

UNIVERSIDAD DE COSTA RICA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**PROPUESTA TECNOLÓGICA PARA LA REACTIVACIÓN DE LA PLANTA DE
TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA FÁBRICA NACIONAL DE LICORES**

**PROYECTO DE GRADUACIÓN SOMETIDO A LA CONSIDERACIÓN DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA
QUÍMICA COMO REQUISITO FINAL PARA OPTAR AL GRADO DE LICENCIATURA EN INGENIERÍA
QUÍMICA**

MARCO VINICIO LUNA BONILLA

CIUDAD UNIVERSITARIA RODRIGO FACIO
SAN JOSÉ, COSTA RICA

2015

COMITÉ ASESOR

**PROPUESTA TECNOLÓGICA PARA LA REACTIVACIÓN DE LA PLANTA DE
TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA FÁBRICA NACIONAL DE LICORES**

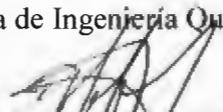
Sustentante: Marco Vinicio Luna Bonilla

Aprobado por:



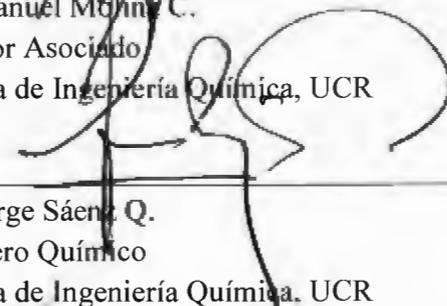
Ing. Adolfo Ulate B.
Subdirector
Escuela de Ingeniería Química, U.C.R.

Presidente del tribunal



Ing. Manuel Molina C.
Profesor Asociado
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Director del proyecto



Ing. Jorge Sáenz Q.
Ingeniero Químico
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Miembro Lector



Ing. Leonardo Garro M.
Profesor
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Miembro Lector



Ing. Alan Mora V.
Profesor
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Miembro Invitado

DEDICATORIA

A Don William Espinoza (q.e.p.d) por convertirse en un maestro y amigo durante el tiempo que compartimos trabajando en este proyecto.

A mi Familia, a mi madre Carmen Bonilla, por su incondicional apoyo en todas y cada una de las actividades en las que he participado durante toda mi vida, a mi Padre Ronny Luna quien siempre ha sido un gran apoyo, un gran líder y motivador y a mi hermano Ronny el cual es el mejor hermano que se puede tener.

A Don Jorge Sáenz por ser un maestro y amigo, además por abrirme las puertas de FANAL durante todo el tiempo que duramos realizando este proyecto.

A mi Abuelita Miriam por el increíble apoyo brindado durante todos los años de estudiante.

A mis Abuelitos Varo y Marta por toda la motivación que me han dado toda mi vida.

A mis compañeros de generación por todo el apoyo durante los años de carrera.

A Doña Raquel, Hugo, Doña Gilda, Doña Maribel de FANAL por su gran apoyo durante la elaboración de este proyecto.

A Don Manuel Molina por sus excelentes consejos durante la realización de este proyecto.

A Don Cosme Corrales de Coopronaranjo por facilitarme los lodos anaeróbicos.

A Astro por estar a mi lado durante más de diez años, en las madrugadas de estudio desde el inicio del Colegio hasta el punto final de este proyecto.

RESUMEN

El objetivo del presente proyecto es generar las bases tecnológicas para la reactivación de la planta de tratamiento de aguas residuales de la Fábrica Nacional de Licores.

Se realizó una investigación sobre el diseño original de la planta de tratamiento de efluentes de FANAL para determinar los parámetros establecidos inicialmente para el tratamiento de los desechos líquidos. Se determinó que el diseño original de la planta de tratamiento no cuenta con la tecnología requerida para poder metabolizar la carga orgánica generada por la destilería ya que se consideró un efluente con una carga orgánica máxima de 60000 mg/L de DQO. De acuerdo con los datos investigados sobre la cantidad de contaminación presente en las vinazas, es posible obtener valores de DQO entre (80000-120000) mg/L por lo que el diseño original de la planta de tratamiento no resulta adecuado para metabolizar la carga orgánica tan alta presente en la vinaza. Además la tecnología presente en la planta actualmente es obsoleta o inexistente.

Posteriormente se realizó el diseño de una planta piloto de tratamiento de vinazas con el objetivo de evaluar la metabolización de la carga orgánica con los reactores anaeróbicos y la laguna aeróbica existente en la planta de tratamiento de FANAL. Para este diseño se consideró como factor de escalamiento el tiempo de retención hidráulica del efluente en cada una de las etapas del tratamiento biológico de la planta. La capacidad establecida para los reactores UASB resultó de 0,098 m³ y la capacidad para la etapa aeróbica resultó de 0,179 m³.

Se realizó un análisis experimental para determinar la reducción de la carga orgánica que se puede obtener luego de la etapa biológica de la planta de tratamiento de efluentes de FANAL. Se obtuvo vinaza por medio de fermentación, evaporación y acondicionamiento para posteriormente alimentar los reactores anaeróbicos de la planta piloto con un efluente con una carga orgánica inicial de 122809 mgO₂/L. Una vez concluido el tiempo de retención hidráulico de los reactores UASB se procedió a alimentar un reactor aeróbico, se determinó una carga orgánica de 121358 mgO₂/L a la salida de los reactores UASB y una carga orgánica de 121268 mgO₂/L a la salida del reactor aeróbico.

Los resultados obtenidos en este experimento permiten establecer recomendaciones tecnológicas para el diseño de la planta de tratamiento, tales como añadir una etapa de separación por flotación (DAF), construir una etapa adicional de tratamiento anaeróbico, añadir difusores en la laguna aeróbica y además establecer un procedimiento de arranque de los reactores anaeróbicos para poder optimizar el metabolismo de las bacterias anaeróbicas y alcanzar una alta eficiencia en los reactores UASB.

ÍNDICE

DEDICATORIA	iii
RESUMEN	iv
ÍNDICE	v
ÍNDICE DE CUADROS	ix
ÍNDICE DE FIGURAS	x
CAPITULO 1	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 ANTECEDENTES	1
1.2 ALCANCES	2
CAPITULO 2	3
GENERALIDADES	3
2.1 FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA DE MELAZA	3
2.2 CARACTERÍSTICAS DE LAS VINAZAS.....	6
Cuadro 2.2 Caracterización de vinazas	7
CAPÍTULO 3	9
TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO	9
3.1 TECNOLOGÍAS DE FILTRACIÓN Y SEPARACIÓN DE COMPONENTES SÓLIDOS.....	9
3.2 TECNOLOGÍAS DE SEPARACION POR MÉTODOS GRAVITACIONALES.	11
3.2.1 SEDIMENTACIÓN DISCRETA.....	12
3.2.2 SEDIMENTACIÓN POR MEDIO DE FLOCULACIÓN.....	12
3.3 TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO SE SEPARACIÓN POR MEDIO DE FLOTACIÓN.....	14
3.3.1 SISTEMAS DE FLOTACIÓN CON AIRE DISUELTO (DAF).....	14
3.3.2 SISTEMAS DE FLOTACIÓN POR AIRE DISPERSO	15
3.4 SISTEMAS DE PRECIPITACIÓN CON QUÍMICOS.....	16
3.5 SISTEMAS DE TRATAMIENTO ANAERÓBICO.....	18
3.5.1 PROCESO DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO ANAERÓBICO.....	20
3.5.1.1 PROCESO DE MEZCLA COMPLETA	21
3.5.1.2 PROCESO DE CONTACTO ANAERÓBICO	21
3.5.1.3 REACTOR BATCH DE SECUENCIA ANAERÓBICA	22
3.5.2 PROCESO ANAEROBICO DE FLUJO ASCENDENTE.....	22
CAPÍTULO 4	24
ESTADO CERO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES	24

4.1 DESCRIPCION DEL DISEÑO ORIGINAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES.....	24
4.2 TEMPERATURA DE ENTRADA A LA PLANTA DE TRATAMIENTO	26
4.3 MÉTODO DE MEDICIÓN DEL CAUDAL DE ENTRADA.....	26
4.4 CONTROL DE pH	27
4.5 SISTEMA DE CONTROL DE SULFUROS.....	29
4.6 ESTACIÓN DE BOMBEO PRINCIPAL.....	30
4.7 DIGESTORES ANAEROBIOS	30
4.8 DESGASIFICADOR.....	32
4.9 CLARIFICADOR PRIMARIO	33
4.10 LAGUNA DE TRATAMIENTO AERÓBICO.....	35
4.11 CLARIFICADOR FINAL	36
4.12 ESPESADOR DE LODOS.....	37
4.13 ESTADO ACTUAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO.....	38
4.14 ESTADO ACTUAL DE LAS OPERACIONES UNITARIAS PRINCIPALES	38
4.15 ESTADO ACTUAL DE LAS TUBERIAS, MOTORES Y OTROS ELEMENTOS SECUNDARIOS.....	41
CAPÍTULO 5.....	44
 DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE VINAZAS A ESCALA.....	44
5.1 DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO	44
5.2 FERMENTACIÓN	46
5.3 EVAPORACIÓN.....	48
5.4 ACONDICIONAMIENTO.....	48
5.5 TRATAMIENTO ANAERÓBICO DE LA VINAZA	48
5.6 TRATAMIENTO AERÓBICO DE LA VINAZA	50
5.7 DESCRIPCIÓN DEL FLUJO EN LA PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO DE VINAZAS.....	51
5.8 TANQUE HOMOGENEIZADOR DEL EFLUENTE	51
5.9 ELEMENTOS INTERNOS EN EL DISEÑO DE LOS REACTORES UASB	53
5.10 ELECCIÓN DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN.....	54
5.11 ELECCIÓN DEL TIPO DE TUBERÍA Y DE SU DIAMÉTRRO INTERNO.....	55
5.12 PRODUCCIÓN Y ALMACENAMIENTO DEL BIOGÁS.....	56
5.13 CONSTRUCCIÓN DE LA PLANTA PILOTO.....	57
CAPÍTULO 6.....	59

RESULTADOS DE EXPERIMENTO A NIVEL DE PLANTA PILOTO.....	59
6.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	59
6.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS	63
6.3.1 PROCESO DE ACTIVACIÓN DE LODOS ANAERÓBICOS.	64
6.3.2 EXTRACCIÓN DE LODOS DEL UASB.....	66
CAPÍTULO 7.....	68
PROPUESTAS TECNOLÓGICAS.....	68
7.1 USO DE UN SEPARADOR DE LEVADURAS	68
7.2 IMPLEMENTACIÓN DE UN SEPARADOR DE SÓLIDOS POR FLOTACIÓN	70
7.3 CONSTRUCCIÓN DE UN REACTOR ANAERÓBICO ADICIONAL	72
7.4 RECOMENDACIONES SOBRE EL ARRANQUE DE LOS REACTORES UASB..	75
7.4.1 ELABORACIÓN DEL INÓCULO DE BACTERIAS ANAERÓBICAS	75
7.4.2 ARRANQUE DEL REACTOR ANAERÓBICO.....	76
7.5 USO DE DIFUSORES EN EL REACTOR AERÓBICO	79
CAPÍTULO 8.....	81
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	81
8.1 CONCLUSIONES	81
8.2 RECOMENDACIONES.....	82
CAPÍTULO 9.....	83
NOMENCLATURA.....	83
CAPÍTULO 10.....	84
BIBLIOGRAFÍA.....	84
APÉNDICES.....	86
A. Muestra de cálculo.	87
A.1 Cálculo del DQO Teórico por cada etapa de la planta de tratamiento de efluentes de FANAL.	87
A.2 Tiempo de retención hidráulico de los reactores anaeróbicos industriales de la planta de tratamiento de FANAL.	87
A.3 Capacidad de los reactores anaeróbicos utilizados en la planta piloto de tratamiento de efluentes.	88
A.4 Cálculo de la altura del líquido para la construcción de los reactores anaeróbicos a nivel de planta piloto.....	89
A.5 Tiempo de retención hidráulico del reactor aeróbicos industrial de la planta de tratamiento de FANAL.	89
A.6 Capacidad del reactor aeróbico utilizado en la planta piloto de tratamiento de efluentes.	90
A.7 Cálculo de la altura del líquido para la construcción del reactor aeróbico a nivel de planta piloto.	90

A.8 Cálculo de la velocidad lineal del flujo hidráulico en las tuberías de la planta piloto de tratamiento de efluentes	91
---	----

ÍNDICE DE CUADROS

Cuadro 2.1 Composición aproximada de melazas de caña.....	5
Cuadro 2.2 Caracterización de vinazas.....	7
Cuadro 3.1 Etapas de la degradación anaeróbica y las bacterias presentes en cada etapa....	19
Cuadro 3.2 Compuestos orgánicos obtenidos y degradados en cada una de las etapas del tratamiento anaeróbico.....	20
Cuadro 4.1 Parámetros de diseño del STAR para el efluente.....	24
Cuadro 4.2 Características del efluente obtenido en la planta de tratamiento según el diseño original.....	26
Cuadro 4.3 Bombas establecidas en el sistema de tratamiento original y su estado actual....	42
Cuadro 4.4 Equipos de trasiego de gases y otros motores eléctricos.....	42
Cuadro 5.1 Etapas de reducción de DQO del efluente en la planta de tratamiento.....	44
Cuadro 5.2 Condiciones de las etapas en el proceso fermentativo por medio de la propagación de levadura.....	47
Cuadro 5.3 Parámetros hidráulicos de los reactores anaeróbicos a nivel industrial.....	49
Cuadro 5.4 Parámetros hidráulicos de los reactores anaeróbicos de la planta piloto.....	49
Cuadro 5.5 Parámetros hidráulicos del reactor aeróbico industrial.....	50
Cuadro 5.6 Parámetros hidráulicos del reactor aeróbico a nivel de planta piloto.....	50
Cuadro 5.7 Dimensiones del UASB y flujo volumétrico establecido.....	55
Cuadro 5.8 Velocidad lineal de flujo en cada tubería de acuerdo a su diámetro.....	56
Cuadro 5.9 Cantidad de biogás esperado según los parámetros teóricos.....	57
Cuadro 6.1. Mediciones de la planta de tratamiento de vinazas.....	60
Cuadro 6.2. Resultados experimentales de la planta de tratamiento.....	63
Cuadro 7.1 Eficiencias teóricas para la remoción del DQO en cada equipo.....	72
Cuadro 7.2 Eficiencia de la remoción de DQO utilizando una etapa anaeróbica adicional...	73
Cuadro 7.3 Cálculo del volumen requerido UASBR para un flux de 4 kg DQO/m ³ ·día.....	74
Cuadro 7.4 Cálculo del volumen requerido UASBR para un flux de 12 kg DQO/m ³ ·día.....	74
Cuadro 7.5 Cálculo de la capacidad real del líquido a partir del factor de efectividad.....	75

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3.1 Unidad de cribado con limpieza mecánica.....	10
Figura 3.2 Filtro de tambor rotatorio.....	11
Figura 3.3 Sedimentador de placas inclinadas.....	13
Figura 3.4 Sistema de flotación por aire disuelto.....	15
Figura 3.5 Reactor anaeróbico de flujo ascendente.....	23
Figura 4.1 Diagrama de los elementos presentes en la actualidad en la planta de tratamiento de efluentes.....	25
Figura 4.2 Sistema de control de acidez de la planta de tratamiento original.....	28
Figura 4.3 Diagrama de la estructura de los digestores anaeróbicos.....	31
Figura 4.4 Diseño original del sedimentador primario.....	34
Figura 4.5. Diagrama de la laguna de tratamiento aeróbico.....	36
Figura 4.6 Diagrama de clarificador final.....	37
Figura 4.7 Vista lateral del sedimentador modificado a UASB.....	39
Figura 4.8 Vista superior del sedimentador modificado a UASB.....	40
Figura 5.1 Diagrama de las etapas de la planta piloto de tratamiento de vinazas.....	45
Figura 5.2 Proceso de Fermentación de melaza	47
Figura 5.3 Diagrama de la etapa anaeróbica del tratamiento de vinazas.....	52
Figura 5.4 Sistema de distribución de flujo de los reactores UASB.....	53
Figura 5.5 Flotador para la salida de los reactores UASB.....	54
Figura 5.6 Planta piloto de tratamiento de vinazas.....	58
Figura 6.1 Equipo utilizado para la homogenización para la determinación del DQO.....	60
Figura 6.2 Equipo utilizado para la digestión de las muestras.....	61
Figura 6.3 Curva de calibración para la determinación del DQO.....	62
Figura 7.1 Diagrama del principio de separación por platos.....	69
Figura 7.2. Diagrama lateral de un equipo de centrifugación por platos.....	69
Figura 7.3 Sistema de separación por flotación con aire disuelto (DAF).....	71
Figura 7.4 Aireadores por difusión.....	80

CAPITULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 ANTECEDENTES

La contaminación ambiental se ha considerado un problema mundial desde la década de 1970, a partir de este momento se tomaron en consideración aspectos de tratamiento de aguas residuales como una medida para evitar la contaminación de los recursos hídricos (Metcalf, 2004).

El agua potable es un recurso indispensable para la vida, sin embargo, es un recurso limitado, es por esta razón que en 1972 se firmó el Acta del Agua Limpia, el cual estableció parámetros tecnológicos mínimos uniformes para el tratamiento de aguas residuales domésticas e industriales.

A partir de ese año la legislación con respecto a la conservación de los recursos hídricos se detalló, se establecieron límites en la cantidad de sólidos desechados en los efluentes, regulaciones estrictas en el uso de sustancias tóxicas. En el caso de Costa Rica, en 1997 se publicó el *Reglamento de vertidos y reuso de aguas residuales decreto N° 26042* (MINAE , 2013).

Los primeros sistemas de tratamiento de efluentes se construyeron como plantas en las cuales la tecnología utilizada se estandarizó, se utilizaron los mismos equipos y procesos, esto debido a la poca variabilidad en las características de los efluentes que consistían en efluentes urbanos y domésticos. Sin embargo al existir un auge industrial en una determinada región, las características de las aguas residuales cambian significativamente, esto conlleva al diseño de sistemas de tratamiento con características especiales para cada uno de los tipos de efluentes industriales (Ramalho, 1983).

El *Reglamento de vertidos y reuso de aguas residuales decreto N° 26042* establece los límites permitidos para cada uno de los diferentes tipos de efluentes industriales entre los cuales se encuentra la industria de producción de alcohol etílico por fermentación de materiales varios, rubro al cual pertenece la Fábrica Nacional de Licores (FANAL).

Debido a la variabilidad de las características de los efluentes industriales es necesario diseñar sistemas de tratamiento que permitan la adecuada metabolización y disposición de desechos. En el caso de la fermentación alcohólica, el efluente se denomina vinazas. Las vinazas debido a sus características, requieren tecnologías de tratamiento aptas para su naturaleza (Binnie, 2002).

Las vinazas se caracterizan por tener una carga orgánica expresada como DQO de (60 000 – 100 000) mg/L, son valores elevados en comparación con efluentes domésticos, por lo tanto requiere tecnologías de tratamiento diferentes a los convencionales.

1.2 ALCANCES

En este proyecto se establecen algunas de las características necesarias para la reactivación de la planta de tratamiento de efluentes de la destilería de la Fábrica Nacional de Licores ubicada en Grecia de Alajuela. Los alcances de este proyecto son:

- Analizar el diseño original de la planta de tratamiento de efluentes construido en FANAL. Establecer las tecnologías que se plantearon originalmente.
- Verificar la infraestructura actual de la planta de tratamiento de efluentes, investigar cuales unidades del diseño original existen todavía.
- Diseñar y construir una planta de tratamiento de efluentes a escala del proceso industrial.
- Medir los valores de DQO en cada etapa del proceso.
- Realizar las recomendaciones tecnológicas y de operación para la reactivación de la planta de tratamiento de efluentes.

CAPITULO 2 GENERALIDADES

2.1 FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA DE MELAZA

La melaza es un producto derivado del procesamiento de la caña de azúcar, es un líquido espeso que contiene un alto porcentaje de azúcares reductores, por lo cual es un producto utilizado para la fermentación alcohólica.

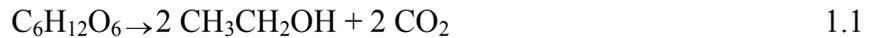
La fermentación alcohólica es un proceso biológico en el cual monosacáridos como la glucosa y fructosa, disacáridos como la sacarosa son convertidos en energía celular y así se obtienen productos como el etanol y el dióxido de carbono (Henze, 2002).

Esta reacción bioquímica se da por medio de la levadura *Saccharomyces Cerevisiae*, de la cual existen algunas variaciones en las cepas de levadura que permiten algunos beneficios a nivel industrial tales como, mayor grado alcohólico obtenido y mayor resistencia de la levadura a la presencia de alcohol.

Las levaduras producen el alcohol y el CO₂ como desechos metabólicos; el proceso para la obtención de alcohol por medio de la fermentación con levaduras, es un proceso anaeróbico, si se oxigena el medio en el cual está presente la levadura y los azúcares, la reacción ocasionada es una reacción de reproducción celular en la cual se utiliza la energía obtenida en la metabolización para obtener biomasa en lugar de alcohol (Binnie, 2002).

En la reacción bioquímica de la fermentación alcohólica, una molécula de glucosa se divide en dos moléculas de piruvato mediante una reacción exotérmica. La energía liberada en la reacción es aprovechada para establecer enlaces entre fosfatos y moléculas de ADP (adenosina difosfato) para producir ATP (adenosina trifosfato) esta reacción también genera la formación de NADH a partir de NAD⁺.

Posteriormente las moléculas de piruvato se dividen en moléculas de acetaldehído y CO₂, estas moléculas de acetaldehído se convierten en moléculas de etanol utilizando los iones H⁺ presentes en NADH⁺, transformándose de nuevo en NAD. La reacción global es la siguiente:



El proceso fermentativo requiere ciertas condiciones para beneficiar la producción de alcohol, las levaduras tienen una mayor metabolización a una temperatura entre (30-33) °C, un pH de (3-4). La levadura *Saccharomyces Cerevisiae* puede fermentar glucosa, fructosa, y sacarosa sin dificultad si tienen los nutrientes necesarios.

La levadura requiere suficiente niacina para la formación de NAD además se requiere fosfato para la formación de moléculas indispensables en el metabolismo como el ATP y ácido 1,3 – difosfoglicérico. Se requieren algunos minerales como el Mg que funciona como catalizador para algunas reacciones metabólicas (Vogel, 2007).

En la etapa de pretratamiento de la fermentación se adicionan los nutrientes y se prepara el mosto. Las levaduras requieren ser hidratadas en un porcentaje de (5-10)% con agua antes de ponerse en contacto con el mosto, el cual debe tener una concentración de azúcar de (22-23) °B. Se debe determinar el tipo de fermentación que se desea realizar, propagación o fermentación directa.

