactor de digestión anaerobia seca

Para la digestión de los residuos de malta y de los tipos disponibles de reactores de digestión seca se selecciona el de tipo “garaje” como base para el diseño. Normalmente este tipo de reactores se cargan con el sustrato y se mantienen cerrados hasta la estabilización



de los mismos. En el caso en estudio esto no resulta aplicable debido a la periodicidad con la que se genera el residuo de malta.

Para la adaptación de estos reactores a los requerimientos del proceso se diseña un sistema de carga que permita realizar esto manteniendo aisladas del exterior las reacciones que ocurren en el reactor de sólidos. De esta manera se puede realizar la carga durante 30 jornadas de trabajo. Una vez lleno el reactor se mantiene cerrado herméticamente hasta poder realizar la descarga del sustrato estabilizado.

Estos reactores cuentan con una parte del piso inclinado, del lado de donde se realiza la carga. Esto permite que el sustrato no se acumule de este lado del reactor, favoreciendo una carga homogénea en el volumen disponible. Para la colección de lixiviados, parte del piso cuenta con placas perforadas o de “falso fondo”. El lixiviado pasa a través de este y es colectado y conducido hacia la cámara de mezcla ubicada previo al ingreso al reactor UASB.

5.5 Reactor UASB

Dentro de las operaciones de tratamiento secundario, para el tratamiento del efluente líquido se seleccionó un reactor tipo UASB. Esta tecnología es comúnmente utilizada en la industria de la producción de cerveza. Además, para este tipo de efluente se han reportado eficiencias de remoción superiores al 90% en términos de DQO. Estos reactores no poseen complejidad para su operación, además de esta resultar económica.

5.6 Tratamiento y almacenamiento de biogás

De forma general, no es posible la utilización del biogás extraído de una planta de biogás. Esto se debe a los distintos constituyentes específicos del mismo. Es por este motivo que previo a su utilización el biogás debe someterse a una serie de etapas de purificación.

El biogás crudo se encuentra saturado en vapor de agua. Además del metano y el dióxido de carbono, normalmente el biogás está compuesto por impurezas como el sulfuro de hidrógeno (H_2S).

El sulfuro de hidrogeno es tóxico y se lo reconoce por su olor similar al de huevos podridos. Este puede combinarse con el vapor de agua para formar ácido sulfúrico. Este tipo de ácido resulta altamente perjudicial para los componentes que canalizan al biogás (tuberías, sopladores, etc).

Debido a lo anteriormente mencionado se seleccionan diferentes equipos para el tratamiento y purificación del biogás generado. En primer lugar se realiza la remoción de los compuestos derivados del azufre. Esto se debe a su peligrosidad y para proteger equipos y accesorios de su acción corrosiva. Para esto se selecciona un filtro que funciona como una



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

torre rellena. Se produce una remoción fisicoquímica por la interacción de los compuestos derivados del azufre y el medio filtrante. Se selecciona este mecanismo por sobre los reactores de remoción biológica debido a su menor costo de operación y simplicidad. Además el medio puede renovarse y recuperarse, aumentando así su vida útil.

Luego de la desulfuración se procede a la remoción de humedad e impurezas. Para esto se selecciona un filtro de tres capas. Se retienen además en esta etapa cualquier residuo de azufre elemental que no haya sido retenido durante la etapa anterior.

Luego de las dos etapas de tratamiento ya descritas se obtiene un biogás compuesto en su mayoría por metano (60-65%) y dióxido de carbono. En esta composición el biogás resulta apto para su utilización en equipos de generación eléctrica. Para su utilización como combustible, en cambio, es necesario hacer lo que se conoce comúnmente como “upgrading”. Esto es la remoción de dióxido de carbono prácticamente en su totalidad y así obtener biometano. Para esto se seleccionan filtros de membrana donde la separación ocurre por difusión de los componentes del biogás a través de los microporos de estas.

La principal ventaja de este tipo de equipos es su baja complejidad de instalación y costo. Además en caso el caudal de biogás a tratar aumente, pueden instalarse de forma modular. Poseen una larga vida útil.

Una vez obtenido el biometano este no se acumula, sino que se lo utiliza para satisfacer los requerimientos energéticos del proceso productivo. Sin embargo se propone la instalación de un gasómetro. Esto es para absorber las posibles variaciones en el caudal de liberación de biogás desde el reactor UASB. Además permite alimentar al sistema de tratamiento y al proceso productivo a presiones constantes.

Por último se propone la instalación de una antorcha. Este tipo de dispositivos deben estar en cualquier instalación de generación y tratamiento de biogás. La misma se accionará en casos de emergencia o parada de planta. Cuando no resulta posible utilizar el biogás o acumularlo se lo quema dentro de la cámara de combustión de la antorcha. De esta manera se libera a la atmosfera principalmente dióxido de carbono, el cual tiene un menor impacto como gas de efecto invernadero que el metano.



6 Memoria de cálculos

En esta sección se presentan las ecuaciones y cálculos realizados para el dimensionamiento de las distintas unidades que conforman el sistema de tratamiento seleccionado.

En el **Anexo 3** se presenta una lista detallada de las abreviaturas utilizadas a lo largo de esta sección.

6.1 Desbaste

Debido a las características de la generación del efluente de este tipo de industrias y especialmente en el caso de estudio, no resulta necesario la instalación de un sistema de rejas o tamices. La presencia de sólidos en el efluente que puedan entorpecer el tratamiento es poco probable. Además, estas industrias cuentan con canaletas de recolección las cuales se encuentran cubiertas por rejas las cuales retienen en una primera instancia sólidos de gran tamaño.

Para el desbaste del efluente líquido se propone la instalación de una “jaula” en el punto de entrada a la cámara de equalización. Esta se construye con rejas de malla cuadrada. Para la determinación del tamaño de paso se toma como referencia un sistema de rejas finas, siendo este de 2,5 cm.

Para determinar las dimensiones de la jaula se considera que se corresponda con las dimensiones de ancho de la cámara de equalización (desarrollado más adelante). También se tiene en cuenta que la limpieza se realizara de forma manual, pudiendo ser esta retirada para la remoción de sólidos y vuelta a instalar inmediatamente después. No se espera que lleguen una gran cantidad de sólidos a este punto por lo que la limpieza de esta forma no debería resultar inconveniente. Las dimensiones de la jaula se muestran a continuación.

$$l_{\text{jaula desbaste}} = 0,5 \text{ m}$$

$$w_{\text{jaula desbaste}} = 1,5 \text{ m}$$

$$h_{\text{jaula desbaste}} = 0,5 \text{ m}$$



6.2 Cámara de ecualización

Para el cálculo de esta unidad se parte del caudal promedio informado, considerando variaciones de hasta un 20%.

$$\dot{Q}_{prom} = 3,7 \frac{m^3}{h}$$

$$\dot{Q}_{max} = 4,4 \frac{m^3}{h}$$

$$\dot{Q}_{min} = 3,0 \frac{m^3}{h}$$

Como se describió en secciones anteriores, a la salida de la cámara de ecualización una parte del flujo se bombeará de forma diferenciada a la unidad de pretratamiento de bagazo, y el resto continuará hacia la unidad de tratamiento biológico. Si bien se desarrollará con mayor especificidad sobre este tema más adelante en esta sección, se definen a continuación estos dos caudales, en la siguiente **Ecuación 6-1**.

Ecuación 6-1. División del flujo a la salida de la cámara de ecualización.

$$\dot{Q}_{promedio} = \dot{Q}_{pretratamiento} + \dot{Q}_{reactor\ biológico}$$

$$\dot{Q}_{pretratamiento} = 0,4 \frac{m^3}{h}$$

$$\dot{Q}_{reactor\ biológico} = 2,94 \frac{m^3}{h}$$

Para la selección del tiempo de permanencia se considera que la generación del efluente no es de manera continua durante la jornada de trabajo. Esto se realiza para asegurar una alimentación continua al sistema de tratamiento en general, y al reactor biológico en particular.

$$t_p = 24\ h$$

A partir de la **Ecuación 6-2** se calcula el volumen de la cámara de ecualización necesario para las situaciones de caudal promedio y pico máximo. Se utiliza el valor de caudal promedio para continuar con el diseño y luego se verifica que las dimensiones sean acordes para situaciones de caudal pico. El valor para la altura de la cámara fue adoptado para asegurar factibilidad en la construcción. Además de las dimensiones obtenidas a partir de los cálculos se considera un resguardo de 0,3 m.



Ecuación 6-2. Volumen de cámara de eculización.

$$\text{Volumen [m}^3\text{]} = Qt_p$$

$$V_{Q_{prom}} = 88,8 \text{ m}^3$$

$$V_{Q_{max}} = 105,6 \text{ m}^3$$

$$h = 2,5 \text{ m}$$

$$r = 0,3 \text{ m}$$

Para la geometría de la cámara se evaluaron el diseño cilíndrico y el prismático rectangular. Se selecciona finalmente el prismático rectangular dado que para una misma área superficial y al ajustar las dimensiones a valores que faciliten la construcción, se obtiene un volumen acorde incluso para situaciones de caudal pico. Además la disposición rectangular facilita el establecimiento un flujo continuo, minimizando la formación de cortocircuitos/remolinos.

Se adoptó una relación entre el largo y el ancho de la cámara de 1,5:1. Los valores se calcularon a partir de la **Ecuación 6-3**.

Ecuación 6-3. Volumen calculado a partir del largo, ancho y altura de la cámara.

$$V_{\text{cámara eculización}} = LW(h + r)$$

$$L = 7,5 \text{ m}$$

$$W = 5 \text{ m}$$

En base a las dimensiones obtenidas se calcula el volumen resultante definitivo, considerando además el resguardo de seguridad. Las dimensiones definitivas de la unidad se presentan en la siguiente **Tabla 6-1**.



Tabla 6-1. Dimensiones finales y parámetros operacionales de la cámara de equalización.

Dimensión	Unidades	Valor
Caudal ingreso	m ³ /h	3,34
Caudal pretratamiento	m ³ /h	0,4
Caudal reactor biológico	m ³ /h	2,94
Tiempo de permanencia	h	24
Resguardo	m	0,3
Altura	m	2,5
Largo	m	7,5
Ancho	m	5
Volumen	m ³	98

6.3 Cámara de pretratamiento

Como se ha descrito anteriormente, es necesario aplicar un pretratamiento al bagazo para tanto aumentar su degradabilidad como para acelerar el procesos de degradación. Para esto se seleccionó una combinación de pretratamiento térmico con ácido, y su posterior neutralización para continuar el proceso dentro del sistema de tratamiento.

Por jornada de producción se generan dos cocciones de 10000 litros de mosto en cada una. Las cocciones son consecutivas, por lo que la generación del bagazo a lo largo de una jornada se genera en dos momentos puntuales. No hay una generación continua a lo largo de la jornada. El pretratamiento se realizará una vez colectado todo el bagazo generado del día, ya que el tiempo necesario para el pretratamiento y el tiempo transcurrido entre los dos eventos de generación no permiten que se realice por separado para cada uno de estos eventos. Además, de esta manera se necesitan menos horas hombre de trabajo para llevar a cabo la operación, y presenta mayor practicidad.

El bagazo se genera con una humedad del 80%. Teniendo esto en consideración y el volumen ocupado por los granos sin hidratar en la maceración, se estima el volumen ocupado por el bagazo emitido luego del macerado. La cantidad de efluente líquido incorporado en la matriz del bagazo se calcula a partir de la **Ecuación 6-4**, mientras que el volumen ocupado por la cantidad de bagazo generado por jornada de producción a partir de la **Ecuación 6-5**. La densidad del grano sin hidratar se calculó empíricamente, mientras que la del efluente líquido se asumió igual a la del agua.

$$ST = 20\%$$

$$\delta_{grano\ de\ malta} = 0,7 \frac{kg}{l}$$



$$\dot{Q}_{\text{pretratamiento}} = 9,6 \frac{m^3}{d}$$

$$\dot{m}_{\text{bagazo}} = 4800 \frac{kg}{d}$$

Ecuación 6-4. Efluente líquido contenido en la matriz de bagazo por kg de bagazo.

$$V_{\text{efluente en bagazo}} \left[\frac{l}{kg} \right] = \frac{\dot{m}_{\text{bagazo}} (1 - (ST/100))}{\dot{m}_{\text{bagazo}}}$$

Ecuación 6-5. Volumen ocupado por el bagazo generado por jornada de producción.

$$V_{\text{bagazo}} [m^3] = \frac{\left(V_{\text{efluente en bagazo}} \dot{m}_{\text{bagazo}} + \dot{m}_{\text{bagazo}} \frac{ST}{100} / \delta_{\text{grano de malta}} \right)}{1000}$$

$$V_{\text{efluente en bagazo}} = 0,8 \frac{l}{kg}$$

$$V_{\text{bagazo}} = 5,2 m^3$$

Al realizar la mezcla entre el efluente líquido destinado al pretratamiento y el bagazo, y asumiendo volúmenes aditivos, se calcula el volumen total ocupado por la mezcla como se muestra en la siguiente **Ecuación 6-6**. Como se menciona anteriormente los valores expresan volúmenes por jornada de producción.

Ecuación 6-6. Volumen ocupado por la mezcla entre el bagazo de una jornada y el efluente necesario para realizar el pretratamiento.

$$V_{\text{efluente+bagazo}} = \dot{Q}_{\text{pretratamiento}} d + V_{\text{bagazo}}$$

$$V_{\text{efluente+bagazo}} = 14,8 m^3$$

Como se explicó anteriormente, el tiempo necesario para realizar el pretratamiento es de 4 horas. Para el cálculo del volumen necesario para la unidad de pretratamiento no se toma en cuenta el tiempo de permanencia, método utilizado en otras unidades del sistema, sino que se considera el volumen de la mezcla calculado en la **Ecuación 6-6**.

Adoptando un valor para la altura de la cámara de pretratamiento se calcula el área superficial de la cámara de pretratamiento, según la siguiente **Ecuación 6-7**. Se adopta al



igual que en unidades anteriores un resguardo de 0,3 m, que representa un 20% de la altura adoptada para la unidad.

$$h = 1,5 \text{ m}$$

$$r = 0,3 \text{ m}$$

Ecuación 6-7. Cálculo del área superficial.

$$A_{\text{superficial}} [\text{m}^2] = \frac{V_{\text{efluente+bagazo}}}{h}$$

$$A_{\text{superficial}} = 9,9 \text{ m}^2$$

En cuanto a la geometría de la unidad de pretratamiento se realiza el diseño para una cámara cilíndrica. Esto, como se verá más adelante en el presente capítulo, presenta ventajas para llevar a cabo la operación de mezcla, necesaria para completar satisfactoriamente la etapa de pretratamiento. Adoptando un diseño cilíndrico se puede calcular el diámetro de la unidad de pretratamiento a partir de la **Ecuación 6-8**. Utilizando la **Ecuación 6-9** se calcula el volumen de la cámara a partir de las dimensiones obtenidas.

Ecuación 6-8. Cálculo de diámetro de reactor a partir del área superficial.

$$d_{\text{tanque pretratamiento}} [\text{m}] = 2 \sqrt{\left(\frac{A_{\text{superficial}}}{\pi}\right)}$$

$$d_{\text{tanque pretratamiento}} = 3,5 \text{ m}$$

Ecuación 6-9. Cálculo de volumen de la cámara de pretratamiento.

$$V_{\text{cámara pretratamiento}} = \pi \left(\frac{d}{2}\right)^2 (h + r)$$

$$V_{\text{cámara pretratamiento}} = 17,3 \text{ m}^3$$

6.3.1 Pretratamiento ácido

Según lo informado por la **Cervecería A**, el efluente líquido posee un pH que varía entre 11 y 6. Esto depende principalmente al proceso que se esté llevando a cabo al momento de realizar la medición. Para los cálculos de diseño se adoptó el valor promedio de 8,5. En cuanto al bagazo, según lo informado en Mathias et al., 2015, se toma un valor de pH de 5,4. Esto se verifica con el valor de pH buscado para producir un macerado de calidad, que se encuentra entre 5,6 y 5,2.



Utilizando la **Ecuación 6-10** se calcula el pH resultante de la mezcla entre el efluente y el bagazo. Esta ecuación representa un balance de iones hidronio o protones. Es una manera aproximada de predecir el pH resultante de la mezcla y así tener un valor estimado de las cantidades tanto de ácido como base necesarios para llevar a cabo el pretratamiento. En el caso del bagazo, se considera que las especies responsables del pH se encuentran en la fracción de agua de la matriz (80% humedad).

Ecuación 6-10. Cálculo aproximado del pH resultante de la mezcla entre bagazo y efluente para el pretratamiento.

$$pH_{efluente+ba} = -\log \left[\frac{V_{efluente} 10^{-pH_{efluente}} + 0.8m_{bagazo} 10^{-pH_{bagazo}}}{V_{efluente+bagazo}} \right]$$

$$pH_{efluente+bag} = 6$$

El pretratamiento ácido se realizará a pH=2. Como se explicó anteriormente se propone la utilización de HCl 30% (300 g/l) ya que es un insumo utilizado por las cervecerías para llevar adelante protocolos de limpieza y desinfección de los equipos. Para el cálculo de la cantidad de ácido a incorporar a la mezcla necesaria para alcanzar el pH deseado se utiliza la **Ecuación 6-11**. Esta ecuación se obtiene de plantear un balance de protones al mezclar dos volúmenes con concentraciones de protones conocidas.

Ecuación 6-11. Cálculo del volumen necesario de HCl 30% para alcanzar el pH de pretratamiento.

$$(V_{efluente} + 0.8m_{bagazo})10^{-pH_{efluente+bagazo}} + V_{HCl}[H^+]_{HCl\ 30\%} = (V_{efluente} + 0.8m_{bagazo} + V_{HCl\ 30\%})10^{-pH_{pretratamiento}}$$

$$V_{HCl\ 30\%} = \frac{(V_{efluente} + 0.8m_{bagazo})(10^{-pH_{efluente+bag}} - 10^{-p_{pretratamiento}})}{10^{-pH_{pretratamiento}} - [H^+]_{HCl\ 30\%}}$$

$$V_{HCl\ 30\%} = 16,3 \frac{l}{d}$$

Completado el pretratamiento, tanto ácido como térmico, la mezcla de bagazo y efluente debe llevarse a un pH acorde para llevar a cabo la degradación anaerobia. Esto es necesario realizarlo previo a la etapa de separación sólido-líquido. Al igual que al agregar el ácido, la cantidad de líquido contenido en la mezcla de efluente y bagazo permite lograr una condición de homogenización. Para esto también se instala un sistema de mezcla, que se desarrolla más adelante en este capítulo.

El pretratamiento se considera finalizado cuando la mezcla de bagazo y efluente se mantuvo a $pH = 2$ y $T_{pretratamiento} = 95^{\circ}C$ durante 4 horas. Una vez finalizado se realiza una separación sólido-líquido para obtener el bagazo pre tratado y el efluente líquido por separado. Estas dos corrientes continúan por etapas diferentes para completar el tratamiento.



Para que esto sea posible es necesario llevar la mezcla, previo a la operación de separación sólido-líquido a un pH acorde para que se lleve adelante la degradación anaerobia de ambas corrientes.

Utilizando el mismo criterio que para la selección del ácido a utilizar, se propone la incorporación a la mezcla de una solución de hidróxido de sodio (NaOH). Este producto es muy utilizado en las cervecerías en la etapa básica de los protocolos de limpieza y desinfección de equipos. Usualmente se lo utiliza en concentraciones entre 30 y 50%. El pH objetivo para continuar el tratamiento es de $pH = 6,5$. Tomando en cuenta una concentración de NaOH de 30%, para determinar el volumen exacto necesario para llevar el pH del valor de pretratamiento al pH para la digestión es necesario la realización de ensayos de neutralización. Por cuestiones de practicidad se toma como valor de referencia un volumen similar al definido para el HCl. Si bien tanto los valores definidos de forma analítica de los volúmenes necesarios de ácido y base para completar el pretratamiento son aproximados, permiten definir dimensiones de equipos de dosificación y considerar todo esto en el cálculo de costos para la operación de la planta. Los valores se pueden determinar con mayor precisión durante la puesta a punto, una vez instalados los equipos y unidades.

$$V_{NaOH\ 30\%} = 16 \frac{l}{d}$$

Para la dosificación de los productos químicos utilizados durante el pretratamiento se deben tener en cuenta diferentes aspectos. La alternativa de realizar una dosificación de forma manual no resulta atractiva ya que puede entorpecer la operación del sistema de tratamiento. Además resulta riesgoso manipular de esta forma los compuestos mencionados a tan alta concentración.

Para esto se selecciona un equipo de operación manual para dosificación de productos químicos, como el que se muestra en la siguiente **Figura 6-1**, uno para cada reactivo.



Figura 6-1. Equipo manual de dosificación para productos químicos.

Este equipo cuenta con una capacidad de 500 l, de esta manera los productos pueden ser repuestos una vez al mes facilitando la operación. El material de fabricación es PEH y sus dimensiones se muestran a continuación.

$$h_{\text{equipo dosificación}} = 1,15 \text{ m}$$

$$d_{\text{equipo dosificación}} = 0,8 \text{ m}$$

$$d_{\text{tapa equipo dosificación}} = 0,24 \text{ m}$$

Para la dosificación el equipo cuenta con una bomba dosificadora con un flujo de 60 l/h, una presión de trabajo de 10 bar y con regulación manual de caudal.

6.3.2 Pretratamiento térmico

La etapa térmica del pretratamiento debe realizarse a 95°C. Para calcular el calor necesario a aplicar a la mezcla primero debe conocerse la temperatura inicial de esta. El bagazo y el efluente líquido se encuentran a diferentes temperaturas al momento de realizar la mezcla. Según lo informado por la **Cervecería A**, el efluente líquido y el bagazo presentan las siguientes temperaturas promedio:

$$T_{\text{efluente}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{bagazo}} = 65^{\circ}\text{C}$$

Para el cálculo de la temperatura de la mezcla se tienen en cuenta los calores específicos del grano de malta y del agua. Si bien la composición del efluente líquido es



distinta a la del agua y por consiguiente también lo es su calor específico, para los cálculos se utiliza la del agua ya que esta variación no representa un cambio relevante en los resultados. Por otro lado, no es necesario predecir con total exactitud la temperatura de la mezcla. Este valor se utilizará para conocer el orden de magnitud de la energía necesaria para llevar esta temperatura a la de pretratamiento, y que porcentaje representa de la energía generada por el sistema en su totalidad. A continuación se informan los calores específicos utilizados en los cálculos. En el caso de la malta se utilizó el informado por Marqués (s. f).

$$c_{malta} = 1,674 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

$$c_{agua} = 4,184 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

Teniendo en cuenta el agua contenida en el bagazo, utilizando la siguiente **Ecuación 6-12** se calcula el calor específico del mismo.

Ecuación 6-12. Cálculo del calor específico del bagazo

$$c_{bagazo} \left[\frac{kJ}{kg^{\circ}C} \right] = 0,2c_{malta} + 0,8c_{agua}$$

$$c_{bagazo} = 3,682 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

Para el cálculo de la temperatura resultante de la mezcla se utiliza la **Ecuación 6-13**. Esta surge de asumir que al realizar la mezcla no se producirá una pérdida de calor. Existirá un intercambio de energía de la masa caliente hacia la masa más fría, provocando el cambio en la temperatura, pero la energía del sistema se mantendrá constante. De esta manera se igualan los calores para averiguar el valor de la temperatura resultante.

Ecuación 6-13. Cálculo de temperatura resultante de la mezcla de bagazo y efluente líquido.

$$m_{efluente}c_{agua}(T_{efluente+bag} - T_{efluente}) = m_{bagazo}c_{bagazo}(T_{bagazo} - T_{efluente+bag})$$

$$T_{efluente+bag} [^{\circ}C] = \frac{m_{efluente}c_{agua}T_{efluente} + m_{bagazo}c_{bagazo}T_{bagazo}}{m_{efluente}c_{efluente} + m_{bagazo}c_{bagazo}}$$

$$T_{efluente+bag} = 40,7^{\circ}C$$



Como se menciona anteriormente, es necesario calcular la energía requerida para que la masa de mezcla de bagazo y efluente alcance la temperatura de pretratamiento. Es importante conocer esto y trasladarlo a la cantidad de biogás que representa. Más adelante, se calculará que porcentaje representa de lo generado por el sistema. Esto debe repetirse para todas las etapas del tratamiento donde sea necesario utilizar energía.

$$T_{\text{pretratamiento}} = 95^{\circ}\text{C}$$

Para calcular la energía necesaria para el calentamiento se utiliza la **Ecuación 6-14**. La energía se expresa como el calor a aplicar para provocar un cambio de una temperatura inicial a una final, de una determinada masa de sustancia. Esta energía será necesaria para el calentamiento de lo producido en una jornada de trabajo.

Ecuación 6-14. Cálculo de la energía necesaria para alcanzar la temperatura de pretratamiento.

$$Q_{\text{pretratamiento}} [\text{kJ}] = (m_{\text{efluente}} c_{\text{agua}} + m_{\text{bagazo}} c_{\text{bagazo}}) (T_{\text{pretratamiento}} - T_{\text{efluente+b}})$$

$$Q_{\text{pretratamiento}} = 3141024 \text{ kJ}$$

A partir de la energía necesaria se calcula la cantidad de biogás requerido, utilizando la siguiente **Ecuación 6-15**. Se considera una composición de biogás de 65% metano y 35% dióxido de carbono y el poder calorífico del mismo para esta composición. Este valor representa la energía obtenida a partir de la combustión de un m^3 de biogás. El volumen de biogás es en condiciones normales de presión y temperatura.

$$\text{Poder calorífico}_{\text{biogás } 65\% \text{ CH}_4} = 24300 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3}$$

Ecuación 6-15. Cálculo del biogás necesario consumir para realizar el pretratamiento.

$$\text{Biogás consumido}_{\text{pretratamiento}} [\text{m}^3] = \frac{Q_{\text{pretratamiento}}}{\text{Poder calorífico}_{\text{biogás } 65\% \text{ CH}_4}}$$

$$\text{Biogás consumido}_{\text{pretratamiento}} = 129,3 \text{ m}^3$$

En caso se utilice para esto una versión de biogás mejorada y purificada (biometano), el volumen utilizado para cada operación de pretratamiento es el siguiente.

$$\text{Biometano consumido}_{\text{pretratamiento}} = 84 \text{ m}^3$$

Sistema de calentamiento

Como sistema de calentamiento se instalará una serpentina por la cual circulará un fluido caliente. El dimensionamiento se realiza siguiendo los lineamientos dados en Perry,



Green, & Maloney, 1997. La serpentina se ubicará cerca del fondo de la cámara. De esta manera se aprovecha la convección natural generada por el contacto entre las zonas del fluido a distintas temperaturas. Se espera que esto generará una mezcla, además del sistema de mezcla propio de la cámara, que favorecerá a que el calentamiento se produzca en menor tiempo y de manera más homogénea.

Se listan a continuación recomendaciones adoptadas a partir de las cuales luego se dimensiona la serpentina:

- Separación entre la serpentina y el fondo de la cámara 0,0508-0,1524 m (2-6 pulgadas).
- Distancia a las paredes de la cámara 0,1524 m (6 pulgadas).
- Distancia máxima entre las vueltas de la serpentina 0,6 m.
- Diámetro interno recomendado de tubería 0,0508 m.
- *Schedule* recomendado 10.

Teniendo en cuenta estas recomendaciones y adaptándolas a las dimensiones de la cámara de pretratamiento, se definen los siguientes parámetros para el sistema de calentamiento:

- Separación entre serpentina y paredes de la cámara: 0,15 m.
- Distancia entre vueltas de serpentina: 0,3 m.

En cuanto a las dimensiones de la serpentina, el largo de la misma se define a partir de una esquematización. Se traza la serpentina en el espacio disponible según las dimensiones de la cámara y los parámetros definidos anteriormente. El esquema se muestra en la siguiente **Figura 6-2**. La longitud se obtiene a partir de lo calculado por el software utilizado para realizar el esquema (AutoCAD).

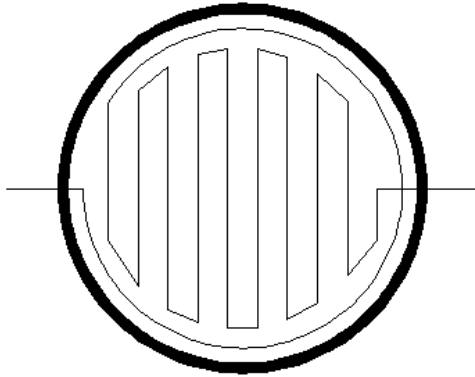


Figura 6-2. Esquema de la serpentina del sistema de calentamiento, vista superior (Fuente: Elaboración propia).

$$l_{serpentina} = 34 \text{ m}$$

$$d_{serpentina} = 0,0508 \text{ m (2 pulgadas)}$$

Una vez obtenido el valor de la longitud, junto con el diámetro definido para la tubería y utilizando la **Ecuación 6-16** se calcula el área superficial de la serpentina. Este valor es de gran utilidad para definir posteriormente el tiempo necesario para alcanzar la temperatura de pretratamiento. Este tiempo se calcula a partir de la **Ecuación 6-17**, que se extrajo de Perry et al., 1997. Para el cálculo del calor específico se considera la composición de la masa total respecto de bagazo y efluente líquido.

Ecuación 6-16. Cálculo de área superficial de la serpentina.

$$A_{superficial} [m^2] = 2\pi \left(\frac{d}{2}\right) l$$

$$A_{superficial} = 5,4 \text{ m}^2$$

Ecuación 6-17. Calentamiento isotérmico con serpentina en tanque (Perry et al., 1997).

$$\ln \left(\frac{T_{fluido\ caliente} - T_{inicial\ fluido\ frío}}{T_{fluido\ caliente} - T_{final\ fluido\ frío}} \right) = \frac{UA\theta}{mc}$$

$$\theta [h] = \ln \left(\frac{T_{fluido\ caliente} - T_{inicial\ fluido\ frío}}{T_{fluido\ caliente} - T_{final\ fluido\ frío}} \right) \frac{(m_{efluente} + m_{bagazo})(0.67c_{agua} + 0.33c_{bagazo})}{3,6UA}$$



El término “U” representa el coeficiente global de transferencia de calor, expresado en $\frac{W}{m^2 \cdot C}$. En la **Ecuación 6-17** se lo multiplica por 3,6 para que sea consistente con las unidades utilizadas para expresar el calor específico, quedando expresado en $\frac{kJ}{hm^2 \cdot C}$. Este coeficiente varía dependiendo de la naturaleza de los fluidos caliente y frío, y con el material utilizado para la serpentina. También influyen otros parámetros como la velocidad del fluido, viscosidad, etc.

Las plantas de producción de cerveza poseen sistemas que proveen agua a una temperatura cercana a los 100°C constantemente, dado que esta se utiliza en varias etapas del proceso productivo y en grandes volúmenes. Por lo tanto, esta sería una alternativa para utilizar como fluido caliente. Otra alternativa es la utilización de vapor. Algunas cervecerías poseen sistemas de circulación de vapor para llevar a cabo las acciones de calentamiento del proceso. En caso que se encuentre disponible, el vapor representa la mejor alternativa dado que trabaja a mayor temperatura, así como también disminuye el requerimiento de agua para llevar a cabo el proceso de pretratamiento haciéndolo más eficiente.

Según lo informado en la base de datos de Engineering Toolbox, 2001, para serpentinas con circulación de vapor, inmersas en soluciones acuosas y en condiciones de agitación el coeficiente U puede variar entre 800-1200 $\frac{W}{m^2 \cdot C}$. Estos valores son consistentes con los informados por Perry et al. (1997), correspondiendo el límite inferior a materiales como el acero inoxidable, y el límite superior del rango a materiales con mayor capacidad de transferencia de calor como el cobre. Para el caso de utilizar agua como fluido caliente, el coeficiente U varía entre 500-800 $\frac{W}{m^2 \cdot C}$.

En cuanto al tiempo necesario para alcanzar la temperatura de pretratamiento se evalúan las condiciones límite para ambas alternativas de fluido caliente. Los resultados se presentan a continuación. Se muestran además las temperaturas consideradas para ambos fluidos calientes al momento de realizar los cálculos de tiempo.

$$T_{\substack{\text{vapor} \\ \text{fluido} \\ \text{caliente}}} = 150^{\circ}C$$

$$\theta_{\substack{\text{vapor} \\ \text{fluido} \\ \text{caliente}}} = 2,6 - 1,7 \text{ h.}$$

$$T_{\substack{\text{agua} \\ \text{fluido} \\ \text{caliente}}} = 100^{\circ}C$$



$$\theta_{\substack{\text{agua} \\ \text{fluido} \\ \text{caliente}}} = 14,7 - 9,2 \text{ h.}$$

Se puede observar en base a los resultados que la utilización de agua como fluido caliente resulta operativamente imposible de utilizar. En cuanto al vapor se observa que a las ventajas mencionadas anteriormente en esta sección se suma el bajo tiempo necesario para alcanzar la temperatura de pretratamiento. Cabe repetir el hecho de que al ser U función de una gran cantidad de variables difíciles de medir, no es posible predecir un tiempo exacto. Sin embargo, dados los resultados obtenidos se puede concluir que la etapa de calentamiento en el pretratamiento puede ser llevada a cabo sin problemas dentro de una jornada de producción.