La propagación consiste en hacer inóculos de levadura a una concentración aproximada de 0,5 g/L. Posteriormente se adiciona mosto con un flujo controlado que permita que la concentración de azúcar en grados Brix dentro de fermentador sea la mitad de la concentración de azúcar en el mosto más uno. La propagación debe tener un flujo de aire, ya que en condiciones aeróbicas la levadura utiliza la energía del azúcar para la reproducción celular y no para la producción de alcohol Conforme se añade el mosto, se traslada el fermento a un recipiente de mayor capacidad hasta alcanzar el fermentador industrial. En el Cuadro 2.1 se presenta la composición aproximada de la melaza.

Cuadro 2.1 Composición aproximada de melazas de caña

Constituyentes principales	Componentes	Porcentaje
Agua		17-25
Azúcares	Sacarosa	30-40
	Glucosa (dextrosa)	4-9
	Fructosa (levulosa)	5-12
	Otras sustancias reductoras (como invertido)	1-4
	Total de sustancias reductoras (como invertido)	10-25
Otros carbohidratos	Gomas, almidón, pentosanos, también trazas de hexitoles: mioinositol, D-manitol y ácidos urónicos (MeO, 2,0- 3,0)	2-5
Ceniza	Como carbonatos	7-15
	% de ceniza	
	Bases:	
	K ₂ O	30-50
	CaO	7-15
	MgO	2-14
	Na ₂ O	0,3-9
	Fe ₂ O ₃ (Fé)	0,4-2,7
	Ácidos:	
	SiO ₂ e insolubles	1-7

Fuente: (Mora, 2009)

2.2 CARACTERÍSTICAS DE LAS VINAZAS

Después de la etapa fermentativa, se procede a destilar el fermento para separar los compuestos más volátiles, entre los cuales se encuentra principalmente el etanol además hay un porcentaje de metanol y en menor cantidad se encuentran los compuestos denominados “Fusel oils”. Estos compuestos son alcoholes con menor importancia industrial como el isopropanol, 2-methyl-1-butanol, alcohol isobutílico, alcohol propílico y alcohol isoamílico.

Luego de separar estos compuestos ligeros, se obtiene la corriente de desecho, la cual corresponde a las vinazas. La corriente de vinazas representa un problema debido a la alta tasa de producción de vinazas con respecto a la producción de alcohol. Por cada litro de alcohol producido se obtienen (12-14) litros de vinaza.

La vinaza es un fluido oscuro con una carga orgánica muy alta, posee una gran cantidad de minerales y compuestos orgánicos, la composición aproximada de las vinazas se muestra en el Cuadro 2.2.

En las destilerías como en la Fábrica Nacional de Licores, se obtienen alrededor de (35000-40000) L de alcohol diarios, por lo que se puede producir entre (500-550) m³ de vinaza. Existen algunos usos para las vinazas, pero debido a la gran cantidad que se produce resulta muy difícil aprovechar todo el efluente.

Entre las opciones que existen para aprovechar las vinazas, se encuentra el fertirriego, el cual consiste en utilizar métodos de riego a presión para cubrir zonas agrarias con el efluente, esto permite devolver minerales como el potasio a los suelos en donde se cultiva caña de azúcar. Sin embargo este método es muy antiguo y tiene varias desventajas, sólo permite aprovechar una fracción pequeña de efluente y además debido a la descomposición de compuestos orgánicos genera malos olores en los cultivos.

Cuadro 2.2 Caracterización de vinazas

Sustancia	Concentración (g/L)
Sólidos totales	78,5
Sólidos volátiles	58,9
Sólidos disueltos	56,9
Sólidos en suspensión	5,1
Cenizas	28,9
Ácidos grasos volátiles (como ácido acético)	2,18
Azúcares reductores	26,5
Nitrógeno total	1,78
Nitrógeno orgánico	1,94
Nitrógeno amoniacal	0,26
Sodio (Na ₂ O)	1,04
Potasio (K ₂ O)	10,73
Calcio (CaO)	3,52
Magnesio (MgO)	1,63
Fósforo (P ⁵⁺)	0,17
Silicato (SiO ₂)	1,51
Cloruro (Cl ⁻)	3,79
Sulfatos (SO ₄ ²⁻)	4,36
Hierro Total (Fe ²⁺)	0,69
Cobre (Cu ²⁺)	0,014
Zinc (Zn ²⁺)	0,115
DBO ₅	35,7
DQO	77,7
Temperatura (°C)	94
pH	4,2

Fuente: (Umaña, 1990)

Otra opción que se utilizó fue concentrar las vinazas para disminuir la cantidad de efluente contaminante, sin embargo esto requiere una inversión muy alta de recursos lo cual convierte esta opción en poco factible. Se han explorado otras alternativas recientemente como utilizar las vinazas para la producción de insecticidas y para la producción de energía alternativa por medio de la generación del Hidrógeno (Hvitved-Jacobsen, 2013).

Sin embargo por el momento, la alternativa que es más conveniente es el tratamiento de las vinazas para metabolizar su carga orgánica hasta alcanzar límites aceptables para su desecho en cuerpos de agua. El tratamiento consiste generalmente de un sistema con las siguientes etapas: acondicionamiento de temperatura y acidez, separación de sólidos sedimentables, tratamiento anaeróbico y tratamiento aeróbico (Mora, 2009).

CAPÍTULO 3

TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO

3.1 TECNOLOGÍAS DE FILTRACIÓN Y SEPARACIÓN DE COMPONENTES SÓLIDOS.

La tecnología utilizada en las plantas de tratamiento de efluentes depende de la naturaleza del efluente y sus características. Se debe considerar algunos factores para seleccionar las tecnologías apropiadas, entre los principales factores están las características fisicoquímicas del efluente como el DQO, pH, sólidos totales y presencia de productos tóxicos. Además de los factores económicos y territoriales.

A pesar de que cada efluente representa una naturaleza diferente, existen tipos de operaciones que se requieren en la mayoría de las ocasiones. La separación de sólidos es indispensable en los procesos de purificación de efluentes ya que estos pueden afectar el rendimiento de algunos procesos o dañar equipos (Metcalf, 2004).

En la entrada de cualquier planta de tratamiento de efluentes, se debe contar con unidades de cribado o de filtración de sólidos de gran tamaño. Estas unidades son artefactos uniformes que impiden el paso de sólidos ajenos al proceso de manufactura que antecede a la planta de tratamiento.

Al utilizar operaciones de cribado se evitan daños a equipos subsecuentes y se elimina la posibilidad de disminución en la confianza y rendimiento de las operaciones siguientes. Los sólidos externos al proceso pueden dañar bombas y afectar el rendimiento y la eficiencia bioquímica de las bacterias reductoras de materia orgánica.

Las unidades de cribado típicas son como la mostrada en la Figura 3.1, en donde se aprecia una unidad con auto limpieza mecánica. El efluente con sólidos de gran tamaño son retenidos por las barras de la unidad, conforme se aumenta la cantidad de sólido, el efluente es

retenido causando un incremento en las pérdidas de presión del sistema, por lo que un sistema mecánico impulsa una cadena que limpia las barras de la unidad de cribado.

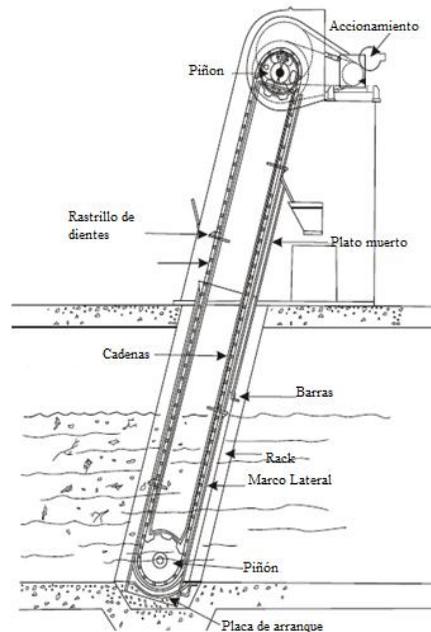


Figura 3.1 Unidad de cribado con limpieza mecánica.

Fuente: (Triveni, 2013)

Existen unidades de cribado que permiten ser utilizadas como unidades de tratamiento primario además de un tratamiento preliminar. Los tres tipos de estas unidades son, estáticas, tambor rotatorio y de escalón. Los tamaños de los agujeros en las mallas de retención varían entre (0,2-6,0) mm su tamaño depende del efluente y del criterio del diseñador.

En la Figura 3.2 se muestra un ejemplo de un filtro de tambor rotatorio, en general estas unidades se utilizan en plantas en las cuales la gran pérdida de presión ocasionada durante su operación, no representa ningún inconveniente. Estas unidades se utilizan para plantas pequeñas en donde el espacio es un limitante ya que reemplazan operaciones de tratamiento primario convencionales.

Estas unidades son aplicables para flujos de (0,03-0,80) m³/s y se encuentran en varios tamaños (1,2-4,0) m. se requiere de un diseño previo del flujo mínimo, el máximo y el

promedio para poder determinar el tamaño adecuado a las necesidades del efluente. Además se debe considerar posibles ampliaciones de los procesos industriales.



Figura 3.2 Filtro de tambor rotatorio.

Fuente: (Huber, 2013)

3.2 TECNOLOGIAS DE SEPARACION POR MÉTODOS GRAVITACIONALES.

Entre los métodos de operación más frecuentes en los sistemas de tratamiento de efluentes, se encuentran los procesos en los cuales se separa parte de la contaminación por medio de unidades con principio de separación gravitacional.

Los sólidos suspendidos y coloidales se presentan en la mayoría de los efluentes y estos son removidos por medio de unidades de separación por gravedad. La sedimentación es un proceso que se presenta en unidades de separación gravitacionales, este consiste en un proceso de desprendimiento de partículas sólidas en suspensión en un efluente debido a la diferencia de peso específico entre el efluente y las partículas sólidas (Carlsson, 1998).

En plantas de tratamiento, estas unidades se diseñan en varias etapas del proceso de purificación de efluentes. En la etapa de tratamiento se suelen colocar unidades de desarenado que permiten separar partículas inorgánicas con alto peso específico y en consecuencia, altas velocidades de sedimentación.

Posteriormente se utilizan sedimentadores primarios antes de los procesos anaeróbicos y aeróbicos. En la etapa posterior a los reactores biológicos se utilizan sedimentadores secundarios para separar los lodos biológicos (Droste, 2008).

3.2.1 SEDIMENTACIÓN DISCRETA.

La sedimentación discreta consiste en la remoción de sólidos en suspensión cuando la concentración es baja y la deposición de estos ocurre de manera individual, sin interacción alguna con otras partículas. Para el diseño se presenta una velocidad crítica de sedimentación de modo que las partículas que tengan una velocidad superior a la velocidad crítica son removidas del efluente.

Para obtener la velocidad crítica de sedimentación se debe considerar el flujo de efluente y el área superficial del sedimentador. Además se deben considerar algunos aspectos que interfieren en la fracción de sólidos removidos en la operación tales como, los efectos de la turbulencia causada por los flujos de entrada y de salida y los gradientes en la velocidad de los efluentes (Sperling, 2007).

3.2.2 SEDIMENTACIÓN POR MEDIO DE FLOCULACIÓN.

El proceso de sedimentación por floculación ocurre cuando un conjunto de partículas presentan efectos de coalescencia con otras partículas, por esta razón la velocidad de sedimentación de las partículas aglomeradas se incrementa. Conforme se incrementa el tamaño de los cúmulos de partículas se incrementa la velocidad de sedimentación. Se utilizan materiales poliméricos que incrementan la formación de cúmulos, una fracción del polímero se recupera luego de la sedimentación.

La capacidad de floculación depende del contacto que ocurra entre las partículas, lo cual es afectado por el flujo volumétrico de efluente, la profundidad del sedimentador, los gradientes en la velocidad del sistema, la concentración de las partículas y el rango de tamaño de las

partículas. Para conocer el efecto se realizan pruebas de sedimentación en las cuales la profundidad del sistema debe ser igual que en el proceso industrial, el diámetro puede ser arbitrario.

En la Figura 3.3 se observa una unidad de sedimentación por placas, el principio del funcionamiento de esta unidad es obtener la sedimentación por medio del flujo del efluente a través de placas inclinadas a contracorriente, lo cual propicia la separación de los sólidos del efluente. Se añade al inicio el polímero que permite la floculación de las partículas.

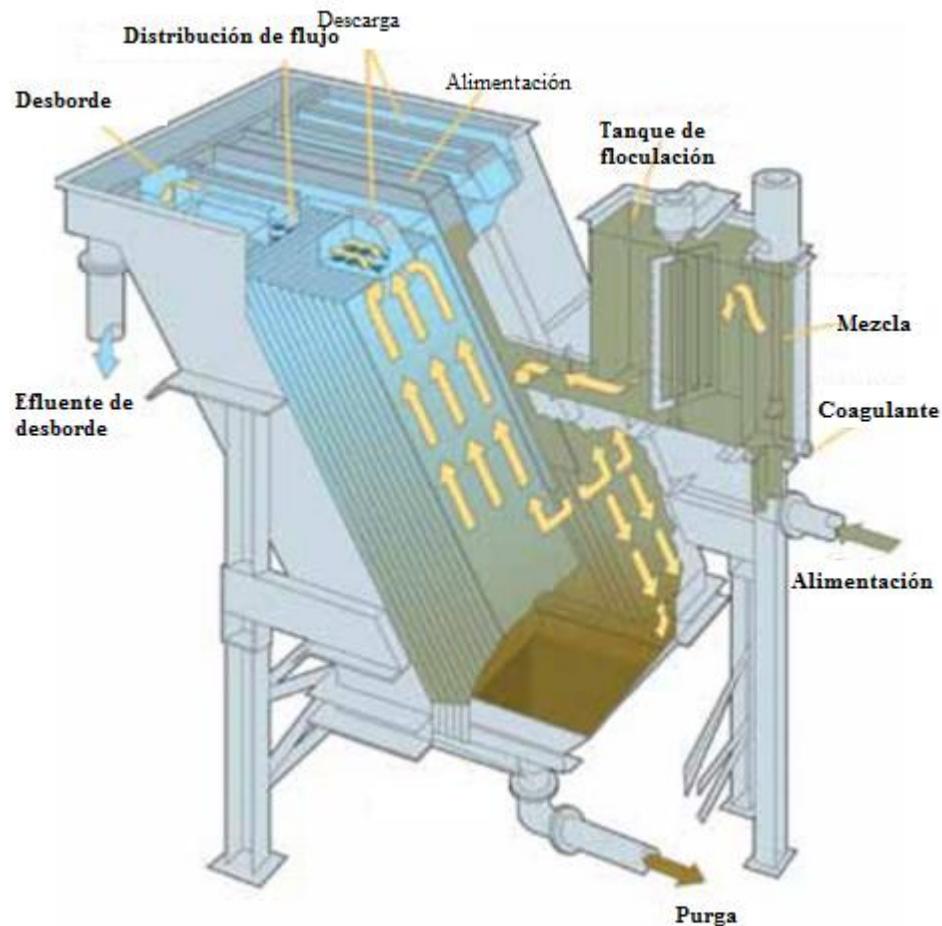


Figura 3.3 Sedimentador de placas inclinadas

Fuente: (Parkson , 2013).

3.3 TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO SE SEPARACIÓN POR MEDIO DE FLOTACIÓN.

En los efluentes con presencia de residuos sólidos, se puede utilizar técnicas de separación por medio de flotación, la separación ocurre al introducir burbujas finas al efluente, las burbujas se adhieren a las partículas sólidas. Las partículas cuyo peso sea inferior a la fuerza boyante ocasionada por la burbuja, son desplazadas hacia la superficie.

Se utiliza esta operación para separar partículas sólidas cuya densidad sea superior a la del agua pero que por medio de las burbujas se pueden llevar a la superficie y además se facilita la separación de partículas con densidad inferior a la del agua. Los sólidos suspendidos no pueden ser separados fácilmente por métodos de separación gravitacionales ordinarios por lo que la flotación es requerida (Binnie, 2002).

La principal ventaja de las operaciones de flotación es que las partículas que tienen menor tamaño y una velocidad de sedimentación inferior a la velocidad de diseño de los equipos de gravitación, pueden ser removidas con mayor facilidad al ser suspendidas en la superficie y luego removidas mecánicamente.

Las principales operaciones por flotación son realizadas con burbujas de aire como agentes de flotación. Estas burbujas pueden ser añadidas en dos métodos, por inyección de aire en un efluente presurizado, cuando se alcanza una presión establecida, se libera el sistema a presión ambiental ocasionando la flotación de partículas, se denomina sistemas de flotación con aire disuelto (DAF). El otro método utiliza inyección de aire pero el efluente se mantiene a presión ambiental, por lo que se añaden aditivos químicos para facilitar la flotación, se conoce como sistema de flotación con aire disperso (Metcalf, 2004).

3.3.1 SISTEMAS DE FLOTACIÓN CON AIRE DISUELTO (DAF).

En los sistemas por flotación con aire disuelto (DAF) el aire se disuelve en el efluente por medio de alta presión, posteriormente se libera la presión del sistema a presión ambiental. La

presión a la cual se puede someter el sistema varía entre (275-350) kPa, se presuriza durante varios minutos para permitir la disolución del aire en el efluente (Ramalho, 1983). En la Figura 3.4 se muestra un sistema (DAF).

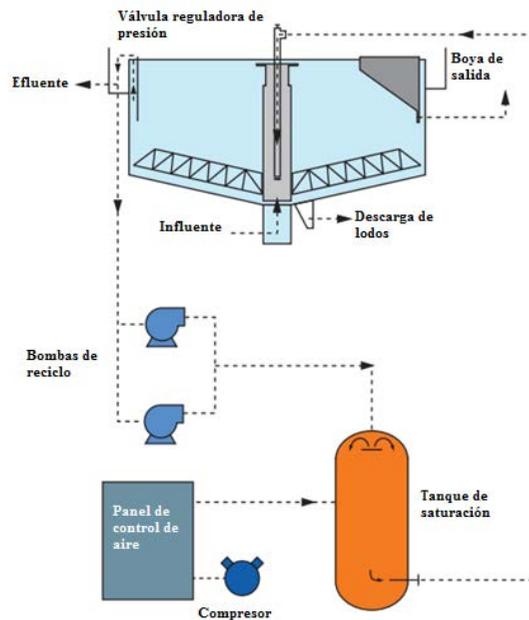


Figura 3.4 Sistema de flotación por aire disuelto

Fuente: (Westech, 2013).

En un sistema DAF se tiene un tanque de saturación al cual se inyecta el aire comprimido por varios minutos hasta alcanzar la saturación, una vez logrado este paso, el flujo del efluente con el aire disuelto se envía al tanque de flotación, por medio de una válvula reductora de presión se alcanza la presión atmosférica. Una vez separadas las fases, un porcentaje del efluente se recircula, este porcentaje varía entre 15% y 20% (Droste, 2008).

3.3.2 SISTEMAS DE FLOTACIÓN POR AIRE DISPERSO

Los sistemas de flotación con aire disperso se utilizan con frecuencia en industrias en las cuales existe una gran presencia de aceites y grasas dispersos, los cuales se pueden remover sin necesidad de presurizar el sistema. En estas operaciones el aire se introduce al tanque de flotación en forma de pequeñas burbujas, y es dispersado por medio de agitadores mecánicos.

Las ventajas de los sistemas por aire disperso son el tamaño reducido de la unidad, menor costo de inversión y la capacidad de remover aceite y sólidos suspendidos, entre las desventajas se encuentra que este sistema requiere mayor consumo eléctrico que los sistemas presurizados y el efluente que se retira por flotación es de 3 a 7 veces el obtenido por el sistema presurizado (Binnie, 2002).

Generalmente estos sistemas de flotación, al igual que los sistemas por aire disuelto, utilizan ciertos aditivos químicos para facilitar la flotación. La función de los aditivos químicos es crear una superficie o estructura que pueda ser más fácilmente removida por la adherencia de las burbujas de aire en los sólidos (Metcalf, 2004).

Entre los aditivos utilizados, se encuentran sales de aluminio y sales de hierro, también se utilizan ciertos polímeros orgánicos que afectan la naturaleza de la interface gas-liquido con el objetivo de adherir los sólidos en cúmulos sobre la superficie del efluente, sin embargo antes de elegir los compuestos químicos a utilizar se debe realizar pruebas de laboratorio para determinar las sustancias que permiten un mejor desempeño del equipo (Droste, 2008).

3.4 SISTEMAS DE PRECIPITACIÓN CON QUÍMICOS.

Los sistemas de precipitación química, requieren la adición de sustancias químicas para cambiar el estado físico de sales disueltas en los efluentes para facilitar la remoción de estas mediante la sedimentación. La sedimentación ocasionada por la precipitación química permite mejorar el grado de sólidos totales disueltos y el DQO, además permite suavizar los cambios en el efluente ocasionados por cambios en las concentraciones de las sales debido a variaciones estacionales. Los elementos que se requieren separar comúnmente son el fósforo y el nitrógeno, ya que son nutrientes que generan el crecimiento de algas en los cuerpos de agua (Chardavoyne, 1992).

Para la separación del fósforo del efluente se debe precipitar para luego ser separado por sedimentación, se debe añadir sales o iones multivalentes que permitan la formación de sales

insolubles o ligeramente solubles con el fosfato. Entre los iones que se utilizan con mayor frecuencia están el Ca^{+2} , Al^{+3} , y el Fe^{+3} .

Para el caso de la precipitación de fosfatos con calcio, generalmente se añade $\text{Ca}(\text{OH})_2$, al tener un pH superior a 10 luego de añadir suficiente $\text{Ca}(\text{OH})_2$ los iones de Calcio reaccionan con los fosfatos para precipitar en forma de $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ que es un compuesto denominado Hidroxiapatita (Gregoria, 2002).

Debido a que los sistemas de oxidación biológicos se pueden ver afectados por tener un pH tan elevado, es necesario añadir CO_2 para disminuir el pH del medio. Además la utilización de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ como medio para precipitar el fósforo presenta algunas desventajas, entre las cuales está la gran cantidad de sedimento generado en comparación con la precipitación de fosfato con otras sales. Resulta factible para plantas grandes que puedan tener sistemas de recuperación de $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

La adición de las sustancias químicas se puede presentar en varias etapas de proceso, una forma es añadir los reactivos antes del tratamiento primario, de forma que las reacciones ocurren antes de la primera etapa de sedimentación y son removidas antes de ingresar al tratamiento biológico. También se pueden añadir en la etapa biológica si se tiene precaución de los efectos que se pueda tener sobre el pH. En la etapa de sedimentación secundaria se pueden añadir los reactivos. Además de estas opciones existen plantas en las que la adición de los reactivos se da en forma fraccionada, es decir añadiendo pequeñas cantidades de los reactivos en varias partes del proceso (Metcalf, 2004).

La adición de los reactivos en la etapa de tratamiento primario, permite ser aplicado en la mayoría de las plantas de tratamiento, incrementa la remoción de DQO y sólidos suspendidos, presenta mínimas pérdidas de metal y permite optar por recuperar la cal utilizada. Sin embargo se presenta una mínima eficiencia del uso del calcio, y es necesario añadir un polímero para permitir la floculación.

En la etapa secundaria la adición de reactivos presenta un menor costo operacional, menor dosis requerida, no se requiere añadir polímeros y presenta una buena estabilidad, pero presenta desventajas como tener que añadir un sistema de control de acidez ya que se puede ocasionar que el pH sea muy bajo (Ramalho, 1983).

Aparte de la precipitación con calcio, también se puede precipitar los fosfatos utilizando otras sales con metales como el aluminio y el hierro, al añadir estos compuestos se forma un precipitado ya sea AlPO_4 o FePO_4 . Sin embargo estas reacciones pueden tener muchas variaciones y dependen de la naturaleza de cada efluente, por eso es necesario realizar pruebas de laboratorio para evaluar el comportamiento del efluente con cada uno de los reactivos utilizados.

Dependiendo de la calidad de separación de los sólidos mediante sedimentación y floculación, en algunos diseños se requiere añadir filtros para mejorar la separación de las sales precipitadas del efluente. Se utilizan generalmente sistemas en los que se cuenta con dos etapas de filtración y se utiliza recirculación del efluente del segundo filtro hacia el primero para mejorar la separación de sólidos (Carlsson, 1998).

3.5 SISTEMAS DE TRATAMIENTO ANAERÓBICO

Los sistemas de tratamiento anaeróbico generalmente se utilizan para efluentes que presenten cargas orgánicas elevadas, debido a que presentan mayor eficiencia que en efluentes con menor carga de contaminantes orgánicos. Estos sistemas generan poca cantidad de sólidos de desecho además que permiten generar energía a partir de la combustión del metano generado en estos procesos.

Existen dos métodos de operación clasificados de acuerdo al rango de temperatura utilizado en los reactores anaeróbicos, el rango mesofílico el cual presenta una temperatura de operación de 30 °C a 35 °C y el rango de operación termofílico que va de 50 °C a 60 °C. En este último se presenta algunas ventajas como obtener una mayor velocidad de reacción,

mayor facilidad para recuperar biomasa por sedimentación ya que los lodos son más densos y existe una mayor destrucción de organismos patógenos (Parthiban, 2012).

Sin embargo existen aspectos negativos de los sistemas termofílicos que ocasionan preferir el diseño con reactores en el ámbito mesofílico, las bacterias se vuelven más sensibles a los cambios en las condiciones ambientales, lo cual puede generar la muerte de estos organismos, y además disminuyen algunas reacciones como la degradación del propionato. En el diseño se debe considerar la temperatura de entrada del efluente ya que calentarlo hasta el ámbito termofílico puede resultar muy costoso.

Existen tres etapas en la degradación de materia orgánica por bacterias anaeróbicas, se denominan hidrólisis, acidogénesis y metanogénesis. En el Cuadro 3.1 se muestran las bacterias relacionadas con las etapas de degradación anaeróbica. En la primera etapa las macromoléculas son degradadas a compuestos más simples. La segunda etapa consiste en degradar estos compuestos a sustancias de masa molecular baja para que en la tercera etapa denominada metanogénesis se formen las moléculas de metano. Los compuestos más comunes en estas etapas se observan en el Cuadro 3.2 (Hvitved-Jacobsen, 2013).

Cuadro 3.1 Etapas de la degradación anaeróbica y las bacterias presentes en cada etapa

Etapa	Bacteria	Rango pH optimo
Hidrólisis	Hidrolíticas	5-7
Acidogénesis	Acidogénicas	6-8
Metanogénesis	Metanogénicas Metanogénicas acetoclásticas	5,5-6,5

La etapa de la metanogénesis consiste en la formación de metano y existen dos vías por las cuales se genera este compuesto, la primera es por acción de las bacterias metanogénicas acetoclásticas, las cuales generan metano a partir de moléculas de acetato generando además dióxido de carbono como subproducto. La otra vía para la generación de metano es a partir de

la síntesis de CO_2 y H_2 . Las reacciones generales de formación de metano se muestran a continuación:



Debido a la presencia de estas dos vías para la producción de metano, el porcentaje de metano en la fase gaseosa varía entre 50% y 65%. Debido a la estequiometría de las reacciones se calcula que la producción de metano con respecto al DQO es aproximadamente $0,35 \text{ m}^3/\text{kg}$ DQO sin tomar en cuenta la producción de biomasa, lo cual en la práctica ocasiona una producción aproximada de $0,28 \text{ m}^3/\text{kg}$ DQO (Metcalf, 2004).

Cuadro 3.2 Compuestos orgánicos obtenidos y degradados en cada una de las etapas del tratamiento anaeróbico.

Etapa	Reactantes	Productos
Hidrólisis	Ácidos grasos, monosacáridos, aminoácidos, purinas pirimidinas, y compuestos aromáticos simples.	Propionatos, butiratos, succinatos, lactatos, etanol, H_2 , CO_2 , metanol, acetatos, metilaminas.
Acidogénesis	Propionatos, butiratos, succinatos, lactatos, etanol	H_2 , CO_2 , metanol, acetatos, metilaminas.
Metanogénesis	Acetato, H_2 , CO_2 .	CH_4

3.5.1 PROCESO DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO ANAERÓBICO

Las tecnologías de tratamiento anaeróbico suspendido consisten en poner en contacto las bacterias con el influente de modo que las bacterias se encuentren en suspensión. Existen tres tipos de procesos de crecimiento suspendido:

- Proceso de mezcla completa
- Proceso de contacto anaeróbico
- Reactor “batch” de secuencia anaeróbica.

3.5.1.1 PROCESO DE MEZCLA COMPLETA

El proceso de mezcla completa consisten en un reactor que posee agitación y no tiene refluo de sólidos, este proceso se caracteriza porque el tiempo de retención de sólidos es igual al tiempo de retención hidráulico. Este tiempo puede variar entre 15 a 30 días esto permite proveer suficientes factores de seguridad para la estabilidad del proceso.

Este tipo de reactor es adecuado para efluentes que posean altas concentraciones de sólidos o concentraciones extremadamente altas de componentes orgánicos disueltos, ya que permite degradar la materia sin tener que utilizar mucha energía en recircular grandes cantidades de sólidos. Además resulta poco práctico concentrar los sólidos debido a la alta dificultad que representa (Ramalho, 1983).

3.5.1.2 PROCESO DE CONTACTO ANAERÓBICO

El proceso de contacto anaeróbico supera las desventajas del proceso de mezcla completa sin tener una recirculación del efluente, cuando el efluente sale del reactor entra a una unidad de sedimentación en donde se separa la biomasa y se retorna al reactor. De esta forma el tiempo de retención de sólidos es mayor al tiempo de retención hidráulico. Este aspecto permite que el volumen del reactor sea menor.

El sistema de separación de sólidos puede ser de tipo gravitacional si el efluente tiene una velocidad de sedimentación razonable. Sin embargo existen varios tipos de efluente con propiedades que no permiten una adecuada sedimentación, por lo que se suele añadir sistemas de flotación con aire disuelto en lugar de los sistemas de separación por gravedad (Henze, 2002).

Debido a la producción de gas durante la retención en el reactor y en la etapa de separación, se origina la presencia de burbujas atrapadas en los sólidos, lo cual dificulta la separación de los sólidos ya que lo hace impredecible, así que se ha implementado el uso de unidades de

separación de las burbujas, esta puede consistir en la separación de gas por agitación, desgasificación por vacío y el uso de floculantes entre otras opciones (Stronach, 2011).

3.5.1.3 REACTOR BATCH DE SECUENCIA ANAERÓBICA

Este tipo de reactor se considera una operación de crecimiento en suspensión, en donde la reacción bioquímica y la separación de fases ocurren en el mismo recipiente. La eficiencia y el éxito de este tipo de reacción dependen de la formación granular de los lodos activos. El proceso inicia con la alimentación al reactor mediante un flujo ascendente, el cual permite que ocurra la reacción entre la materia orgánica y los gránulos de las bacterias anaeróbicas. Luego se permite la sedimentación de los lodos y la separación del efluente por medio de decantación.

3.5.2 PROCESO ANAEROBICO DE FLUJO ASCENDENTE.

En la Figura 3.5 se observa el diagrama general de un reactor anaeróbico de flujo ascendente, el influente se distribuye en el fondo del reactor, posteriormente viaja a través de este de forma ascendente y se pone en contacto con la cama de lodo anaeróbico presente en el reactor. En la parte superior del reactor se da la separación del gas producido y de efluente.

Entre los elementos más críticos del diseño de los reactores anaeróbicos de flujo ascendente están el sistema de distribución del flujo, el sistema de separación gas-sólido, y el sistema de salida del efluente. Entre las variaciones del sistema está la adición de una etapa de sedimentación para recircular los lodos activos de manera que no se pierdan los gránulos anaeróbicos por el arrastre (Ramalho, 1983).

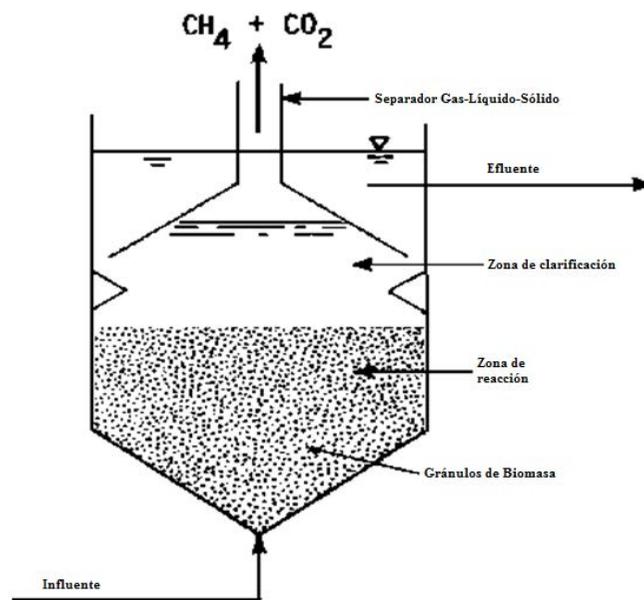


Figura 3.5 Reactor anaeróbico de flujo ascendente

Fuente: (Irwin, 2013).

La pérdida de los gránulos bacterianos se debe evitar, ya que la formación de estos cúmulos de bacterias requiere de mucho tiempo para obtener un tamaño adecuado para poder ser fluidizados en el reactor, además la cinética de reproducción de las bacterias anaeróbicas es muy lenta.

La característica principal de este sistema, es que permite la formación de gránulos bacterianos y por medio de estos se puede tratar efluentes con carga orgánica muy alta comparada con otros procesos de tratamiento. Para tener un buen desempeño los gránulos deben alcanzar un diámetro de (1,0 – 3,0) mm (Metcalf, 2004).

CAPÍTULO 4

ESTADO CERO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES

Según el diseño original de la planta de tratamiento de efluentes de la Fábrica Nacional de Licores, esta se proyectó para recibir un caudal promedio de 500 m³/d que presente una concentración media de 45000 mg/L de DQO. Se esperaba una concentración mínima de 30000 mg/L de DQO y una máxima de 60000 mg/L de DQO.

4.1 DESCRIPCION DEL DISEÑO ORIGINAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES.

Además de los parámetros de caudal y concentración del efluente, se muestran otros parámetros utilizados en el diseño de la planta de tratamiento en el Cuadro 4.1.

Cuadro 4.1 Parámetros de diseño del STAR para el efluente.

Parámetro	Valor
pH	4-5
Sulfatos (mg/L)	700
Nitrógeno total (mg/L)	1400
Fósforo total (mg/L)	350

La planta de tratamiento comprende varias etapas, primero se diseño un tratamiento preliminar, en esta etapa se realiza la medición de caudal, control del pH y la dosificación requerida de hierro en polvo o cloruro férrico necesario para el control de los sulfatos en las etapas posteriores.

Posteriormente se presenta una primera fase de tratamiento biológico, la cual consiste en una digestión anaeróbica, una etapa de desgasificación y sedimentación de lodos con recirculación de estos. La segunda etapa del tratamiento biológico consiste en una aireación prolongada del efluente seguido de una etapa de sedimentación final, recirculación de los lodos y bombeo a cuerpo de agua. En la Figura 4.1 se observa un diagrama de los equipos principales con los cuales cuenta la planta de tratamiento.

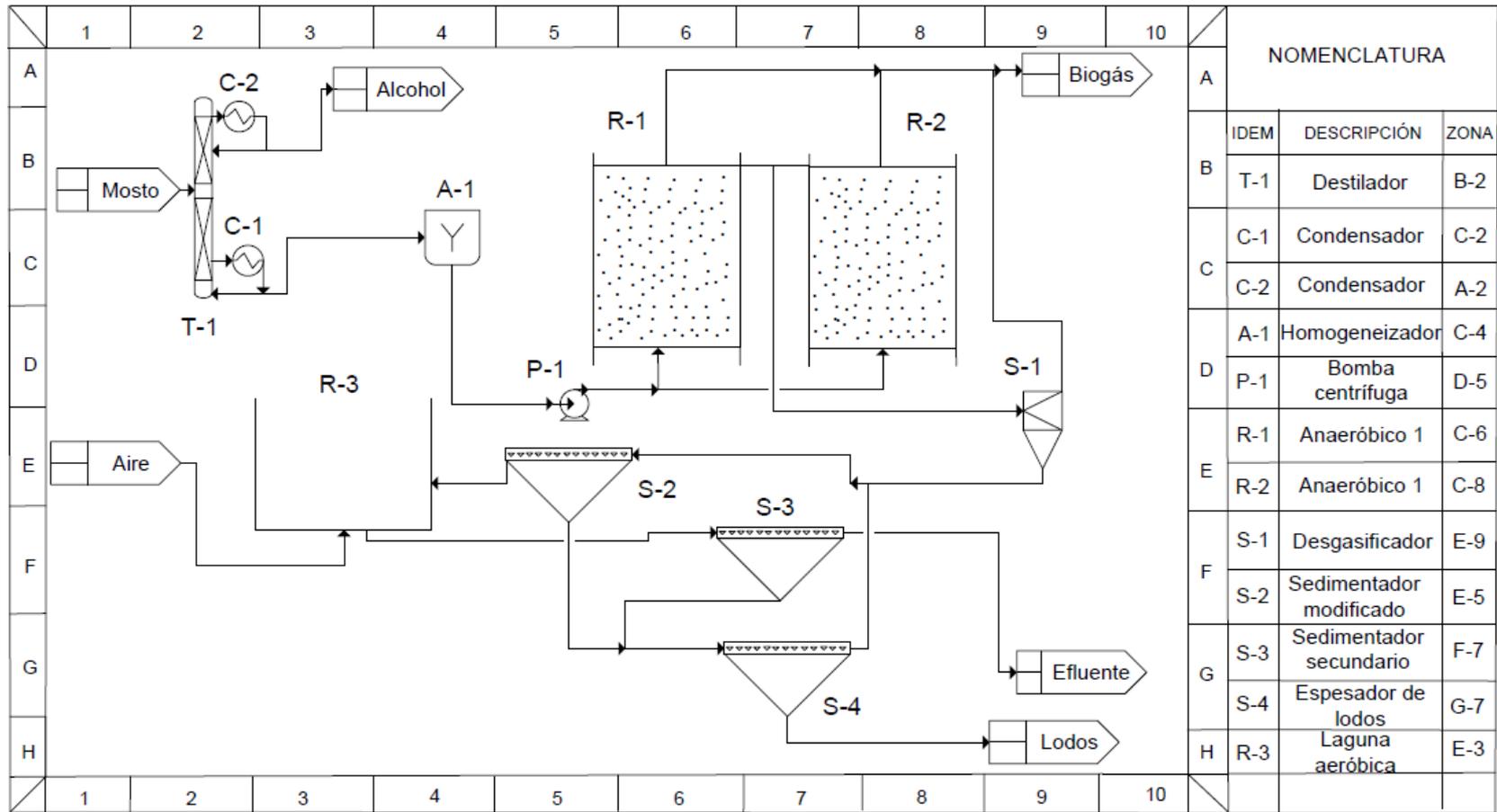


Figura 4.1 Diagrama de los elementos presentes en la actualidad en la planta de tratamiento de efluentes.
(Fuente: Elaboración propia)

La planta de tratamiento además se diseñó con un sistema de espesamiento de lodos y una centrifugación. Se construyó un edificio para albergar los compresores y los sopladores, estos incluyen los compresores de gas, los de recirculación de gas, los de alimentación de gas a los reactores anaeróbicos y los de alimentación de la antorcha de combustión. En el Cuadro 4.2 se presenta las características del efluente a obtener según el diseño original de la planta.

Cuadro 4.2 Características del efluente obtenido en la planta de tratamiento según el diseño original.

Concentración de DBO a la entrada (mg/L)	Concentración de DBO a la salida (mg/L)
15000	150
22500	225
30000	300

4.2 TEMPERATURA DE ENTRADA A LA PLANTA DE TRATAMIENTO

El flujo de agua bruta se diseñó para ser bombeado desde la destilería a la planta de tratamiento, pasando por un sistema de intercambio de calor para enfriar el efluente. La información del diseño original indica que se estableció una reducción en la temperatura del efluente desde 80 °C hasta un rango de (40-50) °C.

El efluente se pone en contacto con lodos recirculados, con lo cual se genera una disminución mayor en su temperatura y esto sumado a la pérdida de calor en las líneas de distribución, se esperaba una temperatura de entrada de los digestores de (32-35) °C.

4.3 MÉTODO DE MEDICIÓN DEL CAUDAL DE ENTRADA.

Para medir el flujo enviado desde la destilería a la planta de tratamiento se utilizaba una tubería del tipo C1 con dimensiones (1,0 x 0,6 x 0,8) m que presentaba un vertedero triangular. El caudal sobre el vertedero se determinó con la medición de la altura del agua en este. El valor del flujo se relacionaba con una tabla de cálculo dada por la empresa constructora.

4.4 CONTROL DE pH

Los controles establecidos en el diseño de la planta de tratamiento establecen que el caudal de entrada pasa por un tanque de control de pH que tiene un volumen de 12 m^3 . En este tanque de control el flujo de entrada se puede combinar con varias corrientes entre las cuales están:

- Fangos anaerobios de retorno
- Fangos aerobios en exceso
- Efluente final tratado
- Sobrenadante del espesador de lodos
- Filtrado de centrifugación

El diagrama del sistema de control de pH del diseño de la planta se observa en la Figura 4.2. Todas estas corrientes tienen la posibilidad de ser recicladas a la entrada de la planta de tratamiento, en el diseño fue previsto la eventual necesidad de reciclar los lodos espesados y un posible vaciado de los digestores anaeróbicos. En el tanque de regulación de pH se utilizó difusores de poliuretano expandido de burbuja fina para mezclar el contenido, estos fueron conectados con dos sopladores con una capacidad unitaria de $32 \text{ m}^3/\text{h}$.

En el diseño se planteó un caudal máximo de bombeo hacia los digestores anaeróbicos, este según el diseño del fabricante se calculó como cuatro veces el caudal medio de trabajo ($21 \text{ m}^3/\text{h}$) es decir $84 \text{ m}^3/\text{h}$. Esto ocasiona que se tenga un tiempo de retención hidráulico mínimo de 8,5 minutos.

Esto indica que en el diseño se estableció un factor de seguridad de 2, ya que el caudal promedio es de $21 \text{ m}^3/\text{h}$ y esto sumado a la recirculación fija de la corriente del sobrenadante proveniente del espesador de lodos y el filtrado de la centrifuga da como resultado $42 \text{ m}^3/\text{h}$ como caudal máximo.

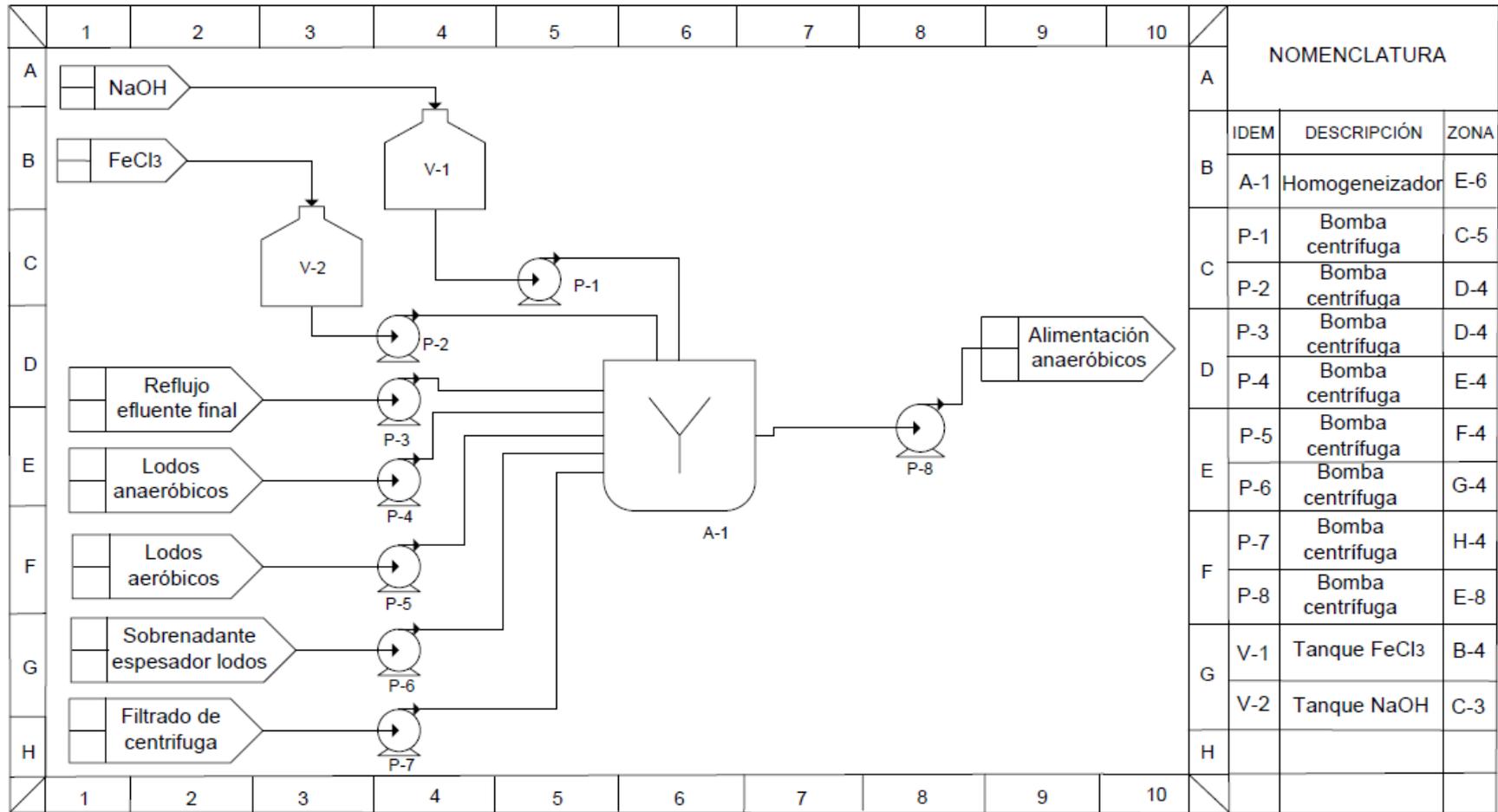


Figura 4.2 Sistema de control de acidez de la planta de tratamiento original.