6.3.3 Sistema de mezcla

El sistema de mezcla resulta necesario para asegurar la homogenización tanto de la temperatura como del pH durante el pretratamiento. Esto es requerimiento para realizar un tratamiento de calidad y alcanzar los resultados esperados. Además de la homogenización, uno de los requerimientos propios del sistema de tratamiento propuesto es minimizar la incorporación de oxígeno disuelto. Esto es de relevancia especialmente durante la etapa de pretratamiento ya que durante la mezcla es donde más se expondrá.

El primer paso para el diseño y dimensionamiento del sistema de mezcla es la selección del tipo de impulsores o agitadores. Los principales tipos de agitadores mecánicos son los de flujo axial, radial y de paso cerrado. Estos se diferencian principalmente, además de en la disposición y geometría de las paletas, en el patrón de flujo que se genera en el tanque de mezcla.

Para el caso de este trabajo es conveniente un impulsor de flujo axial. Estos impulsores generan un flujo que se desprende desde las paletas del impulsor y luego retorna hasta la zona central de las mismas. Los impulsores se caracterizan por presentar aspas o paletas dispuestas en un ángulo menor a 90°, típicamente se disponen a 45°. Se muestra esto en la siguiente **Figura 6-3**. Estos impulsores se utilizan industrialmente para realizar el mezclado de líquidos y para la suspensión de sólidos, situación que se ajusta al presente caso.

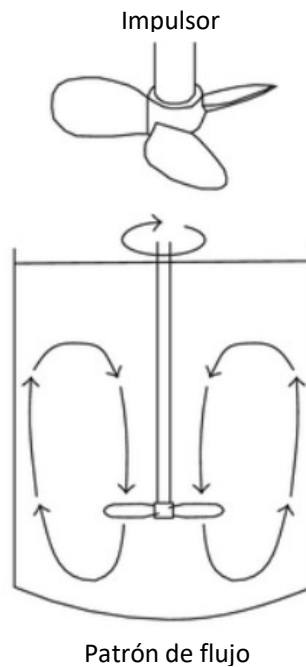


Figura 6-3. Patrón de flujo e impulsores característicos de los sistemas de mezcla de flujo axial (Fuente: Paul, Atiemo-Obeng, & Kresta, 2004).

La siguiente consideración es la instalación de tabiques o “baffles”. Típicamente estos consisten de superficies solidas ubicadas cercanas a las paredes del tanque de mezcla, interrumpiendo la circulación de flujos tangenciales generados por el impulsor. La principal función de los tabiques es la transformación de estos flujos tangenciales en flujos verticales. Esta acción promueve que se genere una condición de mezcla “top-to-bottom”, una circulación entre el fondo y la parte superior del tanque, minimizando la incorporación de aire a la mezcla.

En caso que se realice una mezcla de un fluido de baja viscosidad en un tanque sin la instalación de tabiques, se promueve la formación de un vórtice o remolino. Esto se muestra en la siguiente **Figura 6-4**. Esto genera un aumento en la circulación de flujo radial, y si el centro del vórtice alcanza el impulsor debido a un aumento en la velocidad de rotación se producirá un gran ingreso de aire al sistema. Además de esto, el movimiento del vórtice puede provocar oscilaciones del tanque de mezcla, que sumado al resto de los efectos puede producir un movimiento que ponga en peligro la integridad de la unidad. El resultado de contrarrestar estos efectos con la instalación de tabiques se ejemplifica en la **Figura 6-5**.

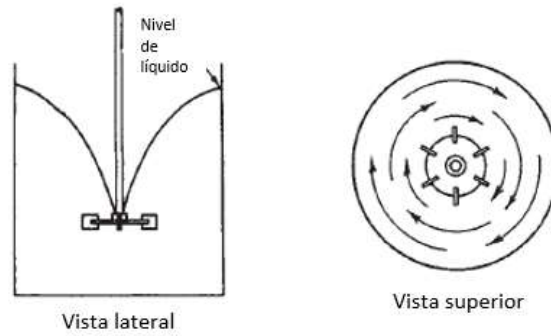


Figura 6-4. Efecto de vórtice o remolino por agitación en un tanque sin tabiques (Fuente: Perry et al., 1997).

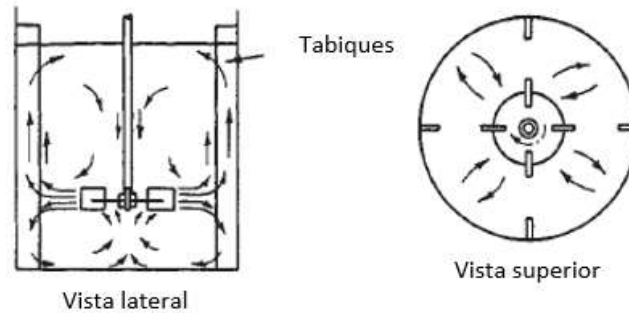


Figura 6-5. Patrón de flujo en un tanque con tabiques instalados (Fuente: Perry et al., 1997).

Según lo recomendado en Paul et al., 2004, una configuración estándar consta de 4 tabiques verticales, cuyo ancho (w_{tabique}) se determina como el 8 o 10% del diámetro del tanque, como se muestra en la **Ecuación 6-18**. Es deseable dejar un espacio entre el tabique y la pared del tanque. Esto sirve para evitar la formación de zonas muertas o cortocircuitos, sobre todo por la presencia de sólidos en la mezcla. Para la determinación de este espacio ($f_{\text{tabique pared}}$) se utiliza la **Ecuación 6-19**. Los resultados de estos parámetros se muestran a continuación.

Ecuación 6-18. Cálculo de ancho de tabique.

$$w_{\text{tabique}} [m] = \frac{d_{\text{tanque pretratamiento}}}{12}$$

$$w_{\text{tabique}} = 0,3 \text{ m}$$

Ecuación 6-19. Cálculo de espacio entre tabique y la pared del tanque.

$$f_{\text{tabique pared}} [m] = (0,015)d_{\text{tanque pretratamiento}}$$



$$f_{\text{tabique pared}} = 0,05 \text{ m}$$

Para el dimensionamiento de las paletas del impulsor, típicamente los sistemas de flujo axial se instalan con 4 paletas. Para el cálculo de las dimensiones del impulsor se utiliza la **Ecuación 6-20** y **6-21**, según lo recomendado en Perry et al., 1997. Se presenta a continuación también el ángulo de inclinación (α_{paletas}) de las paletas.

Ecuación 6-20. Cálculo de diámetro del impulsor.

$$d_{\text{impulsor}} [m] = \frac{d_{\text{tanque pretratamiento}}}{2}$$

$$l_{\text{paletas}} [m] = \frac{d_{\text{tanque pretratamiento}}}{4}$$

$$l_{\text{paletas}} = 0,8 \text{ m}$$

$$\alpha_{\text{paletas}} = 45^\circ$$

Ecuación 6-21. Cálculo de ancho de paletas.

$$\frac{w_{\text{paletas}}}{f_{\text{tabique pared}}} [m] = 0,177$$

$$w_{\text{paletas}} = 0,2 \text{ m}$$

Para determinar la posición del impulsor dentro del tanque, primero se considera la posición del impulsor respecto del eje central del tanque. Si se dispone el impulsor fuera del eje central se genera un aumento en la circulación vertical del fluido. Este es un parámetro sensible ya que una mínima variación en la posición del eje del impulsor respecto del eje del tanque puede provocar movimientos erráticos, resultando contraproducente para el resultado deseado. Se determina por lo tanto instalar el impulsor con su eje alineado con el del tanque de mezcla. Para determinar la distancia del impulsor al fondo del tanque ($E_{\text{impulsor fondo}}$) se utiliza la recomendación de Paul et al., 2004 que se muestra en la **Ecuación 6-22**.



Ecuación 6-22. Cálculo de la distancia del impulsor al fondo del tanque de mezcla.

$$0,17 \leq \frac{E_{impulsor} [m]}{d_{tanque\ pretratamiento}} \leq 0,34$$

$$E_{impulsor\ fondo} = 0,8$$

Una vez dimensionado el impulsor y definida la disposición del mismo respecto del tanque de mezcla, el paso siguiente es la determinación de la velocidad de giro durante la operación y la potencia necesaria de aplicar. Para esto, teniendo ya determinado el volumen de la cámara de mezcla, se define el gradiente de velocidad.

Para las operaciones que requieren mezclas rápidas, como la coagulación, se utilizan impulsores de flujo radial. Las mezclas rápidas comprenden gradientes de velocidad elevados, de entre 300 y 1200 s⁻¹. En cambio, en operaciones como la floculación que utilizan turbinas de flujo axial, se presentan mezclas lentas con una distribución uniforme de gradientes de velocidad sobre todo el tanque, con valores entre 10 y 70 s⁻¹.

Los valores de gradiente expresados para cada situación de mezcla, son específicos para las operaciones de coagulación y floculación respectivamente. En el caso en estudio la operación de mezcla presenta características de estas acciones. Se necesita generar una mezcla completa para asegurar un pH y temperatura homogénea, aprovechando el patrón de flujo generado por el impulsor de tipo axial, y evitando la mayor incorporación de oxígeno posible. Por estas razones se adopta un gradiente de velocidad intermedio entre los límites de las situaciones previamente descritas.

$$G = 200 \frac{1}{s}$$

Con el valor de gradiente de velocidad adoptado y utilizando la siguiente **Ecuación 6-23** se calcula la potencia disipada por el impulsor. El término μ representa la viscosidad del fluido sobre el que se realiza la operación de mezcla. Para esto se utiliza el valor de viscosidad del agua dado que la presencia del bagazo, granos en estado sólido y en baja concentración, no modifica el valor de este parámetro.

$$\mu_{efluente+b} = 0,001 \frac{kg}{ms}$$

Ecuación 6-23. Cálculo de la potencia disipada por el impulsor.

$$P_{disipada} [W] = G^2 \mu_{efluente+bagazo} V_{cámara\ pretratamiento}$$



$$P_{dissipada} = 692,7 \text{ W}$$

El próximo parámetro a definir es la velocidad de rotación del impulsor (N). Para esto se utiliza la siguiente relación expresada en la **Ecuación 6-25**, donde N_p representa el número de potencia. Este parámetro es adimensional y es proporcional a la relación entre la fuerza de rozamiento que actúa sobre una unidad de área del impulsor y la fuerza de inercia. Cuando la unidad de mezcla contiene deflectores el número de potencia tiene una buena relación con el número de Reynolds. Este se calcula como se muestra en la **Ecuación 6-24**. En esta ecuación, utilizando el mismo criterio que para el caso de la viscosidad se selecciona el valor de densidad del agua. Esta relación se presenta en la siguiente **Figura 6-6**.

Ecuación 6-24. Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{Nd_{impulsor}^2 \rho_{efluente+bagazo}}{\mu_{efluente+bagazo}}$$

$$\rho_{efluente+bag} = 1000 \frac{kg}{m^3}$$

Ecuación 6-25. Cálculo de velocidad de rotación del impulsor.

$$N[rps] = \sqrt[3]{\frac{P}{K \rho_{efluente+bagazo} d_{impulsor}^5}}$$

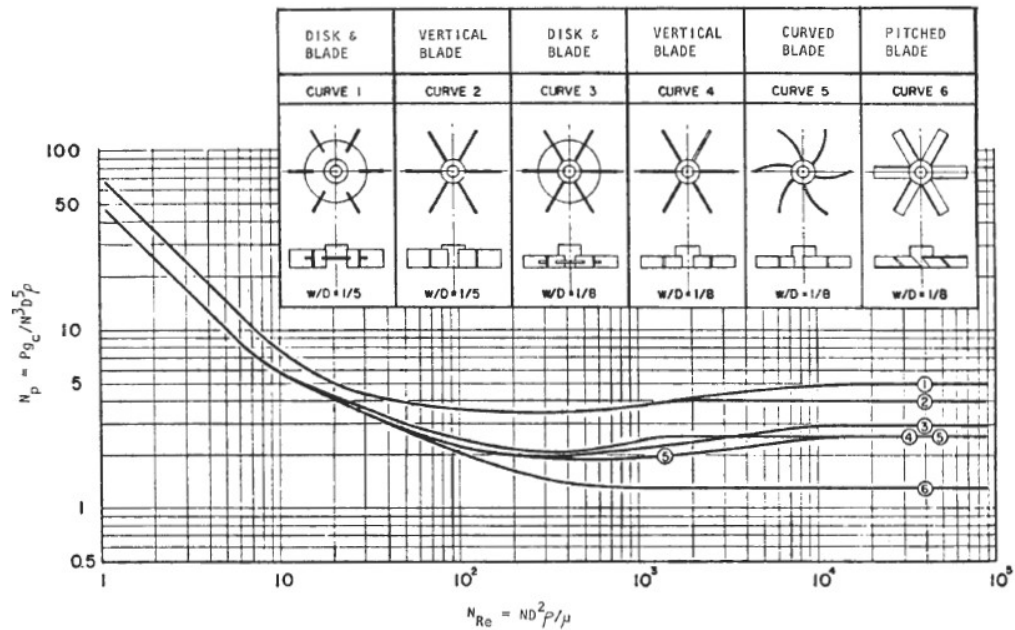


Figura 6-6. Relación entre el número de Reynolds y el número de potencia, según tipo de impulsor (Fuente: Walas, 1990).

Se calcula en primer lugar la velocidad de rotación. Para esto se adopta un valor de número de potencia para régimen turbulento, esto es números de Reynolds mayores a 10000, para el tipo de impulsor correspondiente. En la **Figura 6-6** está representado por la curva número 6.

$$N_p = 1,5$$

$$N = 0,35 \text{ rps}$$

A partir del valor calculado de velocidad se calcula el número de Reynolds. Esto se hace para verificar el valor asumido de número de potencia.

$$Re = 15067$$

El valor obtenido muestra que durante la mezcla el fluido se encuentra en régimen turbulento. Por lo tanto el número de potencia asumido se verifica correctamente.

Para la selección del motor a instalar se parte de la potencia disipada calculada anteriormente. Es necesario considerar además una eficiencia de motor alejada de la idealidad, y las pérdidas de potencia debidas a la fricción. Según lo expuesto por Uribe, 2013 se considera lo siguiente. La potencia del motor necesario se calcula a partir de la **Ecuación 6-26**. El término $1,34 \times 10^{-3}$ que multiplica a la potencia disipada durante la mezcla es para la conversión de la unidad de potencia de W a HP



$$\eta_{motor\ de\ mezcl} = 0,7$$

$$Pérdidas\ por\ fricción = 35\%$$

Ecuación 6-26. Cálculo de la potencia de motor necesario para la operación de mezcla.

$$P_{motor\ de\ mezcla} [HP] = \frac{(1,34 \times 10^{-3}) P_{disipada} \left(1 + \frac{Pérdidas\ por\ fricción}{100} \right)}{\eta_{motor\ de\ mezcla}}$$

$$P_{motor\ de\ mezcla} = 1,79\ HP$$

A partir de lo calculado se determina que es necesario instalar un motor de $P_{motor\ de\ mezcla} = 2\ HP$.

En la siguiente **Tabla 6-2** se resumen las dimensiones y parámetros operacionales relevantes de la unidad de pretratamiento.



Tabla 6-2. Dimensiones finales y parámetros operacionales de la cámara de pretratamiento.

Dimensión	Unidad	Valor
Cámara de mezcla		
Altura	m	1,5
Resguardo	m	0,3
Diámetro	m	3,5
Volumen	m ³	17,3
Tiempo pretratamiento	h	4
Pretratamiento ácido		
Dosificación HCl 30%	l/d	16,3
Dosificación NaOH 30%	l/d	16
pH pretratamiento	pH	2
pH neutralización	pH	6,5
Pretratamiento térmico		
Temperatura pretratamiento	°C	95
Biogás consumido	m ³ /d	129,3
Largo serpentina	m	33,7
Diámetro serpentina	m	0,0508
Tiempo de calentamiento	h	2,6-1,7
Sistema de mezcla		
Ancho tabiques	m	0,3
Separación tabiques-pared	m	0,05
Diámetro impulsor	m	1,6
Angulo paletas impulsor	°	45
Ancho paletas	m	0,2
Separación fondo-impulsor	m	0,8
Potencia motor de mezcla	HP	2

6.4 Separación Sólido-Líquido

Una vez terminada la etapa de pretratamiento es necesario realizar la separación entre el bagazo y el efluente. Luego cada corriente será tratada más adelante en el sistema en reactores diferenciados.

El bagazo llega a la etapa de pretratamiento con un contenido de sólidos totales promedio de $\%ST_{bagazo} = 20$. Al incorporar el efluente para generar la mezcla, se obtiene una concentración de sólidos totales de $\%ST_{mezcla\ pretratamiento} = 6 - 7\%$. La concentración de sólidos totales promedio del efluente, si bien es conocida, no se considera en el cálculo ya que es despreciable frente a la concentración del bagazo. No es un cambio significativo operacionalmente.

Según los resultados informados por Panjičko et al., 2017 la exposición del bagazo a un pretratamiento como el propuesto en este trabajo y como parte del mismo, se produce una disminución en la masa de este de aproximadamente 30%. Esto es necesario considerarlo



tanto para la determinación del equipo de separación sólido-líquido, como para el dimensionamiento del reactor de digestión anaerobia seca.

Para el sistema de digestión anaerobia seca seleccionado la concentración de sólidos totales del sustrato a digerir debe estar en el rango $\%ST_{\text{digestión seca sustrato}} = 30 - 40\%$.

Considerando un valor promedio de sólidos totales como objetivo para el sustrato a digerir, se deben obtener los parámetros que se muestran a continuación. Cabe aclarar nuevamente que esta etapa del proceso se realiza en “batch” y no de manera continua. Es decir que las cantidades obtenidas por jornada de producción se generan en un solo evento, y no distribuidas a lo largo de la jornada.

$$V_{\text{efluente+b}} = 14,8 \frac{m^3}{d}$$

$$\dot{m}_{\text{sustrato bagazo}} = 1920 \frac{kg}{d}$$

$$\%ST_{\text{sustrato bagazo}} = 35\%$$

$$Q_{\text{separación S/L efluente}} = 11,657 \frac{m^3}{d}$$

Para la selección del equipo a utilizar, además de los parámetros ya mencionados, es necesario tener en cuenta que las fases obtenidas luego del proceso de separación puedan ser colectadas de manera eficiente y minimizando las pérdidas. Con esto se asegura que las corrientes sólida y líquida continúen sus procesos de tratamiento correspondientes dentro del sistema.

De las alternativas disponibles para realizar la operación de separación sólido-líquido, se selecciona el tornillo prensa horizontal fabricado por la compañía WAMGROUP®, modelo SEPCOM®, como el que se muestra en la **Figura 6-7**. A diferencia de los filtros de bandas a presión, la tecnología seleccionada presenta un diseño más robusto y menos requerimientos en cuanto a las condiciones de la línea de alimentación. Además es una unidad de operación y puesta a punto más sencilla que las demás alternativas consideradas.

Por otro lado, debido a su diseño y tamaño, puede instalarse próximo a la zona de alimentación del reactor de digestión de sólidos, facilitando la tarea de carga del mismo. Las



líneas de entrada y de salida pueden comunicarse con la fuente y sumidero, respectivamente, mediante distintos tipos de conexiones, ya sea por cañería o conexiones flexibles.

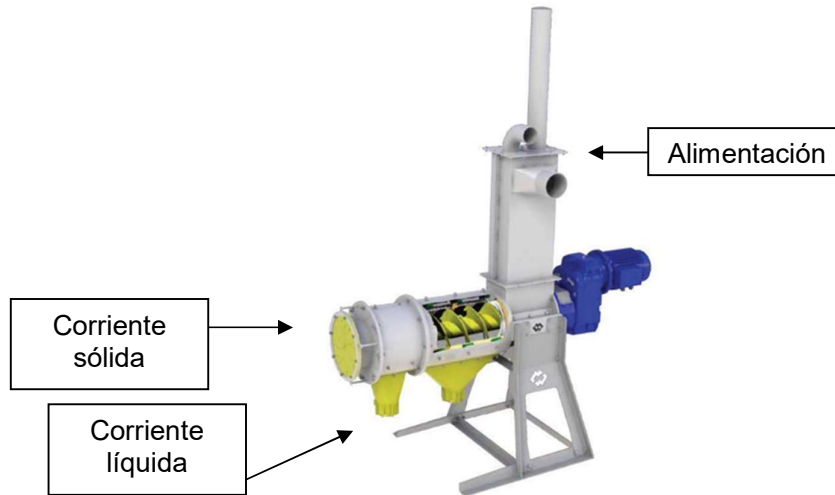


Figura 6-7. Separador sólido-líquido de tornillo (Fuente: WAMGROUP®).

La sección de alimentación cuenta con un depósito de compensación y tolva de desbordamiento. La carcasa está construida de acero inoxidable, la cual incluye el tornillo sin fin transportador y una cesta cilíndrica de tamizado. En esta se separa los sólidos de los líquidos que fluyen a través del tamiz, mientras que la fracción sólida continúa siendo transportada hacia la boca de descarga. El motorreductor consta de un motor eléctrico y un reductor de engranajes, equipado con un eje de salida ranurado que se encuentra acoplado directamente al tornillo transportador.

El proveedor ofrece estos filtros en 3 presentaciones de distinto tamaño y capacidad. Como se analizó previamente, la separación debe realizarse sobre una cantidad de $V_{efluente+baga} = 14,8 \frac{m^3}{d}$. De los modelos disponibles, el modelo SEPCOM® 015 posee una capacidad máxima de alimentación de 15 m³/h. Esto lo hace adecuado para el presente sistema. Las dimensiones de este modelo de filtro esquematizadas en la siguiente **Figura 6-8** se resumen en la **Tabla 6-3**.

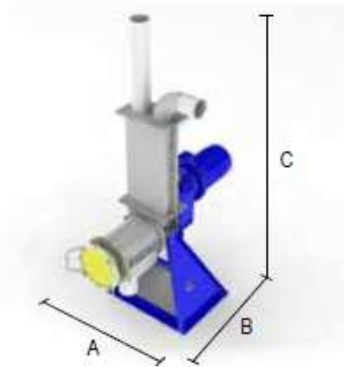


Figura 6-8. Dimensiones del modelo de filtro seleccionado (Fuente: Catálogo del proveedor WAMGROUP®).

Tabla 6-3. Dimensiones del filtro SEPCOM® 015 (Fuente: Catálogo del proveedor WAMGROUP®).

SEPCOM® 015	
A [mm]	650
B [mm]	1200
C [mm]	1800
Potencia consumida [kW]	2,2
Peso [kg]	120
Capacidad máxima [m ³ /h]	15

6.5 Reactor de digestión anaerobia seca

Para el diseño y dimensionamiento de la unidad de digestión de la corriente sólida se parte del concepto de funcionamiento de los reactores tipo “batch” o “garaje”, descrito en el capítulo de Análisis de Alternativas.

Típicamente este tipo de reactores, como lo indica su nombre, funcionan en “batch”. Esto significa que se realiza la carga del reactor, se cierra de manera hermética y vuelve a abrirse para su descarga una vez completada la degradación del sustrato. Dado que esto no es compatible para degradar sustratos que se generan de manera semi-continua, se deben realizar modificaciones y adaptaciones.

Como se describió anteriormente el sistema cuenta con dos reactores para la digestión de la corriente sólida. Estos reactores son iguales en tamaño y funcionamiento, y se disponen dentro del sistema de manera paralela entre sí. Según lo informado por Panjičko et al. (2017), son necesarios en promedio 30 días para la estabilización del bagazo como sustrato de la



digestión anaerobia. Teniendo en cuenta este tiempo y el sustrato generado por jornada laboral se calcula el volumen ocupado utilizando la **Ecuación 6-27**.

$$t_p = 30 \text{ d}$$

$$\dot{m}_{\text{sustrato}} = 1920 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\%ST_{\text{sustrato}} = 35\%$$

$$\delta_{\text{bagazo}} = 0,7 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

Ecuación 6-27. Cálculo de volumen de sustrato acumulado.

$$V_{\text{sustrato acumulado}} [\text{m}^3] = \left(\frac{\dot{m}_{\text{sustrato}} \frac{\%ST}{100}}{\delta_{\text{bagazo}}} + \dot{m}_{\text{sustrato}} \frac{100 - \%ST}{100} \right) \frac{t_p}{1000}$$

$$V_{\text{sustrato acumulado}} = 66,2 \text{ m}^3$$

Para el volumen del reactor, se considera un volumen activo del mismo del 75% (Lüthi, 2014). Esto es para considerar un espacio para amortiguar posibles picos en la producción del sustrato. Teniendo esta consideración el volumen del reactor de sólidos queda como se muestra a continuación.

$$V_{\text{reactor sólidos}} = 88,3 \text{ m}^3$$

El reactor cuenta con una zona de carga especialmente diseñada y con un fondo perforado e inclinado para la distribución uniforme del sustrato. Esto hace que para facilitar la construcción del reactor y sus componentes se seleccione una geometría rectangular por sobre la cilíndrica. Adoptando un valor fijo para la altura, las dimensiones del reactor se calculan como se muestra a continuación. En base a las dimensiones obtenidas y considerando valores factibles para la construcción se calcula el volumen definitivo para el reactor de sólidos, en la siguiente **Ecuación 6-28**.

$$h_{\text{reactor sólidos}} = 3 \text{ m}$$

Ecuación 6-28. Cálculo de las dimensiones del reactor de sólidos.

$$V_{\text{reactor sólidos}} = L_{\text{reactor sólidos}} W_{\text{reactor sólidos}} h_{\text{reactor sólidos}}$$



$$L_{\text{reactor sólidos}} = W_{\text{reactor sólidos}}$$

$$L_{\text{reactor sólidos}} = 5,5 \text{ m}$$

$$W_{\text{reactor sólidos}} = 5,5$$

$$V_{\text{reactor sólidos}} = 90,75 \text{ m}^3$$

La siguiente **Figura 6-9** muestra un esquema donde se indican las dimensiones definidas anteriormente para el reactor de sólidos.

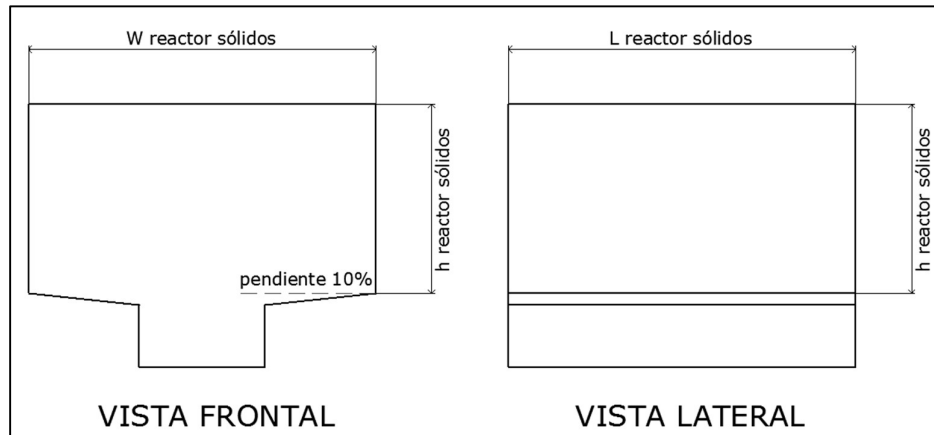


Figura 6-9. Esquema del reactor de sólidos (Fuente: Elaboración propia).

6.5.1 Sistema de carga/alimentación

El sistema de carga cuenta con dos partes componentes principales: una tolva de carga y dos tornillos transportadores (uno para cada reactor). La tolva se conecta con los tornillos transportadores a través de válvulas de tipo compuerta de accionamiento manual. De la misma manera, cada tornillo transportador se conecta con su reactor correspondiente a través de válvulas compuerta. La tolva cuenta además con un cerramiento hermético, también de apertura manual. La instalación tiene esta disposición para poder realizar las cargas diarias, sin exponer al ambiente el interior de los reactores. Esto es de suma importancia debido a la peligrosidad de los gases generados.

La carga del reactor de sólidos se realiza una vez finalizada la operación de macerado del proceso productivo. Para realizar el transporte y carga del bagazo desde el tanque de macerado se propone la utilización de un tornillo transportador con capacidad para su desplazamiento. La siguiente **Figura 6-10** muestra un ejemplo de este tipo de unidad. Tanto



el volumen de la tolva como las características del tornillo necesarias, son las mismas que se desarrollan a continuación en la presente sección.



Figura 6-10. Ejemplo de tornillo sinfín para la carga del reactor de sólidos con el bagazo proveniente del reactor de macerado (Fuente: autor desconocido).

Para el dimensionamiento de la tolva, primeramente se considera que pueda contener el volumen de sustrato generado durante una jornada. El volumen ocupado por el sustrato de una jornada se calculó con la **Ecuación 6-27**, adoptando un valor para el tiempo de permanencia de 1 día. Al volumen obtenido se le suma un factor de seguridad de un 20%. Este es un valor alto, pero se tiene en cuenta no solo un posible pico en la producción de sustrato, sino también que el espacio de trabajo para la carga sea suficiente y se minimicen las complicaciones. Se obtiene el siguiente valor para el volumen de la tolva.

$$V_{tolva} = 2,64 m^3$$

necesario

En cuanto a la geometría de la tolva, se considera este volumen para una forma cilíndrica. Para la conexión con los tornillos transportadores, el fondo será de forma cónica aunque esto no se tiene en consideración para el volumen. Se definen los siguientes valores para el diámetro y altura de la tolva.

$$d_{tolva} = 1,5 m$$

$$h_{tolva} = 1,5 m$$

Para estas dimensiones se obtiene el volumen que se muestra a continuación.

$$V_{tolva} = 2,65 m^3$$



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Como se mencionó, los reactores de sólidos funcionan en un sistema semicontinuo. Esto es, la carga se realiza una vez por jornada, durante 30 jornadas, hasta cerrarlo definitivamente hasta la estabilización del sustrato. Es por esto que por medidas de seguridad es necesario asegurar que no existan fugas de gases. Para esto, sumado a las válvulas de compuerta ya mencionadas, se propone instalar un sistema de cerramiento para la tolva como se muestra a continuación en las siguientes **Figuras 6-11, 6-12 y 6-13**. Este sistema tiene la ventaja de ser utilizado ampliamente en las unidades del proceso productivo por lo que resulta conocido para el sector.



Figura 6-11. Vista frontal de la compuerta propuesta para la tolva de carga (Fuente: Elaboración propia).



Figura 6-12. Vista lateral de la compuerta propuesta para la tolva de carga (Fuente: Elaboración propia).



Figura 6-13. Vista lateral de la compuerta propuesta para la tolva de carga (Fuente: Elaboración propia).

Como se menciona anteriormente, la carga de los reactores se realizará a través de tornillos transportadores. Estos moverán la carga de sustrato desde la tolva hasta el reactor deseado. Cada reactor contará con un tornillo transportador, y estos serán de igual dimensión y se dispondrán de igual manera.

Para el dimensionamiento de los tornillos transportadores se comienza por definir la masa de sustrato a transportar, la distancia a recorrer y el tiempo en el que se quiere completar la operación. Estos parámetros se muestran a continuación.

$$m_{\text{sustrato}} = 1920 \text{ kg}$$

$$L_{\text{transportador}} = 2 \text{ m}$$

$$t_{\text{operación}} = 0,5 \text{ h}$$

La siguiente **Figura 6-14** muestra un esquema general de un tornillo transportador, indicando las dimensiones definidas en esta sección. En este esquema el término “L” refiere al largo del tornillo, “D” al diámetro del tornillo y “d” al diámetro del eje. Estas dimensiones se calculan a continuación.

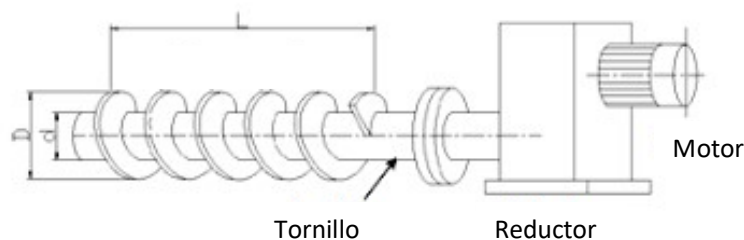


Figura 6-14. Esquema de un tornillo transportador (Fuente: Autor desconocido).



A partir de estos parámetros definidos y a partir de lo indicado en el manual de ingeniería titulado “Screw conveyor catalog & engineering manual” (Screw conveyor catalog & engineering manual, s.f) se dimensionan el diámetro del tornillo, velocidad de giro, potencia necesaria y diámetro del eje del tornillo. En este manual se encuentran listados y clasificados distintos tipos de materiales.

En la siguiente **Tabla 6-4** se muestran los datos correspondientes para el material del presente caso.

Tabla 6-4. Clasificación del material a transportar para el dimensionamiento del tornillo transportador (Screw conveyor catalog & engineering manual, s.f).

Material	Densidad [lbs/ft ³]	Código del material	Factor de potencia “F”
Bagazo	55-60	C45	0,8

A partir de la anterior **Ecuación 6-27** (para un tiempo de permanencia de 1 día) se define el volumen ocupado por el sustrato en m³. Luego se pasa a unidades de ft³, y con el parámetro de $t_{operación}$ se calcula el caudal volumétrico. Multiplicando este valor con el término de densidad en lbs/ft³ de la **Tabla 6-4** se obtiene el siguiente caudal volumétrico, que se define como máxima capacidad deseada (MCD).

$$Q_{volumetrico\ sustrato} \left[\frac{ft^3}{h} \right] = 156 \frac{ft^3}{h}$$

$$MCD \left[\frac{lbs}{h} \right] = 9357 \frac{lbs}{h}$$

A partir de la tabla expuesta en el **Anexo 3** se define que el canal contenedor del tornillo trabaja a una capacidad del 30% para este tipo de material. De la misma tabla se puede determinar el diámetro del tornillo a partir del valor de capacidad a máxima velocidad en RPM más cercano al calculado (caudal volumétrico). A partir de este valor, dividiéndolo por la capacidad a 1 RPM se determina la velocidad de giro. Estos valores se muestran a continuación.

$$D_{tornillo\ transportador} = 6 i$$

$$S [RPM] = 105 RPM$$



Para definir la potencia necesaria, primero se calcula el término “H” aplicando la siguiente **Ecuación 6-29**.

Ecuación 6-29. Término H para el cálculo de la potencia necesaria para el transporte.

$$H = \frac{l_{transportador}(D * S + MCD * F)}{1000000}$$

$$H = 0,0615$$

En la **Ecuación 6-29** el término D se extrae de la **Tabla Anexo 3-2**. Este toma valores diferentes dependiendo del diámetro del tornillo, y del tipo de soporte de giro utilizado. Para este caso se selecciona un soporte de tipo ruleman metálico a bolas. Una vez obtenido el valor de “H”, para calcular la potencia necesaria se utiliza la siguiente **Ecuación 6-30**. En esta ecuación el término P adopta valores dependiendo del valor calculado para el término H. En este caso P=2 cuando H tiene un valor menor a 1.

Ecuación 6-30. Cálculo de potencia necesaria.

$$Potencia [HP] = \frac{H * P}{0,9}$$

$$Potencia [HP] = 0,14 HP$$

En base a los cálculos se determina la instalación de un motor de 0,5 HP para el funcionamiento del tornillo transportador.

Basándose en la información expuesta en la **Tabla Anexo 3-3**, se determina el diámetro mínimo para el eje del tornillo, valor que depende del diámetro del tornillo. De esta misma tabla podemos observar el valor de máxima potencia aceptada para el tipo de tornillo. En el presente caso la máxima potencia aceptada para este tipo de tornillo y según la velocidad de operación es 6,25 HP. Por lo tanto la selección de un motor de 0,5 HP se encuentra dentro del rango aceptado.

$$d_{\text{eje}} = 2 \text{ in}$$

tornillo

6.5.2 Sistema de irrigación/lavado

En el reactor de digestión de sólidos se produce la degradación del bagazo. Si bien en esta etapa se genera biogás, se espera que este sea de una calidad mucho menor al que se produce en el reactor de tipo UASB de la etapa siguiente. Esto ocurre debido a que durante la degradación producida por los microorganismos, esta no alcanza la etapa de



metanogénesis (ocurre en un muy bajo nivel). Esto significa que una gran parte de los compuestos orgánicos complejos se degradan a los precursores del metano.

Para que la etapa de metanogénesis pueda llevarse adelante es necesario transportar estos precursores al reactor UASB. Para esto, a través de un sistema de recirculación, el sustrato en descomposición es regado con efluente tratado previo a su descarga (baja concentración de los compuestos relevantes al proceso de metanogénesis). Se espera que esto produzca un efecto de “lavado”, arrastrando así en la corriente líquida a los precursores para que los microorganismos correspondientes produzcan metano en el reactor UASB.

Para esto el reactor de sólidos cuenta con una fracción de su piso con un falso fondo o piso perforado, a través del cual se filtra la corriente líquida. Esta es colectada y se une al resto de las corrientes líquidas para ser tratada en el reactor UASB.

En base a lo informado en Panjičko et al., 2017 para un sistema de similares características, se define a continuación un caudal para la irrigación y “lavado” del sustrato. Se calculó un valor equivalente según la masa de sustrato a irrigar. Esto se muestra a continuación.

$$\dot{Q}_{\text{irrigación/lavado}} = 0,34 \frac{m^3}{h}$$

Para el dimensionamiento del fondo perforado se considera la instalación de una tecnología similar a la utilizada en los compartimentos de macerado durante el proceso. Esto tiene como ventaja que se trabaja con materiales e instalaciones similares y conocidas por el sector. Además, el sistema de recolección de percolado funciona de manera muy similar a la operación de lavado de grano o extracción del mosto durante la producción de cerveza. Esto asegura un buen desempeño para la recolección de los líquidos en el reactor de sólidos. El falso fondo se construye partiendo de una base soporte de forma rectangular. Sobre esta se disponen varillas cuadradas, definiendo la distancia entre estas el tamaño de paso del falso fondo.

Tomando como referencia las dimensiones recomendadas por la bibliografía consultada sobre el proceso productivo se definen las siguientes dimensiones: tamaño de paso, ancho y alto de varilla.

$$d_{\text{paso falso fondo}} = 1 \text{ mm}$$

$$w_{\text{varilla falso fondo}} = 5 \text{ m}$$



$$h_{\text{varil falso fondo}} = 4 \text{ mm}$$

Como se menciona anteriormente, parte del piso del reactor presenta una leve inclinación. Esto es para evitar acumulación de sustrato en la zona de carga y así favorecer que el mismo se distribuya de manera uniforme en el reactor. Inmediatamente después de la parte inclinada se instala el falso fondo. El área total ocupada por este tiene las siguientes medidas. En la siguiente **Figura 6-15** se muestra un esquema del falso fondo con sus dimensiones relevantes.

$$w_{\text{falso fondo}} = 2 \text{ m}$$

$$l_{\text{falso fondo}} = 5,5 \text{ m}$$

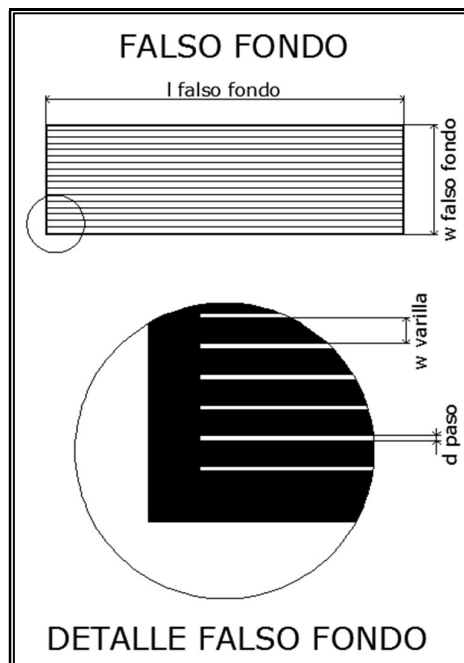


Figura 6-15. Esquema del falso fondo y sus dimensiones (Fuente: Elaboración propia).

El falso fondo debe ser posible de desmontar para facilitar su limpieza cada vez que se vacíe el reactor, o en caso sea necesario realizar tareas de mantenimiento. Para facilitar esto se propone este compuesto por 4 paneles iguales. Las medidas de los paneles se muestran a continuación.

$$w_{\text{panel falso fondo}} = 1 \text{ m}$$



$$l_{\text{panel falso fondo}} = 2,75 \text{ m}$$

El falso fondo cuenta con una canaleta para la recolección de los lixiviados, la cual está conectada a las tuberías de distribución de efluentes. Cabe aclarar que esta canaleta tiene continuidad con el piso del reactor, de otra manera se generarían pérdidas tanto de efluente como del gas generado.

Las dimensiones de la canaleta parten de las dimensiones previamente definidas para el área ocupada por el fondo perforado. Sin embargo, la profundidad de este canal se determina para que el volumen resultante asegure la acumulación del caudal irrigado durante un día entero. Las dimensiones del canal de recolección de lixiviados se muestran a continuación. La siguiente **Figura 6-16** muestra un esquema donde se indican las dimensiones del canal de lixiviados.

$$w_{\text{canal lixiviados}} = 2 \text{ m}$$

$$l_{\text{canal lixiviados}} = 5,5 \text{ m}$$

$$h_{\text{canal lixiviados}} = 1 \text{ m}$$

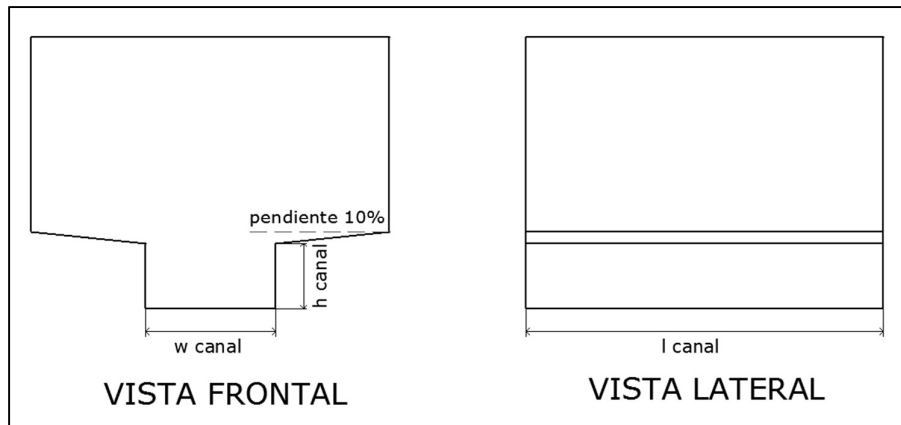


Figura 6-16. Esquema del reactor de sólidos y su canal de recolección de lixiviados (Fuente: Elaboración propia).

Las dimensiones establecidas para el canal de recolección resultan en un volumen de

$$V_{\text{canal lixiviados}} = 11 \text{ m}^3, \text{ siendo el caudal diario irrigado al reactor de sólidos } \dot{Q}_{\text{irrigación/lavado}} = 8,16 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}.$$



Por último, en la siguiente **Tabla 6-5** se resumen las dimensiones y parámetros relevantes de la unidad de digestión anaerobia seca.

Tabla 6-5. Resumen de dimensiones y parámetros para la unidad de digestión de sólidos.

Dimensión	Unidad	Valor
Reactor		
Tiempo de permanencia	d	30
Altura	m	3
Largo	m	5,5
Ancho	m	5,5
Sistema de carga		
Diámetro de tolva	m	1,5
Altura de tolva	m	1,5
Diámetro tornillo	in	6
Eje tornillo	in	2
Largo tornillo	m	2
Colección de lixiviados		
Paso falso fondo	mm	0,5
Ancho falso fondo	m	2
Largo falso fondo	m	5,5
Altura canal	m	1
Ancho canal	m	2
Largo canal	m	5,5

6.6 Reactor UASB

En el reactor anaerobio de tipo UASB se trata el total del efluente líquido generado. Para el presente sistema, este proviene de 3 fuentes principales: del proceso productivo, la corriente líquida de la operación de separación y de la corriente de recirculación del reactor de sólidos.

Una vez se mezclan las 3 corrientes, se genera un nuevo efluente que es el que será tratado en el reactor UASB. Para determinar las concentraciones de los parámetros relevantes al funcionamiento del reactor se debe realizar un balance de masa entre las 3 corrientes.

Para la corriente líquida proveniente del reactor de sólidos, se determinan las concentraciones de DQO, TS y VS en base a lo informado en Panjičko et al. (2017). Estos parámetros se calculan de forma analítica partiendo del grado de degradación esperado en el reactor de sólidos. Como se menciona anteriormente, no llegan desde esta corriente compuestos que aporten directamente los parámetros en estudio, sino que llegarán al reactor UASB como reactivos para que se produzca la reacción de metanización. Se tiene en cuenta la siguiente información para realizar la caracterización de la corriente líquida en cuestión.

$$\dot{m}_{bagazo} = 4800 \frac{kg}{d}$$



$$TS = 232 \frac{g}{kg}$$

$$VS = 96,1 \%TS$$

$$\dot{Q}_{irrigación/lavado} = 8,064 \frac{m^3}{d}$$

$$Degradación TS = 79\%$$

$$Biogás_{SSAD} = 38\%$$

$$\eta_{SSAD} = 70\%$$

De los datos presentados el término $Biogás_{SSAD}$ hace referencia al porcentaje de biogás generado en el reactor de digestión seca. Esto es, del total de biogás generado de los productos provenientes de este reactor, el 38% se genera en el reactor de sólidos. El resto se genera en el reactor UASB. Por otro lado, el término η_{SSAD} refiere a la cantidad de compuestos degradados que van a ser utilizados por los microorganismos para la generación de biogás.

Como ya se menciona, al reactor UASB llegarán los productos de la degradación de los compuestos que aportan a las concentraciones de TS, VS y DQO, siendo los dos primeros relevantes a la generación de biogás. Para facilitar este análisis, se calculan las concentraciones en términos de estos parámetros en vez de sus metabolitos. Para el cálculo de la concentración de TS en la corriente líquida proveniente del reactor de sólidos se utiliza la siguiente **Ecuación 6-31**.

Ecuación 6-31. Cálculo de la concentración de TS en la corriente líquida proveniente del lavado de sustrato en el digestor seco.

$$TS_{irrigación/lavado} \left[\frac{mg}{l} \right] = \frac{(TS \dot{m}_{bagazo}) \left(\frac{Degradación TS}{100} \right) \left(\frac{\eta_{SSAD}}{100} \right) \left(\frac{100 - Biogás_{SSAD}}{100} \right)}{\dot{Q}_{irrigación/lava}}$$

A partir de esta ecuación se obtiene la concentración en términos de TS en la corriente líquida proveniente del reactor de sólidos. De este valor y teniendo en cuenta su relación con las concentraciones de VS y DQO, se obtienen estos parámetros que se muestran a continuación.

$$TS_{irrigación/lavado} = 47347 \frac{mg}{l}$$



$$VS_{irrigación/lavado} = 45501 \frac{mg}{l}$$

$$DQO_{irrigación/lavado} = 70074 \frac{mg}{l}$$

Para el caso de la corriente líquida proveniente de la operación de separación sólido/líquido, su caracterización se calcula considerando el porcentaje de extracción de carbono orgánico total (TOC) de la fase sólida a la líquida ocurrido durante el pretratamiento.

El bagazo presenta valores de TOC de 55,5% de materia seca (Tišma, Jurić, Bucić-Kojić, Panjičko, & Planinić, 2018). De los valores ya expuestos sobre cantidad de bagazo y su contenido de humedad se determina el contenido de TOC para el bagazo.

$$TOC_{bagazo} = 111 \frac{g}{kg_{bagazo}}$$

Para un contenido de $DQO_{bagazo} = 343 \frac{g}{kg_{bagazo}}$ se presenta una relación $DQO/TOC_{bagazo} = 3,1$. El pretratamiento a 95°C y a un pH de 2 se espera una extracción de TOC del 46%, de la fase sólida a la líquida. De este valor se puede estimar que las concentraciones de TOC y DQO en la corriente líquida proveniente de la operación de separación sólido/líquido son los siguientes.

$$TOC_{separación S/L} = 18235 \frac{mg}{l}$$

$$DQO_{separación S/L} = 56530 \frac{mg}{l}$$

Es necesario aclarar que del análisis de contenido de TS del bagazo luego del pretratamiento se puede observar que este parámetro no sufre modificaciones representativas (Panjičko et al., 2015). Lo que sí se puede observar es la disminución en la masa de bagazo luego del pretratamiento, como se expuso anteriormente (aproximadamente del 30%). Es entonces esperable que el aumento del parámetro TOC medido en la corriente líquida luego de la separación sólido/líquido se deba a la solubilización de bagazo debido a las condiciones de pretratamiento. Esto es importante ya que se puede asumir que el bagazo que es tratado en el reactor de digestión anaerobia seca contiene cantidades suficientes de TS, DQO y VS para que esto pueda ser aprovechado para la generación de energía.

En la siguiente **Tabla 6-6** se muestra la caracterización y caudal de la corriente resultante de la unión de las 3 corrientes mencionadas al inicio de la sección. Estos valores se obtienen a partir de un balance de masa como el que se muestra en la siguiente **Ecuación 6-32**, tomando a la concentración de TS como ejemplo.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Ecuación 6-32. Balance de masa para el cálculo de concentraciones en el efluente resultante a tratar en el reactor UASB.

$$TS_{\text{resultante}} = \frac{\left(TS_{\text{proceso productivo}} Q_{\text{proceso productivo}} + TS_{\text{separación S/L}} Q_{\text{separación S/L}} + TS_{\text{irrigación lavado}} Q_{\text{irrigación lavado}} \right)}{Q_{\text{resultante}}}$$

Tabla 6-6. Parámetros de las corrientes de efluente líquido.

	Proceso productivo	Separación S/L	Irrigación/lavado	Resultante
Q [m³/d]	70,6	11,6	8,1	90,3
TS [mg/l]	5698	-	47347	8681
VS [mg/l]	3257	-	45500	6608
DQO [mg/l]	5340	56530	70074	17727

Debido a la evidente diferencia en las concentraciones de las 3 corrientes que componen al efluente resultante es necesario una homogeneización de estos, previo al ingreso del reactor UASB. Para esto se propone la instalación de una cámara de mezcla, donde la misma ocurre por acción de los propios caudales al ingresar a la misma.

Para el dimensionamiento de la cámara de mezcla se considera un tiempo de retención de $t_{\text{retención hidráulica}} = 1 \text{ h}$. El volumen se determina de la misma forma que en la **Ecuación 6-33**, y se considera una relación entre el largo y el ancho de $l_{\text{cámara mezcla}} / w_{\text{cámara mezcla}} = 1,5$. De estas consideraciones se obtienen los siguientes valores para las dimensiones de la cámara de mezcla.

$$t_{\text{retención hidráulica}} = 1 \text{ h}$$

$$V_{\text{cámara mezcla}} = 3,8 \text{ m}^3$$

$$h_{\text{cámara mezcla}} = 1 \text{ m}$$

$$l_{\text{cámara mezcla}} = 2,4 \text{ m}$$

$$w_{\text{cámara mezcla}} = 1,6 \text{ m}$$

En base a estos valores expuestos, a continuación se detalla el dimensionamiento de todas las partes componentes del reactor UASB.



Otro parámetro relevante es la carga orgánica volumétrica (COV). Este está definido por la cantidad en términos de masa de materia orgánica aplicada diariamente al reactor, por unidad de volumen. Se puede calcular como se muestra en la siguiente **Ecuación 6-35**, dónde el término S_0 representa la concentración inicial de sustrato en términos de DQO.

Ecuación 6-35. Cálculo de la carga orgánica volumétrica.

$$COV \left[\frac{kg \text{ DQO}}{dm^3} \right] = \frac{Q_{resultante} S_0}{V_{reactor \text{ UASB}}}$$

$$COV = 33 \frac{kg \text{ DQO}}{dm^3}$$

Para el tratamiento de efluentes industriales se recomiendan cargas orgánicas volumétricas alrededor de $15 \frac{kg \text{ DQO}}{dm^3}$, con máximos registrados de hasta 45 (Chernicharo et al., 2007). Por lo tanto el valor obtenido se encuentra dentro del rango recomendado.

6.6.1 Dimensiones y geometría

Comenzando por definir la geometría del reactor se tiene en cuenta el volumen calculado anteriormente. Para volúmenes de reactor menores a 300 m^3 se recomiendan geometrías cilíndricas.

Para definir las dimensiones del reactor se comienza por adoptar un valor para la altura. Cabe destacar que la altura a la que se hace referencia no es la altura estructural propiamente dicha, sino la del pelo de agua. Esto significa que es la altura alcanzada por el efluente previo al ingreso a los canales de recolección. Se desarrolla en base a este valor ya que es de mucha mayor relevancia que la altura estructural del reactor. En base a la bibliografía (Chernicharo et al., 2007) consultada se adopta el siguiente valor.

$$h_{UASB} = 5 \text{ m}$$

Una vez definido la altura del reactor, se pasa a determinar la velocidad ascensional del flujo. Este parámetro está relacionado con la altura del reactor y el tiempo de retención hidráulica, como se puede observar en la siguiente **Figura 6-17** y se recomiendan valores de entre $0,5 - 0,7 \frac{m}{h}$. La velocidad ascensional se calcula a partir de la siguiente **Ecuación 6-36**.

Ecuación 6-36. Cálculo de la velocidad ascensional de flujo.

$$v_{UASB} \left[\frac{m}{h} \right] = \frac{Q_{resultante} h_{UASB}}{V_{reactor \text{ UASB}}} = \frac{h_{UASB}}{t_{retención \text{ hidráulica}}}$$



$$v_{UASB} = 0,5 \frac{m}{h}$$

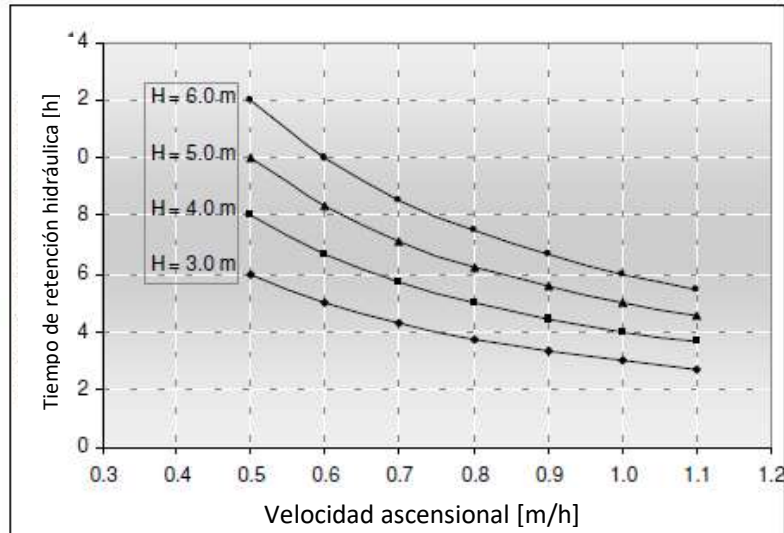


Figura 6-17. Relación entre velocidad ascensional y el tiempo de residencia hidráulica para diferentes alturas de reactor (Chernicharo et al., 2007).

Una vez se comprueba que la velocidad ascensional obtenida para la altura de reactor adoptada se encuentra dentro de los valores recomendados, se pasa a definir las dimensiones del reactor. Como se menciona anteriormente, teniendo en cuenta el caudal a tratar se adopta una geometría cilíndrica. Se calcula a partir de la **Ecuación 6-37** el área transversal del reactor. Luego a partir de la **Ecuación 6-38** se determina el diámetro.

Ecuación 6-37. Cálculo del área transversal de reactor UASB.

$$A_{UASB} [m^2] = \frac{V_{reactor}}{h_{UASB}}$$

$$A_{UASB} = 9,8 m^2$$

Ecuación 6-38. Cálculo del diámetro del reactor UASB.

$$d_{UASB} [m] = \left(\frac{4A_{UASB}}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$d_{UASB} = 3,5 m$$

Dentro del reactor podemos identificar dos zonas principales: la zona de digestión y la de decantación. En la zona de digestión es donde se producirá la degradación del efluente, mientras que en la zona de decantación las agregaciones de microorganismos sedimentan,



manteniéndose dentro del reactor El límite de estas zonas está definido por los deflectores, cuya función es la de derivar a las burbujas ascendentes de biogás hacia el colector de gases. Entonces, la altura total estará compuesta por la suma de las alturas de las zonas de decantación y de digestión. Para la zona de decantación se recomiendan valores entre 1,5-2 metros. Por otro lado, para la zona de digestión se recomiendan alturas en el rango 2,5-3,5 metros. Los valores definidos para estas zonas se muestran a continuación.

$$h_{\text{zona}} = 3 \text{ m}$$

digestión

$$h_{\text{zona}} = 2 \text{ m}$$

decantación

La siguiente **Figura 6-18** muestra un esquema del reactor UASB donde se indican cuáles son las dimensiones definidas anteriormente.

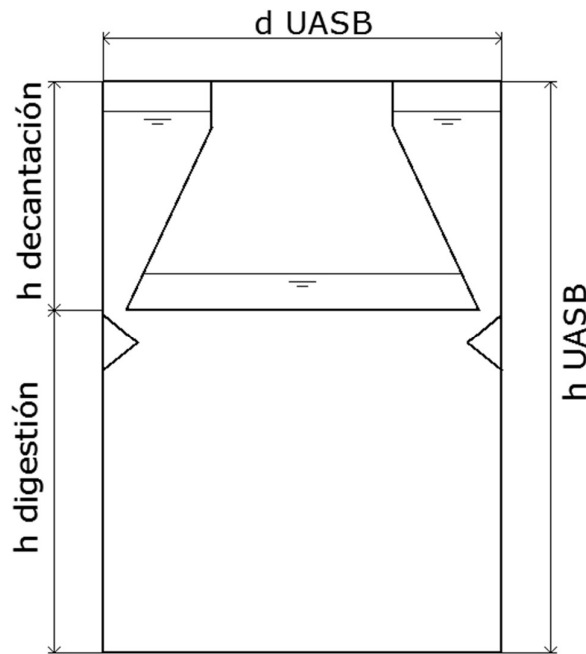


Figura 6-18. Esquema del reactor UASB (Fuente: Elaboración propia).

6.6.2 Sistema de distribución

Para aumentar el desempeño del reactor es necesario distribuir el efluente a tratar de forma pareja al momento de ingresar a la zona de digestión. Se debe maximizar el contacto entre la biomasa y el efluente. Para que esto suceda se deben evitar cortocircuitos en el flujo, así como también que el flujo ocurra por canales o caminos preferenciales. Es por todo esto que es de suma importancia el dimensionamiento de un sistema de distribución.



En un reactor UASB el ingreso del efluente ocurre por la parte inferior del reactor, generando el flujo ascendente deseado. Por cuestiones hidráulicas es común que las tuberías de distribución ingresen por la parte superior del reactor, bajen por el interior, descargando el fluido en la parte inferior del mismo. En este caso, considerando el diámetro definido para la unidad de tratamiento y teniendo en cuenta la instalación de una campana de captación de biogás (desarrollada más adelante en este capítulo), el ingreso se realiza directamente por la parte inferior.

Las tuberías de ingreso cuentan con aberturas por las que se realiza la descarga. Estas se orientan hacia abajo, evitando que ocurran obstrucciones por el lodo. Por la misma razón y para evitar acumulaciones, se debe determinar una distancia entre las aberturas de descarga y el fondo del reactor. Para esto las tuberías de distribución se encuentran a 15 cm del fondo. El diámetro interior de las tuberías según otros casos de estudio funciona de manera correcta dentro del rango de 75-100 mm (Chernicharo et al., 2007).

$$d_{\substack{\text{tubería} \\ \text{distribución}}} = 75 \text{ mm}$$

Para las aberturas de descarga se define una geometría rectangular, cuyas dimensiones se muestran a continuación según lo relevado en bibliografía.

$$l_{\substack{\text{abertura} \\ \text{descarga}}} = 40 \text{ mm}$$

$$w_{\substack{\text{abertura} \\ \text{descarga}}} = 25 \text{ mm}$$

La siguiente **Figura 6-19** muestra un esquema donde se indican las dimensiones definidas para la tubería y las aberturas de descarga.

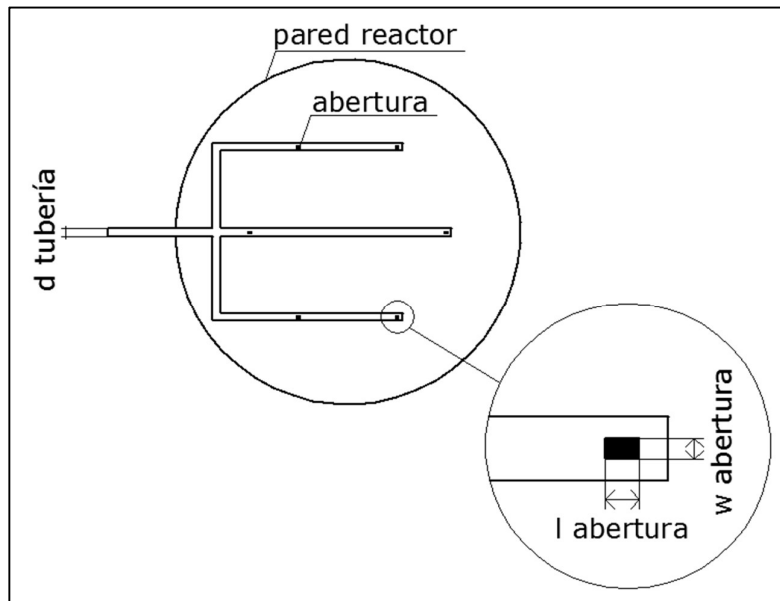


Figura 6-19. Esquema de las tuberías y aberturas de descarga del sistema de distribución (Fuente: Elaboración propia).

Es necesario definir la cantidad y distribución de las aberturas de descarga para asegurar el ingreso uniforme de efluente a tratar. Para esto se debe tener en cuenta el área de influencia de cada distribuidor. El número de distribuidores necesarios se calcula a partir de la siguiente **Ecuación 6-39**.

Ecuación 6-39. Cálculo para definir el número de distribuidores necesarios.

$$N_{distribuidores} = \frac{A_{UASB}}{A_{influencia\ distribui}}$$

$$A_{influencia\ distribuidor} = 1,75 \text{ m}^2$$

$$N_{distribuidores} = 5,6 \cong 6$$

Para la disposición de las aberturas de distribución, se dispone una instalación de tuberías como se muestra en la **Figura 6-19**. Teniendo en cuenta el área de influencia de cada abertura con esta disposición se logra cubrir prácticamente la totalidad de la superficie del reactor. Esto se observa en la siguiente **Figura 6-20**.

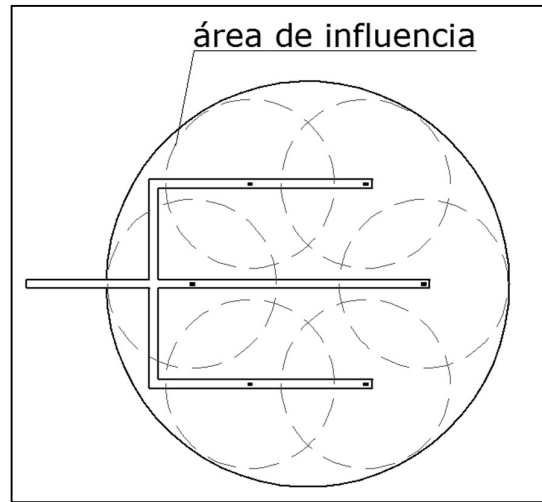


Figura 6-20. Esquema del sistema de distribución y el área de influencia de las aberturas de descarga de efluente (Fuente: Elaboración propia).

6.6.3 Eficiencia de remoción

Para continuar el dimensionamiento de los componentes restantes del reactor, debe conocerse el caudal de gas generado por el reactor. Esto depende directamente de la eficiencia del sistema, es decir de cuanto de la carga orgánica ingresada al reactor es degradada. Este valor puede determinarse tanto analítica como experimentalmente. En el caso de las determinaciones analíticas existen expresiones para realizar los cálculos necesarios, pero estas poseen constantes empíricas determinadas para el tratamiento de efluentes cloacales.

La siguiente **Tabla 6-7** muestra valores de eficiencia en el tratamiento de materia orgánica para distintos casos de estudio relevados. Se consideran estas fuentes ya que las condiciones de tratamiento son similares a las del presente caso.

Tabla 6-7. Eficiencias de tratamiento en términos de remoción de DQO.

Eficiencias del reactor tratamiento en términos de remoción de DQO	
Fuente	Eficiencia [%]
Baloch, Akunna, & Collier (2007)	93-96
Arantes et al. (2017)	78-98
Ahn, Min, & Speece (2001)	74-96
Cronin (s. f.)	69-89
Öktem (s. f.)	80-90

En base a lo relevado, se toma como valor de eficiencia en términos de remoción de DQO el promedio de los valores expuestos anteriormente. Se muestra esto a continuación.

$$E_{\text{remoción DQO}} = 86\%$$



Teniendo en consideración el valor adoptado para la eficiencia de remoción de DQO y a partir de la concentración inicial de sustrato en términos de DQO, puede determinarse el valor de DQO que tendrá el efluente al salir del reactor UASB.

$$s_0 = 17723 \frac{mgDQO}{l}$$

$$s = 2481 \frac{mgDQO}{l}$$

Para la determinar la generación esperada de biogás se necesita conocer cuál es el rendimiento de esta generación, en base al sustrato consumido por los microorganismos. Según Arantes et al. (2017) este tipo de efluente tratado en un reactor UASB puede generar hasta $\eta_{generación} = 530 \frac{l \text{ biogás}}{kg \text{ DQO}_{removido}}$. Teniendo en cuenta este rendimiento se puede calcular un caudal de generación de biogás esperado para el reactor UASB, como se muestra en la siguiente **Ecuación 6-40**. Como se describió anteriormente se considera una composición de metano del 65%.