(Fuente: Elaboración propia)

El reciclo de los lodos anaerobios hacia los digestores se alimenta inicialmente a través del tanque de control de pH, este flujo varía dependiendo de la concentración que se presente en el clarificador primario. El diseño de la planta también incluye la posibilidad de transferir los lodos anaerobios en exceso a los digestores con el fin de regular la concentración de sólidos en los digestores, recircular nutrientes no aprovechados y obtener una mayor cantidad de bacterias. La posibilidad de recircular el agua tratada permite una posible dilución del agua bruta.

Para corregir el pH se diseñó un tanque de almacenamiento de NaOH fabricado de poliéster con fibra de vidrio de 1,5 m³ de capacidad, el NaOH se bombea desde la planta de destilación hacia este tanque. La dosificación de NaOH se da por medio de dos tuberías que permiten el flujo por gravedad hasta el tanque de regulación de pH, estas tuberías se diseñaron con válvulas que permiten regular el flujo de NaOH.

4.5 SISTEMA DE CONTROL DE SULFUROS.

La instalación del sistema consiste en un tanque de poliéster con fibra de vidrio de 10 m³ de capacidad que se instaló de forma adyacente al tanque de regulación de pH, este tanque se diseñó para contener la disolución de FeCl₃, el cual se dosificaba a partir de una válvula de aislamiento y dos bombas dosificadoras de velocidad variable de (0 – 150) L/h para controlar la adición al tanque de regulación. La concentración del cloruro de hierro III disponible en el mercado cuando se diseñó la planta era de 40% (m/m).

El propósito de la utilización de cloruro de hierro III es eliminar los efectos nocivos que tienen los sulfuros ionizados en las bacterias presentes en los digestores anaeróbicos, esto mediante una reacción de reducción-oxidación en la cual el ión Fe³⁺ se reduce a Fe²⁺ y generando sulfuro de hierro II, el cual es insoluble y se puede separar por precipitación.

La empresa encargada del diseño y construcción recomienda para esta etapa una dosificación de 35 L/h de FeCl₃ al 40% para un efluente con una concentración de 700 mg/L de sulfatos.

Es posible una reducción de la dosificación ya las bacterias aclimatadas pueden tolerar hasta 100 mg/L de sulfatos.

4.6 ESTACIÓN DE BOMBEO PRINCIPAL.

El flujo de efluente pasa por el tanque de regulación de pH, posteriormente ingresa a un pozo de bombeo adyacente de dimensiones 4,0 m x 1,8 m x 3,0 m en la cual se alojaron cinco bombas sumergibles centrifugas de tipo 'vortex' con una capacidad unitaria de 7,17 L/s. Estas bombas representadas en la Figura 4.2 (P-8) se colocaron para impulsar el caudal del efluente hacia los reactores anaeróbicos.

En la construcción de la planta de tratamiento se estableció el arranque de cada bomba mediante una boya de nivel máximo por bomba, de manera que a medida que asciende el nivel en el pozo se activa una bomba, cuando el nivel desciende debido a la disminución en el flujo de entrada, una boya ubicada en el nivel mínimo establecido desconecta la totalidad de las bombas.

4.7 DIGESTORES ANAEROBIOS

Los digestores anaeróbicos presentan un diámetro de 20 metros y una altura del líquido de 12 metros. Esto da una capacidad del líquido de 3770 m³ y un volumen total de 7540 m³ tomando en cuenta ambos digestores. Esto origina un tiempo de retención de 15 días tomando el caudal medio del proyecto. La zona de los reactores prevista para la presencia del gas presenta una inclinación en la parte superior de 15°, tiene una capacidad de 280 m³ por reactor, 560 m³ en total. Un diagrama estructural de los digestores anaeróbicos se observa en la Figura 4.3

Los digestores anaeróbicos se alimentan mediante mezcladores de lodos, se diseñaron 4 mezcladores por cada digestor, estos mezcladores se diseñaron con tubería de poliéster y fibra

de vidrio de 0,3 m de diámetro y 13,20 m de longitud, esta se extiende hasta el fondo de los digestores. La tubería alimenta al reactor debajo de un anillo de distribución del gas.

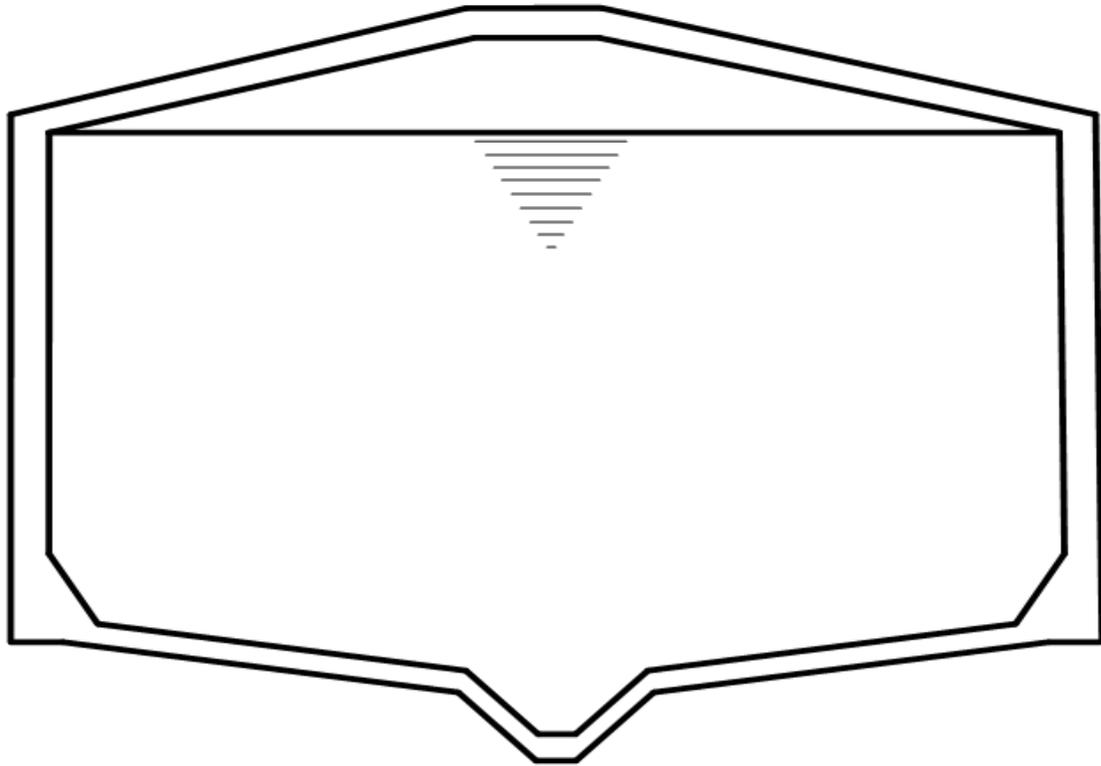


Figura 4.3 Diagrama de la estructura de los digestores anaeróbicos.

(Fuente: Elaboración propia)

El gas que se produce en el proceso de degradación anaeróbico se extrae de cada digestor y se recicla mediante compresores que envían el gas al interior de los digestores por medio de los anillos de distribución de gas de los mezcladores. Los compresores de gas se diseñaron con una capacidad de 340 m³/h cada uno. Se han diseñado los digestores de manera que se consiga un flujo del volumen total de estos cada 4 horas.

Los mezcladores se colocaron en los digestores con recubrimientos de acero desde la superficie hasta una profundidad de 1,25 m en el líquido para ser removidos sin crear una interferencia en el proceso de digestión, de esta forma se evita una pérdida de gas o una

entrada de aire, lo cual puede alterar el comportamiento y la cinética bioquímica de las bacterias anaeróbicas.

En el diseño original de la planta se contempla una concentración de 10 g/L, alrededor de 1%, de sólidos suspendidos para asegurar un tratamiento adecuado. Este valor puede ajustarse por medio de los caudales de recirculación de lodos en exceso de acuerdo a la experiencia que se tenga y los resultados a obtener.

En esta etapa se contempla una reducción del DBO de (75-90)% dependiendo de la concentración del efluente y de la carga total de los digestores, además la producción de gas generado por la disminución del DQO se controlan por medio de válvulas de presión que soportan un máximo de 250 mm de columna de agua.

También se agregaron válvulas de rompimiento de vacío, las cuales se abren a presiones inferiores a -50 mm de agua. El vacío se puede generar debido a la disminución en la producción de gas por la presencia de ácidos volátiles en los digestores. En el diseño original de la planta de tratamiento se espera un volumen de gas máximo de 9000 m³/día con una proporción de 60% de gas metano y 40% de dióxido de carbono. En el diseño se incluyó una poza para la retención de agua de lluvia o fugas, las cuales deben ser bombeadas a la cabeza de la planta de tratamiento.

4.8 DESGASIFICADOR

El desgasificador consiste en una cámara cerrada con 84,3 m³ de capacidad de dimensiones 8,6 m de largo, 2,8 m de ancho y 3,5 m de profundidad máxima de agua dividida en tres secciones. La función de la cámara de desgasificación es remover las burbujas adheridas a las partículas sólidas de los lodos. Estas partículas de gas impiden la adecuada sedimentación de las partículas sólidas en las etapas subsecuentes de separación de fases líquida y sólida.

Además se inhibe temporalmente la producción de gas mediante la inyección de aire mediante un soplador y 36 difusores de burbuja fina, 12 en cada cámara. El aire sobrante junto con el gas residual se extrae y se transfieren a la segunda etapa de tratamiento biológico por medio de degradación aeróbica, se establecieron tres sopladores para este proceso con una capacidad de 720 m³/h cada una.

El tiempo de retención diseñado es de una hora a caudal máximo, lo anterior se consideró la recirculación de lodos y otras corrientes a la cabeza de planta, para procurar una adecuada sedimentación después de la cámara desgasificadora, se diseñó la adición de un polielectrolito floculante en la cámara final del desgasificador, para su operación se añadieron en la planta tres bombas dosificadoras del floculante, una para operar la centrifuga con la cual se recupera el floculante, otra para el desgasificador y una adicional para satisfacer demandas extraordinarias, cada bomba se estableció con una capacidad de 150 L/h.

La concentración que se estableció para la adición del floculante es de 0,6% en peso, se establecieron salidas de ventilación en las cámaras del desgasificador para impedir el aumento de la presión interna, la concentración de esta mezcla de aire-gas residual, tiene una concentración inferior a 0,5% por lo que no representa un riesgo de inflamabilidad. Sin embargo se determinó el riesgo de fallo de los sopladores de aire, si estos fallan se puede dar una acumulación riesgosa de gas metano en las cámaras, para solventar se previó la adición de CO₂ a la cámara de forma manual.

4.9 CLARIFICADOR PRIMARIO

Luego de pasar por la cámara del desgasificador, el efluente pasa por gravedad a un clarificador intermedio de 11,3 m de diámetro para sedimentar los sólidos de los lodos anaeróbicos y para posteriormente enviar el líquido clarificado a la laguna de oxidación aeróbica. Cuenta con un volumen útil de 178 m³ y un tiempo de retención de 2,8 a 8,5 horas para una variación de caudales de (21-63) m³/h. En la Figura 4.4 se muestra el diseño original.

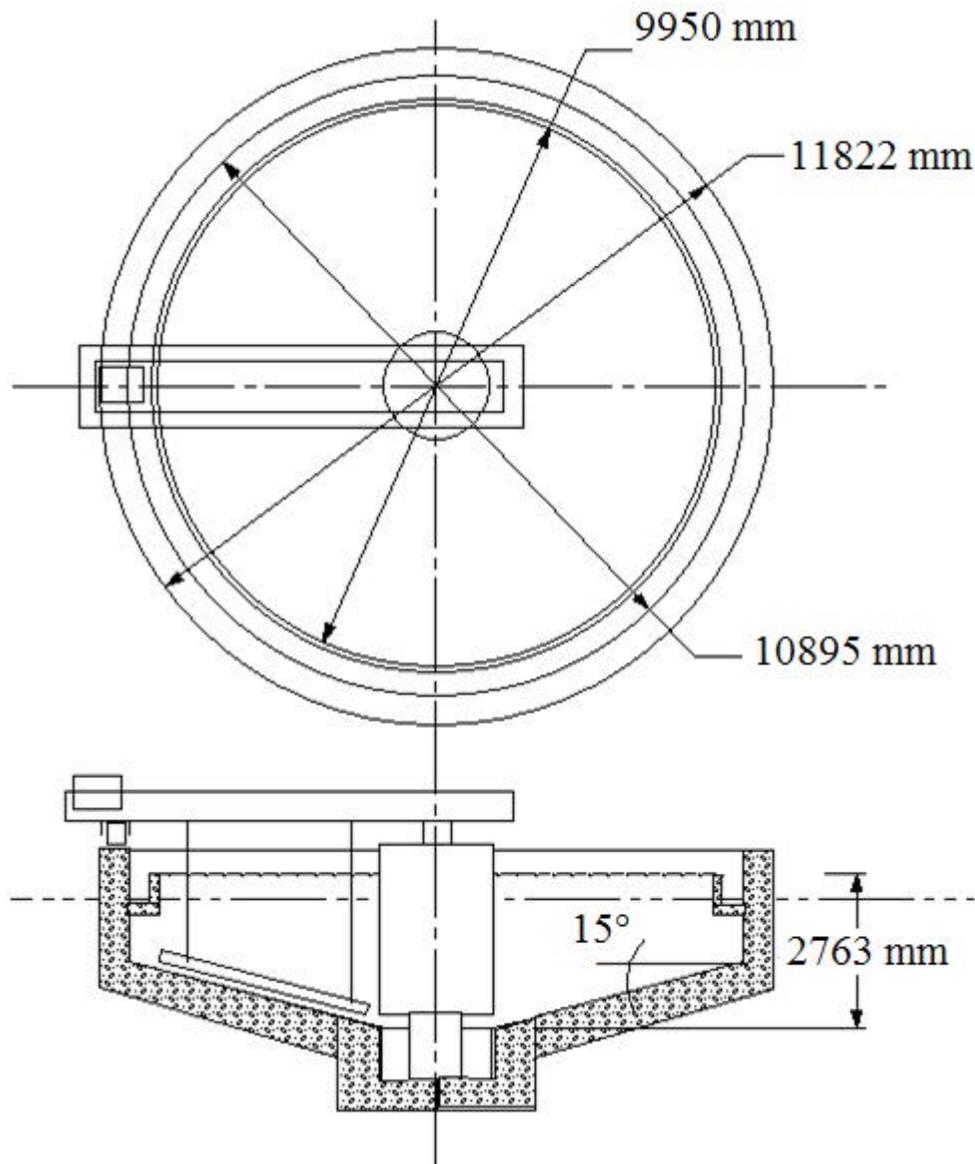


Figura 4.4 Diseño original del sedimentador primario

(Fuente: Elaboración propia)

El tanque del clarificador cuenta con una profundidad lateral de 2,76 m, y una inclinación en el fondo del tanque de aproximadamente 15° que va a dar a una fosa central para recoger los lodos, además se diseñó con un puente “rascador” el cual es accionado y puesto en movimiento por medio de unas ruedas que se apoyan en la parte superior de la pared en el perímetro del tanque.

El caudal entra por la parte central inferior del tanque y se distribuye de forma radial hacia los vertederos periféricos, el rascador gira continuamente alrededor del tanque para arrastrar los lodos hacia la fosa central, además recoge la espuma de la superficie, el líquido clarificado se recoge en el canal perimetral y pasa por gravedad hacia la estación de bombeo para ser enviado a la laguna anaeróbica. Los lodos sedimentados van por presión hidrostática hacia la estación de bombeo en donde se envían a la cámara de regulación de pH y luego a los digestores.

4.10 LAGUNA DE TRATAMIENTO AERÓBICO.

Cuando el efluente tratado anaeróbicamente sale del desgasificador entra a la laguna de tratamiento aeróbico, este se alimenta por dos entradas simétricamente separadas. Además se diseñó un bypass en caso de ser necesario. La laguna tiene un largo de 60,6 m y un ancho de 35,4 m para una superficie de 2145 m².

La profundidad de la laguna es de 4,25 m teniendo en cuenta los taludes en los cuatro lados de la laguna con una inclinación de 28° esta presenta un volumen de 6065 m³. Con estas dimensiones se estableció un tiempo de retención de 12 días aproximadamente. Se diseñó con una concentración esperada de 3000 mg/L de sólidos suspendidos.

Para lograr una buena oxigenación el diseño original planteó la colocación de 6 aireadores de baja velocidad de 40 CV de potencia. Para cada aireador se colocó una plataforma fija que permitía variar la elevación de las paletas con respecto al nivel del líquido, la capacidad de variación de la altura se estableció en ± 15 cm respecto al nivel de la laguna. La cantidad de aireadores se basó en el requerimiento de una concentración constante de (1-2) mg/L de oxígeno disuelto.

Para el funcionamiento se establecieron medidas con poco avance tecnológico como la medición manual de la concentración de oxígeno disuelto, así como temporizadores para manejar el encendido y apagado de los aireadores. Se recomendó utilizar en todo momento al

menos 4 de los 6 aireadores disponibles para asegurar una agitación constante en todas las zonas de la laguna, con un límite mínimo de potencia consumida de 20 W/m^3 . Un diagrama general con las dimensiones de la laguna se observa en la Figura 4.5

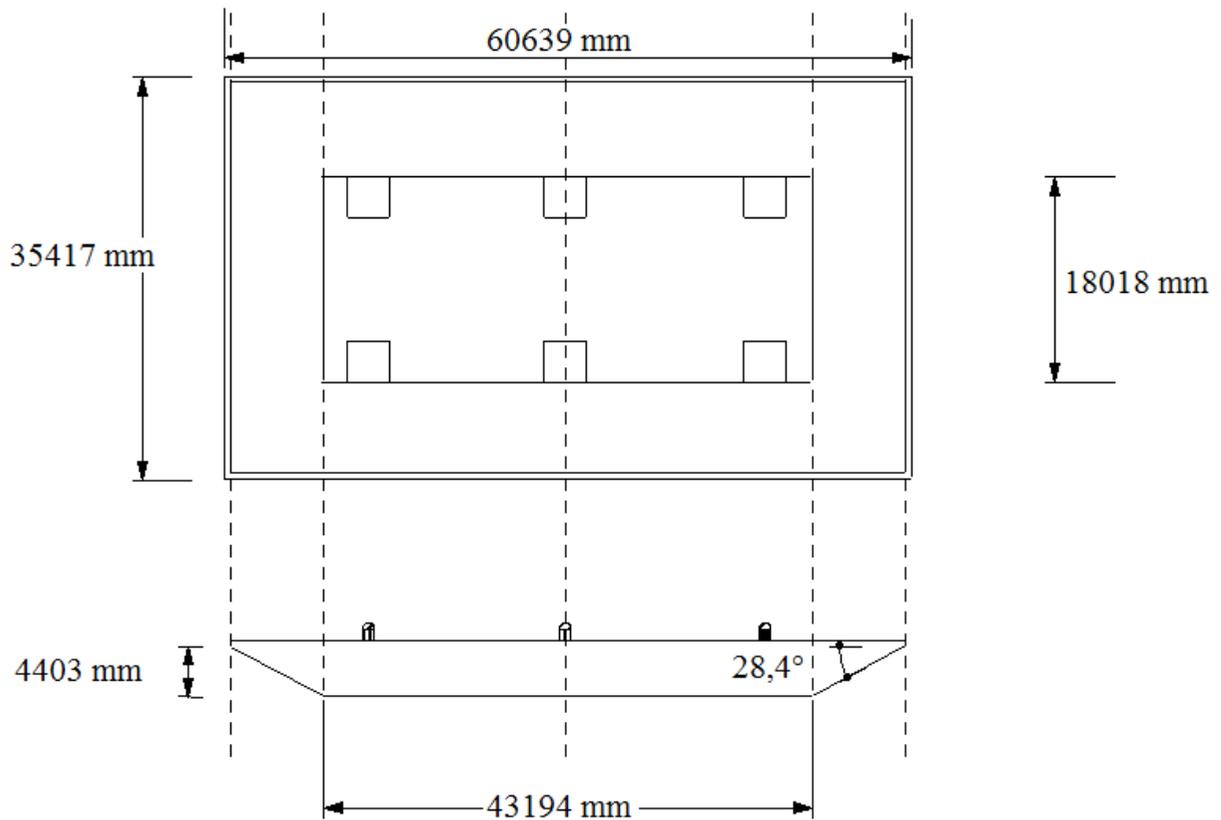


Figura 4.5. Diagrama de la laguna de tratamiento aeróbico.

(Fuente: Elaboración propia)

4.11 CLARIFICADOR FINAL

Luego del paso por la laguna aeróbica el caudal entra al clarificador final, el cual presenta un diseño similar al clarificador primario pero con un tamaño menor, se construyó con un diámetro de 8,71 m, altura lateral de 2,3 m y un volumen de 88 m^3 . Esto permite un tiempo de retención de 4,2 h para caudal medio. Se diseñó con una tubería que recircula al inicio de planta. Se construyó con un rascador que cumple las funciones del establecido para el clarificador primario. Después del paso por el clarificador final se envía el flujo a las bombas para ser llevado al cuerpo de agua. Los lodos sedimentados en el clarificador pasan a la

estación de bombeo para llevarlos a la laguna de nuevo. En la Figura 4.6 se observa un diagrama del diseño original del clarificador final.

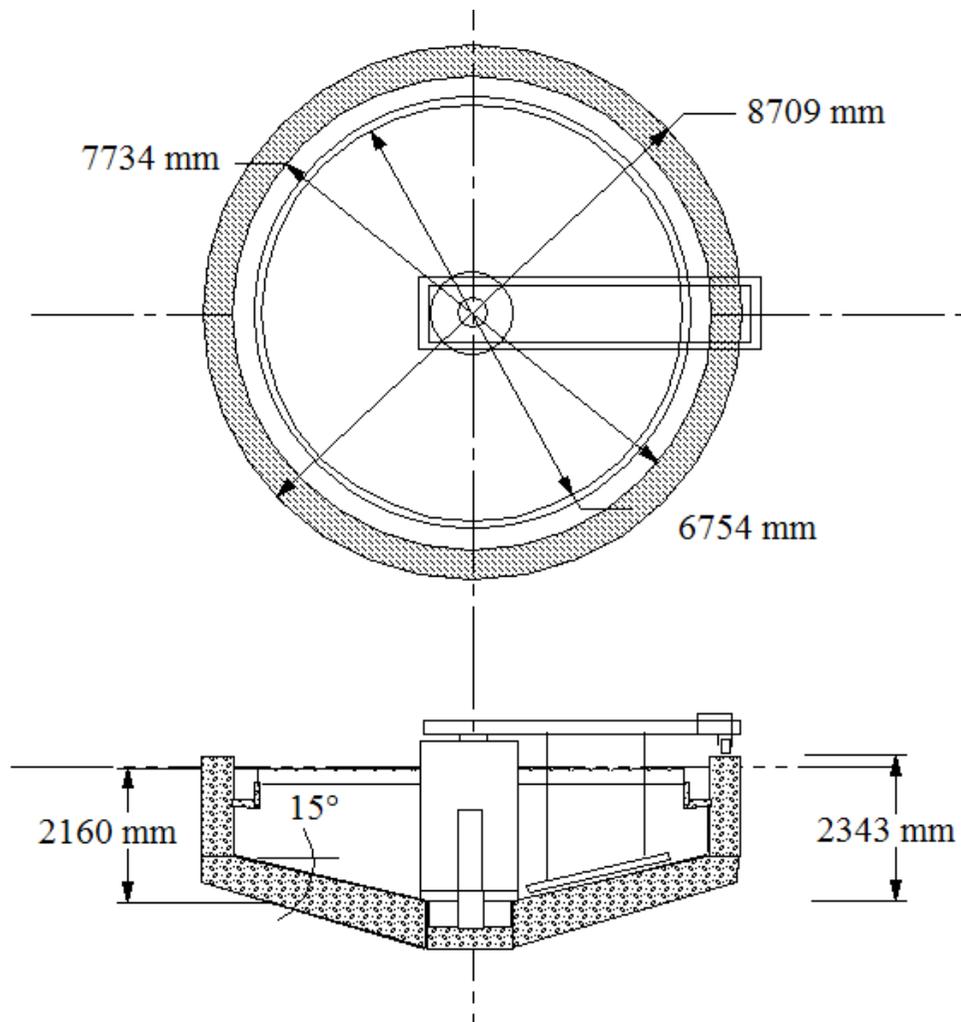


Figura 4.6 Diagrama de clarificador final

(Fuente: Elaboración propia)

4.12 ESPESADOR DE LODOS

El espesador de fangos tiene un diámetro de 15 m, con una profundidad lateral de 4 m, una inclinación de 5° y una fosa central para los lodos, cuenta con un puente rascador de lodos mecánico y un volumen total del 746 m³. En el centro del tanque se ubicó la entrada de los fangos en exceso, la separación de las fases se produce gradualmente y el líquido

sobrenadante pasa por un vertero en el perímetro del tanque, este caudal se bombea hacia el inicio de la planta de tratamiento es decir al sistema de regulación de pH.

4.13 ESTADO ACTUAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

La planta de tratamiento de efluentes cuenta con más de 30 años de operación, por consiguiente muchas de las unidades principales presentan daños, otras han sufrido cambios y las herramientas tecnológicas son obsoletas. Entre la revisión de la planta de tratamiento se evaluó el estado actual de los siguientes elementos

- Operaciones unitarias principales
- Tuberías
- Bombas y motores eléctricos
- Contenedores secundarios
- Sensores y tecnología de control automático

4.14 ESTADO ACTUAL DE LAS OPERACIONES UNITARIAS PRINCIPALES

En 1993 se dio el principal rediseño de la planta de tratamiento, el cual consistió en transformar el espesador de lodos de 746 m³ en un tipo de reactor anaeróbico basado en la tecnología de los reactores UASB, el cambio de diseño no dio resultado que se esperaba en la época por lo que la modificación logró inutilizar el sedimentador, un diagrama de la vista de un corte lateral del diseño del sedimentador modificado a UASB se observa en la Figura 4.7

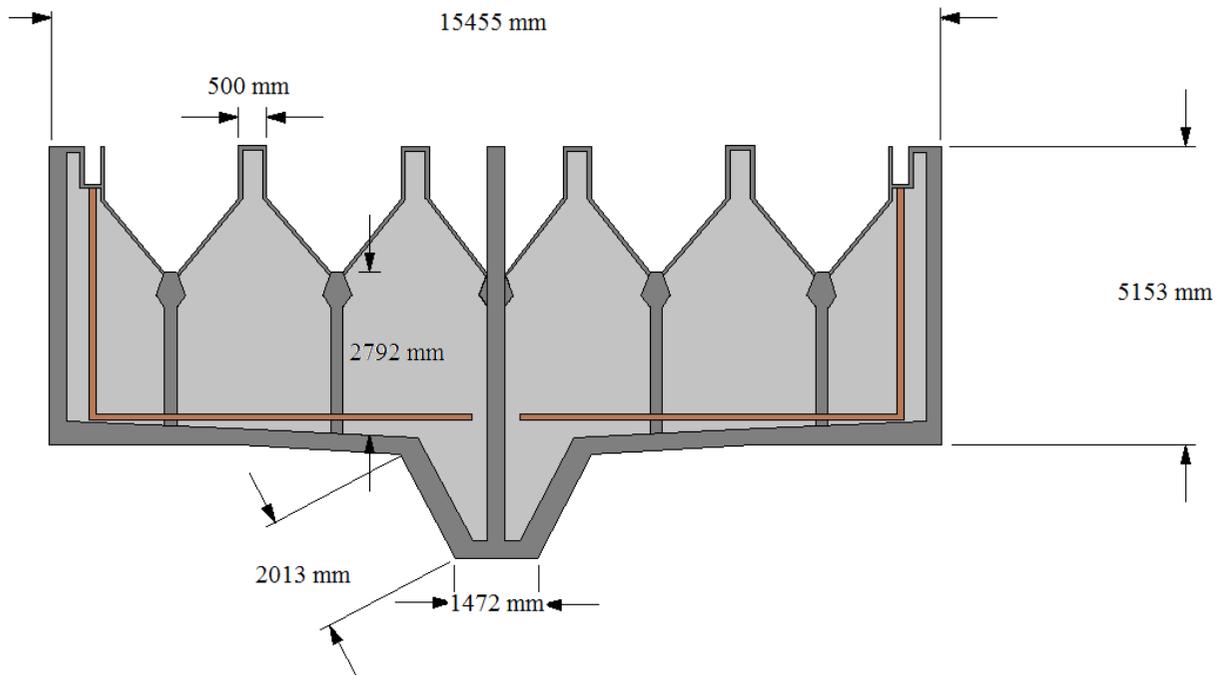


Figura 4.7 Vista lateral del sedimentador modificado a UASB

(Fuente: Elaboración propia)

En la Figura anterior se observan algunas de las modificaciones más importantes que sufrió el sedimentador, entre las cuales está la construcción de las campanas de retención de gas, las cuales según el diseño de los reactores UASB sirven para separar la fase líquida de la gaseosa para impedir el flujo del biogás a las siguientes etapas del proceso, además se añadió una tubería de entrada que deposita el flujo en el fondo del tanque y lo distribuye, esto con el fin de generar un flujo ascendente y un flujo hidráulico de “tapón” que permite el adecuado tratamiento de la carga contaminante.

En la Figura 4.8 se observa la vista superior del espesador de lodos, (sedimentador) modificado a UASB, de acuerdo con el tamaño del reactor y con el caudal promedio se obtiene un tiempo de retención de 35 horas, lo cual es muy poco para un tratamiento biológico secundario, por lo que se desconoce la razón por la cual se diseñó este reactor utilizando la infraestructura de un sedimentador. No existen documentos detallando el diseño ni las muestras de cálculo correspondientes para verificar su posible utilidad.

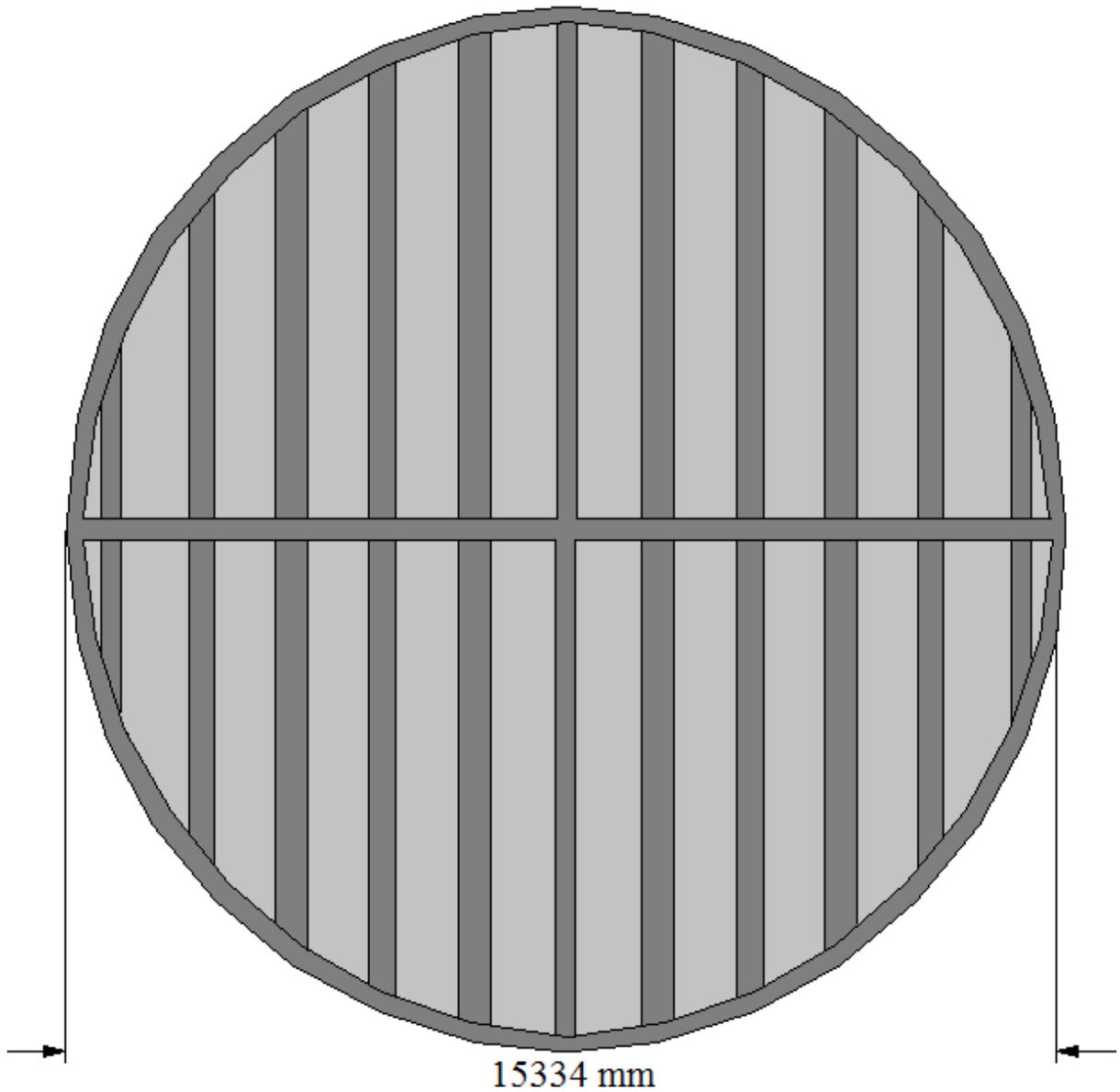


Figura 4.8 Vista superior del sedimentador modificado a UASB

(Fuente: Elaboración propia)

Además de este cambio importante en el diseño de esta unidad, las demás unidades no han sufrido transformaciones de diseño, el problema que presentan es el abandono por más de 30 años. Los reactores anaeróbicos tienen el mismo diseño, sin embargo presentan problemas de fugas de líquidos lo cual impide su funcionamiento.

La laguna de aireación presenta problemas en los aireadores debido a que han sido desmantelados o no existen, la estructura se mantiene estable. Además sufrió una modificación menor, debido a que en algún momento se diseñó una tubería metálica en forma ondulada sobre una de las paredes laterales inclinadas de la laguna de aireación.

Esta tubería se diseñó aparentemente como un intercambiador de calor entre las vinazas y el líquido de la laguna. Esta modificación resulta inadecuada, debido a que la temperatura de salida de las vinazas es de aproximadamente 90 °C y este intercambio calórico con el agua de la laguna de aireación provoca que las bacterias mueran y no se pueda dar la oxidación de la materia orgánica.

Tanto el sedimentador primario como el secundario presentan problemas con las tuberías de entrada y de salida, además los rascadores están inservibles y oxidados por lo que no pueden ser utilizados, la estructura se mantiene estable sin embargo no se han realizado pruebas de filtraciones a través de las paredes para evaluar si requieren algún tipo de sellado.

4.15 ESTADO ACTUAL DE LAS TUBERIAS, MOTORES Y OTROS ELEMENTOS SECUNDARIOS.

La tubería utilizada en la construcción original de la planta de tratamiento de efluentes, presenta serios daños en la mayor parte de la planta, algunas secciones son inexistentes y otras porciones de tubería generan confusión sobre su utilidad. Las secciones de tubería que todavía existen presentan el inconveniente de que tienen asbestos en el material de recubrimiento, el uso de este material en las tuberías fue prohibido por ser un material con riesgo a la salud por tener componentes cancerígenos.

En resumen no existe ninguna sección de tubería que permita su uso. En la evaluación de las bombas requeridas se investigó la existencia en el diseño original y su estado actual se muestra en el Cuadro 4.3.

Cuadro 4.3 Bombas establecidas en el sistema de tratamiento original y su estado actual

Unidad	Capacidad (m ³ /h)	Estado
Bomba dosificadora de NaOH	8,6	Inexistente
Bomba dosificadora de FeCl ₃	3,6	Inexistente
Bomba de circulación del caudal acondicionado	25,7	Inservible
Bomba de agua del sedimentador primario	25,7	Inexistente
Bomba de agua sumergible del sedimentador secundario	25,7	Inexistente
Bombas de lodos del espesador	14,5	Alto deterioro

Además del efluente, la planta cuenta en su diseño original con una serie de compresores, sopladores y otros motores eléctricos, se revisó el diseño original y se inspeccionó en la planta de tratamiento el estado de estos equipos, esto se detalla en el Cuadro 4.4

Cuadro 4.4 Equipos de trasiego de gases y otros motores eléctricos

Unidad	Capacidad (m ³ /h)	Estado
Sopladores de aire en el acondicionamiento del caudal	35 m ³ /h	Inservibles
Sopladores de aire	720 m ³ /h	Inservibles
Sopladores de biogás	375 m ³ /h	Inservibles
Compresores de biogás	340 m ³ /h a 1,4 kg/cm ²	Inservibles
Motor del Puente Rascador del sedimentador primario	0,5 Cv	Estructura recuperable
Motor del Puente Rascador del sedimentador secundario	0,2 Cv	Estructura recuperable
Motor del Puente Rascador del espesador de lodos	1,0 Cv	Inexistente
Aireadores de la laguna	40 Cv	Inservibles

Para el acondicionamiento del caudal crudo se requieren tanques para contener las sustancias, el tanque contenedor de FeCl₃ se diseñó con una capacidad de 10 m³ el cual está en estado inservible. El contenedor del NaOH se diseñó con una capacidad de 10 m³ pero este no existe en la actualidad. Otro elemento inservible es la antorcha que se requiere para la combustión

de los gases producidos por la degradación de la materia orgánica en el sistema de tratamiento biológico.

Otra de las observaciones es que el sistema de control de proceso diseñado originalmente es una tecnología obsoleta, por lo que no se puede utilizar ese diseño además los equipos utilizados originalmente están dañados o inexistentes. Se requiere diseñar un sistema de control automático moderno, se deben revisar los lazos de control y las tecnologías existentes para plantas de tratamiento de efluentes.

CAPÍTULO 5

DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE VINAZAS A ESCALA.

Cuando se diseñó la planta de tratamiento de efluentes de FANAL se tomaron parámetros de diseño que establecían el porcentaje de reducción de los contaminantes presentes en las vinazas. Es decir se tomó como base de cálculo la cantidad de DQO en el efluente y el porcentaje de reducción de DQO que ofrece cada una de las etapas del proceso de tratamiento. Estas etapas fueron tomadas por la empresa encargada del proceso de consultoría para reactivar la planta de tratamiento.

5.1 DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO

No existe ningún estudio realizado en FANAL que permita asegurar el porcentaje de reducción de la carga orgánica tal y como asegura en el diseño original y la empresa consultora, por lo que este estudio tiene el objetivo de verificar si estos porcentajes de reducción establecidos se cumplen, además se pretende establecer recomendaciones a partir de la experiencia generada con la utilización de la planta piloto. La base de cálculo tomada y los porcentajes de reducción del DQO en cada etapa se observan en el Cuadro 5.1

Cuadro 5.1 Etapas de reducción de DQO del efluente en la planta de tratamiento.

Etapa	Porcentaje de reducción de DQO (%)	DQO (ppm)
Entrada	-	100000
Tratamiento primario	5	95000
Anaeróbico	75	23750
Aeróbico	97	1187,5

En el Cuadro 5.1 se muestran las principales etapas de la planta de tratamiento y los porcentajes esperados de reducción del DQO, se observa que aún considerando que se cumpla la eficiencia en cada etapa, el efluente continua con una carga orgánica alta, superior a 1000 ppm, lo cual no permite el cumplimiento de la legislación nacional, el cual indica que el

efluente debe tener un DQO inferior a 500 ppm. Además se tomó como base de cálculo una carga orgánica inicial de 100000 ppm, la cual es un valor promedio de varias fuentes en las que indican un rango de DQO de (80000 - 120000) ppm.

Para verificar los datos de los porcentajes de reducción de DQO en la planta de tratamiento se diseñó un experimento para evaluar la capacidad de los equipos existentes para metabolizar la carga orgánica existente. En la Figura 5.1 se observa un diagrama de las etapas del proceso de producción de alcohol y el tratamiento de la vinaza.

El experimento consiste en diseñar una planta piloto que permita realizar el proceso industrial en escala, de modo que se puedan obtener resultados representativos y que se tenga facilidad para su construcción y operación.



Figura 5.1 Esquema de las etapas de la planta piloto de tratamiento de vinazas

(Fuente: Elaboración propia)

Para poder obtener un proceso representativo y con facilidad de operación, se tomó como base de cálculo la producción de 1 Litro de alcohol por día; para poder representar las etapas de tratamiento, se tomó como parámetro el tiempo de retención hidráulica de cada una de las etapas presentes.

De acuerdo con los estudios realizados en los procesos fermentativos, se puede esperar una producción de 14 L de vinazas por cada litro de alcohol, por lo que se pretende obtener esa cantidad de fluido por cada día de operación.

5.2 FERMENTACIÓN

El proceso de fermentación de melazas consiste en una reacción bioquímica en la cual un organismo transforma la materia en otra, en este caso la levadura *Saccharomyces Cerevisiae* transforma los azúcares reductores presentes en la melaza en moléculas de alcohol etílico y CO₂. En el caso de la planta piloto, se estableció la fermentación de melaza como la primera etapa del proceso, ya que al iniciar desde esta etapa permite tener una visión global del proceso de tratamiento de vinaza.

En los procesos de fermentación industrial se pueden encontrar operaciones que inician desde la etapa de propagación de levaduras y otras etapas en las que se añade la cantidad necesaria de levadura para realizar la fermentación de la melaza. La propagación de levadura es un proceso en el cual se añade una escasa cantidad de levadura en la melaza diluida y preparada con nutrientes (mosto) en condiciones en las cuales permite el crecimiento de la biomasa, es decir, se aprovecha la energía de los azúcares para reproducción celular y en menor medida para la obtención de alcohol.

Las condiciones requeridas para obtener una reproducción celular en la fermentación dependen de la acidez, temperatura y presencia de oxígeno en el fermento. El otro método de fermentación consiste en añadir la totalidad de la levadura requerida para realizar la fermentación. La ventaja de realizar la fermentación por medio de la propagación es que permite disminuir costos por la compra de la levadura, ya que esta se reproduce, sin embargo genera un mayor tiempo en el proceso y el uso de reactivos adicionales.

Para el diseño de la planta piloto se determinó el uso de la fermentación por propagación, esto se consideró debido al posible uso de este procedimiento por parte de FANAL a nivel industrial. En el Cuadro 5.2 se muestran las etapas diseñadas para el proceso de fermentación por medio de la propagación de levaduras. Se establecieron tres etapas para la fermentación ya que permite tener un mejor manejo de los recursos disponibles.

Cuadro 5.2 Condiciones de las etapas en el proceso fermentativo por medio de la propagación de levadura.

Etapa	Concentración del mosto (°B)	Presencia de oxígeno	Volumen final (L)	Nutrientes o reactivos
1	10	Aeróbico	0,1	-
2	22	Aeróbico	1	Ácido sulfúrico Nutrientes
3	22	Anaeróbico	15	Ácido sulfúrico Nutrientes

Las etapas se realizaron con una duración de un día por cada una de las etapas, al cuarto día de operación se tenía el mosto fermentado y listo para pasar a la siguiente etapa en el proceso el cual es la separación de los compuestos ligeros de los compuestos pesados por medio de una evaporación simple.

En la Figura 5.2 se observa el proceso de fermentación de la melaza utilizado para el experimento, en esta etapa se observa el proceso de fermentación del mosto el cual se utilizó para alimentar los reactores anaeróbicos.



Figura 5.2 Proceso de Fermentación de melaza

5.3 EVAPORACIÓN

En esta etapa se utilizó una evaporación simple con el objetivo de separar los componentes más volátiles de los componentes pesados, especialmente para separar el alcohol producido, ya que es el producto de interés comercial, además su presencia inhibe a los microorganismos encargados de metabolizar la carga orgánica en las etapas posteriores de tratamiento (Henze, 2002)

Para determinar el tiempo de evaporación se utiliza como referencia el punto de ebullición del etanol, el cual es de 78,4°C a 1 atm, por lo tanto la finalización de la etapa de evaporación corresponde al instante en que se sobrepase esta temperatura y se alcance una temperatura cercana al punto de ebullición del agua, ya que es el compuesto más volátil y con mayor porcentaje en la mezcla.