Ecuación 6-40. Cálculo de caudal de biogás generado en el reactor UASB.

$$Q_{UASB}^{biogás} \left[\frac{m^3 \text{ biogás}}{d} \right] = \left(\eta_{generación}^{biogás} \frac{(s_0 - s)}{1000} \dot{Q}_{resultante} \right) \frac{1}{1000}$$

$$Q_{UASB}^{biogás} = 730 \frac{m^3 \text{ biogás}}{d}$$

6.6.4 Separador de fases

Este sistema es una parte fundamental para el correcto funcionamiento del reactor. Su principal función es la de mantener el lodo anaerobio dentro del reactor, permitiendo que el sistema opere con tiempos de retención de sólidos altos. Esto ocurre separando en primer lugar las burbujas de gas, colectándolo para su tratamiento y posterior acumulación y/o uso. Esto produce como consecuencia una mejora en las condiciones para la decantación de sólidos en el compartimento o zona de decantación. El lodo decanta nuevamente hacia la zona de digestión, mientras que el efluente tratado es recuperado y retirado del reactor. Este sistema tiene como componentes una campana para la colección de biogás, tabiques deflectores que desvían y direccionan el biogás hacia la campana, y el compartimento de sedimentación que contiene a los anteriores.

Debe tenerse en consideración el área de la interfaz liquido-gas. Esta representa el área a través de la cual se liberan las burbujas de gas generado. De este valor depende la



tasa de liberación de biogás. Esta tasa debe ser tal que permita que las burbujas de gas atraviesen la capa de sólidos, sin arrastrar consigo partículas que deben permanecer dentro del reactor. La tasa de liberación de gas (K_g) puede tomar un valor mínimo de $1 \frac{m^3 \text{ biogás}}{m^2}$, hasta valores de entre $3 - 5 \frac{m^3 \text{ biogás}}{m^2}$. Se muestra a continuación el valor adoptado para este parámetro.

$$K_g = 5 \frac{m^3 \text{ biogás}}{m^2}$$

A partir del valor de la tasa de liberación adoptada, mediante la siguiente **Ecuación 6-41** se calcula el área de interfaz liquido-gas necesario para que se produzca.

Ecuación 6-41. Cálculo del área de la interfaz líquido-gas.

$$A_{\text{interfaz líquido-gas}} [m^2] = \frac{Q_{\text{biogás}}}{K_g}$$

$$A_{\text{interfaz líquido-gas}} = 6,1 m^2$$

El compartimiento de sedimentación comienza luego de que el fluido atraviese la zona de estrangulamiento entre los tabiques deflectores y la campana colectora. Aquí se recomienda que el fluido ascienda con una velocidad máxima de $2 \frac{m}{h}$ a caudal promedio, y en condiciones de caudal máximo a una velocidad máxima de $4 \frac{m}{h}$ (Chernicharo et al., 2007). Para determinar el área de paso de la zona de estrangulamiento se adopta la siguiente velocidad ascensional para el compartimiento de sedimentación.

$$v_{\text{ascensional sedimentación}} = 2 \frac{m}{h}$$

A partir de este valor de velocidad y considerando el caudal promedio adoptado para el diseño de las unidades, se calcula a partir de la siguiente **Ecuación 6-42** el área de paso en el ingreso a la zona de sedimentación.

Ecuación 6-42. Cálculo del área de ingreso a la zona de sedimentación.

$$A_{\text{entrada sedimentación}} [m^2] = \frac{Q_{\text{resultante}}}{v_{\text{ascensional sedimentación}}}$$

$$A_{\text{entrada sedimentación}} = 1,9 m^2$$



Para verificar el comportamiento del fluido en caso de presentarse un caudal máximo, reordenando la **Ecuación 6-42**, el valor de área de paso calculada y el caudal máximo, se calcula la velocidad de ascensión de este escenario. Como se indicó anteriormente del caudal promedio se consideran variaciones de hasta un 20%.

$$v_{\text{ascensional sedimentación } Q_{\text{max}}} = 2,4 \frac{m}{h}$$

Del valor obtenido se puede concluir que el área de entrada a la zona de sedimentación verifica para el caso de presentarse caudales máximos.

Campana de captación de biogás

Para la campana de colección y teniendo en cuenta la geometría adoptada para el reactor, se considera una campana con forma de cono cortado. El área de entrada a la zona de sedimentación está delimitada por las paredes del reactor y el comienzo de la campana. A partir de la siguiente **Ecuación 6-43** se determina el área inferior del cono que representa la campana, valor a partir del cual se puede determinar el diámetro mayor.

Ecuación 6-43. Cálculo del área inferior de la campana con forma de cono cortado.

$$A_{\text{inferior campana}} [m^2] = A_{UASB} - A_{\text{entrada sedimentación}}$$

$$A_{\text{inferior campana}} = 7,7 m^2$$

$$d_{\text{mayor campana}} = 3,1 m$$

En la zona de sedimentación, para permitir la correcta remoción de sólidos, se necesita un tiempo de retención hidráulica de entre 1,5 – 2 h para el caudal promedio (Chernicharo et al., 2007). A partir de la siguiente **Ecuación 6-44** se calcula el volumen necesario para la correcta sedimentación de los sólidos.

$$t_{\text{retención hidráulica sedimentación}} = 1,5 h$$

Ecuación 6-44. Cálculo de volumen necesario para la sedimentación.

$$V_{\text{sedimentación necesario}} [m^3] = Q_{\text{promedio}} t_{\text{retención hid álica sedimentación}}$$

$$V_{\text{sedimentación necesario}} = 5,6 m^3$$



Para determinar el volumen de la campana, este sale de la diferencia entre el volumen de todo el compartimiento de decantación y el volumen necesario. Esto se muestra en la siguientes **Ecuaciones 6-45 y 6-46**.

Ecuación 6-45. Cálculo del volumen de decantación.

$$V_{\text{compartimiento decantación}} [m^3] = A_{UASB} h_{\text{zona decantación}}$$

$$V_{\text{compartimiento decantación}} = 19,2 m^3$$

Ecuación 6-46. Cálculo de volumen de campana.

$$V_{\text{campana}} [m^3] = V_{\text{compartimiento decantación}} - V_{\text{sedimentación necesario}}$$

$$V_{\text{campana}} = 13,6 m^3$$

A partir de la **Ecuación 6-47** que representa el volumen de un cono cortado o truncado y adoptando valores para el diámetro menor, se calcula la altura de la campana de captación de biogás. La siguiente **Figura 6-21** muestra un esquema del reactor y la campana de captación indicando las dimensiones definidas.

Ecuación 6-47. Cálculo de altura de la campana.

$$h_{\text{campana}} [m] = \frac{3V_{\text{campana}}}{\pi \left[\left(\frac{d_{\text{mayor}}}{2} \right)^2 + \left(\frac{d_{\text{menor}}}{2} \right)^2 + \frac{d_{\text{mayor}}}{2} + \frac{d_{\text{menor}}}{2} \right]}$$

$$d_{\text{menor}} = 1,6 m$$

$$h_{\text{campana}} = 1,6 m$$

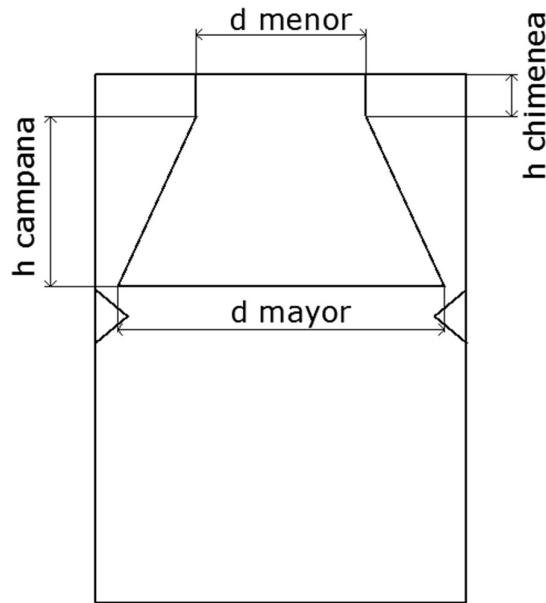


Figura 6-21. Esquema de la campana de captación de biogás y sus dimensiones principales (Fuente: Elaboración propia).

El valor obtenido para la altura de la campana permite además verificar la altura de la chimenea de la misma. A través de esta se canaliza el biogás para ingresar al sistema de tratamiento y su posterior acumulación o utilización. Se recomienda que la chimenea tenga una altura mínima de 0,3 m. Siendo la altura del compartimento de decantación de 2 m, la campana dimensionada permite una chimenea de hasta 0,4 m.

Para evitar la acumulación de sólidos durante su sedimentación, se recomienda que las paredes de la campana presenten un ángulo interior de 50° o superior, siendo 45° el límite inferior. A partir de la siguiente **Ecuación 6-48** se verifica el ángulo de las paredes según las dimensiones definidas para la campana.

Ecuación 6-48. Cálculo del ángulo interior de las paredes de la campana.

$$\alpha = \tan^{-1} \left[\frac{h_{campana}}{\frac{d_{mayor}}{2} - \frac{d_{menor}}{2}} \right]$$

$$\alpha = 64,8^\circ$$

De esto se concluye que el ángulo de las paredes según las dimensiones definidas de la campana se encuentra dentro del rango recomendado.



Tabique de desviación

Para provocar la separación entre el gas y los sólidos en ascenso se propone instalar deflectores o tabiques justo antes de ingresar a la zona de decantación. Para su dimensionamiento se tiene en cuenta las siguientes recomendaciones:

- La superposición entre los extremos de la campana y tabique debe ser de un mínimo de 0,1 m.
- Para evitar cambios bruscos en la velocidad ascensional del fluido, la separación entre el extremo de la campana y el tabique debe ser de igual dimensión que la separación entre el extremo de la campana y las paredes del reactor.
- Los tabiques deben poseer un ángulo recomendado de 50°, siendo 45° el límite inferior para este parámetro.

Teniendo en cuenta estas recomendaciones se propone la instalación de un tabique con forma de anillo triangular con las siguientes dimensiones.

$$h_{\text{tabique}} = 0,3 \text{ m}$$

$$\beta_{\text{tabique}} = 50^\circ$$

Se define el ancho del tabique (w_{tabique}) a partir de la siguiente **Ecuación 6-49**.

Ecuación 6-49. Cálculo del ancho del tabique.

$$w_{\text{tabique}} = 2 \left[\frac{h_{\text{tabique}}}{\tan(\beta_{\text{tabique}})} \right]$$

$$w_{\text{tabique}} = 0,5 \text{ m}$$

En la siguiente **Figura 6-22** se muestra un esquema indicando las dimensiones establecidas para los tabiques de desviación.

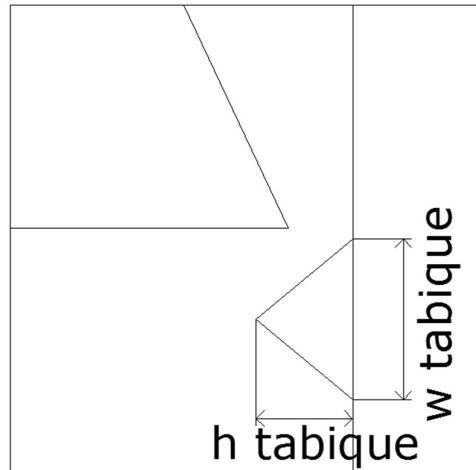


Figura 6-22. Esquema en detalle de los tabiques de desviación y sus dimensiones (Fuente: Elaboración propia).

En la siguiente **Tabla 6-8** se resumen las dimensiones más relevantes de la unidad UASB.

Tabla 6-8. Resumen de dimensiones del reactor UASB.

Dimensión	Unidad	Valor
Cámara de mezcla		
Altura	m	1
Largo	m	2,4
Ancho	m	1,6
Reactor		
Altura	m	5
Diámetro	m	3,5
Sistema de distribución		
Diámetro tubería	mm	75
Largo abertura	mm	40
Ancho abertura	mm	25
Separador de fases		
Diámetro mayor campana	m	3,1
Diámetro menor campana	m	1,6
Altura campana	m	1,6
Altura tabique	m	0,3
Ancho tabique	m	0,5

6.6.5 Puntos de muestreo

La instalación de puntos de muestreo tiene como función la posibilidad de extraer y purgar lodos del reactor. Además de la purga, estos se pueden aprovechar para realizar un control, monitoreo y seguimiento de la calidad del lodo y su actividad, a distintas alturas.



Para la distribución de los puntos de muestreo existen limitaciones en cuanto a la ubicación del primero (desde abajo) y el último punto. El primer tubo debe colocarse a 0,2 m por sobre el sistema de inyección del efluente, y el último a no menos de 0,05 m desde los tabiques deflectores. Una vez definidos estos dos, el resto de los puntos de muestreo deben distribuirse uniformemente entre los primeros (Seghezzo & Fernández-Polanco, 2015).

Para este caso se decide instalar en total 6 tubos de muestreo. El primer punto se ubica a 0,35 m, respecto del fondo del reactor. Los siguientes puntos se sitúan con una distancia de 0.35 m entre sí. Entonces respecto del fondo del reactor los siguientes puntos de muestreo se ubican a 0.7 m, 1,05 m, 1,4 m y 1,75 m. El último punto de muestreo se ubica a 0,05m por debajo de los tabiques de desviación.

En cuanto a la penetración de los tubos de muestreo, estos se recomiendan deben penetrar al menos 1 m desde las paredes del reactor. De esta manera se evitan los efectos de borde, que pueden afectar la toma de muestras representativa.

Los extremos de los tubos de muestreo se disponen con desviaciones en “L” hacia abajo, para evitar obstrucciones. Deben estar equipados con válvulas y el lodo debe descargarse lentamente para evitar la generación de vórtices.

6.7 Generación de biogás del sistema

De las unidades componentes del sistema, los puntos de generación de biogás son el reactor UASB y el reactor de digestión de sólidos. Como se desarrolló en capítulos anteriores, estas dos unidades difieren entre otras cosas en el caudal de biogás generado y en la composición del mismo.

Durante la degradación del bagazo en el reactor de digestión anaerobia seca, el objetivo principal es generar los precursores de la reacción de metanogénesis, que luego sufrirán dicha reacción debido a la acción de los microorganismos metanogénicos en el reactor UASB. Sin embargo, es esperable que una parte de los precursores generados queden retenidos en el digestato y otra parte sufra metanogénesis en el reactor de digestión seca.

Para predecir cuál será el caudal de biogás generado desde el reactor de sólidos se analiza lo informado por Panjičko et al. (2017) en la siguiente **Tabla 6-9**. Los resultados mostrados se obtuvieron a partir de un sistema en escala laboratorio, similar al propuesto en este trabajo. La principal diferencia es que el único sustrato para la totalidad del sistema es el bagazo y sus lixiviados.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Tabla 6-9. Resultados de generación de biogás a partir de un sistema escala laboratorio (Fuente: Panjičko et al., 2017).

	Total biogas production			GBR		SDR		Specific biogas production			Specific methane production		
	Biogas (L)	CH ₄ (L)	CO ₂ (L)	CH ₄ (L)	CO ₂ (L)	CH ₄ (L)	CO ₂ (L)	(L/kg added)	(L/kg of TS _{added})	(L/kg of VS _{added})	(L/kg added)	(L/kg of TS _{added})	(L/kg of VS _{added})
Cycle 1	137.9	85.4	52.5	82.9	35.1	2.50	17.3	91.9	378	392	56.9	234	243
Cycle 2	103.2	58.4	44.8	46.3	20.0	12.1	24.8	98.3	408	424	55.6	231	240
Cycle 3	93.2	41.3	51.9	27.9	11.6	13.4	40.3	88.7	424	442	39.3	188	196
Cycle 4	107.1	48.5	58.6	29.0	23.2	19.5	35.4	102	396	413	46.2	179	187
Cycle 5	102.3	54.8	47.5	45.3	19.5	9.54	28.0	97.5	472	491	52.2	253	263
Cycle 6	90.4	58.3	32.1	43.3	16.9	15.0	15.2	86.1	404	423	55.5	261	273

Observando los resultados expuestos, se ve que del total de biogás generado, un 38% (en promedio) se genera en el reactor de digestión anaerobia seca (referido en la **Tabla 6-9** como “SDR”). El biogás restante se generó en el reactor de tipo “GBR” a partir de los lixiviados del bagazo en degradación.

Por otro lado, del balance de masa a partir del cual se construyó la anterior **Tabla 6-6** se puede concluir que la corriente líquida proveniente del reactor de sólidos aporta el 35% de los sustratos para la generación de biogás en el reactor UASB. Asumiendo que esta relación se mantiene, se considera que el 35% del total de biogás que se espera se genere en el reactor UASB proviene de las reacciones de degradación del reactor de sólidos. Este caudal de biogás se considera entonces como el 62% restante del biogás generado a partir de los reactivos provenientes de la degradación del bagazo.

Se muestra a continuación el caudal promedio esperado del reactor de digestión anaerobia seca, calculado a partir de la **Ecuación 6-50**.

Ecuación 6-50. Cálculo del caudal de biogás generado en el reactor de sólidos.

$$Q_{\text{reactor sólidos}}^{\text{biogás}} \left[\frac{m^3 \text{ biogás}}{d} \right] = \frac{38}{62} \left(0,35 Q_{\text{UASB}}^{\text{biogás}} \right)$$

$$Q_{\text{reactor sólidos}}^{\text{biogás}} = 157 \frac{m^3 \text{ biogás}}{d}$$

Debido a que las condiciones en el digestor seco no están optimizadas para que ocurran reacciones de metanogénesis, es esperable que el contenido de metano en el biogás generado sea bajo. Se estima una concentración de metano de en promedio 30%. Esta composición se calcula como promedio de lo informado en la anterior **Tabla 6-9**.

Teniendo en cuenta los caudales de generación esperados y la composición de metano en cada corriente, a partir de la siguiente **Ecuación 6-51** y **6-52** se calcula el caudal resultante y su composición.



$$Q_{\text{UASB}}^{\text{biogás}} = 730 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{d}}$$

$$\%CH_4^{\text{biogás}}_{\text{UASB}} = 65\%$$

$$Q_{\text{reactor sólidos}}^{\text{biogás}} = 157 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{d}}$$

$$\%CH_4^{\text{biogás}}_{\text{reactor sólidos}} = 30\%$$

Ecuación 6-51. Cálculo de caudal resultante de biogás.

$$Q_{\text{total}}^{\text{biogás}} \left[\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{d}} \right] = Q_{\text{UASB}}^{\text{biogás}} + Q_{\text{reactor sólidos}}^{\text{biogás}}$$

Ecuación 6-52. Cálculo de la composición de metano en la corriente de biogás resultante.

$$\%CH_4^{\text{biogás}}_{\text{total}} = \frac{\%CH_4^{\text{biogás}}_{\text{UASB}} Q_{\text{UASB}}^{\text{biogás}} + \%CH_4^{\text{biogás}}_{\text{reactor sólidos}} Q_{\text{reactor sólidos}}^{\text{biogás}}}{Q_{\text{total}}^{\text{biogás}}}$$

$$Q_{\text{total}}^{\text{biogás}} = 887 \frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{d}}$$

$$\%CH_4^{\text{biogás}}_{\text{total}} = 59\%$$

De los resultados se puede ver que la incorporación de la corriente de biogás del reactor de sólidos a la del biogás generado en el UASB, no resulta en una disminución drástica del contenido de metano. En la sección siguiente se describen las unidades del sistema de tratamiento del biogás generado para que este pueda ser aprovechado. De los resultados obtenidos se puede concluir que no resulta conveniente la instalación de un sistema de tratamiento aparte para la corriente del reactor de sólidos.

Como se describe en detalle más adelante, para poder utilizar el biogás generado en el proceso productivo este debe ser tratado y mejorado. El último paso para esto es la remoción de dióxido de carbono, dando como resultado biometano. Se muestran a continuación el caudal de biometano esperado del mejoramiento.

$$Q_{\text{biometano}} = 522 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

$$\%CH_4^{\text{biometano}} = 98\%$$



$$Q_{\text{venteo}} = 365 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

$$\%CO_{2\text{venteo}} = 99,7\%$$

Una vez obtenido el biogás mejorado y listo para su utilización, resta analizar el impacto que este tendrá al momento de satisfacer los requerimientos energéticos del proceso productivo.

Como se indica en la memoria de cálculos para la operación de pretratamiento, el pretratamiento térmico consume por cada operación $84 \frac{\text{m}^3 \text{ biometano}}{\text{operación}}$. Dado que se realiza una operación de pretratamiento por jornada, puede escribirse este consumo como m^3 de biometano por día. Considerando que para esto se destina parte de lo generado por el sistema de tratamiento, resulta entonces la producción neta de biometano la siguiente:

$$Q_{\text{biometano}} = 438 \frac{\text{m}^3 \text{ biometano}}{\text{d}}$$

Para el cálculo de la energía representada por este caudal de biometano se considera el siguiente valor de poder calorífico, y a partir de este se calcula la energía a la que equivale el biometano producido.

$$\text{Poder calorífico}_{\text{biometano}} = 37385 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3 \text{ biometano}} = 10,4 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3 \text{ biometano}}$$

$$\text{Energía biometano producido} = 45555 \frac{\text{kW}}{\text{d}}$$

De acuerdo al relevamiento realizado, la **cervecería A** (la cual es tomada como parámetro para el diseño del sistema de tratamiento y sus unidades) tiene una producción diaria de 200 hL. Según la bibliografía relevada, se estima que el consumo de energía térmica se encuentra en el rango de 23,6-33 kWh/hL. Considerando el valor menos optimista en cuanto al consumo energético por hL producido, el consumo diario sería:

$$\text{Energía térmica consumida}_{\text{cervecería A}} = 6600 \frac{\text{kWh}}{\text{d}}$$

Se puede concluir entonces que el biometano producido a partir del sistema de tratamiento de los efluentes líquidos y el bagazo, puede cubrir hasta un 69% de los requerimientos de energía térmica del proceso productivo. Estos resultados coinciden con lo informado por diferentes autores, como ocurre en lo publicado en Panjičko et al. (2017).



6.8 Tratamiento y almacenamiento de biogás

A lo largo de este capítulo se describen las unidades seleccionadas para realizar el tratamiento y acondicionamiento del biogás generado. Se destaca nuevamente que el biogás se utilizara para la producción de calor en las calderas utilizadas para proveer de energía al proceso productivo, por lo tanto es necesario acondicionar el biogás hasta alcanzar las condiciones necesarias.

6.8.1 Desulfuración

Para la remoción del contenido de sulfuro de hidrógeno se selecciona una unidad UGN® BEKOM-H, fabricado por la compañía UGN®. El funcionamiento de esta unidad es el de una torre rellena, donde el medio filtrante se presenta en forma de “pellets”. El funcionamiento de esta unidad se esquematiza en la siguiente **Figura 6-23**.

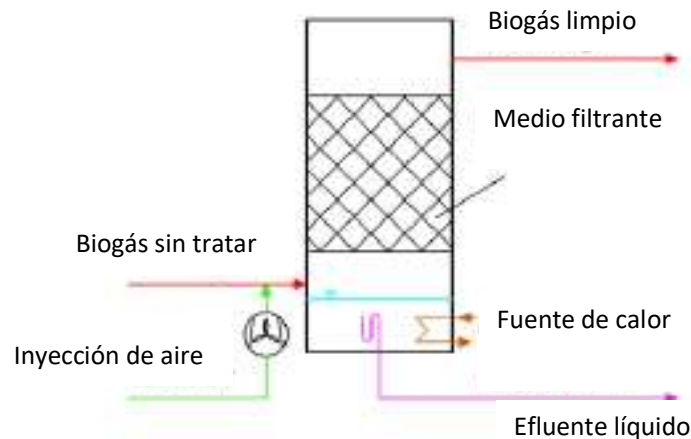
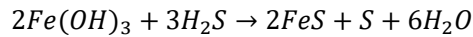


Figura 6-23. Esquema del funcionamiento de la unidad de desulfuración (Fuente: Elaboración propia en base a UGN® UMWELTECHNIK, s.f).

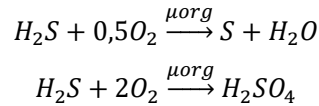
El medio filtrante es de tecnología UgnCleanPellets® S 3.5, también fabricado por la compañía UGN® UMWELTECHNIK, combina tanto reacciones químicas como biológicas. Este tiene la siguiente composición:

- 20-25% celulosa
- 30-60% carbonato de calcio (CaCO_3)
- 5-25% carbonato de magnesio (MgCO_3)
- 10-35 oxihidróxido de hierro (III) ($\text{FeO}(\text{OH})$)

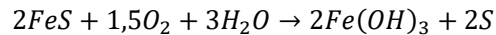
El biogás sin tratar ingresa a la unidad y atraviesa el módulo de filtración, relleno con medio filtrante. Al entrar en contacto con el medio filtrante, el sulfuro de hidrógeno contenido en el biogás reacciona con el medio, quedando retenido como azufre elemental. Esa transformación ocurre en gran medida por reacción química entre el sulfuro de hidrógeno con el hierro trivalente del medio, como se muestra a continuación.



De manera complementaria a la remoción química, también se produce la desulfuración por acción de microorganismos, según la siguiente reacción.



De manera simultánea, durante la operación se inyecta oxígeno para favorecer la regeneración del medio filtrante. Esto permite extender la vida útil del medio filtrante, minimizando la disposición del mismo e impactando positivamente en los costos de operación. A medida que la vida útil del medio filtrante se agote, la concentración de H_2S aumenta de manera progresiva en el gas a la salida de la unidad. Esto ocurre según la siguiente reacción.



Como aspectos positivos o ventajas de este tipo de tecnología se puede mencionar:

- Capacidad de remoción alta, hasta 1,2 kg de azufre por kg de medio filtrante
- Regeneración del medio filtrante
- Bajos costos de operación
- No se manipulan agentes químicos
- No es necesario la remoción de humedad del biogás previo al tratamiento.

6.8.2 Filtración

Durante esta operación se somete al biogás tratado en la desulfuración a una filtración para la remoción de humedad, impurezas y residuos de amoníaco. Además se produce la remoción de azufre elemental que no haya quedado retenido durante la operación de desulfuración.

Para esto se propone la instalación de la unidad BIOGAS TREATMENT fabricado por la compañía BIOGAS® ENGINEERING SRL, como se muestra en la siguiente **Figura 6-24**.



Figura 6-24. Ilustración del equipo de filtración "BIOGAS TREATMENT" (Fuente: BIOGAS® ENGINEERING SRL, s.f).

Esta unidad cuenta con el siguiente equipamiento:

- Soplador de biogás
- Intercambiador de calor
- Medidores de flujo
- Filtro
- Manómetros
- Termómetros

El filtro está compuesto por un tanque inferior para la colección de la condensación del biogás, y tres capas filtrantes. La primera capa retiene las impurezas de mayor tamaño y la humedad. La segunda capa tiene la función de retener aquellas impurezas que no fueron retenidas en la primera capa, y aquel posible azufre elemental resultante de la desulfuración. Por último, la tercera capa retiene compuestos del nitrógeno. La siguiente **Figura 6-25** esquematiza el funcionamiento y componentes del filtro.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

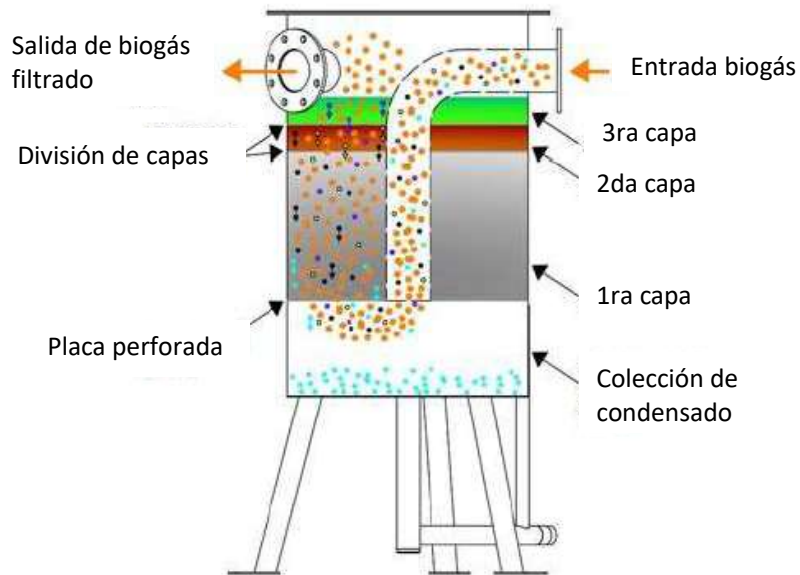


Figura 6-25. Esquema del filtro de biogás y sus componentes (Fuente: Elaboración propia según BIOGAS® ENGINEERING SRL, s.f).

En las siguientes **Figura 6-26** y **Tabla 6-10** se muestran las dimensiones para el modelo de la unidad seleccionada.

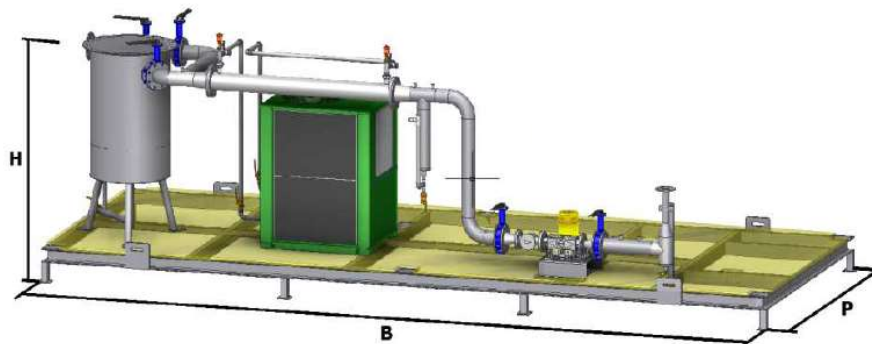


Figura 6-26. Dimensiones de la unidad seleccionada (Fuente: BIOGAS® ENGINEERING SRL, s.f).

Tabla 6-10. Dimensiones y parámetros operacionales del equipo de filtración seleccionado (Fuente: Elaboración propia según BIOGAS® ENGINEERING SRL, s.f).

Unidad BT40	
Caudal [m ³ /h]	25-40
Presión ingreso [mbar]	1-35
Presión salida [mbar]	50-100/200
Temperatura ingreso [°C]	40-55
Largo (B) [m]	3,5
Ancho (P) [m]	1,8



Alto (H) [m]	1,2
--------------	-----

6.8.3 Remoción de CO₂

Aquellas plantas de producción de biogás que estén diseñadas para la inyección de este a una red, deben asegurar cierta calidad de biogás. Esta calidad es superior a aquellas que lo utilicen por ejemplo para la generación de energía eléctrica en equipos. Además de la remoción de impurezas como el H₂S y la humedad, para este fin es necesario la remoción del dióxido de carbono.

Si bien en el presente caso no se pretende la inyección del biogás a la red, si se lo utilizará para satisfacer parte de los requerimientos energéticos del proceso productivo. Dado que los equipos de generación de calor ya instalados no fueron diseñados para la combustión de biogás, es necesario realizar lo que se conoce como “upgrading” o mejoramiento del biogás.

Para esta etapa en el tratamiento del biogás se selecciona un separador de membrana modelo PRISM® PB6050, fabricado por la compañía Air Products®. Su funcionamiento se basa en la separación por la difusión de las moléculas de CO₂ a través de los microporos de las membranas, obteniendo así biometano. Las siguientes **Figura 6-27 y 6-28** muestran estos equipos.



Figura 6-27. Filtro de membrana para la remoción de CO₂ (Fuente: Air Products®, s.f).



Figura 6-28. Vista en corte del filtro y su membrana (Fuente Air Products®, s.f).



Entre las ventajas de este tipo de equipos se pueden mencionar que cuenta con una tecnología que requiere baja/nula supervisión, bajos costos de inversión y una vida útil para la membrana de entre 8 y 12 años. Además, el sistema puede ser fácilmente escalable si se disponen instalaciones modulares de este tipo de filtros.

En la siguiente **Tabla 6-11** se muestran las dimensiones y parámetros operacionales de la unidad seleccionada.

Tabla 6-11. Dimensiones y parámetros operacionales del filtro de CO₂.