5.4 ACONDICIONAMIENTO

Una vez finalizada la etapa de evaporación, se dejó al efluente enfriar por un día y se trató con NaOH para neutralizar la acidez de la vinaza. Se requiere de un efluente con un pH entre 6 y 8 ya que la acidez puede inhibir el metabolismo de las bacterias anaeróbicas de la etapa posterior.

5.5 TRATAMIENTO ANAERÓBICO DE LA VINAZA

Luego de la etapa de acondicionamiento del efluente, se procede a la etapa de tratamiento anaeróbico, debido a la presencia de dos reactores anaeróbicos en la planta de tratamiento de efluentes, se diseñó la planta piloto de la misma manera. Para poder calcular la capacidad de los reactores se tomó como base de cálculo el tiempo de retención hidráulico el flujo de entrada de los reactores corresponde a 14 L/día.

Para construir los reactores se eligió utilizar estañones de plástico con capacidad aproximada de 0,2 m³, estos estañones tienen un diámetro de 54,5 cm por lo que se requiere calcular la altura necesaria para construir los reactores de acuerdo a la capacidad de diseño. Los valores

de la capacidad de los reactores anaeróbicos industriales y los tiempos de retención hidráulicos se muestran en el Cuadro 5.3.

Cuadro 5.3 Parámetros hidráulicos de los reactores anaeróbicos a nivel industrial

Medición	Reactor Anaerobio 1	Reactor Anaerobio 2
Capacidad Reactor Industrial (m ³)	3500	3500
Flujo industrial (m ³ /día)	250	250
Tiempo de residencia (día)	14	14

Con el valor del tiempo de residencia establecido a nivel industrial, se puede tomar este valor como factor de escalamiento para obtener la altura necesaria en el reactor UASB a nivel de planta piloto, los valores del flujo volumétrico, el volumen de los reactores UASB y la altura del líquido se muestran en el Cuadro 5.4

El tiempo de residencia hidráulico es un adecuado parámetro de escalamiento ya que permite simular el comportamiento hidráulico de la planta de tratamiento industrial utilizando una planta piloto. Este parámetro establece el tiempo en el cual el efluente está en contacto con los microorganismos en la etapa anaeróbica, además del tiempo que el efluente se expone a la aireación en la laguna de tratamiento aeróbico.

Cuadro 5.4 Parámetros hidráulicos de los reactores anaeróbicos de la planta piloto

Medición	Reactor Anaerobio 1	Reactor Anaerobio 2
Flujo volumétrico (m ³ /día)	0,007	0,007
Capacidad Reactor UASB (m ³)	0,098	0,098
Altura del líquido (m)	0,42	0,42

Con la capacidad de los reactores anaeróbicos establecidos y con las condiciones apropiadas de temperatura y acidez en el efluente, este se encuentra listo para entrar en contacto con las bacterias anaeróbicas e iniciar el proceso de degradación de la materia orgánica.

5.6 TRATAMIENTO AERÓBICO DE LA VINAZA

Una vez finalizada la etapa anaeróbica, el efluente pasa a la etapa de tratamiento aeróbico, para determinar el volumen del reactor aeróbico se utiliza como factor de escalamiento el tiempo de retención hidráulico en la laguna de tratamiento aeróbico de la planta a nivel industrial, los parámetros hidráulicos del reactor industrial se muestran en el cuadro 5.5

El tiempo de retención en la etapa aeróbica es de 12,8 días, por lo que se requiere que en la planta piloto se obtenga el mismo tiempo de retención hidráulico, debido a que el tiempo de contacto entre la materia orgánica y las bacterias se tiene que mantener igual con el fin de que las mediciones en la planta piloto resulten representativas.

Cuadro 5.5 Parámetros hidráulicos del reactor aeróbico industrial

Medición	Reactor Industrial
Capacidad (m ³)	6400
Flujo (m ³ /día)	500
Tiempo de retención hidráulico (día)	12,8

Con el tiempo de retención hidráulico calculado, se obtiene el valor de la capacidad requerida en la planta piloto además se calcula la altura del líquido en el reactor de acuerdo a su diámetro. Estos valores se establecen en el Cuadro 5.6. Debido a que la eficiencia de la laguna aeróbica depende de la concentración de oxígeno en el efluente se requiere de una adecuada aireación para equipar las condiciones de la laguna aeróbica industrial y la de la planta piloto. Por lo tanto, si se asegura una adecuada transferencia de oxígeno en la planta piloto, se puede considerar este parámetro equivalente con respecto al proceso industrial (Metcalf, 2004).

Cuadro 5.6 Parámetros hidráulicos del reactor aeróbico a nivel de planta piloto

Medición	Reactor Industrial
Flujo (m ³ /día)	0,014
Capacidad (m ³)	0,179
Altura del líquido (m)	0,77

5.7 DESCRIPCIÓN DEL FLUJO EN LA PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO DE VINAZAS

En la Figura 5.3 se observa el diagrama de la colocación de los equipos necesarios para construir la planta de tratamiento de vinazas a escala. En este diagrama no se incluye la etapa de fermentación ni la etapa de evaporación con el objetivo de hacer énfasis en el tratamiento del efluente.

El efluente entra por el homogeneizador el cual regula el flujo de entrada al sistema. Una vez regulado el flujo, la vinaza entra a los reactores anaeróbicos, mediante una configuración simétrica en la tubería se divide el flujo en dos para enviar las vinazas a los reactores de manera paralela.

Cuando la vinaza ingresa por el fondo de los reactores, este asciende hasta la primera salida, la cual es una salida de recirculación, esta salida conduce a la vinaza a un tanque de recirculación en la cual se encuentra una bomba sumergida la que impulsa la vinaza hasta el homogeneizador para ingresar de nuevo a los reactores anaeróbicos.

Cuando el tiempo establecido de retención en la etapa anaeróbica se cumple, se cierran las válvulas que conducen al tanque de recirculación para que la vinaza alcance la segunda salida, la cual envía el flujo hasta la etapa aeróbica por medio de la gravedad y en esta etapa finaliza el tratamiento del efluente.

5.8 TANQUE HOMOGENEIZADOR DEL EFLUENTE

Una vez establecido la capacidad de los reactores y las características adicionales de cada una de las etapas del proceso, se requiere incluir varios elementos que permitan conectar el proceso, estos elementos tales como tuberías y otros contenedores se describen a continuación.

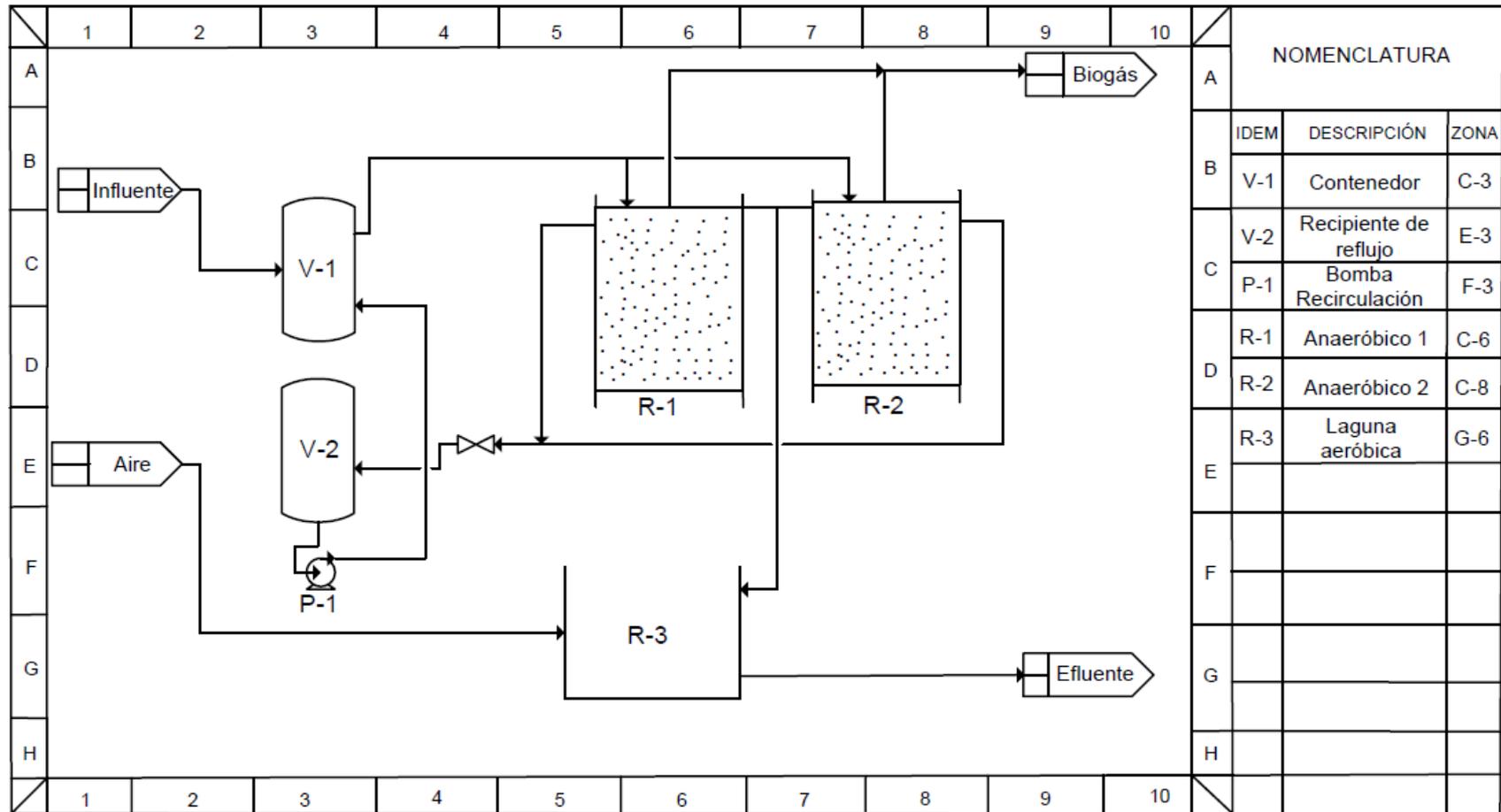


Figura 5.3 Diagrama de la etapa anaeróbica del tratamiento de vinazas

(Fuente: Elaboración propia)

El efluente requiere un contenedor que permita regular el flujo de entrada a los reactores anaeróbicos, este se denomina homogeneizador y se estableció un contenedor plástico de 5 galones de capacidad para esta función, el homogeneizador se coloca a una altura superior de los reactores anaeróbicos para trasportar el flujo por gravedad y evitar el uso de una bomba para regular este flujo. Se colocó una válvula reguladora a la salida del homogeneizador.

5.9 ELEMENTOS INTERNOS EN EL DISEÑO DE LOS REACTORES UASB

Una vez regulado el flujo, este se distribuye de manera uniforme hacia los dos reactores UASB, el efluente se trasporta por gravedad desde el homogeneizador hacia los UASB, los cuales tienen la entrada del flujo en el fondo para permitir el flujo ascendente, además se diseñó un sistema de distribución de flujo en el fondo de los reactores para obtener un flujo ascendente y uniforme, el sistema de distribución se observa en la Figura 5.4



Figura 5.4 Sistema de distribución de flujo de los reactores UASB

Una vez dentro de los reactores, el efluente asciende hasta alcanzar la salida de recirculación, esta cuenta con válvulas, las cuales permiten la recirculación del efluente en caso de estar abiertas. En caso de estar cerradas, el efluente en ascenso alcanza la salida hacia la etapa aeróbica, en este caso debido a la ubicación de la etapa aeróbica en un nivel inferior no resulta necesario la colocación de una bomba.

Durante el ascenso del efluente se produce biogás, el cual debe ser almacenado y evitar su fuga al medio ambiente, para evitar la salida del gas durante la recirculación del efluente o durante el flujo a la etapa aeróbica se diseñaron flotadores que permiten la salida del líquido pero que impiden el paso del biogás. En la Figura 5.5 se observan los flotadores utilizados para esta función.



Figura 5.5 Flotador para la salida de los reactores UASB

5.10 ELECCIÓN DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN

Para la recirculación es necesario añadir una bomba que permita transportar el flujo al homogeneizador nuevamente. La posibilidad de recircular el efluente presenta una variable de operación que permite tener la posibilidad de obtener mejores resultados en la metabolización de la carga orgánica. Para determinar la bomba requerida para realizar la recirculación del efluente se debe establecer en primer lugar el flujo volumétrico de operación.

Para poder obtener resultados satisfactorios en la etapa anaeróbica es necesario tener un flujo ascendente con una velocidad determinada que permita fluidizar los cúmulos bacterianos anaeróbicos, esto conlleva a que la materia orgánica entre en contacto con las bacterias y permita ser metabolizado. La velocidad de ascenso en los reactores UASB se encuentra en un rango de (1,5-2,0) m/h (Metcalf, 2004).

Una velocidad de ascenso alta en los reactores UASB tiene la desventaja de que puede existir pérdida de los cúmulos de bacterias anaeróbicas debido al arrastre ocasionado, por el otro lado

una velocidad baja de ascenso impide una adecuada fluidización de las bacterias por lo que no ocurre la degradación de la materia orgánica. Debido a la alta dificultad de la formación de los cúmulos bacterianos se prefiere evitar la pérdida de estos por el arrastre, por lo que se decide utilizar una velocidad de ascenso de 1,5 m/h.

Una vez definida la velocidad de ascenso necesaria para la operación de los reactores UASB, se procede a establecer el flujo volumétrico necesario en el sistema, los valores de las dimensiones del UASB y el flujo volumétrico se muestran en el Cuadro 5.7

Se cuenta con una bomba sumergible de 10 W que permite un flujo máximo de 11,5 L/min con una cabeza máxima de 1,20 m. Debido a que el flujo requerido es de 5,83 L/min y el homogeneizador se encuentra a 0,95 m de altura con respecto al tanque de recirculación se decide utilizar esta bomba para recircular el efluente.

Cuadro 5.7 Dimensiones del UASB y flujo volumétrico establecido

Medición	Valor
Diámetro del UASB (m)	0,545
Área del UASB (m ²)	0,233
Altura del UASB (m)	0,420
Velocidad de ascenso (m/h)	1,500
Flujo volumétrico (m ³ /h)	0,349
Flujo volumétrico (L/min)	5,829

5.11 ELECCIÓN DEL TIPO DE TUBERÍA Y DE SU DIAMÉTRIO INTERNO.

Además es necesario establecer el diámetro de la tubería utilizada, debido a que la temperatura del efluente no supera los 30 °C se puede utilizar tubería de PVC lo cual facilita su adquisición y manejo en la etapa de construcción, en el mercado se encuentra tubería de

PVC de 0,25 in, 0,5 in y de 1,0 in. Debido a las pérdidas de energía por fricción y a la formación de corrientes de alta turbulencia, se recomienda una velocidad lineal en las tuberías de (1-2) m/s. La velocidad lineal para cada diámetro interno de tubería debido al flujo volumétrico de 5,83 L/min se observan en el Cuadro 5.8

Cuadro 5.8 Velocidad lineal de flujo en cada tubería de acuerdo a su diámetro

Diámetro (in)	Velocidad (m/s)
0,25	3,07
0,50	0,77
1,00	0,19

Reconociendo los valores de la velocidad lineal en cada tubería, se elige trabajar con tubería de PVC con diámetro interno de 0,5 in, ya que presenta una velocidad que reduce las pérdidas por fricción dentro del sistema.

5.12 PRODUCCIÓN Y ALMACENAMIENTO DEL BIOGÁS

Cuando se estabiliza el proceso de tratamiento de efluentes, se genera una gran cantidad de biogás, el cual debe ser almacenado para su posterior aprovechamiento. El gas no puede ser liberado a la atmósfera ya que el metano es un gas de efecto invernadero, en caso de no poder aprovechar la energía del biogás este se debe quemar. Para almacenar el gas en la planta piloto se colocó un neumático el cual permite evaluar la cantidad de gas que se ha producido. En el Cuadro 5.9 se observa la cantidad de biogás esperada de acuerdo a los valores teóricos (Metcalf, 2004).

Cuadro 5.9 Cantidad de biogás esperado según los parámetros teóricos

Propiedad	Valor
Producción de metano teórica / (m ³ /kg DQO)	0,35
DQO del efluente / (kg DQO/m ³)	100
Flujo / (m ³ /día)	0,014
DQO diario / (1,4 kg DQO/día)	1,4
Producción de metano / (m ³ /día)	0,49
Fracción teórica de metano en el biogás	0,65
Producción de biogás diario / (m ³ /día)	0,75

Para evaluar la producción de gas, se colocó un neumático de automóvil, el cual permite saber si se está dando la reacción de degradación de la materia orgánica, una vez que inicie la producción de gas en cada reactor UASB, el gas producido empezará a inflar el neumático.

Cuando el neumático tenga suficiente cantidad de biogás, se podrá iniciar la combustión de este mediante un mechero conectado a la tubería del gas. Con este elemento se finaliza el diseño de la planta piloto de tratamiento de vinazas.

5.13 CONSTRUCCIÓN DE LA PLANTA PILOTO

Una vez establecido el diseño de la planta piloto se procedió a buscar los materiales para construirla. Dependiendo de la etapa se requirió de diferentes tipos de material, para la etapa de fermentación se utilizó materiales del laboratorio de Calidad de FANAL como probetas, beakers, agitadores y balanza, además se adquirió levaduras y cubetas de 5 galones para contener las tandas de mosto fermentado. Para la etapa de evaporación se utilizó una plantilla y un contenedor metálico.

Para la etapa anaeróbica y aeróbica se utilizaron barriles de 200 L, tuberías de PVC y una bomba facilitada por FANAL, además se obtuvo lodos provenientes de un reactor UASB

ubicado en Naranjo de Alajuela, estos lodos fueron facilitados por la empresa Coopronaranjo. En la Figura 5.6 se observa la planta de tratamiento a escala.



Figura 5.6 Planta piloto de tratamiento de vinazas

CAPÍTULO 6

RESULTADOS DE EXPERIMENTO A NIVEL DE PLANTA PILOTO

6.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

El experimento establecido consiste en evaluar la capacidad de la planta piloto de tratamiento de vinazas para disminuir la carga orgánica del efluente proveniente de la etapa de fermentación, este experimento puede representar a la planta de tratamiento a nivel industrial debido a que se conservan los tiempos de retención en los equipos principales.

Las mediciones que se establecieron para conocer el avance de las reacciones bioquímicas y las condiciones del efluente en los reactores son:

- Medición de DQO
- Medición de Temperatura
- Medición de acidez
- Medición de sólidos sedimentables

Y los puntos de medición establecidos en los siguientes puntos de muestreo:

1. Entrada a los UASB
2. Entrada al reactor Aeróbico
3. Salida del sistema de tratamiento biológico

El arranque de la operación consistió en producir 15 L de fermento por día, los cuales pasaron a la etapa de evaporación en donde se separaron los componentes livianos incluido el etanol, por lo que se obtiene aproximadamente 14 litros de vinazas por día, el efluente se dejó enfriar y se alimentó a los reactores al siguiente día. En el Cuadro 6.1 se observa el día correspondiente a la medición, se determinó el día 1 como el inicio de la alimentación de los reactores. Debido a que el tiempo de retención de la etapa anaeróbica es de 14 días y el de la

etapa aeróbica es de 12,8 días, se requieren 27 días para obtener flujo de vinaza que haya finalizado el proceso de tratamiento.

Cuadro 6.1. Mediciones de la planta de tratamiento de vinazas.

Punto de muestreo	Día	Punto	Mediciones
1	1	Entrada UASB	DQO, Temperatura, acidez, y sólidos sedimentables.
2	14	Salida UASB	DQO, Temperatura y acidez
3	27	Salida Reactor Aeróbico	DQO, Temperatura y acidez

Las mediciones establecidas se realizaron con la ayuda de los instrumentos, equipos y procedimientos del laboratorio de Aseguramiento de Calidad de FANAL. La medición de DQO se realizó mediante un método de digestión y detección espectrofotométrica. La muestra se homogenizó, para esto se procedió a colocarla en una licuadora durante dos minutos, el equipo utilizado para la homogenización se observa en la Figura 6.1.



Figura 6.1 Equipo utilizado para la homogenización para la determinación del DQO

Posteriormente se procedió a diluir la muestra (se introdujo un factor de dilución), para poder determinar el DQO mediante el método previamente citado.

Luego de finalizar la homogenización de la muestra, se procedió a realizar la digestión por medio de la adición de dicromato de potasio y ácido sulfúrico, la muestra se mantuvo en reflujo cerrado en el digestor marca 'Hach' que se observa en la Figura 6.2



Figura 6.2 Equipo utilizado para la digestión de las muestras.

Una vez finalizada la digestión de las muestras y de los blancos, se procedió a realizar la curva de calibración de la absorbancia con respecto a la concentración de oxígeno, esta curva de calibración se observa en la Figura 6.3. La curva de mejor ajuste representa la relación de la concentración de DQO en la muestra con la absorbancia.