PRISM® PB6050	
Largo [m]	1,63
Ancho [m]	0,17
Alto [m]	0,214
Peso [kg]	27,4
Flujo [m ³ /h]	60
Presión [bar]	12
Recuperación de metano [%]	99,8

A partir de las especificaciones de rendimiento se puede esperar obtener los siguientes valores.

$$Q_{biometano} = 522 \frac{m^3}{d}$$

$$\%CH_{4_{biometano}} = 98\%$$

$$Q_{venteo} = 365 \frac{m^3}{d}$$

$$\%CO_{2_{venteo}} = 99,7\%$$

6.8.4 Acumulación

Como se menciona anteriormente, y como se desarrolla en detalle más adelante, el biogás generado durante el proceso de tratamiento de los efluentes y residuos se utilizará para satisfacer una parte de los requerimientos energéticos del proceso productivo. Por lo tanto, no se produce acumulación de lo generado. Sin embargo, debido a que la generación de biogás sufre variaciones y para asegurar una presión de suministro constante es necesario la instalación de una unidad de acumulación o gasómetro.

Para esto se propone la instalación de un gasómetro de doble membrana modelo BEG D330 L1400, fabricado por BIOGAS® ENGINEERING SRL. Este se esquematiza en la siguiente **Figura 6-29**. Esta unidad cumple las siguientes funciones:



- Acumulación de biogás.
- Amortiguación de las variaciones de presión desde la generación del biogás.
- Abastecimiento a presión constante a quemadores de gas.

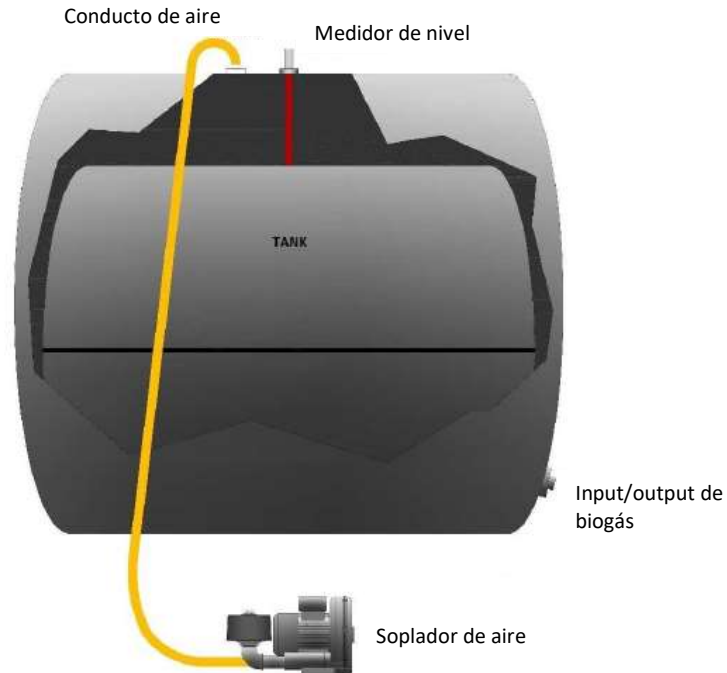


Figura 6-29. Esquema de la unidad de acumulación de biogás (Fuente: Elaboración propia según BIOGAS® ENGINEERING SRL, s.f).

El gasómetro seleccionado cuenta con los siguientes componentes:

- Una membrana cilíndrica interior llamada denominada “tanque” que contiene el biogás bajo presión.
- Un cilindro exterior denominado “cuerpo principal” que contiene al tanque, manteniendo la presión de aire entre membranas constante.
- Conexiones para conductos y elementos de medición.
- Sitios de sujeción para una instalación segura.

La siguiente **Tabla 6-12** muestra dimensiones y parámetros operacionales para la unidad seleccionada.



Tabla 6-12. Dimensiones y parámetros operacionales del gasómetro seleccionado (Fuente: Elaboración propia según BIOGAS® ENGINEERING SRL, s.f).

BEG D330 L1400	
Capacidad [m ³]	100
Diámetro tanque [m]	3
Diámetro cuerpo principal [m ³]	3,3
Largo [m]	14
Presión operativa [mbar]	5-35
Temperatura operativa [°C]	5-50

6.8.5 Antorcha

Este tipo de unidades es necesario en toda instalación o planta de producción de biogás. Tiene como función provocar la combustión del biogás, disminuyendo así tanto los malos olores como el impacto ambiental en términos de liberación de gases de efecto invernadero, provocados por su liberación.

Es esencialmente un dispositivo de seguridad. Debe accionarse en caso se produzca una generación excesiva y extraordinaria de biogás, o si este por algún motivo no puede ser almacenado.

Para la selección de este equipo se tiene en cuenta el caudal de biogás previo a la remoción de CO₂, ya que la unidad se encuentra ubicada entre este paso y la unidad de filtración. Además, estos equipos están optimizados para la quema de biogás con una composición de entre 20 y 65% de metano.

Se selecciona un equipo modelo VAREC® BIOGAS 239A fabricado por VAREC® BIOGAS. Esta unidad cuenta con:

- Contenedor de llama
- Válvulas de sentido
- Soplador para biogás
- Controlador de caudal
- Panel de control electrónico

La siguiente **Tabla 6-13** muestra dimensiones y parámetros operacionales para la unidad seleccionada.



Tabla 6-13. Dimensiones y parámetros operacionales de la unidad seleccionada (Fuente: Elaboración propia según VAREC® BIOGAS, s.f).

VAREC® BIOGAS 239A	
Altura [m]	2,25
Diámetro contenedor [m]	0,37
Diámetro [m]	0,325
Peso [kg]	211
Caudal [m ³ /h]	52
Temperatura [°C]	1000

6.9 Conducción y materiales

A lo largo de esta sección se dimensiona el sistema de conducción de los efluentes a través de todo el sistema de tratamiento propuesto. Además

6.9.1 Sistema de conducción

La generación de los efluentes en las plantas de producción de cerveza se genera de forma discontinua y puntual. Es por esto que, tal como se recomienda en los manuales de buenas prácticas para el sector, las plantas cuentan con un trazado de canaletas. Estas se disponen a lo largo de las distintas salas de operación de la planta para la colección y conducción de los efluentes allí generados. La conducción fuera de la planta de producción en estos trazados ocurre siempre por escurrimiento por gravedad.

Aprovechando el trazado de conducción ya instalado en la planta en cuestión, se propone que el efluente llegue al inicio del sistema de tratamiento (desbaste y ecualización) por escurrimiento. En caso sea necesario una extensión del trazado de canaletas, para asegurarse un escurrimiento adecuado debe respetarse una inclinación mínima de 0,3%.

Para que el efluente ingrese al sistema por escurrimiento es necesario que la entrada a la cámara de ecualización y desbaste se encuentra al mismo nivel. Si bien esto implica movimientos de suelo para la instalación de la cámara, se evita el diseño de un sistema de impulsión complejo debido a las discontinuidades en la generación del efluente. Desde la cámara de ecualización en adelante el efluente se conduce por tuberías cerradas.

Como primer paso para el diseño del sistema de conducción se debe seleccionar el material para las tuberías. De las alternativas disponibles se propone la utilización de tuberías de policloruro de vinilo, comúnmente conocido como PVC. Entre las ventajas de este material respecto de los requerimientos del sistema de tratamiento propuesto, se pueden mencionar las siguientes:



- Resistencia a la corrosión, tanto interna como externa en caso que la instalación (o parte de ella) se realice de forma subterránea. De los compuestos potencialmente presentes en el efluente, los más peligrosos son los derivados del azufre. El PVC resulta inerte frente a estos compuestos.
- Resistencia química. Este material resulta apto para el transporte de una amplia variedad de compuestos, sin reaccionar con estos.
- Superficie lisa que minimiza tanto las pérdidas de carga durante la conducción como la posibilidad de que ocurran obstrucciones.
- Reducción en tiempos y costos de instalación respecto de otros materiales para tuberías.

En cuanto a las condiciones de flujo del efluente, deben hacerse algunas asunciones para facilitar los cálculos. Se considera al fluido como ideal, el cual tiene las siguientes propiedades:

- La fricción interna entre las distintas partes del fluido se considera despreciable (fluido no viscoso).
- La velocidad del fluido en un punto resulta constante en el tiempo (flujo estacionario).
- La densidad permanece constante (flujo incompresible).
- No presenta torbellinos a medida que avanza dentro de las tuberías (flujo irrotacional).
- El flujo avanza dentro de la tubería con un frente de velocidad uniforme (flujo turbulento).

En general las tuberías se clasifican en función de su diámetro y espesor de pared. El espesor de pared de una tubería está indicado por el número de norma, el cual aumenta con el espesor. Cuando se hace referencia al tamaño de la tubería, este está indicado por el diámetro exterior.

Para definir el diámetro de las tuberías, primero es preciso determinar la velocidad de avance para el fluido requerida dentro de las mismas. El tamaño además influirá sobre los costos de la tubería, así como de la energía requerida para el bombeo del fluido. Para los casos donde el flujo ocurre por bombeo, las denominadas velocidades óptimas dentro de la tubería van de 0,8 a 3 m/s (McCabe, s. f.).



Para el cálculo del diámetro de tubería necesario se utiliza la siguiente **Ecuación 6-53**. Esto es posible a partir de lo asumido en cuanto a que el avance del flujo ocurre con un único frente de velocidad uniforme.

Ecuación 6-53. Cálculo del diámetro de tubería en función a la velocidad de flujo.

$$d_{tubería} = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}}$$

Como se menciona anteriormente existen 3 corrientes de efluente a lo largo del sistema de tratamiento, las cuales confluyen previo al ingreso del reactor UASB. Para el pretratamiento, el efluente líquido utilizado se toma de la corriente que conecta la cámara de equalización con la cámara de mezcla previa al reactor UASB. Esto sucede de manera puntual durante una jornada. Por lo tanto, para determinar el diámetro de tubería adecuado para conducir el fluido de la cámara de equalización hasta la cámara de mezcla previo al reactor UASB se considera el caudal de generación, y se verifica para la condición de menor caudal. Para esto se adopta un valor de velocidad.

$$Q_{\substack{\text{proceso} \\ \text{productivo}}} = 80,2 \frac{m^3}{d}$$

$$v_{\text{fluido}} = 1,5 \frac{m}{s}$$

$$d_{\substack{\text{equalización} \\ \text{cámara mezcla}}} = 30 \text{ mm}$$

$$v_{\substack{\text{fluido} \\ Q_{\text{min}}}} = 1,3 \frac{m}{s}$$

Se selecciona entonces para la conducción desde la cámara de equalización hasta la cámara de mezcla previa al reactor UASB una tubería de PVC de diámetro nominal $DN = 1\frac{1}{4} \text{ in}$. La misma tiene una longitud vertical de 24 metros. Para la conducción del efluente desde la cámara de equalización hacia la cámara de pretratamiento se utiliza el mismo tipo de tubería de longitud vertical de 9 metros.

Estas dos conducciones son impulsadas por acción de una bomba. Si bien esto se desarrolla en detalle más adelante, se determina la tubería para la conducción desde la cámara de equalización hasta la bomba de impulsión. Se determina entonces la instalación de una tubería de PVC de diámetro nominal $DN = 1\frac{1}{4} \text{ in}$ con una longitud vertical de 4 metros.



Para la conducción entre la cámara de pretratamiento y la unidad de separación sólido/líquido se considera el caudal de operación del equipo seleccionado. Esta corriente posee una cantidad de sólidos en suspensión considerable. Por esto, se adopta el mismo valor de velocidad que en el caso anterior. Dado que el caudal es mayor, esto permite trabajar con diámetros mayores, disminuyendo la posibilidad de que ocurran obstrucciones. Se aplican los siguientes valores a la **Ecuación 6-53**.

$$Q_{operación} = 15 \frac{m^3}{h}$$

$$v_{fluido} = 1,5 \frac{m}{s}$$

$$d_{\substack{\text{pretratamiento} \\ \text{separación S/L}}} = 60 \text{ mm}$$

De acuerdo a los valores obtenidos se selecciona una tubería de PVC de diámetro nominal $DN = 2\frac{1}{2} \text{ in}$ con una longitud vertical de 11 metros.

Para la conducción entre la operación de separación sólido líquido y la cámara de mezcla previa al reactor UASB se considera el escurrimiento por gravedad. Lo mismo se realiza para la conducción entre los reactores de sólidos y la cámara de mezcla. Para el cálculo del diámetro de tubería en estas condiciones se utiliza la fórmula de Manning. La misma se muestra en la siguiente **Ecuación 6-54**.

Ecuación 6-54. Fórmula de Manning para conducción de fluidos por gravedad.

$$v_{escurrimiento} = \frac{1}{n} R_h^{\frac{2}{3}} S^{\frac{1}{2}}$$

$n =$ Coeficiente de rugosidad

$R[m] =$ Radio hidráulico

$S[m/m] =$ Pendiente

Como se menciona, la pendiente mínima recomendada para el escurrimiento por gravedad es de 0,3%. Para el caso del coeficiente de rugosidad, este valor depende del material y para el PVC este valor es de $n = 0,009$.

Para el caso del radio hidráulico, este se define como se muestra a continuación.

$$R_h = \frac{A_m}{P_m}$$



$A_m[m^2] = \text{Área de la sección mojada}$

$P_m[m] = \text{Perímetro de la sección mojada}$

Considerando que el flujo ocurre a través de una tubería parcialmente llena, estos parámetros se definen como sigue.

$$A_m = \frac{1}{8}(\theta - \sin \theta)d_{tubería}^2$$

$$P_m = \frac{1}{2}\theta d_{tubería}$$

De las expresiones del área y perímetro de la sección mojada, el término θ representa el ángulo desde la superficie del fluido hasta el centro de la tubería. Bajo condiciones de tubería parcialmente llena suele adoptarse que esta se encuentra llena $\frac{3}{4}$ respecto del diámetro. Bajo estas condiciones se obtiene un valor para el ángulo de $\theta = 120^\circ$. En cuanto a la velocidad de escurrimiento para flujos por gravedad se favorecen las velocidades bajas, en el rango de 0,06 a 0,24 m/s (McCabe, s. f.).

En estas condiciones se obtiene un valor para el radio hidráulico de $R_h = 0,25d_{tubería}$. A partir de este valor y adoptando una velocidad de escurrimiento de $v_{escurrimiento} = 0,2 \frac{m}{s}$, aplicando la **Ecuación 6-54** se obtiene el siguiente valor para el diámetro de la tubería.

$$d_{tubería} = 24 \text{ mm}$$

De acuerdo a lo calculado se selecciona una tubería de diámetro nominal $DN = 1 \text{ in.}$ La conducción entre la separación sólido/líquido y la cámara de mezcla tiene una longitud vertical de 13 metros. Para el caso de la conducción entre los reactores de sólidos, una longitud vertical de 22 metros.

Por último resta definir el sistema de conducción entre la cámara de mezcla y el reactor UASB. Las dimensiones de la tubería se determinan en la sección de dimensionamiento de esta unidad. Las tuberías tienen un diámetro de 75 mm. Por lo tanto se selecciona una tubería de diámetro nominal $DN = 3 \text{ in.}$ La longitud vertical total para esta conducción es de 10 metros.

Pérdida de carga en conducción

El rozamiento entre las paredes de las tuberías y el fluido conducido provoca caídas de presión. Esto se define como pérdida de carga. En los sistemas donde el fluido es impulsado por acción de una bomba, en general, la pérdida de carga por el paso del fluido a



través de la bomba es despreciable frente a la pérdida de carga que ocurre en el resto de la tubería.

Para calcular la pérdida de carga en los sistemas de conducción se utiliza la siguiente **Ecuación 6-55**, conocida como la ecuación de Fanning.

Ecuación 6-55. Ecuación de Fanning para el cálculo de pérdidas de carga en tuberías.

$$h_f [m] = \frac{4fL_{tubería}v^2}{2gd_{tubería}}$$

En la ecuación de Fanning, h_f representa la pérdida de carga mientras que el término f es un coeficiente de fricción adimensional. Este coeficiente es función del tipo de flujo, por lo tanto se relaciona directamente con el número adimensional de Reynolds. Este se calcula a partir de la siguiente **Ecuación 6-56**.

Ecuación 6-56. Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{d_{tubería}v\rho_{fluido}}{\mu_{fluido}}$$

En esta ecuación ρ y μ representan la densidad y la viscosidad del fluido, respectivamente. En todos los casos se consideran los valores de estos parámetros como los del agua. Valores de Reynolds mayores a 4000 corresponden a un régimen de flujo turbulento. Para valores entre 2000 y 4000 el flujo pertenece a la llamada zona de transición. Para estas dos situaciones, la relación entre el número de Fanning y el número de Reynolds está expresada en diagramas como el de Moody. Este diagrama se muestra en la siguiente **Figura 6-30**.

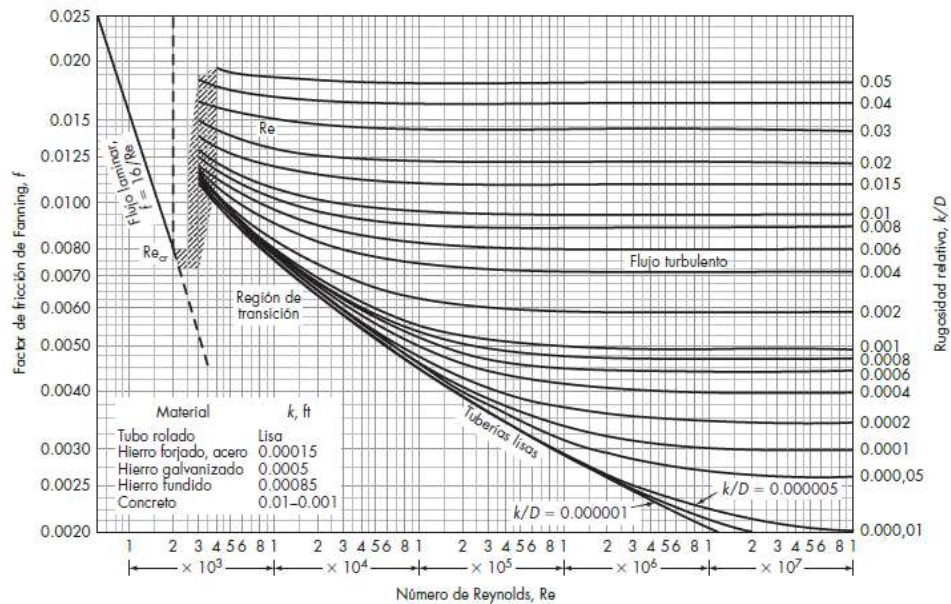


Figura 6-30. Diagrama de Moody que muestra las relaciones entre el número de Fanning y el de Reynolds (Fuente: (McCabe, s. f.).

El término rugosidad relativa utilizado en este diagrama es una relación entre la rugosidad absoluta, que depende del material, y el diámetro de la tubería. Para el caso del PVC, este material tiene una rugosidad absoluta de $\varepsilon = 0,0015 \text{ mm}$.

Para la conducción entre la cámara de equalización y la cámara de mezcla previa al reactor UASB, se calcula la pérdida de carga a partir de los parámetros mostrados a continuación.

$$\frac{\varepsilon}{d_{\text{tubería}}} = 0,00005$$

$$Re = 45000$$

$$f = 0,0055$$

$$h_f = 2 \text{ m}$$

En el caso de la conducción entre la cámara de equalización y la cámara de pretratamiento, sólo cambia la longitud vertical de la tubería respecto al caso anterior. Para esta sección la pérdida de carga se muestra a continuación.

$$h_f = 0,8 \text{ m}$$

Para la conducción entre la cámara de equalización y la bomba de impulsión, se muestra a continuación la pérdida de carga.



$$h_f = 0,4 \text{ m}$$

Siguiendo la misma metodología, a partir de los siguientes valores se calcula la pérdida de carga total en la conducción entre la cámara de pretratamiento y la unidad de separación sólido-líquido.

$$\frac{\varepsilon}{d_{tubería}} = 0,000025$$

$$Re = 90000$$

$$f = 0,0045$$

$$h_f = 0,4 \text{ m}$$

Dentro de este valor, en la zona de succión del sistema de impulsión la pérdida de carga es como se muestra a continuación.

$$h_f = 0,15 \text{ m}$$

En cuanto al sistema de tuberías que conecta la cámara de mezcla con el reactor UASB, las dimensiones se calculan en la sección de sistema de distribución para esta unidad. Siguiendo la misma metodología se calcula la pérdida de carga en el total de la tubería, y la pérdida de carga en la sección entre la salida de la cámara de mezcla y la entrada a la bomba.

$$\frac{\varepsilon}{d_{tubería}} = 0,00002$$

$$Re = 17250$$

$$f = 0,00625$$

$$h_f = 0,01 \text{ m}$$

Debido a la dimensión de la pérdida de carga total, se puede asumir que la pérdida de carga en la sección de succión resulta despreciable.

6.9.2 Sistema de impulsión

La instalación de bombas en el sistema de conducción tiene como objetivo incrementar la energía mecánica del líquido. Las bombas aumentan la velocidad del fluido, presión, elevación, o todas las anteriores. Son dos los tipos de bombas comúnmente utilizados en instalaciones de proceso: bombas centrífugas o de desplazamiento positivo.



Las bombas centrífugas son equipos muy extendidos en su uso. Son especialmente indicadas para el manejo de productos de baja viscosidad y no para líquidos fuertemente aireados. Es el tipo de bomba conveniente de utilizar siempre que su aplicación y el sistema lo permitan. Esto es dado que resultan económicas respecto de la compra, operación y mantenimiento.

Como se ve en la siguiente **Figura 6-31**, la región de la bomba señalada como “A” se denomina zona de aspiración. Es la zona comprendida entre el tanque desde donde se bombea el líquido y la bomba. La zona señalada como “B”, el tramo situado a la salida de la bomba, se conoce como zona de impulsión. La energía otorgada por la bomba al fluido se denomina carga de la bomba y se mide en términos de presión.

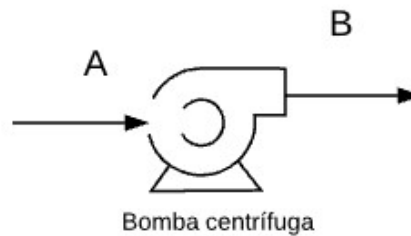


Figura 6-31. Esquema de un sistema impulsado con una bomba centrífuga (Fuente: Elaboración propia).

Para determinar la carga de la bomba necesaria para conducir un fluido de un punto “A” a “B” se realiza un balance de energía mecánica. Este se representa mediante la ecuación de Bernoulli, mostrada a continuación en la **Ecuación 6-57** expresada en términos de altura (metros de columna de agua).

Ecuación 6-57. Ecuación de Bernoulli para el cálculo de la carga de la bomba necesaria entre dos puntos.

$$\Delta h[m] = (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + h_f$$

$\Delta h[m]$ = carga de bomba

$Z_i[m]$ = elevación del punto "i"

$P_i[Pa]$ = presión en el punto "i"

$v_i \left[\frac{m}{s} \right]$ = velocidad media del fluido en punto "i"

$h_f[m]$ = pérdidas de carga en el sistema



Un parámetro importante es la carga neta positiva de aspiración (“net positive suction head” o NPSH). Este se diferencia en dos conceptos, la NPSH requerida y la disponible. La NPSH requerida representa la energía necesaria para llenar la zona de aspiración, hasta el punto donde se incrementa la energía. Este depende del diseño de la bomba y su valor es indicado por el fabricante. La NPSH disponible representa la diferencia entre la presión a la entrada de la bomba y la tensión de vapor del fluido a la temperatura de funcionamiento. Para evitar el fenómeno de cavitación debe cumplirse que la NPSH disponible sea positiva y lo mayor posible que la NPSH requerida.

Se determinan a continuación las cargas de bomba necesarias para las diferentes conducciones a presión del sistema. Se calcula en primer lugar la carga necesaria entre la cámara de ecualización y la cámara de pretratamiento.

La impulsión entre la cámara de ecualización y la cámara de mezcla previa al reactor UASB se realiza con este mismo equipo. Esta bomba impulsa el líquido a tratar de manera constante hacia la cámara mencionada, y la carga de la cámara de pretratamiento ocurre de manera puntual. El desvío del fluido se realiza a través de válvulas, y una vez finalizada la carga de la cámara de pretratamiento se vuelve a la configuración anterior. Debido a que entre la cámara de ecualización y la de mezcla solo ocurre pérdida de carga por fricción en las tuberías, se calcula la carga de la bomba necesaria para la impulsión entre la cámara de ecualización y la de pretratamiento. Luego se verifica que funcione para la impulsión hacia la cámara de mezcla.

Aplicando la ecuación de Bernoulli en la zona de aspiración, y considerando un valor de altura $Z_{bomba} = 0$ para la posición donde se ubica la bomba se obtienen los valores mostrados a continuación.

$$Z_{ecualización} = -2,8 \text{ m}$$

$$v_{ecualización} = v_{bomba \text{ entrada}}$$

$$h_f = 0,4 \text{ m}$$

$$P_{ecualización} = P_{profundidad} + P_{atm} = 2,8 \text{ mcl} + P_{atm} = 27459 \text{ Pa} + 101325 \text{ Pa}$$

$$\frac{P_{bomba \text{ entrada}}}{\rho g} = \frac{P_{ecualización}}{\rho g} + Z_{ecualización} - h_f$$



Si a la expresión para la presión a la entrada de la bomba se le resta la presión de vapor del fluido (se considera la del agua a 30°C) se obtiene una expresión para determinar la NPSH disponible, como se muestra en la siguiente **Ecuación 6-58**.

Ecuación 6-58. Cálculo del NPSH disponible.

$$NPSH_{dis} = \frac{P_{ecualización} - P_{vapor}}{\rho g} + Z_{ecualización} - h_f$$

$$P_{vapor} = 4240 \text{ Pa}$$

$$NPSH_{dis} = 9,5 \text{ m}$$

Aplicando ahora la ecuación de Bernoulli entre la cámara de ecualización (succión) y la cámara de pretratamiento (descarga) se obtienen los siguientes valores.

$$v_{ecualización} = v_{pretratamiento}$$

$$P_{pretratamiento} = P_{atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$Z_{pretratamiento} = 2 \text{ m}$$

$$h_{f \text{ total}} = 0,4 \text{ m} + 0,8 \text{ m}$$

$$\Delta h = 3,2 \text{ m}$$

Una vez definida la carga de la bomba, a partir de la siguiente **Ecuación 6-59** se determina la potencia teórica de la misma.

Ecuación 6-59. Cálculo de la potencia teórica de la bomba

$$P_{bomba \text{ teórica}} [W] = \rho g Q \Delta h$$

$$P_{bomba \text{ teórica}} = 33 \text{ W}$$

Reemplazando para las condiciones donde la descarga es la cámara de mezcla previa al reactor UASB se obtienen los siguientes resultados. De estos se puede ver que es posible utilizar el mismo equipo para la impulsión tanto a la cámara de mezcla como a la de pretratamiento.

$$v_{ecualización} = v_{mix}$$

$$P_{mix} = P_{atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$Z_{mix} = 0 \text{ m}$$



$$h_{f_{total}} = 0,4 \text{ m} + 2 \text{ m}$$

$$\Delta h = 2,5 \text{ m}$$

De la misma manera, se realizan los cálculos para el sistema de impulsión entre la cámara de pretratamiento y la unidad de separación sólido/líquido. Se calcula en primer lugar el NPSH disponible utilizando la **Ecuación 6-58**.

$$Z_{pretratamiento} = 0 \text{ m}$$

$$v_{pretratamiento} = v_{bomba \text{ entrada}}$$

$$h_f = 0,15 \text{ m}$$

$$P_{pretratamiento} = P_{profundidad} + P_{atm} = 2 \text{ mcl} + P_{atm} = 19600 \text{ Pa} + 101325 \text{ Pa}$$

$$NPSH_{dis} = 11,7 \text{ m}$$

La carga de la bomba y la potencia teórica se determinan a partir de los siguientes parámetros y utilizando la **Ecuación 6-57** y **6-58**, respectivamente.

$$v_{pretratamiento} = v_{S/L}$$

$$P_{S/L} = P_{atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$Z_{S/L} = 3 \text{ m}$$

$$h_{f_{total}} = 0,4 \text{ m}$$

$$\Delta h = 1,4 \text{ m}$$

$$P_{bomba \text{ teórica}} = 57 \text{ W}$$

Es importante que al momento de seleccionar el equipo para la impulsión desde el pretratamiento hasta la separación sólido-líquido, la bomba elegida sea apta para el funcionamiento con contenido alto de sólidos en suspensión. Ejemplo de este tipo de bombas son aquellas a las cuales los fabricantes comúnmente las describen como aptas para el bombeo de aguas residuales.

Por último, se realizan los cálculos del sistema de impulsión para el ingreso del efluente al reactor UASB. De acuerdo a lo detallado en la sección del sistema de distribución



para el reactor UASB, las dimensiones para la tubería de este sistema y de las aberturas de distribución son las siguientes:

$$d_{tubería} = 75 \text{ mm}$$

$$l_{abertura} = 40 \text{ mm}$$

descarga

$$w_{abertura} = 25 \text{ mm}$$

descarga

Según estos valores, se determina el área de estos. Una vez determinada y con el caudal de diseño del reactor se determinan las velocidades de entrada y salida. Los valores obtenidos se muestran a continuación.

$$v_{cámara} = 0,23 \frac{m}{s}$$

mezcla

$$v_{abertura} = 0,18 \frac{m}{s}$$

descarga

Se calcula en primer lugar el NPSH disponible utilizando la **Ecuación 6-58**. Luego a partir de la **Ecuación 6-57** se calcula la carga de la bomba, y por último la potencia teórica de la bomba según la **Ecuación 6-59**. Se muestran los valores obtenidos a continuación.

$$Z_{cámara} = Z_{entrada}$$

mezcla *bomba*

$$P_{cámara} = P_{atm} = 101325 \text{ Pa}$$

mezcla

$$NPSH_{dis} = 9,9 \text{ m}$$

$$P_{descarga} = P_{profundidad} + P_{atm} = 5 \text{ mcl} + P_{atm} = 49033 \text{ Pa} + 101325 \text{ Pa}$$

UASB

$$Z_{cámara} = Z_{descarga}$$

mezcla *UASB*

$$\Delta h = 5 \text{ m}$$

$$P_{bomba} = 54 \text{ W}$$

teórica

6.9.3 Materiales de construcción de unidades

De todos los equipos y unidades descriptas a lo largo de este capítulo, algunos serán construidos según los parámetros de diseño definidos y otros serán adquiridos como equipos "llave en mano". Estos últimos se listan a continuación:

- Sistema de mezcla para el pretratamiento.



- Tornillo prensa para la separación sólido-líquido.
- Tornillo transportador para carga del reactor de digestión anaerobia seca.
- Todas las unidades para el tratamiento y almacenamiento del biogás generado.

Al momento de seleccionar estas unidades debe tenerse en cuenta que los materiales con los que estén contruidos sean aptos para las condiciones de trabajo. En términos generales, deben ser materiales resistentes y que aseguren una larga vida útil, además de ser viables económicamente.

De las unidades anteriormente mencionadas hay que tener especial atención en aquellas que se encuentren en contacto con el biogás. De los materiales manipulados el biogás es el que presenta características más peligrosas, tanto para los equipos y unidades como para la salud humana. Es necesario que los materiales del tornillo para la carga del reactor de sólidos sean resistentes a la corrosión por la presencia de compuestos derivados del azufre. Lo mismo ocurre por supuesto con las unidades de tratamiento, transporte y acumulación del biogás.

El resto de las unidades componentes del sistema diseñadas serán construidas, acorde a las dimensiones definidas durante este capítulo. De estas, es necesario determinar el material en el cual se construirán. Las unidades a construir son las siguientes:

- Cámara de ecualización.
- Cámara de pretratamiento.
- Tolva de carga reactor digestión seca.
- Reactores de digestión anaerobia seca.
- Cámara de mezcla.
- Reactor UASB.

Para este tipo de unidades, comúnmente se seleccionan como materiales para su construcción el hormigón armado o el acero estructural. El hormigón armado se compone de una mezcla entre cemento, grava, arena y acero de refuerzo. Esta combinación entre las propiedades mecánicas del concreto y el acero se realiza para que el producto final tenga buena resistencia a la compresión y tracción (Lopez & Giraldo, 2008). Una de las principales ventajas de este material es la facilidad de acceso a sus partes componentes, además de no necesitarse mano de obra con alto grado de capacitación para su utilización.



El acero estructural es un material que posee alta resistencia a la compresión y tracción, por lo que no es necesario otro material combinado para brindar resistencia a esfuerzos mecánicos. Su principal desventaja es su vulnerabilidad a la corrosión, por lo que comúnmente se lo combina con pinturas anticorrosivas, como el esmalte epoxi bituminoso (Lopez & Giraldo, 2008). La principal ventaja del acero es la limpieza en obra durante la construcción y la posibilidad de reciclarse una vez finalizada su vida útil.

Para la construcción de las unidades anteriormente mencionadas se selecciona el acero estructural, excepto para la cámara de equalización. La selección de este material es debido a que la construcción de las unidades es más rápida, limpia y sencilla. Si bien el costo del material comparado directamente con el hormigón armado es mayor para el acero, los costos de mano de obra con relación al tiempo de trabajo son menores. Otra ventaja es que en caso resulte necesario a futuro un replanteo del sistema de tratamiento, las unidades construidas en acero estructural pueden ser desplazadas y reubicadas con mayor facilidad.

Para la cámara de equalización se propone la construcción en hormigón armado. Esto se debe a que es la única unidad que se construye enterrada. Debido a que el acero estructural necesita ser revisado periódicamente para detectar desgastes a tiempo, esto no sería posible de hacer para el caso de la cámara de equalización. Además, al estar el volumen de la cámara delimitado por el mismo terreno se facilita la construcción de la misma en hormigón.

En todos los casos las unidades serán recubiertas con esmalte epoxi bituminoso. Este producto brinda resistencia química por parte de las resinas epóxicas que lo componen. La combinación de estas con alquitrán de hule le da además grandes propiedades impermeables, elasticidad y flexibilidad. Este producto es autoimprimante sobre el cemento. También puede aplicarse directamente sobre el acero sin la necesidad de aplicar primero fondos anticorrosivos.

El área necesaria para el emplazamiento del sistema de tratamiento en su totalidad es de 625 m². Este valor se determinó a partir de la disposición propuesta más adelante en los planos presentados en el **Anexo 5**. Cabe aclarar que esto puede sufrir modificaciones según lo recomienden el área de Ingeniería Civil encargada de realizar la construcción y disposición final.



7 Recomendaciones generales

En el presente capítulo se presentan una serie de comentarios y lineamientos importantes a tener en cuenta en diferentes aspectos. En general, estos hacen referencia a situaciones durante la operación del sistema de tratamiento propuesto en este trabajo.

7.1 Puesta en marcha reactor UASB

Parte de lo que refiere a la eficiencia del proceso de degradación está modulado por el tiempo necesario para la puesta en marcha del reactor y su control operacional. En general, los reactores de alta carga como lo es el UASB requieren tiempos mayores para su puesta en marcha. Este proceso, como es de esperarse, depende fuertemente del tipo de efluente que se esté tratando.

La puesta en marcha de los reactores anaerobios está dada principalmente por el periodo transitorio inicial, donde se observan inestabilidades operacionales. La puesta en marcha se puede realizar a partir de tres maneras:

- Inoculo de lodos anaerobios adaptados al efluente a tratar. En este caso la puesta en marcha disminuye notablemente en tiempo.
- Inoculo de lodos anaerobios no adaptados al efluente a tratar. Esto significa que debe atravesarse un periodo de adaptación y aclimatación del lodo, incluyendo una fase de selección microbiana.
- No realizar inoculo de lodos. Esta opción representa la menos favorable. Se basa en la presencia de microorganismos propios del efluente a tratar. En caso de existir, la concentración de microorganismos se espera sea baja, por lo que el tiempo para la retención y adaptación de la masa microbiana puede ser muy extenso (de 4 a 6 meses).

De las alternativas descritas, se recomienda para la puesta en marcha el inoculo de lodos anaerobios previamente adaptados al efluente a tratar. Si bien el tiempo necesario para realizar esto puede alcanzar varios meses, la adaptación puede realizarse en plantas piloto durante el periodo de construcción e instalación de las unidades del sistema de tratamiento. Para esto pueden contratarse los servicios de empresas, ya sea públicas o privadas, que cuenten con los equipos necesarios para este fin.

En cuanto a la cantidad (volumen) de inoculo necesario para la puesta en marcha, esta está determinada como una función de la tasa de cara biológica inicial aplicada al



sistema. Este parámetro refiere a la cantidad de materia orgánica aplicada al reactor, por unidad de biomasa presente. Se define a partir de la siguiente **Ecuación 7-1**.

Ecuación 7-1. Cálculo de tasa de carga biológica.

$$L_s \left[\frac{kgDQO}{kgVS \cdot d} \right] = \frac{QS_0}{M}$$

$$Q \left[\frac{m^3}{d} \right] = \text{caudal de efluente}$$

$$S_0 \left[\frac{kgDQO}{m^3} \right] = \text{concentración de sustrato}$$

$$M \left[\frac{kgVS}{m^3} \right] = \text{masa de microorganismos presentes en el reactor}$$

Durante el periodo de puesta en marcha se recomienda trabajar con valores de tasa de carga biológica de entre $0,1 - 0,5 \frac{kgDQO}{kgVS \cdot d}$ (Chernicharo et al., 2007).

La carga del reactor con el inóculo de lodo puede realizarse tanto con el tanque lleno con efluente o vacío. Es recomendable realizar esto con el reactor vacío para reducir las pérdidas de inóculo durante el proceso.

Una vez finalizada la carga del inóculo debe esperarse entre 12 y 24 horas, permitiendo su aclimatación a la temperatura del reactor. Luego de este tiempo se puede comenzar a llenar el reactor, hasta la mitad de su volumen activo. Una vez lleno a la mitad, se recomienda esperar 24 horas. Luego de este tiempo y antes de continuar con el llenado se debe realizar una recolección del sobrenadante formado para su análisis en términos de temperatura, pH, ácidos volátiles y DQO. Para el caso de los ácidos volátiles los valores aceptables se encuentran por debajo de los 200 ppm (medido como ácido acético) (Chernicharo et al., 2007).

El llenado del reactor continúa hasta alcanzar la totalidad del volumen activo y vuelve a dejarse un tiempo de 24 horas, repitiendo luego de esto los análisis mencionados. Si todos los parámetros se encuentran dentro de valores aceptables, la alimentación del reactor continúa aumentando su flujo aproximadamente cada 15 días siempre y cuando el sistema responda favorablemente. Dependiendo de esto el flujo puede aumentarse o reducirse.

En cuanto a los factores ambientales dentro del reactor deben tenerse en cuenta las siguientes consideraciones:



- La temperatura debe encontrarse en el rango ideal para el crecimiento de microorganismos anaerobios, entre 30 y 35°C.
- El pH debe mantenerse por encima de 6,2, y preferentemente en el rango de entre 6,8-7,2.
- Los nutrientes (N, P, S y micronutrientes) deben encontrarse en cantidades suficientes.

7.2 Producción de lodos

Parte del lodo que se produce dentro del reactor como producto de la degradación de la materia orgánica debe ser descartado periódicamente. Estas extracciones permiten mantener una “edad” del lodo adecuada para el correcto funcionamiento del reactor. Para la disposición de lodos debe contratarse los servicios de gestores integrales de residuos que se encarguen del transporte, estabilización y tratamiento de los mismos.

Debe definirse en primer lugar el volumen producido. Si bien esto varía según el tipo de agua residual a tratar, para esto se adopta el valor dado por Seghezzeo & Fernández-Polanco (2015). Para el cálculo de producción de lodos se tienen en cuenta los siguientes parámetros y valores:

$$\text{Producción de lodos} = 0,05 \frac{\text{kg SST}}{\text{kg DQO}_{\text{removida}}}$$

$$s_0 = 17723 \frac{\text{mgDQO}}{\text{l}}$$

$$s = 2481 \frac{\text{mgDQO}}{\text{l}}$$

$$\text{DQO}_{\text{removida}} \left[\frac{\text{kg DQO}}{\text{d}} \right] = \frac{(s - s_0)}{1000} Q_{\text{resultante}}$$

$$\text{DQO}_{\text{removida}} = 1376 \frac{\text{kg DQO}}{\text{d}}$$

$$\text{Concentración de lodo} = 50 \frac{\text{kg SST}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Producción de lodos} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right] = \text{DQO}_{\text{removida}} \left(0,05 \frac{\text{kg SST}}{\text{kg DQO}_{\text{removida}}} \right) \left(\frac{1}{50 \frac{\text{kg SST}}{\text{m}^3}} \right)$$

$$\text{Producción de lodos} = 1,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$



Al extraer los lodos del reactor, estos tienen un porcentaje alto de humedad. El volumen calculado de producción de lodo por día considera solo los sólidos. Para alcanzar este volumen, que es luego es dispuesto por el gestor autorizado, debe eliminarse la fracción acuosa. Para esto los lodos se disponen en primer lugar en lechos de secado.

La acumulación de estos sólidos producidos ocurre luego de meses de operación continua. Cuando estos alcanzan un nivel en el cual resulta necesario la purga, esta debe realizarse principalmente desde la parte superior de la cama de lodo. Esta parte se caracteriza por ser menos denso, más floculento y con menor actividad metanogénica. Sin embargo, puede resultar interesante realizar las purgas desde distintos puntos, tanto desde la parte inferior (cama) como desde la altura media del reactor (manto). Los beneficios de esto se listan a continuación:

- La purga desde la altura media del reactor permite la remoción de un lodo más disperso, con menor actividad y con poca capacidad de sedimentación.
- Para compensar el volumen que representa la purga desde la parte media, puede purgarse desde la cama de lodo, la parte inferior del reactor, que se encuentra en mayor concentración.
- La remoción desde la parte inferior además tiene como consecuencia la remoción de sólidos inertes que puedan haber superado las etapas anteriores del sistema de tratamiento. Por otra parte, esta porción de lodo contiene menor cantidad de agua, lo que trae beneficios a la hora del secado y disposición.

Según Seghezzi & Fernández-Polanco (2015), con buenas condiciones climáticas y para capas de lodo de 0,2 m de espesor, se necesitan alrededor de 3 días para que estos sequen. Considerando un día más como factor de seguridad, se calcula a continuación el área necesaria para lechos de secado de lodo.

$$A_{\text{lecho secado}} = \frac{1,4 \frac{m^3}{d}}{0,2 m} = 7 \frac{m^2}{d}$$

$$l_{\text{lecho secado}} = 3,5 m$$

$$w_{\text{lecho secado}} = 2 m$$

Considerando 4 días para el secado se necesitan entonces 4 módulos de lecho de secado de 7 m² cada uno, alcanzando una superficie total de 28 m². La extracción de lodo debe realizarse periódicamente una vez que el nivel del manto de lodo alcanzó el nivel óptimo.



7.3 Control operacional

Para asegurar un correcto funcionamiento del sistema de tratamiento es necesario controlar diferentes variables durante la operación. Esto provocará una optimización de las condiciones operacionales, disminuyendo los costos de operación. Además el control de estas variables permite detectar posibles fallas del sistema a tiempo, pudiendo remediarlas minimizando los efectos negativos.

Para que este control se desarrolle de manera correcta es necesario establecer protocolos en un programa de control operacional. Este programa debe considerar aquellos aspectos relevantes en la operación del sistema, y estar adaptado a los recursos tanto materiales como humanos disponibles.

Del sistema desarrollado, el reactor UASB es al que debe prestarse especial atención -en su control. Para el resto de las unidades, en la siguiente **Tabla 7-1** se presenta un programa de control donde se proponen parámetros de control y su periodicidad.

Tabla 7-1. Programa de control operacional para unidades del sistema de tratamiento.

Parámetro de control	Periodicidad
Cámara de ecualización	
Caudal [l/s]	Diaria
Temperatura [°C]	Diaria
pH	Diaria
Pretratamiento	
Temperatura [°C]	Diaria
pH	Diaria
Separación sólido/líquido (corriente líquida)	
pH	Diaria
Temperatura [°C]	Diaria
DQO [mg/l]	Semanal
Reactor de sólidos	
pH (lixiviados)	Diaria
Temperatura [°C] (lixiviados)	Diaria
DQO [mg/l] (lixiviados)	Semanal
Producción de biogás [m ³ /d]	Diaria

En cuanto al monitoreo y control del reactor UASB, este se puede dividir en dos grupos: monitoreo de la eficiencia del reactor y el monitoreo de la estabilidad.

Respecto del monitoreo de la eficiencia, esta está determinada por la remoción de ciertos agentes no deseados. Estos agentes a ser removidos se agrupan en sólidos suspendidos y materia orgánica. Puede agregarse también a estos ciertos organismos



patógenos como los coliformes fecales y huevos de helmintos. Debido a la naturaleza del efluente, estos no deberían presentarse.

El monitoreo de la estabilidad del reactor tiene como principal objetivo detectar signos de fermentación ácida. En caso que esta se encuentre y supere a la actividad metanogénica se provocará una acidificación del digestor. En este sentido deben controlarse los valores de pH, alcalinidad, y concentración de ácidos volátiles. Otro aspecto relevante es el control en las variaciones del caudal de biogás generado, además de su composición. Un aumento repentino en el contenido de dióxido de carbono es un indicador de inestabilidad operacional.

En la siguiente **Tabla 7-2** se propone un programa de control operacional para el reactor UASB.

Tabla 7-2. Programa de control y monitoreo para el reactor UASB.

Monitoreo reactor UASB	
Parámetro	Periodicidad
Eficiencia del tratamiento	
Sólidos sedimentables [mg/l] (influyente y efluente)	Diaria
Sólidos suspendidos totales [mg/l] (influyente y efluente)	Semanal
DQO [mg/l] (influyente y efluente)	Semanal
DBO [mg/l] (influyente y efluente)	Mensual
Producción de biogás [m ³ /d]	Diaria
Estabilidad operacional	
Temperatura [°C] (influyente y reactor)	Diaria
pH (influyente y reactor)	Diaria
Alcalinidad [mg/l] (influyente y efluente)	Semanal
Ácidos grasos volátiles [mg/l] (influyente y efluente)	Semanal
Composición de biogás [%CO ₂]	Mensual

Es recomendable realizar un control y monitoreo sobre la cantidad y calidad de lodo producido. Los aspectos cualitativos más importantes son: actividad metanogénica, estabilidad y capacidad de sedimentación. La estabilidad refiere a la fracción de masa de lodo conteniendo materia orgánica sin degradar. Para considerar un lodo estable la fracción de sólidos biodegradables debe mantenerse debajo del 3% (Chernicharo et al., 2007).

Teniendo en cuenta lo antes mencionado, en la siguiente **Tabla 7-3** se presenta un programa de control y monitoreo para la calidad y cantidad de los lodos.



Tabla 7-3. Programa de monitoreo y control para la producción de lodos en el reactor UASB.

Monitoreo de lodos	
Parámetro	Periodicidad
Sólidos totales [mg/l]	Semanal
Sólidos volátiles [mg/l]	Semanal
Actividad metanogénica [gDQO/gVSd]	Mensual
Estabilidad del lodo [gDQO/gVSd]	Mensual

7.4 Continuación del tratamiento

En la sección anterior donde se define la eficiencia de remoción y tratamiento del reactor UASB, esta se define como del 86%. Para esta condición y respecto de la carga orgánica inicial, la concentración en términos de DQO del efluente emitido desde el reactor UASB queda como se muestra a continuación.

$$s_0 = 17723 \frac{mgDQO}{l}$$

$$s = 2481 \frac{mgDQO}{l}$$

Como se puede ver, este valor se encuentra por encima de los valores permitidos para el vuelco de efluentes. Es por esto que queda en evidencia la necesidad de continuar el tratamiento, hasta alcanzar las condiciones de vuelco establecidas por la normativa vigente.

En este proyecto final de ingeniería no se desarrollan las unidades necesarias para la finalización del tratamiento de los efluentes. Esto se debe a que escapa a los límites y a los objetivos propuestos a desarrollar. De todas maneras es necesario dejar en claro la necesidad de completar el tratamiento hasta alcanzar los valores de vuelco.

Cabe destacar que todo el tratamiento realizado por el sistema desarrollado en este proyecto provocará que las unidades necesarias para completar el tratamiento resulten más compactas. Esto se espera impacte positivamente en los costos para su construcción, además de establecer condiciones de tratamiento más sencillas de llevar adelante. Por lo tanto alcanzar las condiciones de vuelco para los efluentes no debería representar un desafío.



8 Cómputo y presupuestos

En el presente capítulo se analizan los aspectos económicos del proyecto en estudio. Este análisis abarca desde la inversión inicial para la construcción y puesta en marcha de la obra, hasta los costos de operación, mantenimiento. Además se estudia y dimensiona el impacto económico positivo proveniente del aprovechamiento energético del biogás generado.

8.1 Inversión inicial

En la siguiente **Tabla 8-1** se presenta de modo detallado el listado de tareas a llevar a cabo, materiales, equipos, y todo aquel gasto necesario para la instalación y puesta en marcha de la planta de tratamiento diseñada y propuesta. Estos gastos representan la inversión inicial del proyecto.

Para el cálculo de estos gastos y costos en este capítulo, se considera con una cotización de USD1 equivalente a AR\$63. Se considera además se mantiene constante la relación de los precios frente a posibles variaciones en la cotización.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Tabla 8-1. Listado de ítems y costos de inversión inicial para la instalación del sistema de tratamiento.

N°		Descripción	Un.	Cant.	Costo/Un.	Importe/Item	Importe/Rubro	Incidencia [%]	
Rubro	Item							Item	Rubro
1		TRABAJOS PRELIMINARES					\$ 100.800,00		1,63%
	1.01	Limpieza del terreno	m ²	900	\$ 22,00	\$ 19.800,00			0,32%
	1.02	Nivelación	m ²	900	\$ 90,00	\$ 81.000,00			1,31%
2		MOVIMIENTOS DE TIERRA					\$ 14.114,00		0,23%
	2.01	Excavación para cimientos y columnas	m ³	25	\$ 102,00	\$ 2.550,00			0,04%
	2.02	Excavación para cámara de homogeneización	m ³	98	\$ 118,00	\$ 11.564,00			0,19%
3		ELEMENTOS ESTRUCTURALES					\$ 1.246.900,00		20,21%
	3.01	Techo de chapa perfilada de acero galvanizado	m ²	900	\$ 142,00	\$ 127.800,00			2,07%
	3.02	Estructura metálica ligera para techos	m ²	900	\$ 255,00	\$ 229.500,00			3,72%
	3.03	Estructura metálica con pórticos de acero laminado	m ²	900	\$ 700,00	\$ 630.000,00			10,21%
	3.04	Homigón para cimientos y columnas	m ³	10	\$ 5.350,00	\$ 53.500,00			0,87%
	3.05	Piso industrial de hormigón	m ²	900	\$ 229,00	\$ 206.100,00			3,34%
4		INSTALACIÓN ELÉCTRICA					\$ 29.250,00		0,47%
	4.01	Línea general de alimentación	m	50	\$ 400,00	\$ 20.000,00			0,32%
	4.02	Lámparas LED galponera industrial 50W	u	20	\$ 250,00	\$ 5.000,00			0,08%
	4.03	Provisión y montaje de tableros	N/A	N/A	\$ 4.250,00	\$ 4.250,00			0,07%
5		REVESTIMIENTOS					\$ 89.932,14		1,46%
	5.01	Esmalte epoxi para acero estructural	lts	71,9	\$ 650,00	\$ 46.738,10			0,76%
	5.02	Esmalte epoxi para hormigón armado	lts	34,52	\$ 650,00	\$ 22.440,48			0,36%
	5.03	Mano de obra	%	30		\$ 20.753,57			0,34%
6		CAÑERÍAS Y ACCESORIOS					\$ 21.488,78		0,35%
	6.01	Tubería PVC DN 1 1/4 in.	m	40	\$ 168,00	\$ 6.720,00			0,11%
	6.02	Tubería PVC DN 2 1/2 in.	m	12	\$ 93,00	\$ 1.116,00			0,02%
	6.03	Tubería PVC DN 1 in.	m	35	\$ 106,00	\$ 3.710,00			0,06%
	6.04	Tubería PVC DN 3 in.	m	10	\$ 101,00	\$ 1.010,00			0,02%
	6.05	Codo 90° PVC DN 1 1/4 in.	u	2	\$ 21,90	\$ 43,80			0,00%
	6.06	Codo 90° PVC DN 2 1/2 in.	u	5	\$ 44,90	\$ 224,50			0,00%
	6.07	Codo 90° PVC DN 1 in.	u	5	\$ 21,90	\$ 109,50			0,00%
	6.08	Conexión T PVC	u	3	\$ 29,90	\$ 89,70			0,00%
	6.09	Accesorios varios	%	10		\$ 1.302,35			0,02%
	6.10	Montaje e instalación	%	50		\$ 7.162,93			0,12%
7		EQUIPAMIENTO Y UNIDADES					\$ 4.162.983,50		67,48%
	7.01	Acero estructural SAE 1020 cámara pretratamiento	m ²	17	\$ 1.560,00	\$ 26.520,00			0,43%
	7.02	Acero estructural SAE 1020 reactor digestión seca	m ²	127	\$ 1.560,00	\$ 198.120,00			3,21%
	7.03	Acero estructural SAE 1020 canal de lixiviados	m ²	26	\$ 1.560,00	\$ 40.560,00			0,66%
	7.04	Acero estructural SAE 1020 tolva de carga	m ²	12	\$ 1.560,00	\$ 18.720,00			0,30%
	7.05	Acero estructural SAE 1020 reactor UASB	m ²	75	\$ 1.560,00	\$ 117.000,00			1,90%
	7.06	Acero estructural SAE 1020 cámara de mezcla de caudales	m ²	16	\$ 1.560,00	\$ 24.960,00			0,40%
	7.07	Acero estructural SAE 1020 campana de captación	m ²	13	\$ 1.560,00	\$ 20.280,00			0,33%
	7.08	Acero estructural SAE 1020 tabiques	m ²	16	\$ 1.560,00	\$ 24.960,00			0,40%
	7.09	Acero inoxidable falso fondo lixiviados	m ²	11	\$ 2.925,00	\$ 32.175,00			0,52%
	7.10	Hormigón cámara de equalización	m ³	11	\$ 5.350,00	\$ 58.850,00			0,95%
	7.11	Malla de acero tejido cuadrado jaula desbaste	m ²	3	\$ 200,00	\$ 600,00			0,01%
	7.12	Serpentina acero inoxidable Ø=2 in	m	35	\$ 890,00	\$ 31.150,00			0,50%
	7.13	Sistema de mezcla pretratamiento (impulsor, eje y motor)	u	1	\$ 120.000,00	\$ 120.000,00			1,95%
	7.14	Tornillo prensa horizontal SEPCOM015	u	1	\$ 180.000,00	\$ 180.000,00			2,92%
	7.15	Tornillo transportador sistema de carga	u	2	\$ 240.000,00	\$ 480.000,00			7,78%
	7.16	Equipos de dosificación TIMSA 500l	u	2	\$ 58.500,00	\$ 117.000,00			1,90%
	7.17	Unidad de desulfurización de biogás UGN BEKOM-H	u	1	\$ 300.000,00	\$ 300.000,00			4,86%
	7.18	Unidad de filtración de biogás BT40	u	1	\$ 240.000,00	\$ 240.000,00			3,89%
	7.19	Gasómetro BEG D330 L1400	u	1	\$ 420.000,00	\$ 420.000,00			6,81%
	7.20	Antorcha VAREC BIOGAS 239A	u	1	\$ 600.000,00	\$ 600.000,00			9,73%
	7.21	Bomba GRUNDFOS MQ 3-25	u	2	\$ 44.400,00	\$ 88.800,00			1,44%
	7.22	Bomba GRUNDFOS Unilift AP 35.40.06.3.V	u	1	\$ 62.600,00	\$ 62.600,00			1,01%
	7.24	Mano de obra	%	30		\$ 960.688,50			15,57%
8		INGENIERIA					\$ 459.598,36		7,45%
	8.01	Croquis preliminares, anteproyecto y proyecto	N/A	N/A		\$ 279.755,52			4,53%
	8.03	Dirección de obra	N/A	N/A		\$ 119.895,22			1,94%
	8.04	Puesta en marcha de sistema de tratamiento, revisión y ajustes	N/A	N/A		\$ 59.947,61			0,97%
9		VARIOS					\$ 43.828,00		0,71%
	9.03	Conjunto de sistemas de protección colectiva	N/A	N/A	\$ 20.450,00	\$ 20.450,00			0,33%
	9.04	Capacitaciones en seguridad e higiene laboral	N/A	N/A	\$ 10.230,00	\$ 10.230,00			0,17%
	9.05	Varios	%	30		\$ 13.148,00			0,21%
		COSTO TOTAL BRUTO					\$ 6.168.894,78		100,00%
		Administración, Imprevistos, Utilidad (AIU)			30%	\$ 1.850.668,43			
		COSTO TOTAL					\$ 8.019.563,21		100,00%



Para los ítems de los rubros “Trabajos preliminares”, “Movimientos de tierra”, “Elementos estructurales” e “Instalación eléctrica”, los costos se obtuvieron a partir de un software de generación de precios desarrollado por la empresa *CYPE Ingenieros S.A.* Este software tiene en cuenta al momento de realizar las estimaciones los materiales necesarios, el tipo de mano de obra, tiempo de trabajo estimado y el tipo de herramientas o maquinarias a utilizar.

Aquellos ítems que representan materiales, los precios fueron obtenidos a partir de lista de precios de diferentes compañías comerciantes de estos. Ejemplo de estos ítems son las tuberías y accesorios, revestimientos, materiales de construcción. Para estos ítems y el resto de los cuales no presentan una estimación de mano de obra, el costo de este factor para su instalación y/o construcción se estima sobre un porcentaje del costo total de materiales.

Para los equipos y unidades que componen al sistema de tratamiento, los precios se obtuvieron a partir de solicitudes presupuestarias a los proveedores y/o fabricantes de las mismas.

Para el caso de los honorarios profesionales estos se calcularon a partir de lo indicado en el DECRETO/LEY N°7887/55 “ARANCEL DE HONORARIOS PARA LA JURISDICCION NACIONAL”.

Se estima entonces según lo presentado una inversión inicial de **USD127.295 (ciento veintisiete mil doscientos noventa y cinco dólares estadounidenses)**, con un tiempo estimado de construcción e instalación de entre **4 y 6 meses**.

8.2 Operación y mantenimiento

En el presente apartado se presentan aquellos costos asociados al normal funcionamiento de la planta de tratamiento. Se analizan a continuación los costos de insumos, servicios, mano de obra y disposición de lodos y residuos.

Insumos y Servicios

En la siguiente **Tabla 8-2** se detallan los insumos utilizados mensualmente para la operación de la planta de tratamiento. Además de los productos asociados directamente a este funcionamiento se tiene en cuenta el costo de ensayos de laboratorio para el control y monitoreo del funcionamiento del sistema.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Tabla 8-2. Insumos utilizados para la operación de la planta de tratamiento.

Insumo	Consumo	Costo unitario	Costo mensual
Ácido clorhídrico 30%	500 l/mes	\$15/litro	\$7500
Hidróxido de sodio en copos	150 kg/mes	\$27/kg	\$4050
Pellets óxido de hierro	150 kg/mes	\$30/kg	\$4500
Insumos laboratorio	-	-	\$12037,5
Mantenimiento	-	-	\$12037,5
Total			\$40125

Para la determinación de la cantidad necesaria de ácido clorhídrico, para llevar a cabo el pretratamiento ácido, se considera la compra de la solución al 30% ya preparada. Para el caso del hidróxido de sodio necesario para la neutralización en cambio, se considera la compra de este en presentación de copos o gránulos de grado industrial.

Para la determinación de la cantidad necesaria de medio filtrante para la desulfuración de biogás se considera una composición media de H₂S de 1,25%. Teniendo en cuenta que 1,2 kg de azufre son retenidos en 1 kg de medio filtrante, y que este puede ser reutilizado al menos 1 vez, se calculan son necesarios 5 kg de medio filtrante por día.

Los costos de mantenimiento e insumos de laboratorio mostrados en la tabla anterior se calculan como un 30% del total de los costos de insumos. Son necesarios entonces en total **U\$D7643 anuales** para la operación de la planta de tratamiento.

En cuanto al consumo eléctrico del sistema de tratamiento, en la siguiente **Tabla 8-3** se muestran los consumos eléctricos de las unidades más relevantes en este término.

Tabla 8-3. Consumo eléctrico de las unidades relevantes del sistema de tratamiento.

Unidad	Unidades	kW/Unidad	kW	Hs/día
Sistema de mezcla pretratamiento	1	5	5	4
Tornillo prensa horizontal SEPCOM015	1	3	3	1
Tornillo transportador sistema de carga	1	3	3	1
Soplador unidad de desulfurización de biogás UGN BEKOM-H	1	1,5	1,5	24
Soplador unidad de filtración de biogás BT40	1	1,5	1,5	24
Soplador gasómetro BEG D330 L1400	1	1,5	1,5	24
Bomba GRUNDFOS MQ 3-25	2	0,55	1,1	24
Bomba GRUNDFOS Unilift AP 35.40.06.3.V	1	0,9	0,9	24
Total			17,5	



De acuerdo a la información publicada por el proveedor de energía eléctrica, se consideran los distintos componentes que forman el costo final del servicio. Estos incluyen tanto cargos fijos como variables. Este detalle y el costo mensual en electricidad para el sistema de tratamiento se presentan en la siguiente **Tabla 8-4**.

Tabla 8-4. Costo mensual en electricidad para la operación del sistema de tratamiento (Fuente: Edenor).

Concepto	Unidad	Valor	Costo mensual
Cargo fijo	\$/mes	\$ 4.221,00	\$ 4.221,00
Cargo potencia contratada	\$/kW-mes	\$ 209,90	\$ 1.146.054,00
Cargo potencia adquirida	\$/kW-mes	\$ 87,50	\$ 477.750,00
Cargo variable resto	\$/kWh	\$ 2,28	\$ 415,14
Total			\$ 1.628.440,14

Mano de obra

Las principales operaciones a realizar para el correcto funcionamiento del sistema de tratamiento involucran tareas de control y mantenimiento. Estas tareas pueden ser cubiertas por dos personas con formación técnica, más una persona con formación en ingeniería ambiental encargada de la planta. En la siguiente **Tabla 8-3** se muestran los salarios para los puestos a cubrir.

Tabla 8-5. Costos asociados a salarios de personal para la operación de la planta de tratamiento.

Cargo	Salario mensual
Ingeniero/a Ambiental	\$55000
Técnico/a químico	\$40000
Técnico/a electromecánico	\$40000
Total	\$135000

Son necesarios por lo tanto **USD25714 anuales** en sueldos para la operación de la planta.

8.3 Costo total de operación

Según lo calculado en los apartados anteriores del presente capítulo, se construye la siguiente **Tabla 8-5** en la cual se muestra el costo total mensual para el funcionamiento del sistema de tratamiento propuesto en este trabajo.



Tabla 8-6. Costo total mensual para el funcionamiento del sistema de tratamiento.

Concepto	Costo mensual
Insumos	\$ 40.125,00
Servicios	\$ 1.628.440,00
Mano de obra	\$ 135.000,00
Total	\$ 1.803.565,00

8.4 Beneficio por generación de energía

La Cervecería A, además de los parámetros de generación de efluentes y otros parámetros operacionales, apporto para este trabajo información en cuanto al costo en energía térmica. Si bien este valor tiene variaciones notables, se informa un costo promedio de \$1028570 mensuales, para una producción mensual de 6000 hL.

En el apartado anterior donde se desarrolla en detalle la generación de energía a partir del sistema de tratamiento diseñado, se determinó que esta representa hasta un 69% de la demanda de energía térmica del proceso productivo. Adoptando un valor conservador del 60% y trasladándolo al costo mensual informado por la Cervecería A, **el beneficio por la generación de energía a partir del tratamiento de los residuos y efluentes representa un valor de \$617142 por mes.**



9 Estudio de impacto ambiental

A lo largo de este capítulo se desarrolla el estudio de los impactos ambientales asociados al proyecto que conforman la construcción, operación y mantenimiento de la planta de tratamientos diseñada. Este estudio consta de la identificación y evaluación de los efectos o impactos asociados al proyecto, en relación a los componentes físico-químicos, biológicos, culturales y socioeconómicos del ambiente.

Entendiendo que los impactos ambientales pueden ser tanto negativos como positivos, luego del análisis detallado en este capítulo se puede concluir que para el proyecto desarrollado predominan los impactos positivos sobre el ambiente. Si bien y como es natural existen actividades desarrolladas en todas las etapas del proyecto, estos pueden ser mitigados tomando medidas específicas para cada uno de estos.

Para el desarrollo del estudio de impacto ambiental en primer lugar se determina cual es la línea de base del sitio donde se va a desarrollar el proyecto en cuestión. Durante esta etapa se describen los elementos del medio (medios físico, biológico y socio-económico) que se verán afectados de alguna manera por el proyecto. El paso siguiente consta de la identificación de las actividades asociadas al proyecto potencialmente generadoras de impacto.

Conociendo cuales son las actividades potencialmente generadoras de impacto se realiza a continuación un análisis de cada una de estas. Durante este análisis se las valoriza respecto de diferentes aspectos para finalmente determinar el grado y signo de su impacto, pudiendo ser positivo o negativo. Por último se realiza un plan de prevención y mitigación para aquellas actividades identificadas como de impacto negativo.

9.1 Objetivo

El presente estudio de impacto ambiental tiene como objetivo la identificación y valoración de los impactos asociados al proyecto desarrollado en este trabajo. Además, la determinación de un plan de control, mitigación y prevención de los impactos que durante el desarrollo del EIA se identificaron como negativos.