La curva de calibración genera la siguiente ecuación de mejor ajuste:

$$y = 0,2839x - 3,2906 \quad (1)$$

Donde:

y: Absorbancia, Adimensional

x: Concentración de oxígeno en la muestra, mgO₂/L

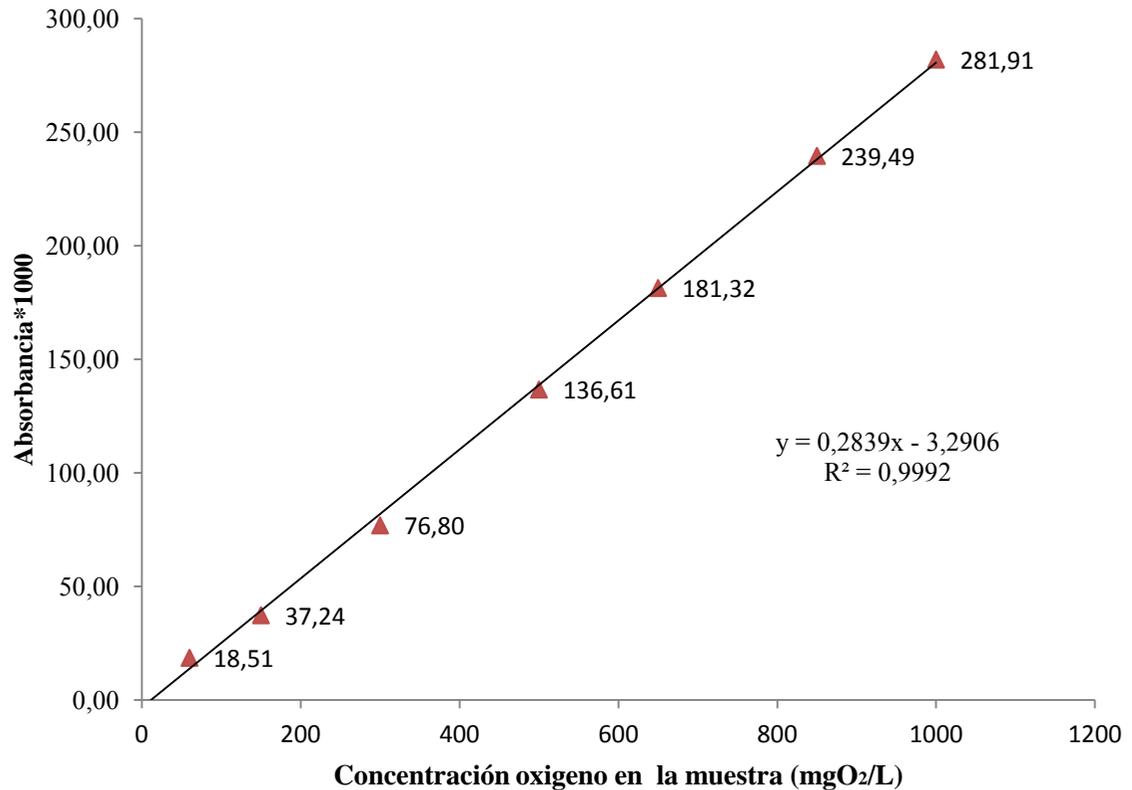


Figura 6.3 Curva de calibración para la determinación del DQO

Una vez obtenida la curva de calibración se colocó la muestra en el espectrofotómetro y se procedió a calcular la absorbancia de la muestra, el resultado de la absorbancia se utilizó para calcular la concentración en la muestra por medio de la curva de calibración y se multiplicó por el factor de dilución establecido al inicio del procedimiento.

Además de la medición de DQO, se realizó una medición de sólidos sedimentables en el flujo de entrada al reactor UASB, para esto se tomó una muestra de 500 mL y se dejó sedimentar en un tubo Imhoff. Posteriormente se realizó la medición de temperatura del efluente con un termómetro con una escala de 0- 50°C y se determinó el pH con un pH-metro de campo.

6.2 RESULTADOS DE LA EXPERIENCIA A ESCALA PILOTO

En el Cuadro 6.2 se observan los resultados de la corrida de la planta piloto de tratamiento de vinaza. Los resultados indican que no existió una degradación en la materia orgánica, ya que a la entrada de la etapa anaeróbica se determinó una carga de 122809 mgO₂/L y en la salida se obtuvo una medición de 121358 mgO₂/L a pesar de que se mantuvo un tiempo de retención hidráulico de 14 días de acuerdo al Cuadro 5.3. Esto indica que la actividad metanogénica de los cúmulos de bacterias anaeróbicas fue insuficiente para ponerse en contacto con una carga orgánica tan alta (superior a 100 000 mgO₂/L), apenas hubo una disminución de 1541 unidades de DQO.

Cuadro 6.2. Resultados experimentales de la planta de tratamiento.

Punto de muestreo	DQO (mgO ₂ /L)	Temperatura (°C)	Acidez (Adim)	Sólidos Sedimentables (mL/L)
1	122809	23	6,9	200
2	121358	23	6,9	-
3	121268	23	6,9	-

6.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS

De acuerdo con los resultados obtenidos, es necesario el uso de otros criterios para establecer las recomendaciones pertinentes a la implementación de tecnologías y equipos para la planta de tratamiento industrial. Los resultados mostrados en el Cuadro 6.2 reflejan que el comportamiento de la metabolización biológica no fue el esperado.

Sin embargo existe una robusta base teórica que permite realizar una serie de recomendaciones tecnológicas para la reactivación de la planta de tratamiento, a pesar que el comportamiento metabólico observado durante las pruebas en la planta piloto de tratamiento se debe a factores puntuales, estos no imposibilitan generar recomendaciones tecnológicas a partir de datos generados en otros estudios de comportamiento metabólico de bacterias

anaeróbicas utilizadas en el tratamiento de efluentes. Los factores que afectaron la metabolización de la carga orgánica en el sistema de tratamiento de efluentes se detallan a continuación.

6.3.1 PROCESO DE ACTIVACIÓN DE LODOS ANAERÓBICOS.

La primera causa de la falta de tratamiento de la carga orgánica es el estado metabólico en el que se encontraban las bacterias anaeróbicas, estas bacterias fueron tomadas de un reactor UASB utilizado para el tratamiento de las aguas residuales del proceso de producción de café en Naranjo de Alajuela.

Este proceso contaba con meses de inactividad de acuerdo con el ciclo de producción del grano, en el momento de la extracción de las muestras de lodos anaeróbicos este proceso se encontraba detenido por lo que las bacterias se encontraban en un punto de bajo rendimiento metabólico.

Debido a esta circunstancia, es necesario tomar varias semanas para alimentar pequeñas cantidades de carga orgánica para incrementar el metabolismo de las bacterias y que éstas se adapten al nuevo sustrato cuya composición es muy diferente al original. Por lo que el contacto directo con efluentes con una alta carga orgánica como lo son las vinazas puede ser contraproducente, ya que puede causar la muerte de las bacterias anaeróbicas.

El experimento se realizó con poco tiempo de reactivación de las bacterias por lo que este factor pudo interferir con la degradación de la materia orgánica de la vinaza, es necesario utilizar un pretratamiento con pequeñas dosis de carga orgánica para permitir reactivar el ciclo metabólico de las bacterias anaeróbicas, además se debe determinar cuál debe ser la duración de ese pretratamiento y la concentración de DQO adecuado para este proceso. (Hvitved-Jacobsen, 2013)

De acuerdo a (Carol, 1996) el desarrollo de los cúmulos de lodos anaeróbicos es un proceso lento pero que es vital para el funcionamiento con alta eficiencia de los reactores UASB. Existen tres etapas en la formulación de los gránulos anaeróbicos:

1. La cama de lodos se expande al mismo tiempo que se incrementa la concentración de biogás, además la densidad de los lodos empieza a incrementarse.
2. La densidad de los lodos continúa incrementándose y una fracción de las partículas inoculadas es arrastrada, por lo que la cantidad de lodo anaeróbico disminuye en el reactor.
3. La cantidad de cúmulos generados en el reactor supera al flujo de partículas arrastradas por lo que se incrementa la cantidad de lodo en el reactor.

La formación de los cúmulos de lodos anaeróbicos se debe principalmente al crecimiento bacteriano, existen algunos factores que afectan este crecimiento, entre ellos se encuentra el lodo con el cual es alimentado el reactor inicialmente. Se recomienda que los reactores UASB se arranquen con lodos provenientes de otro reactor anaeróbico, que preferiblemente utilice un sustrato similar (Van Loosdrecht, 2008)

Los lodos con los cuales se arrancó el proceso anaeróbico en la planta piloto de tratamiento de efluentes se tomaron de un reactor UASB industrial utilizado para el tratamiento de aguas residuales provenientes de la producción de café, por lo tanto este paso en el procedimiento experimental es sustentado teóricamente.

En caso de no tener acceso a lodo proveniente de un reactor anaeróbico, se requiere que el lodo inicial que tenga un tamaño suficiente para no ser arrastrado pero tampoco debe ser un cúmulo de gran tamaño para que permita el crecimiento bacteriano. Es conveniente que el lodo tenga una actividad que permita metabolizar alrededor de 0,05 kg DQO/kg SSV, ya que se presentan cúmulos grandes de lodos anaeróbicos (Van Loosdrecht, 2008)

6.3.2 EXTRACCIÓN DE LODOS DEL UASB

Otra de las posibles causas de los resultados obtenidos es la parte del reactor en el cual se tomó la muestra, los lodos se extrajeron de la parte media del reactor debido a que este se encuentra debajo del nivel del suelo en gran parte de su volumen por lo que no existen purgas desde el fondo del reactor.

Esta situación pudo ser influyente en el comportamiento del experimento, ya que los reactores UASB se caracterizan por obtener altos rendimientos en el tratamiento de la carga orgánica por el hecho de tener gránulos de bacterias anaeróbicas que son fluidizados por medio de un flujo ascendente, estos gránulos deben tener un diámetro aproximado de (1-3) mm, y para la formación de los gránulos se requiere de varios meses (Metcalf, 2004).

Al tener el proceso detenido en el momento de la extracción de los lodos, los gránulos del reactor se encontraban sedimentados en el fondo del reactor por lo que fue imposible obtener muestras con alto contenido de gránulos anaeróbicos. Para obtener mejores resultados es necesario extraer muestras con una mayor cantidad de gránulos con el diámetro recomendado, también se puede considerar la formación de estos gránulos, sin embargo este proceso requiere de varios meses.

Un adecuado diámetro de partículas permite acelerar el arranque de los reactores UASB, ya que una vez que los cúmulos han alcanzado una alta densidad, se puede alimentar al reactor con cargas orgánicas altas. Por otro lado, un reactor que se encuentre en proceso de generación de lodos debe ser alimentado con una concentración de alrededor de 1000 mg DQO/L, ya que esta concentración permite el crecimiento bacteriano progresivo. (Carol, 1996)

Si se arranca un reactor UASB el cual tenga poca actividad metanogénica y que sus partículas tengan un tamaño inferior a 1 mm, este puede ser susceptible a cargas orgánicas de 10000 mg DQO/L, (Henze, 2002) llegando a impedir la actividad metanogénica y el crecimiento

bacteriano. Esta es una de las razones que afectaron el rendimiento de la etapa anaeróbica de la planta piloto de tratamiento de efluentes.

Existen estudios en los cuales se demuestra la variabilidad en la eficiencia de remoción de carga orgánica entre reactores UASB que tuvieron un arranque paulatino en cuanto al flujo de carga orgánica alimentado y reactores UASB que se arrancaron con un incremento más abrupto. Carol (1996) realizó un experimento en el cual alimentó un reactor UASB con una cama de lodos aclimatados al efluente y un reactor UASB adicional con una cama de lodos anaeróbicos que no recibieron un tratamiento previo, los resultados de este estudio concluyen que el reactor aclimatado produjo un efluente con una carga orgánica inferior al de los lodos no aclimatados, 1451 mg DQO/mL en comparación con 1997 mg DQO/mL.

A pesar de que los resultados experimentales no representan la eficiencia que se puede obtener en la etapa anaeróbica con un adecuado arranque de los reactores UASB, existe suficiente respaldo teórico y experimental que permite sustentar las propuestas tecnológicas planteadas en el Capítulo 7. Von Sperling (2001) realizó experimentos con efluentes municipales y reactores UASB, obtuvo un rango de eficiencia de (69-84)%.

Un experimento similar realizado por Awuah (2008), demuestra que un reactor UASB puede tener un rango de eficiencias de (68,8-98,1)% dependiendo de las condiciones de arranque del reactor y de los parámetros del efluente.

CAPÍTULO 7

PROPUESTAS TECNOLÓGICAS

Para poder completar el tratamiento requerido para las vinazas es necesaria la remoción de las levaduras remanentes en el efluente, la cantidad de materia orgánica presente en la biomasa de las levaduras imposibilita el adecuado tratamiento biológico del efluente por lo que se requiere su separación antes de ingresar al sistema de tratamiento.

7.1 USO DE UN SEPARADOR DE LEVADURAS

La presencia de levadura en el efluente durante las pruebas a escala piloto ocasionó que la medición del DQO inicial diera un valor superior a los 120000 mgO₂/L, los datos investigados sobre la contaminación presente en la vinaza en varios países dan un rango aproximado de (80000 – 120000) mgO₂/L por lo que la vinaza obtenida presenta un valor alto de contaminación.

La contaminación adicional en la vinaza se debe a la presencia de la biomasa de las levaduras, esta biomasa debe ser separada del efluente mediante métodos de tratamiento físicos como la separación por centrífugas, ya que estas permiten separar la levadura viva que se puede recircular a la etapa de fermentación.

Un diseño apropiado para la separación de levaduras por medio de una centrifuga consiste en utilizar centrifugas de platos, los platos tienen la función de dividir el sistema que contiene al flujo de efluente, con esto logra disminuir la profundidad de sedimentación y multiplicar el efecto de separación de los sólidos. Un diagrama de un sistema de separación por platos para separar las levaduras se observa en la Figura 7.1

En comparación con muchas de las centrífugas industriales, las centrífugas de disco trabajan con velocidades más altas, con lo cual se puede obtener mejores rendimientos en la separación de partículas sólidas.

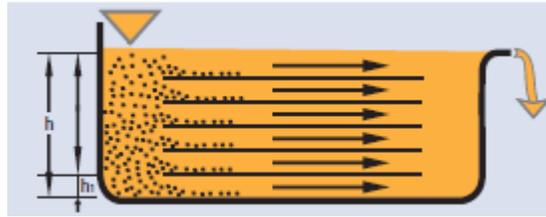


Figura 7.1 Diagrama del principio de separación por platos. (Flottweg, 2014)

Un diagrama de perfil de un sistema de centrifugación por platos industrial se observa en la Figura 7.2. Se recomienda adquirir dispositivos similares a este debido a la alta eficiencia en la remoción de sólidos que presenta. Es necesario, para las condiciones con que cuenta el efluente en la planta de tratamiento de FANAL, retirar la mayor cantidad de carga orgánica presente debido a las levaduras, ya que esta disminución en el DQO puede beneficiar el arranque y posterior tratamiento anaeróbico.

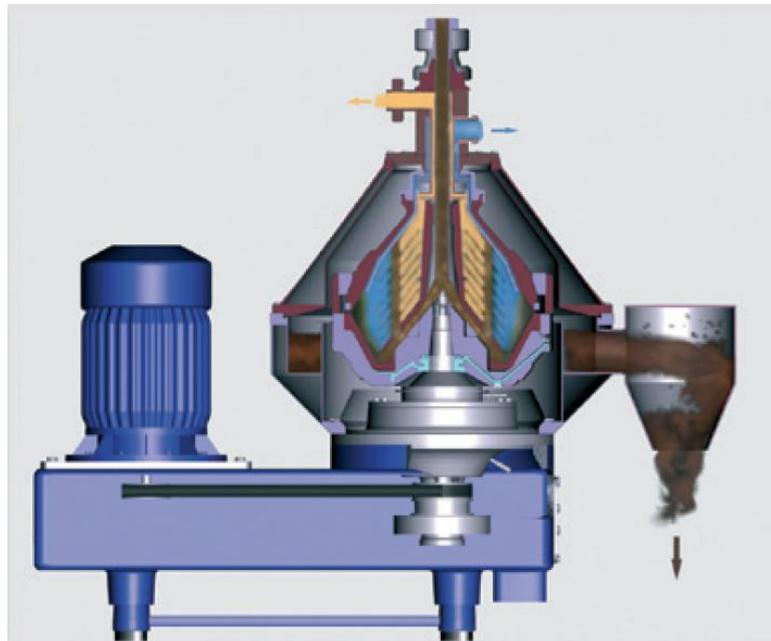


Figura 7.2. Diagrama lateral de un equipo de centrifugación por platos. (Flottweg, 2014)

En el mercado se encuentran equipos con capacidades hidráulicas de 10000 L/h, 20000 L/h, 45000 L/h y 85000 L/h. En la planta de tratamiento de efluentes de FANAL se tiene un flujo de 536 m³ de vino, el cual requiere la separación de las levaduras, por lo que la carga

hidráulica diaria es de 22000 L/h. Así que se conveniente es adquirir dos equipos de 20000 L/h para poder tener seguridad de continuidad en el proceso en caso de fallo de alguno de los dos equipos.

7.2 IMPLEMENTACIÓN DE UN SEPARADOR DE SÓLIDOS POR FLOTACIÓN

La adición de un equipo de separación de partículas por medio de flotación por aire disuelto (DAF) es recomendable para el sistema de tratamiento de efluentes de FANAL debido a que existe una gran cantidad de sólidos disueltos que luego de una precipitación química por medio de regulación del pH es posible separarlos mediante este sistema.

No es aconsejable utilizar un sistema de sedimentación por gravedad, ya que el tamaño de las partículas presentes en esa parte del sistema no permite una velocidad razonable de sedimentación. Al no tener una velocidad de sedimentación alta los sistemas de separación de partículas por gravedad, no resultan eficientes, por lo que se requiere un sistema con una capacidad mayor.

Las partículas que presentan una velocidad de sedimentación mayor, son separadas en la etapa de centrifugación y recuperación de levaduras, por lo que los sólidos que permanecen en el efluente en esta etapa son sólidos suspendidos y sólidos disueltos que pueden ser separados más fácilmente por medio de la adición de un floculante y por flotación.

Para un flujo de 500 m³/día como el que se presenta en el sistema de tratamiento de efluentes en FANAL se puede encontrar en el mercado equipos DAF como el que se observa en la Figura 7.3, el cual cuenta con una capacidad de 100 GPM lo que equivale a 544 m³/día, cuenta con unas dimensiones de (3,66 x 1,22 x 2,44) m y un tiempo de retención hidráulico de 29 min.

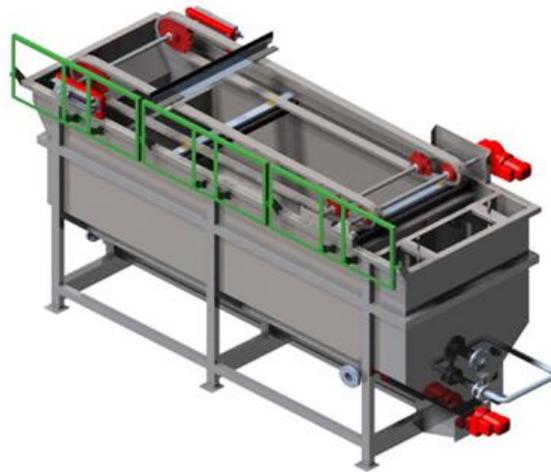


Figura 7.3 Sistema de separación por flotación con aire disuelto (DAF)

Fuente: (Ecologix, 2014)

Un sistema de tratamiento de flotación por aire disuelto puede reducir la carga orgánica presente en el sistema de tratamiento en un 5% correspondiente a los sólidos disueltos y en suspensión por lo que es conveniente su incorporación al sistema de tratamiento de efluentes y se debe colocar antes de ingresar al sistema de tratamiento biológico.

Para implementar un sistema DAF se requiere añadir en el diseño, un sistema previo en el cual se agregan las sustancias químicas que permiten regular el pH. El efluente presenta un pH ácido, entre 4-5 debido a la acidez requerida en la etapa de fermentación. Para neutralizar el efluente se requiere de la adición de NaOH, además se utilizan algunas sustancias químicas como cloruro férrico (FeCl_3), aluminio y sílica como sustancias floculantes. El uso de NaOH permite un incremento en el pH del efluente, esto ocasiona que varios metales precipiten y que resulte posible su separación.

Sin embargo el NaOH por sí solo no es capaz de separar los metales precipitados, para esto se requiere la adición de sustancias como el FeCl_3 que forma complejos con metales como el hierro y atrae cúmulos de otros sólidos lo cual genera partículas con suficiente velocidad de sedimentación para ser separados por métodos gravitatorios. De la misma forma, el cúmulo de partículas genera un área superficial suficientemente alta para permitir la separación por

medio de flotación. Además es necesario añadir un coadyuvante como sílice y sulfato de hierro $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$.

Posteriormente se mezcla el floculante mediante un sistema de agitación, cuando el efluente sale de la etapa de agitación, entra en contacto con el aire, el cual presenta un flujo ascendente y está comprimido en forma de microburbujas las cuales tienen un diámetro de (20-60) μm . Las burbujas arrastran los cúmulos de sólidos formados por el floculante hasta la superficie y son removidos mediante aspas.

7.3 CONSTRUCCIÓN DE UN REACTOR ANAERÓBICO ADICIONAL

Con los resultados obtenidos resulta imposible comprobar las eficiencias teóricas de los equipos de tratamiento biológico, por lo que se establece un análisis con base en los resultados que se pueden esperar al calcular la degradación de la materia orgánica con las eficiencias establecidas en la literatura.

Para poder determinar si se requiere la construcción de una etapa adicional de tratamiento anaeróbico, se calcula la disminución del DQO en cada etapa presente en la planta de tratamiento de efluentes de FANAL, para esto se utiliza el valor de la eficiencia teórica mostrada para cada etapa en el Cuadro 7.1

Cuadro 7.1 Eficiencias teóricas para la remoción del DQO en cada equipo.

Equipo	Rango de eficiencia (%)	Eficiencia elegida (%)
DAF	(5-8)	5
UASBR	(75-95)	75
Laguna aeróbica	(85-97)	97

La eficiencia determinada para el equipo de flotación por aire disuelto (DAF) encontrado en la literatura tiene un rango de (5-8)% en la remoción de DQO, esto depende de la cantidad de sólidos suspendidos presentes en el efluente, ya que al existir una alta cantidad de sólidos, se

da una mayor remoción de carga orgánica. Se determina utilizar una eficiencia de 5% para determinar los valores más bajos de remoción de carga orgánica según la literatura. De esta misma manera se obtiene el rango de eficiencia para el reactor UASB. (Metcalf, 2004).

En la laguna aeróbica se utiliza una eficiencia de reducción de DQO de 97% ya que en esta etapa la oxigenación suele dar rendimientos mayores por lo que no es necesario utilizar en el cálculo la eficiencia más baja establecida en la literatura, estas reacciones dependen del contacto del oxígeno con la materia orgánica por lo que resulta un tratamiento más sencillo que el tratamiento anaeróbico.

Para un efluente con una carga orgánica de 120000 ppm o de 80000 ppm, se evaluó la reducción del DQO con las etapas presentes en FANAL y se adicionó una etapa anaeróbica, la reducción obtenida teóricamente del DQO en cada una de las etapas existentes y la etapa adicional se observan en el Cuadro 7.2. La etapa anaeróbica adicional se colocó después de la etapa anaeróbica existente, esto con el fin de construir un reactor más pequeño debido al ahorro en los costos y en el espacio.

Cuadro 7.2 Eficiencia de la remoción de DQO utilizando una etapa anaeróbica adicional para carga inicial de 120000 y 80000 ppm

Etapa	Eficiencia de remoción de DQO (%)	DQO presente a la salida de cada etapa (ppm)	DQO presente a la salida de cada etapa (ppm)
Inicial	-	120000	80000
DAF	5	114000	76000
UASB existente	75	28500	19000
UASB adicional	75	7125	4750
Laguna aeróbica	97	213,75	142,5

Debido a que es necesaria una etapa anaeróbica adicional para cumplir con los parámetros ambientales, se recomienda el diseño y la construcción de un reactor UASB que permita

obtener una eficiencia superior a 75% en la disminución del DQO. El cálculo de la capacidad aproximada del reactor se puede calcular por medio del flux del DQO recomendado en la literatura, la cual establece un flux de (4-12) kg DQO/m³·día. En el Cuadro 7.3 se observa el cálculo del volumen requerido en la etapa anaeróbica para un flux de 4 kg DQO/m³·día.

Cuadro 7.3 Cálculo del volumen requerido UASBR para un flux de 4 kg DQO/m³·día.

Parámetro	Valor
Flujo de vinazas (m ³ /día)	500
Contaminación del efluente (kg DQO/m ³)	28,5
Volumen del reactor (m ³)	3562,5

Si se establece un flux de 4 kg DQO/m³·día se obtiene un reactor anaeróbico con una capacidad requerida de 3562,5 m³. Si el cálculo se repite para el valor máximo de flux de la carga orgánica el cual es 12 kg DQO/m³·día, la capacidad requerida por el reactor bajo este parámetro se observa en el Cuadro 7.4

Cuadro 7.4 Cálculo del volumen requerido UASBR para un flux de 12 kg DQO/m³·día.

Parámetro	Valor
Flujo de vinazas (m ³ /día)	500
Contaminación del efluente (kg DQO/m ³)	28,5
Volumen del reactor (m ³)	1187,5

Con un flux de 12 kg DQO/m³·día se obtiene una capacidad requerida por el reactor anaeróbico de 1187,5 m³. De esta forma se encuentra que se requiere diseñar y construir un reactor anaeróbico con una capacidad nominal de (1187,5 - 3562,5) m³.

Debido a la presencia de una capa de lodo anaeróbico en el fondo de los reactores, se aplica un factor de efectividad en el diseño de estos. Este factor puede variar entre 0,8-0,9 y se utiliza para considerar el volumen ocupado por los lodos anaeróbicos en el fondo de los

reactores. En el Cuadro 7.5 se observa el cálculo de la capacidad de los reactores tomando en cuenta el factor de efectividad.

Cuadro 7.5 Cálculo de la capacidad real del líquido a partir del factor de efectividad

	Menor Capacidad	Mayor Capacidad
Capacidad nominal	1187,5	3562,5
Factor de efectividad	0,9	0,9
Capacidad del líquido	1318,9	3958,3

Se establece la capacidad del líquido en el reactor como la capacidad promedio de los valores obtenidos en el Cuadro 7.5, entonces la capacidad promedio es 2638,6 m³.

7.4 RECOMENDACIONES SOBRE EL ARRANQUE DE LOS REACTORES UASB

El arranque de los reactores UASB construidos no dio los resultados esperados, para obtener un comportamiento deseable a nivel industrial, es necesario seguir una serie de medidas. El arranque de los reactores consiste en obtener las condiciones óptimas desde el punto de vista microbiológico para los organismos se adecuen al tipo de efluente que van a metabolizar, un cambio repentino de condiciones puede resultar en la inhibición del proceso de metabolización, inclusive producen la muerte de los microorganismos.

7.4.1 ELABORACIÓN DEL INÓCULO DE BACTERIAS ANAERÓBICAS

Para iniciar el arranque de los reactores se debe realizar una inoculación, el agua requiere estar en condiciones de anaerobiosis, para lo cual puede resultar útil el flujo de nitrógeno gaseoso para desplazar el oxígeno del agua, inclusive se puede añadir pequeñas cantidades de sulfuro de sodio (Na₂S) para reducir el potencial redox, es decir eliminar la presencia de oxígeno.

Es deseable que los fangos o lodos tengan alguna actividad metanogénica, entre mayor sea está actividad menor será el tiempo necesario para el arranque. Esta característica de los lodos se puede obtener al utilizar lodos provenientes de otro reactor anaeróbico el cual tenga una actividad similar a la deseada. En el mercado existen algunas opciones para obtener lodos con actividad los cuales pueden resultar en una buena inversión al reducir el tiempo de arranque de los reactores.

Las muestras de inóculo deben contener al menos 10 kg SSV/m^3 , debido a que los sólidos volátiles representan la cantidad de biomasa presente en los fangos, esto representa las bacterias y materia orgánica biodegradable, los cuales permiten metabolizar los compuestos orgánicos presentes en el agua residual. Los reactores no deben sobrepasar el 60% de su capacidad en lodos durante el arranque.

7.4.2 ARRANQUE DEL REACTOR ANAERÓBICO

Durante el arranque de los reactores se debe tener especial cuidado con la velocidad de ascenso, ya que una velocidad alta puede ocasionar el arrastre de las bacterias lo cual genera un atraso en el arranque del reactor al perder bacterias con buena actividad metanogénica, la velocidad de ascenso no debe sobrepasar la velocidad de sedimentación de los cúmulos bacterianos.

Estos cúmulos adquieren una mayor masa y densidad conforme metabolizan más carga orgánica y se reproducen, ya que después de la mitosis, las nuevas células se adhieren a otras existentes, por lo que la velocidad de ascenso durante el arranque debe ser menor que la velocidad de ascenso que se puede alcanzar con el proceso estabilizado.

La concentración recomendada para el arranque del reactor no debe ser superior a 5000 mg DQO/L , (Hvitved-Jacobsen, 2013) el agua con esta concentración permite adecuar el consumo de materia orgánica por parte de las bacterias. Se estable un tiempo de retención mínimo de 24 horas. Por lo que el flux requerido al inicio es de $2 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ día}$.

La condición que determina cuando es posible aumentar la cantidad de carga orgánica es la cantidad de biogás producido, esta cantidad debe ser de $0,1 \text{ m}^3/\text{m}^3$ reactor por día, los reactores anaeróbicos presentan una capacidad de 7000 m^3 por lo que se debe esperar una producción de 700 m^3 de biogás en los primeros días para aumentar la carga orgánica del efluente (Metcalf, 2004).

Otro aspecto que sirve de referencia para aumentar la concentración de la carga orgánica es la cantidad de ácidos grasos volátiles (AGV), se establece detener el proceso anaeróbico si existe una concentración superior a 3 meq/L de AGV, la medición de los AGV volátiles puede dar resultados más altos cuando se determina en efluentes oscuros como la vinaza. Por lo que se debe considerar este factor a la hora de efectuar la valoración para determinar los AGV (Vogel, 2007).

Al no poder determinar la cantidad exacta de AGV debido a la interferencia de otras sustancias, se debe determinar si se presenta un aumento en las mediciones de AGV. Un aumento puede indicar que es necesario establecer una pausa en el ritmo de alimentación de los reactores anaeróbicos y que no es conveniente aumentar la concentración del efluente. La medición de los AGV se debe realizar cada dos días. Este monitoreo permite indicar el avance en la asimilación de la carga orgánica por parte de las bacterias anaeróbicas.

Una vez que los reactores asimilen una carga orgánica de $5 \text{ kg DQO}/\text{m}^3$, es posible aumentar la concentración de la velocidad volumétrica de carga en un porcentaje alrededor de 30%, en este caso se debe mantener el control establecido de los AGV dentro del reactor, no permitir que estos sobrepasen una concentración de 8 meq/L ya que esto puede ocasionar una acidificación en el reactor.

Durante el aumento de la velocidad volumétrica de carga es probable obtener una disminución en la producción de biogás, esto es normal debido al arrastre ocasionado por el aumento de flujo, ya que algunas bacterias metanogénicas son arrastradas por el efluente, sin embargo en

los cúmulos más densos de bacterias la reproducción de estas continúa por lo que los niveles de producción de biogás volverán a establecerse.

Si se presenta un aumento descontrolado de los AGV y estos superan una concentración de 15 meq/L se debe verificar el pH del reactor, si es necesario se debe añadir NaOH, y una reducción de la velocidad volumétrica de carga es requerido, una vez estabilizado el proceso se puede volver a aumentar la velocidad de flujo volumétrico pero en un porcentaje menor al inicial.

Este procedimiento de control se debe realizar hasta poder alcanzar una velocidad volumétrica de carga de 2 kg DQO/m³ día. Una vez alcanzado este punto se debe disminuir el porcentaje de aumento de un 30% a un 20% en la velocidad de carga. Para aumentar más de este punto se verifica el perfil y la cantidad de los lodos cada tres semanas.

Durante el arranque de los reactores anaeróbicos existen aspectos básicos que requieren un monitoreo continuo, los factores que pueden influir en la velocidad del arranque de los reactores son:

- La calidad del gránulo de lodo anaeróbico.
- La superficie de contacto entre el agua residual y los lodos anaeróbicos.
- Cantidad de nutrientes esenciales.
- Tasa de arrastre del lodo anaeróbico.

Cabe resaltar la importancia de poder estabilizar la hidráulica del sistema, ya que un control sobre el flujo y el tiempo de retención hidráulico es esencial para el arranque de los reactores anaeróbicos, inclusive una vez estabilizado el proceso en los reactores se requiere un control completo de la hidráulica del sistema para no afectar el funcionamiento de estos. Es necesario contar con un tanque de estabilización hidráulico en el diseño del sistema de tratamiento de efluentes.

El tiempo requerido para el arranque de los reactores depende también del origen de los lodos anaeróbicos, los más utilizados provienen de estiércol de vaca y de los fangos de algunos ríos, también se debe tomar en cuenta la temperatura de alimentación del efluente y el posible arrastre de los lodos durante el arranque de los reactores. Para un sistema que opere a 30 °C y utilice estiércol de vaca se puede tener una duración que varía entre (44-258) días dependiendo del porcentaje de arrastre de los lodos anaeróbicos (Metcalf, 2004).

7.5 USO DE DIFUSORES EN EL REACTOR AERÓBICO

La tecnología de tratamiento de efluentes por medio de oxidación biológica es ampliamente utilizada en sistemas de tratamiento de aguas doméstica e industriales, la razón por la cual este método resulta aplicable a la mayoría de los efluentes es porque aprovecha la oxidación de la materia por medio de bacterias que se reproducen en condiciones aeróbicas, es decir que tienen una mayor actividad metabólica al estar en presencia de oxígeno.

La presencia de oxígeno en el seno del cuerpo de agua en laguna aeróbicas debe ser permanente, ya que con la ausencia de oxígeno, las bacterias aeróbicas decrecen su actividad y son reemplazadas por otro tipo de bacteria, usualmente ocurre la formación de bacterias filamentosas, las cuales generan problemas en las plantas de tratamiento al dificultar los medios de separación por gravedad, ya que estas bacterias impiden la sedimentación de las partículas (Metcalf, 2004).

Al conocer la importancia de la oxigenación en el medio, se debe procurar mantener un contacto continuo de las bacterias con el oxígeno, para esto se debe recurrir a implementar equipos con una tecnología reciente, para suplantar el método utilizado en el diseño original de la planta de tratamiento de efluentes, el cual consistía en aireadores mecánicos los cuales agitaban el medio para introducir el aire en el agua.

Sin embargo de acuerdo con la ley de Henry, la solubilidad de un gas en el agua depende de la presión parcial que se ejerza. Para el oxígeno se tiene una solubilidad de 8,2 mg/L. La baja

solubilidad de oxígeno en agua hace necesario un flujo constante de aire para ponerlo en contacto con las bacterias aeróbicas. Además se requiere que las partículas de aire tengan un área superficial pequeña para facilitar el contacto con las bacterias.

La concentración de oxígeno en el aire a presión atmosférica es aproximadamente 9,5 mg/L, esta concentración aumenta de forma lineal con la presión de acuerdo a la ley universal de los gases, por lo que si se utiliza un flujo de aire comprimido de 10 atm, se obtendría una concentración de 95 mg/L de Oxígeno en el aire. Por estas razones es que es necesario implementar en la laguna aeróbica, un sistema de aireación de burbuja pequeña y aire comprimido, es decir por medio de un sistema de difusión. Este tipo de aireadores se ejemplifica en la Figura 7.4.



Figura 7.4 Aireadores por difusión. (diffusion, 2014)

Este tipo de aireador se puede conseguir en el mercado de acuerdo a la longitud y profundidad de cada laguna de aireación, además permite la manipulación para sacarlo del fondo de la laguna para facilitar su mantenimiento, por lo que se recomienda la adquisición de este tipo de aireador para el reactor aeróbico en la planta de tratamiento de FANAL.

CAPÍTULO 8

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 CONCLUSIONES

- El estado actual de la planta de tratamiento no permite su funcionamiento para el tratamiento de vinazas debido al deterioro en los equipos de obra gris y lo obsoleta de su tecnología.
- Los reactores anaeróbicos de 7000 m³ existentes no tienen la capacidad para metabolizar un efluente con (120-80) kg DQO/m³.
- Los instrumentos de medición, control automático, motores eléctricos, bombas, sopladores, compresores, y tubería son obsoletos o inexistentes.
- La laguna aerobia tiene la capacidad suficiente (6065 m³) para el tratamiento de un efluente de (71-47) kg DQO/m³, pero no cuenta con el equipo tecnológico para aireación.
- Los sistemas de separación por gravedad actuales son insuficientes para el tratamiento del efluente.
- El sedimentador que fue modificado a UASB no presenta la capacidad suficiente para establecerse como una tercera etapa anaeróbica (746 m³)
- Los reactores anaeróbicos tienen un diseño obsoleto, por lo que la eficiencia teórica de estos es inferior a la de un reactor UASB.
- Para poder determinar el porcentaje de reducción del DQO en las etapas biológicas se requiere obtener lodos anaeróbicos con alta actividad metabólica.
- Se requiere construir una etapa anaeróbica adicional.
- En la planta de FANAL existe suficiente área para la construcción de un reactor anaeróbico adicional.

8.2 RECOMENDACIONES

- Adquirir dos separadores de levaduras con una capacidad de 20000 L/h cada uno para mantener el flujo en caso de falla de alguno.
- Adquirir un equipo DAF con una capacidad de 0,0063 m³/s
- Construir un reactor UASB adicional con un mínimo de 1187 m³ para un flux de 4 kg DQO/m³·día y un máximo de 3562 m³ para un flux de 12 kg DQO/m³·día
- Se debe disponer de un procedimiento de arranque de los reactores.
- Instalar difusores de burbuja fina y aire presurizado en la laguna aeróbica.
- Determinar el porcentaje de reducción de DQO obtenido al realizar métodos de separación de sólidos, como centrifugación y flotación.
- Diseñar un sistema de aprovechamiento del biogás generado en los reactores anaeróbicos.
- Realizar un estudio del suelo de la planta de tratamiento de efluentes para determinar la localización del nuevo reactor anaeróbico.
- Realizar una comparación entre reactores anaeróbicos UASB y ABR considerando eficiencia, costo y espacio para poder determinar cual tecnología se adecua más a la planta de tratamiento de FANAL.

CAPÍTULO 9 NOMENCLATURA

Símbolo	Definición	Unidades
A	Área	m^2
D	Diámetro	m, in
DQO	Demanda química de oxígeno	ppm, kg/m^3
DBO	Demanda biológica de oxígeno	ppm, kg/m^3
H	altura	m
Q	Flujo Volumétrico	$m^3/día$
SS	Sólidos sedimentables	mL/L
t	Tiempo	día
V	Volumen	m^3
v	Velocidad lineal	m/s
SSV	Sólidos suspendidos volátiles	Kg/ m^3
%RDQO	Porcentaje de reducción de DQO	%
Subíndices		
i	Inicial	
t	Teórico	
tub	Tubería	

CAPÍTULO 10

BIBLIOGRAFÍA

- Binnie, C. (2002). *Basic Water Treatment*. London: IWA .
- Carlsson, B. (1998). An introduction to sedimentation theory in wastewater treatment. *Uppsala University*.
- Chardavoyne, D (1992). *Phosphorus removal from municipal wastewater by chemical precipitation-coagulation*. Nueva York: Cornell University.
- Diffusion, A. (4 de Agosto de 2014). *Air diffusion*. Obtenido de Air diffusion: <http://www.airdiffusion.com>
- Droste, R. (2008). *Theory and practice of water and wastewater treatment*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Ecologix. (26 de June de 2014). *Ecologix Enviromental Systems*. Obtenido de Ecologix Enviromental Systems: <http://www.ecologixsystems.com>
- Flottweg. (16 de Junio de 2014). *Flottweg Separation Technology*. Obtenido de <http://www.flottweg.com/spain/>
- Gregoria, A (2002). *Physical-Chemical Treatment of Water and Wastewater*. CRC Press.
- Henze, M. (2002). *Wastewater treatment Biological and chemical processes*. Berlin: Springer.
- Huber. (14 de Noviembre de 2013). *Rotary Drum Screen*. Obtenido de <http://www.huber.de>
- Hvitved-Jacobsen, T. (2013). *Microbial and Chemical Process Engineering of Sewer Networks*. CRC Press.
- Irwin, T. (29 de 12 de 2013). *Engineering Fundamentals* . Obtenido de <http://www.engineeringfundamentals.net/>
- Metcalf, E. (2004). *Wastewater Engineering*. New York: McGraw-Hill.
- MINAE . (6 de Noviembre de 2013). Obtenido de Dirección de Agua: <http://www.drh.go.cr/>
- Mora, K. (2009). *Diseño conceptual de tratamiento de vinazas*. Trabajo final de graduación.

- Parkson . (15 de Noviembre de 2013). *Parkson treating water right*. Obtenido de <http://www.parkson.com/>
- Parthiban, R. (2012). *Wastewater Treatment Advanced Processes and Technologies*. CRC Press.
- Ramalho, R. (1983). *Tratamiento de aguas residuales*. New York: Academic Press.
- Sperling, M. (2007). *Basic Principles of wastewater treatment*. Londres: IWA .
- Stronach, S. (2011). *Anaerobic Digestion Processes in Industrial Wastewater Treatment*. Londres : Springer.
- Triveni. (14 de Noviembre de 2013). *Engineering and Industries* . Obtenido de Water Business Group: www.trivenigroup.com/water
- Umaña, P. (1990). *Tratamiento anaeróbico de vinazas*. Universidad de Costa Rica: Proyecto de graduación para optar por el grado de Licenciatura en Ingeniería Química.
- Vogel, H. (2007). *Biochemical Engineering Handbook: Principles, process design and equipment*. New Jersey: Noyes Publication.
- Westech. (16 de Noviembre de 2013). *Water and Wastes Digest*. Obtenido de <http://www.wwdmag.com/>

APÉNDICES

A. Muestra de cálculo.

A.1 Cálculo del DQO Teórico por cada etapa de la planta de tratamiento de efluentes de FANAL.

El cálculo del DQO que se espera en cada etapa de la planta de tratamiento de efluentes en FANAL se obtiene al multiplicar el porcentaje de reducción de DQO por el DQO inicial por medio de la siguiente ecuación:

$$DQOt = DQOi - (\%RDQO \times DQOi) \quad \text{A.1}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.1, Fila 1, columna 3 y Fila 2 columna 2 se obtiene que:

$$\begin{aligned} DQOt &= 100000 \text{ ppm} - (5\% \times 100000 \text{ ppm}) \\ DQOt &= 95000 \text{ ppm} \end{aligned}$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.1, Fila 2, Columna 3.

A.2 Tiempo de retención hidráulico de los reactores anaeróbicos industriales de la planta de tratamiento de FANAL.

El cálculo correspondiente al tiempo de retención hidráulico en los reactores UASB que se ubican en FANAL se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$t = \frac{V}{Q} \quad \text{A.2}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.3, Columna 1, Filas 1y 2 se obtiene que:

$$t = \frac{3500 \text{ m}^3}{250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$t = 14 \text{ días}$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.3, Columna 1, Fila 3.

A.3 Capacidad de los reactores anaeróbicos utilizados en la planta piloto de tratamiento de efluentes.

La capacidad requerida para la construcción de los reactores anaeróbicos de la planta piloto se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$V = Q \times t \quad \text{A.3}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.3 Columna 1, Fila 3 y del Cuadro 5.4, Columna 2, Fila 1 se obtiene que:

$$V = 14 \text{ día} \times 0,007 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$V = 0,098 \text{ m}^3$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.4 Columna 2, Fila 2.

A.4 Cálculo de la altura del líquido para la construcción de los reactores anaeróbicos a nivel de planta piloto.

La altura del líquido requerida para construir los reactores anaeróbicos de la planta piloto de tratamiento de efluentes se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$H = \frac{V}{A} \quad \text{A.4}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.4, Columna 1, Fila 2 y del Cuadro 5.7 Columna 1, Fila 2 se obtiene que:

$$H = \frac{0,098 \text{ m}^3}{0,233 \text{ m}^2}$$

$$H = 0,42 \text{ m}$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.4 Columna 1, Fila 3.

A.5 Tiempo de retención hidráulico del reactor aeróbicos industrial de la planta de tratamiento de FANAL.

El cálculo correspondiente al tiempo de retención hidráulico en el reactor aeróbico que se ubican en FANAL se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$t = \frac{V}{Q} \quad \text{A.5}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.5, Columna 1, Filas 1 y 2 se obtiene que:

$$t = \frac{6400 \text{ m}^3}{500 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$t = 12,8 \text{ días}$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.5, Columna 1, Fila 3.

A.6 Capacidad del reactor aeróbico utilizado en la planta piloto de tratamiento de efluentes.

La capacidad requerida para la construcción del reactor aeróbico de la planta piloto se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$V = Q \times t \tag{A.6}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.5 Columna 1, Fila 3 y del Cuadro 5.6, Columna 1, Fila 1 se obtiene que:

$$V = 12,8 \text{ día} \times 0,014 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$V = 0,179 \text{ m}^3$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.6 Columna 1, Fila 2.

A.7 Cálculo de la altura del líquido para la construcción del reactor aeróbico a nivel de planta piloto.

La altura del líquido requerida para construir el reactor aeróbico de la planta piloto de tratamiento de efluentes se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$H = \frac{V}{A} \tag{A.7}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.6, Columna 1, Filas 1 y 2 y del Cuadro 5.7 Columna 1, Fila 2, se obtiene que:

$$H = \frac{0,179 \text{ m}^3}{0,233 \text{ m}^2}$$

$$H = 0,77 \text{ m}$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.6 Columna 1, Fila 3.

A.8 Cálculo de la velocidad lineal del flujo hidráulico en las tuberías de la planta piloto de tratamiento de efluentes.

La velocidad lineal del flujo dentro de la tubería de la planta piloto de tratamiento de vinazas se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$v = \frac{Q}{(D_{tub} \times 0,0245 \frac{m}{in})^2 \times \frac{\pi}{4}} \quad \text{A.8}$$

Sustituyendo los datos del Cuadro 5.7 Columna 1, Fila 5 y del Cuadro 5.8 Columna 1 Fila 1, se obtiene que:

$$v = \frac{0,349 \frac{m^3}{h}}{(0,25 \text{ in} \times 0,0245 \frac{m}{in})^2 \times \frac{\pi}{4}}$$

$$v = 3,07 \frac{m}{s}$$

El resultado se muestra en el Cuadro 5.7 Columna 2, Fila 1.