Este estudio tiene como alcance la construcción, operación y mantenimiento de la planta de tratamiento de residuos y efluentes y generación de biogás desarrollada en este trabajo.

9.2 Descripción del proyecto

El proyecto analizado en este estudio es una planta para llevar a cabo un sistema de tratamiento para los residuos sólidos y efluentes líquidos provenientes de la producción de



cerveza artesanal. Además del tratamiento y estabilización de estos materiales, el sistema da como resultado la generación de biogás mejorado (biometano) el cual podrá ser aprovechado para alimentar al mismo proceso productivo. Se enumeran a continuación las características más relevantes tanto de la empresa como de la planta de tratamiento diseñada y dimensionada.

Características de la empresa

- Ubicación: Polo industrial Ezeiza; localidad de Carlos Spegazzini: partido de Ezeiza; provincia de Buenos Aires.
- Actividad principal: producción y expendio de cerveza artesanal.
- Superficie total: 2021 m².
- Volumen de producción: 20000 litros de mosto por día.

Características de la planta de tratamiento

- Capacidad de tratamiento: 4,8 tn/día de bagazo y 90,3 m³/d de efluente líquido.
- Unidades componentes: cámara de eculización, cámara de pretratamiento, reactor de sólidos, reactor UASB, planta de tratamiento de biogás (desulfuración, filtración, remoción de CO₂, gasómetro y antorcha).
- Superficie ocupada: 625 m².
- Cuerpo receptor: colectora pluvial a cuerpo de agua superficial (río Matanza).
- Efluentes generados: digestato del tratamiento de sólidos, baja producción de lodos del reactor UASB, emisiones de CO₂, medios filtrantes del tratamiento del biogás.

9.3 Diagnóstico ambiental

En esta sección se describe el área donde se encontrará ubicado el proyecto, además de los sitios que se verán afectados de una u otra manera por la presencia de este. Se define a partir de esta descripción una línea de base, la cual sirve como referencia para determinar de qué manera el proyecto impacta o modifica el área descripta.

Área de influencia

De manera general se define al área de influencia de un proyecto al área donde se distribuirán los posibles efectos e impactos que este generará. Dentro de este concepto se pueden identificar un área de influencia directa y una indirecta. La primera corresponde al área específica donde se desarrollaran las actividades del proyecto, donde se manifestarán



los impactos ambientales directos. El área de influencia indirecta en cambio determina la zona hasta donde llegarán los efectos producidos por los impactos. Esta incluye los lugares donde probablemente ocurrirán impactos socioeconómicos, dinámicas sociales, etc. Generalmente se define en un contexto regional.

Para el caso en estudio se define como el área de influencia directa a la zona comprendida por el polo industrial donde se encuentra funcionando la empresa. Es en este predio donde ocurrirán la totalidad de las actividades de construcción, y por supuesto la operación y mantenimiento de la planta.

En cuanto al área de influencia indirecta, desde un punto de vista socio-económico esta se extiende en la totalidad de la localidad de Carlos Spegazzini y alrededores. Teniendo en cuenta los impactos ambientales en esta área se puede considerar el área definida por la cuenca Matanza-Riachuelo, principalmente el río Matanza en toda su extensión.

Medio físico natural

Recursos hídricos superficiales

El partido de Ezeiza se encuentra incluido en la cuenca del río Matanza. Este curso nace en el partido de Cañuelas y desemboca en el río de La Plata, sirviendo de límite noreste a Ezeiza, Esteban Echeverría y Lomas de Zamora con La Matanza. Sirve de límite sureste a la ciudad de Buenos Aires con los partidos de Avellaneda, Lanús y Lomas de Zamora.

La cuenca Matanza-Riachuelo se encuentra localizada al noreste de la provincia de Buenos Aires. Al norte limita con la cuenca Reconquista, al sur y al oeste con la cuenca del río Salado, y al este con el río de La Plata. Esta cuenca comprende parte de la ciudad de Buenos Aires y los municipios de Almirante Brown, Avellaneda, Cañuelas, Esteban Echeverría, Ezeiza, General Las Heras, La Matanza, Lanús, Lomas de Zamora, Marcos Paz, Merlo y San Vicente. La cuenca hidrográfica abarca 2238 km², con una longitud aproximada de 64 km y un ancho de 35 km.

Recursos hídricos subterráneos

El agua subterránea en el partido de Ezeiza proviene del sistema acuífero Epiparaniano, es decir de las arenas Puelches y del tramo superior, los limos del Pampeano. En toda la cuenca del río Matanza se reproduce un esquema similar. El agua es apta para consumo en términos generales.

En la mayor parte de la cuenca, debido a la gran explotación del acuífero Puelche, los niveles del Epipuelche han descendido a niveles menores a los del Puelche. Esto genera una



imposibilidad para la explotación del Epipelche para los sitios de gran índice poblacional. Se utiliza solamente en los sectores más marginales y suburbanos.

En la actualidad la mayor explotación se produce en el acuífero Puelche. Debido a esto, el relevamiento de pozos de estudio de la zona arroja un gran cono de depresión principal. Esto tiene como consecuencia una inversión en el gradiente del acuífero, siendo el río de La Plata el influente.

Clima

El área se caracteriza por la abundancia de espacios abiertos y bosques de grandes árboles. Esto provoca que durante los meses de verano se pueden detectar dos o tres grados menos, respecto de la ciudad de Buenos Aires. De la misma manera, durante los meses de invierno se perciben hasta 5 grados menos. Son frecuentes las heladas durante los meses de junio, julio y agosto.

La zona en estudio presenta un clima húmedo, meso termal, con pequeña deficiencia de agua. En la siguiente **Figura 9-1** se muestran los parámetros climáticos zonales registrados en una serie continua de treinta años, en el periodo comprendido entre 1961 y 1990. La diferencia en la precipitación entre el mes más seco y el mes más lluvioso es de 52 mm. La variación en las temperaturas durante todo el año es 13,5 °C.

	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Temperatura media (°C)	23.4	22	20.4	15.8	12.8	10.2	9.9	11.2	13.1	15.8	19.1	21.5
Temperatura mín. (°C)	16.9	16.1	14.6	10.2	7.2	5.7	5	5.9	7.7	10.3	13.1	14.9
Temperatura máx. (°C)	30	28	26.3	21.4	18.4	14.7	14.9	16.5	18.5	21.4	25.1	28.1
Temperatura media (°F)	74.1	71.6	68.7	60.4	55.0	50.4	49.8	52.2	55.6	60.4	66.4	70.7
Temperatura mín. (°F)	62.4	61.0	58.3	50.4	45.0	42.3	41.0	42.6	45.9	50.5	55.6	58.8
Temperatura máx. (°F)	86.0	82.4	79.3	70.5	65.1	58.5	58.8	61.7	65.3	70.5	77.2	82.6
Precipitación (mm)	108	96	101	90	82	62	60	56	63	96	93	85

Figura 9-1. Parámetros climáticos para el partido de Ezeiza entre 1961 y 1990 (Fuente: <https://es.climate-data.org/americas-del-sur/argentina/buenos-aires/ezeiza-764092/>).



Medio biológico

Flora

En la región se pueden encontrar todas las especies autóctonas del noroeste bonaerense. Como es de esperarse, debido a la intervención del ser humano se pueden encontrar además especies exóticas como la Acacia negra, Paraíso, Fresno, Madreselva, Álamo, Lirio, entre otros.

En las zonas de monte se observan comúnmente especímenes de Anacahuita, Canelón, Fumo Bravo, Ombú, Palo Amarillo, Sauco, entre otros. En los espacios abiertos y expuestos se pueden encontrar Algarrobo blanco, Coronillo, Espinillo y Quebrachillo. En los sitios más bajos o suelos más húmedos, como riberas de lagunas, ríos y arroyos, se encuentran especies como Alisa de río, Ceibo, Matajojo, Sauce criollo, etc.

Fauna

La avifauna constituye uno de los componentes más significativos de los ambientes en estudio, habiéndose señalado en la región metropolitana sudoeste la presencia de aproximadamente 250 especies, más del 25% del total de especies argentinas. De este número, un 44% corresponde a la categoría de abundantes y comunes, y un 56% a escasas, raras y muy raras.

Entre las aves más frecuentes se encuentran formas arborícolas como pájaros carpinteros, hornero, cabecita negra, benteveo, calandria, lechuzas y tordos. En los cursos de agua se pueden divisar aves acuáticas como las gallinas de agua, gaviotas y biguás.

En cuanto a los mamíferos, el constante creciente desarrollo urbano e industrial del área y su consecuente disminución y aislamiento biogeográfico, estos no se presentan en un gran número. Las especies predominantes en zonas poco impactadas por el desarrollo urbano son los cuises, coipos o nutrias, carpinchos (en muy bajo número), hurones y roedores menores.

Las orillas y barrancos del río Matanza son un lugar propicio para encontrar ejemplares del lagarto overo, algunas tortugas acuáticas, especialmente en tramos poco impactados por la actividad industrial y urbana.

Medio socio-económico

Según lo informado en los resultados del censo del año 2010 el partido de Ezeiza cuenta con una población total de 163722 habitantes, de los cuales 118072 habitan zonas urbanas. Con una superficie total de 223 km², presenta una densidad poblacional de 734



habitantes/km². Agrupar la población por sexo y edad permite ver una distribución con forma de pirámide donde el mayor número de pobladores se encuentra entre los 10 a 30 años de edad.

Los principales usos del suelo previstos en el partido de Ezeiza son el uso residencial. Entre las áreas de equipamiento se distinguen el aeropuerto internacional Ministro Pistarini, la Comisión Nacional de Energía Atómica e instalaciones del Servicio Penitenciario. Existen áreas de uso industrial entre las cuales se ubica el Polo Industrial Ezeiza, lugar de emplazamiento del presente proyecto.

9.4 Identificación y evaluación de aspectos e impactos ambientales

Definición e identificación de aspectos ambientales

Se puede definir a los aspectos ambientales como a aquellos elementos que derivan de la actividad de una organización o proyecto, ya sea un producto o servicio, y que tiene o puede tener un contacto con el medio ambiente, modificándolo de alguna manera. Dentro de esta definición se pueden observar matices, existiendo aspectos ambientales normales y significativos. Estos últimos pueden causar un impacto ambiental importante sobre el medio.

Para la identificación de los aspectos ambientales provenientes del proyecto en cuestión en primer lugar se identifican las dos etapas principales de este: construcción e instalación, y operación y mantenimiento. Los principales aspectos ambientales se pueden ordenar dentro de cada una de estas etapas. En la siguiente **Tabla 9-1** se muestran los aspectos ambientales identificados agrupados según el criterio antes mencionado.



Tabla 9-1. Identificación de los aspectos ambientales para cada etapa del proyecto (Fuente: Elaboración propia).

Etapa del proyecto	Aspecto ambiental
Construcción e instalación	Tránsito de vehículos de carga
	Operación de máquinas y herramientas
	Movimientos de suelo
	Generación de residuos asimilables a urbanos
	Generación de residuos peligrosos
	Contratación de mano de obra
	Imprevistos de emergencia
Operación y mantenimiento	Tratamiento de residuo de malta
	Tratamiento de efluentes líquidos
	Generación de biogás crudo
	Emisión de CO ₂
	Generación de biometano
	Generación de residuos peligrosos
	Generación de digestato
	Generación de efluentes líquidos
	Generación de barros biológicos
	Contratación de operarios
	Operación de maquinaria
	Limpieza de instalaciones
	Imprevistos de emergencia

Definición e identificación de factores ambientales

De manera general se pueden definir a los factores ambientales como a aquellos elementos que componen al medio, que interactúan entre sí, y se pueden ver afectados por los aspectos ambientales.

De la misma manera que con los aspectos ambientales, los factores ambientales pueden ser agrupados para una mejor identificación y entendimiento. Un primer agrupamiento puede realizarse diferenciando entre los factores del medio natural y del medio antrópico. El medio antrópico no considera a las personas como organismos, sino más bien a los elementos propios de su medio (economía, sociedad, etc.). Dentro del medio natural se pueden a su vez identificar dos grandes grupos, los factores ambientales del medio biótico y los del medio abiótico. En la siguiente **Tabla 9-2** se resumen los factores ambientales que se consideran pueden verse afectados por los aspectos anteriormente mencionados.



Tabla 9-2. Identificación y clasificación de factores ambientales relevantes (Fuente: Elaboración propia).

Aspectos ambientales		
Medio Natural	Agua	Calidad superficial
		Calidad subterránea
		Disponibilidad
	Suelo	Calidad
		Uso
	Aire	Calidad
		Ruidos y vibraciones
		Olores
	Flora	Diversidad
	Fauna	Diversidad
Modificación del hábitat		
Medio Antropico	Economía	Generación de empleo directo
		Generación de empleo indirecto
	Sociedad	Seguridad e higiene ocupacional
	Interés	Paisaje

Identificación y valoración de impactos ambientales

Una vez identificados tanto los aspectos como los factores ambientales, el paso siguiente es la identificación de los impactos. Estos surgen de la interacción entre un aspecto ambiental con los diferentes factores ambientales.

Para poder detectar estas interacciones existen diferentes sistemas de identificación. De los sistemas disponibles se utiliza el de matriz de identificación. En esta matriz se cruzan los aspectos con cada uno de los factores ambientales. Esta matriz se conoce como matriz de causa-efecto simple. En caso que el aspecto ambiental tenga una interacción con el factor en cuestión, se identifica con algún tipo de símbolo dicho cruce. En la siguiente **Tabla 9-3** se muestra la matriz, identificando las interacciones con una cruz.



Tabla 9-3. Matriz de causa-efecto para la identificación de impactos ambientales (Fuente: Elaboración propia).

Factores ambientales		Aspectos ambientales																				
		Construcción e instalación							Operación y mantenimiento													
		Tránsito de vehículos de carga	Operación de máquinas y herramientas	Movimientos de suelo	Generación de residuos asimilables a urbanos	Generación de residuos peligrosos	Contratación de mano de obra	Imprevistos de emergencia	Tratamiento de residuo de malta	Tratamiento de efluentes líquidos	Generación de biogás crudo	Emisión de CO2	Generación de biometano	Generación de residuos peligrosos	Generación de digestato	Generación de efluentes líquidos	Generación de barro biológicos	Contratación de operarios	Operación de maquinaria	Limpieza de instalaciones	Imprevistos de emergencia	
Medio natural	Agua	Calidad superficial				x	x		x	x	x				x		x	x				x
		Calidad subterránea								x							x	x				x
		Disponibilidad																				
	Suelo	Calidad			x	x	x		x	x	x			x	x	x	x					x
		Uso			x																	
	Aire	Calidad	x	x			x		x	x	x	x	x	x								x
		Ruidos y vibraciones	x	x																	x	
		Olores				x	x			x	x	x		x	x		x	x				
	Flora	Diversidad			x		x		x					x		x	x					x
	Fauna	Diversidad	x	x			x		x					x		x	x					x
Modificación del hábitat		x							x										x		x	
Medio antropológico	Economía	Generación de empleo directo	x					x												x		
		Generación de empleo indirecto	x					x												x		
	Sociedad	Seguridad e higiene ocupacional				x	x	x	x			x	x	x	x		x	x			x	x
	Interés	Paisaje																				

De la observación de la matriz de impacto obtenida se puede determinar que los aspectos ambientales no impactan sobre el factor de paisaje. Esto se puede atribuir a que el proyecto se desarrolla en un polo industrial. El paisaje previo a la instalación del polo fue afectado por esto, y el emplazamiento del proyecto en cuestión no tiene un aporte significativo en este sentido.

A continuación se describen brevemente los impactos destacados en la matriz de identificación.

- **Tránsito de vehículos de carga:** esto se presentará ingresando y retirando materiales, equipos y unidades hacia y desde la obra de construcción. De forma negativa esto puede impactar en el ambiente a través de la emisión de gases tóxicos y de efecto invernadero. Además se pueden destacar los ruidos y vibraciones por el funcionamiento de los motores. La presencia de este tipo de vehículos puede además impactar sobre la fauna del lugar, provocando que se vean forzados a desplazarse. Por otro lado, la contratación de estos vehículos tendrá un impacto positivo en la generación de empleos, tanto directa como indirectamente.



- **Operación de máquinas y herramientas/maquinaria:** este aspecto ambiental se espera puede impactar de manera similar al tránsito de vehículos de carga. Por un lado se generará una cantidad de ruidos y vibraciones, los cuales a su vez pueden impactar sobre la fauna del lugar.
- **Movimientos de suelo:** si bien este tipo de actividad se presenta durante la instalación de varias unidades, la más relevante es la construcción de la cámara de equalización. Esto puede afectar a la calidad y uso del suelo, sin embargo el impacto será localizado debido a que la actividad estará concentrada solo en la unidad mencionada.
- **Generación de residuos asimilables a urbanos:** este aspecto ambiental resulta inevitable. Los impactos pueden darse en el área de influencia directa, pero será más relevante en el área de influencia indirecta, donde se realice la disposición final de estos.
- **Generación de residuos peligrosos:** es esperable que de los residuos catalogados como peligrosos se presenten aquellos relacionados a la presencia de aceites e hidrocarburos. Si bien esto no se espera se produzca en grandes volúmenes, es necesario considerarlo para minimizar su impacto sobre los factores mencionados en la matriz.
- **Contratación de mano de obra/operarios:** este aspecto ambiental se espera impacte positivamente y de forma considerable en la generación de empleo. Resulta evidente en el caso de la generación de empleo directo, pero además esto impactará de manera positiva en los empleos que derivan de la actividad del polo. Además de esto, es necesario considerar los riesgos presentes típicos de una obra de construcción y como estos pueden impactar en la higiene y seguridad ocupacional.
- **Tratamiento del residuo de malta/de efluentes:** estos dos aspectos ambientales son los principales del proyecto en cuestión y de los cuales se esperan solo impactos positivos sobre los componentes del medio.
- **Generación de biogás crudo:** como se mencionó anteriormente, el biogás crudo contiene numerosos compuestos peligrosos para el ambiente y la salud. De estos, los más relevantes son los derivados del azufre. Si bien esto puede impactar de manera negativa sobre elementos del medio natural, es importante considerar esto desde una perspectiva de seguridad e higiene laboral para los operarios de la futura planta de tratamiento.



- **Generación de CO₂:** la generación y emisión de dióxido de carbono se producirá principalmente durante el mejoramiento del biogás a biometano. Su principal impacto negativo se espera debido al efecto invernadero producido al liberarlo a la atmosfera.
- **Generación de biometano:** el origen del biometano es a partir del mejoramiento y purificación del biogás mencionado anteriormente. En caso que este tipo de gas se emita a la atmosfera su efecto invernadero es varias veces superior al del CO₂. Deben considerarse además la toma de medidas de seguridad debido al peligro de explosión.
- **Generación de digestato:** el digestato es la materia resultante de la degradación en el reactor de sólidos del residuo de malta. Debido a los orígenes del sustrato y sus características, el impacto de este aspecto puede resultar positivo si se utiliza como mejorador de suelos.
- **Generación de barros biológicos:** los barros biológicos se originan en los reactores de tratamiento. Si bien la generación de barros en una digestión anaerobia es mucho menor si se compara con reactores aerobios, estos necesitan tratamiento previo a su disposición.
- **Limpieza de instalaciones:** la limpieza de instalaciones generará principalmente un efluente líquido. Sin embargo, se lo considera como un aspecto ambiental por separado centrando la atención en la seguridad laboral. Esto es especialmente importante durante el vaciado y limpieza de los reactores de sólidos, donde el ambiente dentro de estos contendrá grandes concentraciones de biogás crudo.
- **Imprevistos de emergencia:** consideramos dentro de esta categoría a aquellos eventos de ocurrencia accidental o imprevista, siempre con un impacto negativo. El origen de estos eventos puede ser natural o antrópico. Como contingencias de origen natural se pueden mencionar temblores o inundaciones, mientras que ejemplo de contingencias de origen antrópico se pueden mencionar explosiones, derrames o incendios. Según el tipo de contingencia y su origen estas pueden afectar a distintos tipos de factores ambientales naturales (calidad de agua, suelo, etc.). Siempre debe prestarse especial atención a los posibles impactos de estos eventos sobre la higiene y seguridad laboral. Deben maximizarse las medidas y recaudos para minimizar los riesgos de un impacto sobre la seguridad de trabajadores/as.



Una vez identificados los impactos el paso siguiente consta de la valoración de los mismos. Para esto, de los métodos existentes, se selecciona el método de matriz de Leopold. Esta matriz es similar a la matriz de causa-efecto pero en lugar de mostrar la interacción en los cruces entre aspectos y factores, se muestra la valoración del impacto previamente identificado.

Para un mejor análisis y ponderación de cada impacto, estos se analizan según una serie de atributos relacionados con valores numéricos específicos. Es importante destacar que esta ponderación resulta arbitraria. El mismo análisis realizado por diferentes profesionales probablemente presentará algunas diferencias en los resultados. A continuación se enumeran y describen brevemente los atributos considerados para el análisis de los impactos.

Signo (+/-): Puede ser positivo o negativo. Un impacto positivo resulta beneficioso para algún factor ambiental. Uno negativo resulta perjudicial.

Intensidad (i): Refiere al grado de destrucción sobre el factor. La valoración puede tomar valores de entre 1 y 12, siendo 12 el grado de destrucción total del factor y 1 una afectación mínima.

INTENSIDAD (I)	
Baja	1
Media	2
Alta	3
Muy alta	8
Total	12

Extensión (Ex): Refiere al área de influencia del impacto. El valor mínimo corresponde a una acción con efecto localizado, puntual. Si el efecto no tiene una localización precisa, siendo generalizado se le asigna el valor máximo.

EXTENSIÓN (EX)	
Puntual	1
Parcial	2
Extenso	4
Total	8
Crítica	12

Momento (Mo): Refiere al tiempo transcurrido entre la acción y la aparición. Si el tiempo transcurrido es nulo se le asigna un valor crítico. Si el tiempo es dentro del primer año será inmediato, mediano plazo para tiempos entre 1 y 2 años y largo plazo para tiempos de 5 o más años.



MOMENTO (MO)	
Largo plazo	1
Medio plazo	2
Inmediato	4
Crítico	8

Persistencia (Pe): Refiere al tiempo de permanencia del efecto una vez generado el impacto. La persistencia puede ser fugaz (menos de un año), temporal (entre 1 y 10 años), permanente (más de 10 años).

PERSISTENCIA (PE)	
Fugaz	1
Temporal	2
Permanente	4

Reversibilidad (Re): Refiere a la posibilidad de reconstitución del factor afectado. La valoración puede ser reversible a corto plazo (menos de 2 años), a mediano plazo (entre 2 y 10 años), o irreversible si no es posible volver a las condiciones iniciales.

REVERSIBILIDAD (RE)	
Corto plazo	1
Medio plazo	2
Irreversible	4

Sinergia (Si): Refiere a si el impacto puede verse reforzado por la interacción con otro de los impactos. La valoración corresponde a la magnitud de este efecto.

SINERGIA (SI)	
Sin sinergismo	1
Sinérgico	2
Muy sinérgico	4

Acumulación (Ac): Refiere a si los efectos de los impactos incrementan de forma progresiva. Se los valora como simple o acumulativos.

ACUMULACIÓN (AC)	
Simple	1
Acumulativo	4

Efecto (Ef): Refiere a la manera o forma de operar sobre el medio. Puede ser de forma directa o indirecta.



EFECTO (EF)	
Indirecto	1
Directo	4

Periodicidad (Pr): Refiere a la posibilidad de ocurrencia del efecto en el tiempo, pudiendo ser irregular, periódico o continuo.

PERIODICIDAD (PR)	
Irregular	1
Periódico	2
Continuo	4

Recuperabilidad (MC): Refiere a la posibilidad de reconstrucción, ya sea total o parcialmente, del factor afectado por intervención humana.

RECUPERABILIDAD (MC)	
Recuperable inmediatamente	1
Recuperable en mediano plazo	2
Mitigable	8
Irrecuperable	10

Una vez valorizado cada impacto ambiental según los atributos mencionados, se calcula lo que se denomina como la importancia del impacto (I). Esta se define a través de una ecuación polinómica, que se muestra a continuación como **Ecuación 9-1**.

Ecuación 9-1. Polinómica para el cálculo de la importancia de cada impacto.

$$I = (+/-)(3i + 2Ex + Mo + Pe + Rv + Si + Ac + Pr + MC)$$

Según el valor de importancia obtenido para cada impacto, estos se clasifican como positivos o negativos leves, medios y altos.

VALORES	TIPO
Positivos	Positivo
>-51	Leve
Entre -51 y -80	Medio
< -80	Alto

Al confeccionar la matriz de Leopold se muestran los valores de los impactos negativos y su grado según color. Los impactos positivos no poseen una valoración numérica,



solo se los identifica con el color verde. Para cada uno de los aspectos ambientales puede calcularse el valor promedio de impacto. De esta manera puede identificarse cuales son las acciones asociadas al proyecto que requieren mayor atención y medidas de mitigación y control. En la siguiente **Tabla 9-4** se muestra la matriz de Leopold resultante.

Tabla 9-4. Matriz de Leopold donde se muestra la valoración de los impactos identificados (Fuente: Elaboración propia).

Aspectos ambientales			Etapas del proyecto																Valor medio por factor						
			Construcción e instalación						Operación y mantenimiento																
			Tránsito de vehículos de carga	Operación de máquinas y herramientas	Movimientos de suelo	Generación de residuos asimilables a urbanos	Generación de residuos peligrosos	Contratación de mano de obra	Imprevistos de emergencia	Tratamiento de residuo de malta	Tratamiento de efluentes líquidos	Generación de biogás crudo	Emisión de CO2	Generación de biometano	Generación de residuos peligrosos	Generación de digestato	Generación de efluentes líquidos	Generación de barros biológicos		Contratación de operarios	Operación de maquinaria	Limpieza de instalaciones	Imprevistos de emergencia		
Medio Natural	Agua	Calidad superficial				-51		-42						-51		-41	-41					-42	-53,6		
		Calidad subterránea						-33								-43	-43						-33	-38	
		Disponibilidad																							
	Suelo	Calidad			-42	-22	-51		-28						-51		-30	-30						-28	-35,3
		Uso			-28																			-28	-28
	Aire	Calidad	-33	-30			-45		-52		-50		-50	-45									-52	-44,6	
		Ruidos y vibraciones	-25	-22																-24				-23,7	-23,7
	Fauna	Olores					-25	-33																-36,7	-36,7
		Diversidad				-20		-26		-30					-26		-30	-30						-30	-27,4
		Diversidad						-26		-30					-26		-30	-30						-30	-28,7
		Modificación del hábitat	-20	-20					-18											-28				-18	-20,8
		Importancia media	-26	-24	-30	-21	-39		-33,3		-50		-50	-39		-35	-35		-26					-33,3	-33,3
	Medio antrópico	Economía	Generación de empleo directo																						
Generación de empleo indirecto																									
Interés		Seguridad e higiene ocupacional				-21	-28		-55		-64	-31	-64	-28		-33	-33				-43	-55	-41,4	-41,4	
		Paisaje																							
Importancia media				-21	-28		-55		-64	-31	-64	-28		-33	-33					-43	-55	-41,4	-41,4		
Valor medio por aspecto			-26	-24	-30	-22,7	-37,1		-33,8		-54,7	-31	-55	-37,1		-30	-30			-26	-43	-33,8	-33,8		

A partir de la matriz de Leopold resultante se pueden concluir algunas cuestiones. En primer lugar se destaca la ausencia de impactos negativos altos. De los impactos negativos medios, todos se encuentran en cercano al límite inferior de esta categoría. En este sentido, algo a tener en cuenta son aquellos impactos catalogados como leves, cuyo valor se encuentra muy próximo al límite con la categoría de impacto medio. Es necesario evaluar con cautela estos impactos para no subestimarlos debido a la naturaleza de la asignación de estos valores.

En cuanto a los impactos positivos, el hecho de que no se les otorgue un valor numérico hace difícil su interpretación y comparación con los impactos negativos. Si bien no resulta evidente a partir de la observación de la matriz, se espera que debido a la naturaleza del proyecto en cuestión los impactos positivos tengan una mayor importancia que los negativos.



Analizando los valores medios de impacto, se puede observar que de los factores ambientales considerados los dos más afectados son la calidad de agua superficial y la calidad del aire. Esto tiene sentido si se observa la naturaleza del proyecto. Es sobre estos factores que debe prestarse especial atención al momento de adoptar medidas de mitigación. De estos valores también se puede observar que el siguiente factor más afectado es el de seguridad e higiene laboral. Si bien numéricamente no tiene la misma importancia que los anteriormente mencionados, debe tratarse como de igual o mayor importancia.

De los valores medios de impacto para los aspectos ambientales, se ve que el de mayor relevancia es la generación de biogás crudo. A partir del estudio realizado en el relevamiento de información y estudios preliminares esto fue tenido en cuenta y es desde aquí que se justifica la instalación de unidades para el tratamiento del biogás. Debe tenerse en cuenta especialmente los posibles efectos sobre la salud de los operarios de la planta de tratamiento.

A partir de estos análisis y observaciones resulta evidente el diseño e implementación de un plan de prevención y mitigación.

9.5 Plan de Gestión Ambiental

El principal objetivo del Plan de Gestión Ambiental (PGA) es el de establecer acciones específicas para garantizar la minimización y compensación de aquellos impactos negativos asociados al proyecto. En cuanto a su alcance, el PGA debe implementarse tanto en el área de influencia directa como indirecta del proyecto.

Las medidas establecidas en el PGA varían en cuanto a su dificultad de llevar a la práctica. Cuanto mejor sea el entendimiento de los impactos, más fácil es determinar cuál es la acción a llevar a cabo para su mitigación. Dado que esto no es sencillo de prever, las acciones se enuncian como buenas prácticas con el mayor grado de detalle posible, considerando siempre la realización de ajustes al momento de contar con información más precisa. En la siguiente **Figura 9-2** se muestra un esquema del PGA.



Figura 9-2. Esquema del plan de gestión ambiental (Fuente: Elaboración propia).

Programa de prevención y mitigación

En este apartado se listan acciones para llevar a cabo para la prevención y mitigación de los impactos ambientales identificados. Estas acciones se organizan para cada uno de los factores ambientales, teniendo en cuenta cuáles son los aspectos que actúan sobre estos. En la siguiente **Tabla 9-5** se muestran las medidas propuestas para la prevención y mitigación de impactos sobre los diferentes factores ambientales.



Tabla 9-5. Listado de medidas de prevención y mitigación de los impactos sobre los factores ambientales analizados (Fuente: Elaboración propia).

Factores ambientales	Medidas de prevención/mitigación
Calidad del agua	Establecer un plan de manejo de residuos incluyendo: inventario, clasificación, acopio seguro y adecuado, transporte y disposición final acorde a su naturaleza.
	Canalización y transporte controlados de efluentes líquidos hacia planta de tratamientos
Calidad del suelo	Instalación de barreras físicas en sitios de acopio de residuos para evitar filtración de lixiviados.
	Impermeabilización del suelo en sitios de generación y canalización de efluentes.
Ruidos, vibraciones y calidad del aire	Utilización de vehículos de transporte en buen estado y con tecnologías que minimicen las emisiones gaseosas.
	Mantenimiento preventivo y programado para vehículos propios y tercerizados.
	Contenedores adecuados para sustancias peligrosas que puedan evaporar (combustibles).
	Mantenimiento programado y preventivo de unidades de tratamiento y mejoramiento de biogás.
	Instalación de sistemas de ventilación en espacios cerrados.
	Acondicionar sitio de acopio de residuos para evitar o contener olores.
Diversidad de flora y fauna	Instalación de sensores de calidad de aire en los alrededores y dentro de reactores de digestión de sólidos.
	Plan de re-plantación de individuos removidos del sitio de construcción.
Seguridad e higiene laboral	Utilización de elementos de protección personal.
	Utilización de máscaras de respiración o equipos de respiración autónoma para la operación de reactores de sólidos.
	Capacitación permanente en cuestiones de seguridad e higiene.

De las medidas propuestas cabe destacar que alguna de estas, si bien están asociadas a un factor ambiental determinado, tienen un efecto transversal.

En cuanto a la seguridad e higiene laboral, esta representa un factor relevante especialmente para la operación de plantas de generación de biogás. Debido a esto a continuación se desarrolla un apartado con mayor grado de detalle.

Seguridad e higiene en la operación de plantas de biogás

A continuación se desarrollan lineamientos y recomendaciones generales que hacen a la seguridad e higiene durante la operación de plantas generadoras de biogás. Estas se agrupan en tres categorías, siendo estas en orden descendente de prioridad las siguientes:

1. Medidas técnicas de seguridad



2. Medidas organizacionales de seguridad
3. Medidas individuales de seguridad

Medidas técnicas de seguridad

En este apartado se realizan recomendaciones y medidas de prevención, corrección y mitigación de riesgo, con respecto a aspectos constructivos y especificaciones técnicas de ciertas unidades.

Para el reactor de metanización, en este caso el reactor UASB y el reactor de sólidos, las principales recomendaciones en cuanto a la seguridad residen en los materiales de construcción. Debe tenerse en cuenta:

- Resistencia frente al ataque químico.
- Resistencia a altas temperaturas.
- Piso con alta resistencia al desgaste.
- Asegurar la impermeabilidad del reactor.
- Utilizar revestimientos que aporten resistencia al H₂S.

Por otro lado, también resultan medidas de seguridad controlar periódicamente que la operación ocurra bajo los parámetros recomendados (carga hidráulica y orgánica volumétrica por ejemplo).

Para el gasómetro las recomendaciones son las siguientes:

- Cumplir con los requisitos de prueba a gas, resistencia a la presión, al UV, temperatura e intemperie.
- Contar con dispositivos de sub y sobre presión.
- Contar con dispositivos que impidan cambios repentinos de presión interna.
- Instalar al menos un manómetro para monitorear la presión operacional.
- Dispositivos de purga de seguridad. Estos deben posicionarse al menos a 3 metros sobre el suelo y a una distancia de al menos 6 metros de predios habitados y vías de tránsito.

Otro elemento importante a tener en cuenta para la seguridad en la operación es el sistema de tuberías de conducción de biogás. Se listan a continuación recomendaciones para esto:

- Instalación de filtros de partículas y purgas de condensado. Esto es como medida de seguridad extra a pesar de contar con unidades para este fin.



- Utilizar como material acero inoxidable o plástico apropiado para el fin. En caso de utilizar plástico las tuberías deben protegerse contra daños mecánicos, térmicos y protección UV.
- Para conducciones pasivas (sin soplador) las velocidades deben variar entre 3-5 m/s.
- Las tuberías deben identificarse con color amarillo, indicando la dirección de flujo. El diámetro mínimo recomendado es de 50 mm y con una inclinación mayor o igual al 2%.
- En los tramos de tubería cercanos a posibles fuentes de ignición debe instalarse válvulas corta-llama, deben ser a prueba de explosiones y soportar presiones de al menos 6 bar.

Uno de los dispositivos de seguridad más importantes en plantas de generación de biogás son los quemadores o antorchas. Las recomendaciones son:

- Capacidad para operar independientemente de la alimentación de energía eléctrica.
- Dimensionar con un factor de seguridad del +15% respecto del gas producido.
- Ignición automática por nivel de gas.
- Dispersión de gases generados por la combustión. Instalar por lo menos a 5 metros de distancia de vías de tránsito y a al menos 3 metros de altura.

Medidas organizacionales de seguridad

En este apartado se mencionan y describen brevemente aquellos documentos y procedimientos organizacionales principales que hacen a la seguridad. Estos se listan a continuación.

- **Proyecto “As Built” de planta:** Es elaborado y entregado luego de finalizada la obra. Este documento debe reunir la totalidad de informaciones relacionadas a los componentes civil, eléctrico, mecánico e hidráulico de las instalaciones. Tiene como función principal el dar elementos relevantes para futuras intervenciones como mantenimiento general, modificaciones, etc.
- **Proyecto de combate contra incendios:** Representado por un mapa que describe en detalle el sistema de seguridad contra incendio de las instalaciones. Debe contener un detalle de los tipos de accesorios presentes (extintores por ejemplo), su sistema de fijación y señalización.



- **Zoneamiento de áreas explosivas:** La identificación y clasificación de áreas explosivas representa la principal medida de seguridad contra incendio y explosiones. Estas se identifican en primer lugar según el tipo de material que puede provocar la explosión. Para el presente caso sería por la presencia de gases o vapores inflamables. A su vez, vuelven a categorizarse en función de la probabilidad de presencia de atmósfera explosiva como: zona 0 (presencia permanente o por largos períodos de tiempo), zona 1 (presencia ocasional) y zona 2 (presencia poco probable y por cortos períodos de tiempo). Debe realizarse una descripción que incluya identificación del sitio, lugar donde se encuentra en la planta, tipo de zona, una justificación para su clasificación y el radio que abarca.

•

Medidas individuales de seguridad

Las medidas individuales de seguridad hacen referencia a aquellos equipos para asegurar la protección de las personas involucradas en la operación de la planta. Las protecciones deben ser seleccionadas de acuerdo a la actividad a realizar y según un análisis previo de riesgo. El uso de los elementos de protección personal (EPP) es obligatorio y es responsabilidad del empleador asegurar la instrucción a los operarios regularmente sobre el uso de estos.

Los EPPs se pueden clasificar según las partes del cuerpo a las que recubren/protegen. Estas se listan a continuación:

- **Protección de las manos:** El tipo de guantes a usar varía según la exposición. Deben considerarse exposiciones a agentes químicos y biológicos, peligros mecánicos y térmicos, y en todos los casos deben ser a prueba de líquidos.
- **Protección para los pies:** Las actividades de limpieza, mantenimiento y reparación presentan grandes posibilidades de contacto con agentes biológicos. Se deben utilizar calzados de seguridad con puntas de acero, suelas a prueba de perforación, antideslizantes y material impermeable.
- **Protección facial y ocular:** Los ojos deben ser protegidos contra salpicaduras y aerosoles mediante gafas de protección adecuadas o máscaras.
- **Protección auricular y corporal:** En ambientes con ruidos (salas de máquina, sopladores, agitadores) deben usarse protectores auditivos. Los operadores responsables de mantenimiento, cuando realicen estas actividades dentro de



los reactores o espacios confinados deben utilizar el cinturón de seguridad tipo paracaidista.

- **Protección respiratoria:** Indispensable para la operación de equipos con biogás y sus agentes asociados. Para la entrada en tanques o exposiciones grandes a biogás debe utilizarse una máscara de respiración completa e independiente. Debe usarse además protecciones respiratorias cuando la inhalación de agentes biológicos en forma de aerosoles o salpicaduras no puede ser evitada a través de medidas técnicas y organizacionales. Como suplemento a estas protecciones se puede implementar el uso de equipos de ventilación y extracción móviles.

Programa de monitoreo

El programa de monitoreo tiene como objetivo establecer lineamientos para el relevamiento periódico del estado de los factores ambientales afectados por el proyecto. Además de esto, algunas de los lineamientos enunciados pueden aportar información acerca del desempeño del sistema de tratamiento en cuestión.

En la siguiente **Tabla 9-6** se establecen los controles mínimos recomendados. Al igual que en el caso de las medidas del programa de mitigación y prevención, estas medidas se ordenan según factor ambiental. También se recomienda para cada una de las medidas, la frecuencia para realizarlas.

Tabla 9-6. Listado de medidas para la prevención y mitigación de impactos ambientales (Fuente: Elaboración propia).

Factor ambiental	Medida de monitoreo	Frecuencia
Calidad del agua	Análisis físico-químico de agua subterránea	Trimestral
	Análisis DBO y DQO en punto de vuelco	Quincenal
	pH, temperatura, sólidos sedimentables	Diaria
Calidad del suelo	Chequeo de pérdidas y filtraciones	Mensual
Calidad de aire, ruidos y vibraciones	Revisión de estado de sensores de calidad de aire	Diaria
	Medición de niveles de ruido y vibraciones	Semestral
Seguridad e higiene laboral	Revisión de estado de elementos de protección personal	Semanal
	Revisión médica a personal	Trimestral

Plan de contingencias

El plan de contingencias tiene como objetivo la determinación de protocolos para dar una respuesta rápida en caso ocurran este tipo de eventualidades. Es necesario que los protocolos sean conocidos por todas las personas asociadas al proyecto/empresa. Deben estar claramente definidas las tareas que corresponden a cada una de ellas. Para asegurar



esto, se tiene en cuenta dentro del Programa de Capacitación desarrollado más adelante. Los eventos considerados como contingencias son:

- Incendios
- Derrames
- Inundaciones
- Accidentes laborales

El primer paso para el desarrollo del plan de contingencias es la identificación de los sitios y/o unidades especialmente sensibles a la ocurrencia de los diferentes eventos de emergencia. Una vez definidos estos sitios, los protocolos deben considerar los siguientes aspectos:

- **Detección:** se deben establecer sistemas de monitoreo tanto en general para la totalidad del proyecto como especialmente para los sitios identificados como sensibles a contingencias. Este aspecto debe considerar la detección de la contingencia y un método de aviso e identificación del tipo de contingencia.
- **Acciones de respuesta:** una vez alertados, las personas involucradas deberán adoptar roles predeterminados para cada contingencia. Se da comienzo a las acciones de evacuación y a las de contención de la contingencia, según sea el caso.
- **Respuesta operacional:** mediante la utilización de equipos para contingencias (matafuegos, elementos de protección personal, etc.) los responsables a cargo llevan adelante acciones de contención. Además debe darse una respuesta en cuanto a la interrupción del funcionamiento u operaciones de emergencia en ciertas unidades del sistema de tratamiento.

Programa de capacitación

Este programa consta de una serie de actividades programadas para la formación de todo el personal en cuestiones de emergencia. Es muy importante ya que a partir de un programa de capacitación eficiente se podrá, no solo evitar la ocurrencia de ciertas contingencias, sino además minimizar las pérdidas y daños.

Las capacitaciones deben abarcar todos los temas respecto a las contingencias consideradas, haciendo foco especialmente en la identificación y evaluación de situaciones y las acciones de respuesta. La formación debe ser programada y periódica, teniendo además en cuenta entrenamientos y simulacros de emergencia.



9.6 Conclusiones

Del Estudio de Impacto Ambiental elaborado se puede concluir que el proyecto en evaluación es ambientalmente viable. Considerando la totalidad de los impactos se puede concluir que el proyecto tendrá un impacto resultante positivo sobre el medioambiente.

De los impactos negativos, se puede observar que el impacto negativo global tiene una importancia leve. Como consecuencia las medidas y lineamientos establecidos en el Plan de Gestión Ambiental resultan factibles de llevar a cabo.



10 Planos

Como complemento del capítulo de Memoria de Cálculos, se presentan en el **Anexo 5** los planos correspondientes al sistema de tratamiento en su totalidad, como detallado para cada unidad componente.

Los planos presentados deben servir a modo de descripción de las dimensiones de cada unidad y esquematizar su geometría. Como se mencionó anteriormente, las consideraciones estructurales finales y de disposición deben ser definidas por el área de Ingeniería Civil encargada del emplazamiento y construcción del sistema de tratamiento diseñado en este trabajo.

A continuación se lista el código alfanumérico de cada plano y se describe su contenido:

- CE001: Cámara de ecualización y jaula de desbaste.
- CP001: Cámara de pretratamiento y componentes.
- STRS001: Tolva de sistema de carga del reactor de sólidos.
- STRS002: Detalles de conexión sistema de carga del reactor de sólidos.
- RS001: Reactor de sólidos.
- RS002: Detalles reactor de sólidos.
- UASB001: Reactor UASB.
- UASB002: Detalles reactor UASB.
- ST001: Vista en planta del sistema de tratamiento.
- ST002: Perfil de sistema de tratamiento.



11 Conclusiones finales

11.1 Conclusiones generales

A partir del análisis de los volúmenes y características de los residuos y efluentes generados por la industria de producción de cerveza artesanal, resultó evidente la necesidad de la aplicación de un sistema de tratamiento para estos. Además, las proyecciones del crecimiento de esta industria tanto a nivel nacional como internacional, refuerzan la importancia de pensar y proponer soluciones para esta problemática.

En cuanto a las características de los residuos y efluentes, la principal consideración para su acondicionamiento a los parámetros permitidos de vuelco es la carga orgánica. En el caso de los residuos sólidos orgánicos se suma la particular dificultad de degradación debido a la naturaleza de su composición.

Del relevamiento de información realizado, surgió como oportunidad una alternativa que genere energía a partir del tratamiento de los residuos y efluentes del proceso productivo. Es así como se optó por el diseño de un sistema que combine tecnologías de digestión anaerobia tanto para sólidos orgánicos como para los efluentes líquidos.

En cuanto a las tecnologías y equipos componentes del sistema de tratamiento diseñado, se puede considerar como ventaja que en su mayoría son tecnologías conocidas por el sector de producción de cerveza. Sucede lo mismo con la tecnología específica de tratamiento de efluentes. Los reactores UASB son ampliamente utilizados por cervecerías industriales.

De los resultados esperados en cuanto a la estabilización de los residuos y efluentes, se concluye que esto se puede lograr completamente para los residuos sólidos orgánicos. Para el caso de los efluentes, si bien no se alcanzan parámetros de vuelco, la estabilización ocurre en un gran porcentaje. Esto significa que si bien es necesario continuar con el tratamiento, esta tarea se verá simplificada por la presencia del sistema desarrollado en este trabajo.

En cuanto a los impactos ambientales asociados al presente proyecto de ingeniería, se puede observar que en términos globales estos resultan positivos. Esto se da debido a la gran importancia de los impactos positivos, así como también la posibilidad de mitigar y prevenir gran parte de los impactos negativos asociados.

Del análisis económico se puede observar que el beneficio dado por la generación de energía no es suficiente para cubrir los costos de la operación de la planta de tratamiento. A



pesar de esto, es necesario considerar además los costos ambientales. El concepto de costo ambiental representa el valor económico que se le asigna a los efectos negativos de una actividad sobre los elementos constituyentes del ambiente. Para el presente caso, los costos ambientales que se están evitando están asociados a la disminución y estabilización de los residuos sólidos orgánicos, al tratamiento de los efluentes líquidos y a la disminución en la demanda de combustibles fósiles para la generación de energía térmica. Si bien estos aspectos resultan complicados de expresar en términos monetarios se puede observar que resultan de gran relevancia.

Considerando todo lo anteriormente expuesto, se puede concluir que el proyecto presentado resulta tanto técnica como económica y ambientalmente viable.

11.2 Conclusiones personales

La realización de este trabajo resultó para mí de gran utilidad. Representa no solo una oportunidad de aplicar y plasmar muchos de los conocimientos adquiridos a lo largo de la carrera, sino también un gran desafío.

A lo largo del desarrollo de este proyecto final de ingeniería me encontré con diversas y numerosas dificultades. Para sobrellevarlas fue indispensable tanto el intercambio con compañeros y compañeras, como el aporte de los y las docentes que tuve a lo largo de la carrera.

Resulta entonces un trabajo de esta naturaleza una muy buena herramienta en la etapa final de mi formación como profesional, reforzando conocimientos, incorporando nuevos y preparándome para el ejercicio de una profesión compleja como lo es la ingeniería.



12 Bibliografía

Ahn, Y.-H., Min, K.-S., & Speece, R. E. (2001). Full Scale UASB Reactor Performance in the Brewery Industry. *Environmental Technology*, 22(4), 463-476.

<https://doi.org/10.1080/09593332208618276>

Air Products® (s. f.). PRISM® PB6050 Biogas membrane separator [Folleto]. n. p.

Angelonidi, E., & Smith, S. R. (2015). A comparison of wet and dry anaerobic digestion

processes for the treatment of municipal solid waste and food waste: Comparison of wet and dry anaerobic digestion processes. *Water and Environment Journal*, 29(4),

549-557. <https://doi.org/10.1111/wej.12130>

Arantes, M. K., Alves, H. J., Sequinel, R., & da Silva, E. A. (2017). Treatment of brewery wastewater and its use for biological production of methane and hydrogen.

International Journal of Hydrogen Energy, 42(42), 26243-26256.

<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.08.206>

Baloch, M., Akunna, J., & Collier, P. (2007). The performance of a phase separated granular bed bioreactor treating brewery wastewater. *Bioresource Technology*, 98(9), 1849-

1855. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2006.06.014>

Barth, Roger (2013). *The chemistry of beer: the science in the suds*. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

BIOGAS® ENGINEERING SRL (s.f.). Product Specifications Sheet “BE - SKID” [Folleto]. n. p.

BIOGAS® ENGINEERING SRL (s.f.). Product Specifications Sheet “GASOMETER” [Folleto]. n. p.

Briggs, D., Boulton, C., Brookes, P., & Stevens, R. (2004). *Brewing: Science and Practice*.

<https://doi.org/10.1201/9780203024195>

Castillo Uribe, Vladimir (2013). *Diseño y cálculo de un agitador de fluidos* (Tesis de grado). Universidad del Bío-Bío, Concepción, Chile.

Chernicharo, C. A. de L., Sperling, M. von, & Chernicharo, C. A. de L. (2007). *Anaerobic reactors*. London: IWA Publ.



- Cronin, C. (s. f.). *ANAEROBIC TREATMENT OF BREWERY WASTEWATER USING A UASB REACTOR SEEDED WITH ACTIVATED SLUDGE*. 127.
- Energy Usage, GHG Reduction, Efficiency and Load Management Manual (2015) [archivo PDF]. Recuperado de <https://www.brewersassociation.org/educational-publications/energy-sustainability-manual/>.
- Enitan, A. M., & Adeyemo, J. (2014). *Estimation of Bio-Kinetic Coefficients for Treatment of Brewery Wastewater*. 8(6), 5.
- Enitan, A. M., Adeyemo, J., Kumari, S., Swalaha, F. M., & Bux, F. (2015). *Characterization of Brewery Wastewater Composition*. 9(9), 4.
- Funk. (2008). Efficient Use of Energy in the Brewhouse. *Technical Quarterly*.
<https://doi.org/10.1094/TQ-45-3-0263>
- Gerardi, M. H. (2003a). *The Microbiology of Anaerobic Digesters*.
<https://doi.org/10.1002/0471468967>
- Gerardi, M. H. (2003b). *The Microbiology of Anaerobic Digesters*.
<https://doi.org/10.1002/0471468967>
- Gupta, M., Abu-Ghannam, N., & Gallagher, E. (2010). Barley for Brewing: Characteristic Changes during Malting, Brewing and Applications of its By-Products. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*, 9(3), 318-328.
<https://doi.org/10.1111/j.1541-4337.2010.00112.x>
- Hamilton, D. W. (s. f.). *Solid State Anaerobic Digestion*. 2.
- Hendriks, A. T. W. M., & Zeeman, G. (2009). Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, 100(1), 10-18.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.05.027>
- Instituto Nacional de Estadística y Censos (2011). Censo Nacional de Población, Hogares y Viviendas Año 2011. Encuesta Permanente de Hogares, total por aglomerados urbanos del Gran Buenos Aires. Censo Nacional Económico.
- Lee, D.-J. (2017). *Current developments in biotechnology and bioengineering: Biological treatment of industrial effluents*. New York: Elsevier.



- Li, Y., Park, S. Y., & Zhu, J. (2011). Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15(1), 821-826. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.042>
- Lopez, M. D. R., & Giraldo, J. J. A. (2008). *Comparación técnico-financiera del acero estructural y el hormigón armado*. 10.
- Lüthi, C. (2014). *Anaerobic digestion of biowaste in developing countries Practical information and case studies*. Dübendorf: Eawag-Sandec.
- Marqués, M. L. (s. f.). *Modelización de la operación de secado de malta, por aire caliente, en lecho fijo y en capa profunda*. 141.
- Mathias, T. R. dos S., Alexandre, V. M. F., Cammarota, M. C., de Mello, P. P. M., & Sérvulo, E. F. C. (2015). Characterization and determination of brewer's solid wastes composition: Brewer's waste characterization. *Journal of the Institute of Brewing*, 121(3), 400-404. <https://doi.org/10.1002/jib.229>
- McCabe, W. L. (s. f.). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. 1211.
- Metcalf & Eddy (2014), *Wastewater engineering: Treatment and resource recovery*, New York, McGraw-Hill Education.
- Mussatto, S. I., Dragone, G., & Roberto, I. C. (2006). Brewers' spent grain: Generation, characteristics and potential applications. *Journal of Cereal Science*, 43(1), 1-14. <https://doi.org/10.1016/j.jcs.2005.06.001>
- Öktem, Y. (s. f.). *Treatment of brewery wastewater by pilot scale upflow anaerobic sludge blanket reactor in mesophilic temperature*. 4.
- Olajire, A. A. (2012). The brewing industry and environmental challenges. *Journal of Cleaner Production*. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2012.03.003>
- Panjičko, M., Zupančič, G. D., Faneli, L., Logar, R. M., Tišma, M., & Zelić, B. (2017). Biogas production from brewery spent grain as a mono-substrate in a two-stage process



- composed of solid-state anaerobic digestion and granular biomass reactors. *Journal of Cleaner Production*, 166, 519-529. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.07.197>
- Panjičko, M., Zupančič, G. D., & Zelić, B. (2015). Anaerobic Biodegradation of Raw and Pre-treated Brewery Spent Grain Utilizing Solid State Anaerobic Digestion. *Acta Chimica Slovenica*, 818-827. <https://doi.org/10.17344/acsi.2015.1534>
- Paul, E. L., Atiemo-Obeng, V. A., & Kresta, S. M. (Eds.). (2004). *Handbook of industrial mixing: Science and practice*. Hoboken, N.J: Wiley-Interscience.
- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (Eds.). (1997). *Perry's chemical engineers' handbook* (7th ed). New York: McGraw-Hill.
- Screw conveyor catalog & engineering manual (s.f) [archivo PDF]. Recuperado de https://screwconveyor.com/wp-content/uploads/2018/08/Screw-Conveyor-Catalog-SCC_787F.pdf.
- Seghezzeo, D. L., & Fernández-Polanco, Dr. F. (2015). Diseño de reactores Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB). *Instituto Nacional de Tecnología Industrial (INTI) - Unión Europea*, 126.
- Seun, M., Grilc, V., Zupani, G. D., & Marin, R. (2011). Anaerobic Digestion of Brewery Spent Grain in a Semi-Continuous Bioreactor: Inhibition by Phenolic Degradation Products. *Acta Chim. Slov.*, 9.
- Thiago, R. dos S. M., Pedro, P. M. de M., & Eliana, F. C. S. (2014). Solid wastes in brewing process: A review. *Journal of Brewing and Distilling*, 5(1), 1-9. <https://doi.org/10.5897/JBD2014.0043>
- Tišma, M., Jurić, A., Bucić-Kojić, A., Panjičko, M., & Planinić, M. (2018). Biovalorization of brewers' spent grain for the production of laccase and polyphenols: Biovalorization of brewers' spent grain. *Journal of the Institute of Brewing*, 124(2), 182-186. <https://doi.org/10.1002/jib.479>
- UGN® UMWELTECHNIK (s. f.). Gas Desulphurization UGN® BEKOM-H process [Folleto]. n. p.



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

Walas, Stanley M (1990). Chemical Process Equipment: Selection and Design. Newton: Butterworth-Heinemann series in chemical engineering.

Wastewater Management Guidance Manual (2015) [archivo PDF]. Recuperado de <https://www.brewersassociation.org/educational-publications/wastewater-management-guidance-manual/>.

Water and Wastewater: Treatment/Volume Reduction Manual (2013) [archivo PDF]. Recuperado de <https://www.brewersassociation.org/educational-publications/water-wastewater-sustainability-manual/>.



13 Anexos

Anexo 1

Listado de materias primas de las cuales deben provenir los digestatos potencialmente utilizables como fertilizante.

1. Materiales exclusivamente vegetales (sin subproductos animales o carne);
 - 1.1. Provenientes de parques, jardines u otras parquizaciones o zonas de recreo
 - 1.1.1. Restos de poda, césped cortado, malezas, flores, hojas
 - 1.2. Provenientes de la preparación y consumo de comidas y bebidas
 - 1.2.1. Cereales, frutas y vegetales
 - 1.2.2. Restos de infusiones: yerba, té y café
 - 1.2.3. Masa y levaduras de panificación
 - 1.2.4. Residuos de especias y hierbas
 - 1.2.5. Alimentos vegetales y panificados caducos
 - 1.2.6. Residuos vegetales provenientes de cocinas domésticas, comedores, restaurantes y servicios de catering.
 - 1.2.7. Residuos que contengan aditivos autorizados para la producción de alimentos.
 - 1.3. Provenientes de la producción, industrialización y comercialización de productos agrícolas y forestales
 - 1.3.1. Residuos de cosecha y pastura
 - 1.3.2. Silaje
 - 1.3.3. Cultivos de cobertura y energéticos
 - 1.3.4. Polvo de granos y cereales
 - 1.3.5. Residuos de poda
 - 1.3.6. Residuos de producción, procesado o envasado de alimentos
 - 1.3.7. Alimentos y residuos de alimentos no aptos para consumo
 - 1.3.8. Residuos de la producción de bebidas alcohólicas y no alcohólicas
 - 1.3.9. Fibras vegetales de rechazo
 - 1.3.10. Aguas residuales agroindustriales que no contengan sustancias químicas peligrosas
 - 1.4. Producción de biocombustibles líquidos
 - 1.4.1. Glicerol



- 1.4.2. Vinaza
- 1.5. Otros materiales de origen vegetal
 - 1.5.1. Plantas acuáticas, subacuáticas
- 2. Materiales provenientes de fuentes animales o que tengan sustancias de origen animal
 - 2.1. Provenientes de la preparación y consumo de comidas y bebidas
 - 2.1.1. Residuos de cocinas domésticas, restaurantes, comedores o servicios de catering
 - 2.1.2. Alimentos caducos no aptos para consumo
 - 2.2. Provenientes de la comercialización, industrialización y venta de productos agrícolas y forestales (esta sección incluye camas, deyecciones y orina)
 - 2.2.1. Subproductos procedentes de la industria de alimentos
 - 2.2.2. Suero lácteo
 - 2.2.3. Cama de animales
 - 2.2.4. Residuos de frigoríficos y mataderos
 - 2.2.5. Estiércol sólido y líquido
- 3. FORSU separada en origen y recolectada de manera diferenciada
- 4. Algas

**Anexo 2****Valores límite de parámetros de interés para utilización de digestato.**

PARÁMETRO	INDICADOR	VALOR LÍMITE	METODOLOGÍA
Higienización	Coliformes fecales	< 1000 NMP/g MF	Método SM 9221 E; 9222 D
	Escherichia coli	Ausencia	
	Helmintos	1 huevo viable/litro de digerido	40 Part 503
	Salmonella	< 3 NMP/4g MF	Método SM 9260 D
Materia orgánica y nutrientes	pH	6,5-8,5	Determinación potenciométrica
	CE (dS/m)	< 40	Determinación potenciométrica
	RAS	<9	
	Materia orgánica (MS)	> 40%	TMECC 05.07-A
	N-Total (g/L)	declarar	
	N-NH₄⁺ (g/L)	declarar	
	P - total	declarar	
	K⁺ - total	declarar	
	Na⁺ soluble	declarar	
	Cl⁻ soluble	declarar	



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”





Facundo E. Koss CYT-5365

Estabilidad (Se deben presentar al menos dos de los cuatro)	Ácidos Orgánicos Totales	\leq a 1500 mg/L	Cromatografía gaseosa o método colorimétrico
	Ácidos Grasos Volátiles (AGV)	$<0,43$ g DQO/g MO	Cromatografía gaseosa
	Biogás Residual	$<0,25$ L/g MO	OFW004-005 - WRAP- Residual biogas potential test for digestates
	Índice Respirométrico Estático (IRE)	$\leq 0,5$ mg O ₂ /g MO. h	TMECC 05.05-A
Impurezas (>2mm)	Vidrio, metal, plástico	0,5% MS	TMECC 02.02-C
Elementos potencialmente tóxicos (mg/kg MS)	Arsénico	15	Método EPA 3050 A; 3050 B; 3051 A
	Cadmio	1,5	
	zinc	300	
	Cobre	150	
	Cromo Total	100	
	Mercurio	0,7	
	Níquel	30	
	Plomo	100	



Anexo 3

Tabla Anexo 3-1. Capacidad para tornillos de transporte horizontales (Screw conveyor catalog & engineering manual, s.f)

Material Class Code	Degree of Trough Loading	Screw Dia. Inch.	Maximum RPM *	Capacity, Cubic Feet Per Hour	
				At Max. RPM	At One RPM
A-15	45% 	6	165	368	2.23
A-25		9	155	1,270	8.20
B-15		12	145	2,820	19.40
B-25		14	140	4,370	31.20
C-15		16	130	6,060	46.70
C-25		18	120	8,120	67.60
		20	110	10,300	93.70
		24	100	15,400	164.00
A-35 A-45 B-35 B-45 C-35 C-45 D-15 D-25 D-35 D-45 E-15	Non-Abrasive Materials 30% A 	6	120	180	1.49
E-35 E-45		9	100	545	5.45
		12	90	1,160	12.90
		14	85	1,770	20.80
		16	80	2,500	31.20
		18	75	3,380	45.00
		20	70	4,370	62.50
		24	65	7,100	109.00
A-16 A-26 A-36 A-46 B-16 B-26 B-36 B-46 C-16 C-26 C-36 C-46	Abrasive Materials 30% B 	6	60	90	1.49
D-16 D-26 D-36 D-46		9	55	300	5.45
		12	50	645	12.90
		14	50	1,040	20.80
		16	45	1,400	31.20
		18	45	2,025	45.00
		20	40	2,500	62.50
		24	40	4,360	109.00
A-17 A-27 A-37 A-47 B-17 B-27 B-37 B-47 C-17 C-27 C-37 C-47	15% 	6	60	45	0.75
D-17 D-27 D-37 D-47		9	55	150	2.72
		12	50	325	6.46
		14	50	520	10.4
		16	45	700	15.6
		18	45	1,010	22.5
		20	40	1,250	31.2
		24	40	2,180	54.6

*Maximum recommended R.P.M.

Tabla Anexo 3-2. Factores “D” según el tipo de soporte de giro. (Screw conveyor catalog & engineering manual, s.f)

Size of Conveyor, Inches	TYPE OF HANGER BEARINGS			
	Ball or Roller	Wood, Babbitt	Self-Lubricating	White Iron or Manganese
3	10	15	24	35
4	12	21	33	50
6	18	33	54	80
9	32	54	96	130
10	38	66	114	160
12	55	98	171	250
14	78	135	255	350
16	106	186	336	480
18	140	240	414	600
20	165	285	510	700
24	230	390	690	950



Tabla Anexo 3-3. Capacidad de torque según tamaño de tornillo. (Screw conveyor catalog & engineering manual, s.f).

Size of Conveyor, Inches	Pipe Size Inches	Coupling Dia.	Max, HP @125 RPM	Max, HP @100 RPM	Max, HP @ 75 RPM	Max, HP @ 50 RPM
6, 9, and 10	2.0	1 1/2	6.25	5.0	3.75	2.5
9, 10, and 12	2.5	2.0	15.0	12.0	9.0	6.0
12 and 14	3.0	2 7/16	18.75	15.0	11.25	7.5
12, 14, 16 18 and 20	3.5	3.0	30.75	24.6	18.50	12.3
20 and 24	4.0	3 7/16	43.75	35.0	26.25	17.5



Anexo 4

Lista de abreviaturas de memoria de cálculo.

$$\dot{Q}_{prom} = \text{Caudal promedio de efluente líquido} \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

$$\dot{Q}_{max} = \text{Caudal máximo de efluente líquido} \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

$$\dot{Q}_{min} = \text{Caudal mínimo de efluente líquido} \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

$$t_p = \text{Tiempo de permanencia [h]}$$

$$V = \text{Volumen [m}^3\text{]}$$

$$h = \text{Altura/profundidad de cámara [m]}$$

$$L = \text{Largo de cámara [m]}$$

$$W = \text{Ancho de cámara [m]}$$

$$\dot{m} = \text{Caudal másico} \left[\frac{kg}{d} \right]$$

$$\delta = \text{Densidad volumetrica} \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

$$ST = \text{Sólidos totales [\%]}$$

$$A = \text{Area superficial [m}^2\text{]}$$

$$d = \text{Diámetro [m]}$$

$$c = \text{Calor específico} \left[\frac{kJ}{kg^{\circ}C} \right]$$

$$T = \text{Temperatura [}^{\circ}\text{C]}$$

$$Q = \text{Calor [kJ]}$$

$$l = \text{Longitud [m]}$$

$$w = \text{Ancho [m]}$$

$$G = \text{Gradiente de velocidad} \left[\frac{1}{s} \right]$$



“Generación de biogás a partir de subproductos y efluentes líquidos de la industria de cerveza artesanal mediante digestión anaerobia”

Facundo E. Koss CYT-5365

η = Rendimiento

S [RPM] = velocidad de giro

$CHV \left[\frac{m^3}{m^3 d} \right]$ = carga hidráulica volumétrica

$v \left[\frac{m}{h} \right]$ = velocidad ascensional de flujo en reactor UASB

E [%] = Eficiencia

$s \left[\frac{mgDQO}{l} \right]$ = concentración de sustrato

$K_g \left[\frac{m^3 \text{ biogás}}{m^2} \right]$ = tasa de liberación de biogás



Anexo 5

Planos del sistema de tratamiento y sus unidades componentes

- CE001: Cámara de ecualización y jaula de desbaste.
- CP001: Cámara de pretratamiento y componentes.
- STRS001: Tolva de sistema de carga del reactor de sólidos.
- STRS002: Detalles de conexión sistema de carga del reactor de sólidos.
- RS001: Reactor de sólidos.
- RS002: Detalles reactor de sólidos.
- UASB001: Reactor UASB.
- UASB002: Detalles reactor UASB.
- ST001: Vista en planta del sistema de tratamiento.
- ST002: Perfil de sistema de tratamiento.