



**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO**



FACULTAD DE INGENIERÍA

PROGRAMA ÚNICO DE ESPECIALIZACIONES DE INGENIERÍA

CAMPO DE CONOCIMIENTO: INGENIERÍA CIVIL

**EVALUACIÓN DEL DIGESTOR AEROBIO EN LA PLANTA DE
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, AGUAS BLANCAS
(ANÁLISIS Y PROPUESTA)**

T E S I N A

PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

**ESPECIALISTA EN INGENIERÍA SANITARIA EN ADMINISTRACIÓN Y
CALIDAD DEL AGUA**

P R E S E N T A :

ING. ADRIAN ALEJANDRO MARTÍNEZ COCOLETZI

DIRECTOR DE TESINA: DR. OSCAR GONZALEZ BARCELO

MÉXICO, D.F.

MAYO 2013

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE FIGURAS Y TABLAS	2
GLOSARIO DE DEFINICIONES	3
1. INTRODUCCIÓN	5
1.1 Problema de investigación	5
1.2 Justificación	5
1.3 Objetivo	5
1.4 Alcances	6
2. MARCO REFERENCIAL	7
2.1 Planta de tratamiento de aguas residuales	7
2.1.1 Tren de tratamiento de aguas residuales (lodos activados)	7
2.2 Generalidades de la planta de tratamiento Aguas Blancas	9
2.2.1 Tren de tratamiento de la planta Aguas blancas	13
2.3 Digestor Aerobio	19
2.3.1 Digestor aerobio Aguas Blancas	20
2.4. Características y caudales actuales de las aguas residuales	23
3. REVISIÓN CON BASE EN METCALF Y EDDY	25
3.1 Sistema de difusión	25
3.2 Revisión y cálculo del digestor aerobio con base en Metcalf y Eddy	26
4. ARREGLO CON NUEVOS DIFUSORES	30
4.1 Arreglo de difusores del digestor aerobio	30
4.2 Arreglo de nuevos difusores	33
4.3 Calculo de la potencia con base en Metcalf y Eddy	36
5. CONCLUSIONES	43
REFERENCIAS	45

ÍNDICE DE FIGURAS Y TABLAS

FIGURA 2.1. Esquema general del proceso de lodos activados.....	8
FIGURA 2.2 Esquema general, vista en planta y sus elementos.	11
FIGURA 2.3 Esquema general de procesos y componentes.	12
FIGURA 2.4 Tren de tratamiento de agua.....	13
FIGURA 2.5 Tren de tratamiento de lodos.....	17
FIGURA 2.6 Planta y perfil de digestores aerobios.....	20
FIGURA 2.7 Planta general con cotas de digestor aerobio, dimensiones en cm.	21
FIGURA 3.1. Porcentaje de reducción de sólidos volátiles y temperatura por TRC.....	28
FIGURA 4.1 Arreglo de los sopladores y difusión.	32
FIGURA 4.2 Difusor TRANSMAX de burbuja mediana y sus características de ensamble (Enviroquip).	34
FIGURA 4.3 Esquema del arreglo de los nuevos difusores de burbuja mediana, donde: T=accesorio Tee, C=codo, X20dif= por 20 difusores, unidades en cm.	35
FIGURA 4.4 Isométrico del nuevo sistema de distribución de aire, donde: T=accesorio Tee, C=codo, X20dif= por 20 difusores, unidades en cm.	42
TABLA 2.1 Superficie de cada elemento que constituye de la planta de tratamiento.....	9
TABLA 2.2 Elementos que corresponde a la vista general.	10
TABLA 2.3 Desbaste grueso, características generales del equipo.	14
TABLA 2.4 Características generales para desbaste fino.	15
TABLA 2.5 Características generales del desarenador.....	16
TABLA 2.6 Características del digestor aerobio.	22
TABLA 2.7 Características bases para el sistema de aeración de poro de burbuja fina.	23
TABLA 2.8 Característica de diseño de la planta de tratamiento.	24
TABLA 2.9 Características cualitativas de proyecto y eficiencias de tratamiento requeridas.	24
TABLA 4.1 Requerimientos de aire del sistema de digestión aerobia.	31
TABLA 4.2 Potencia de la planta de tratamiento y sus características básicas de diseño.	31
TABLA 4.3 Perdidas por fricción en tubería recta.	40
TABLA 4.4 Longitud equivalente por accesorios.....	41
TABLA 4.41 Pérdidas por fricción en accesorios.....	41
TABLA 5.1 Comparación del difusor de la propuesta y el de operación en el digestor aerobio.....	43

GLOSARIO DE DEFINICIONES

[a] Aguas Residuales:

Las aguas de composición variada provenientes de las descargas de usos municipales, industriales, comerciales, de servicios, agrícolas, pecuarios, domésticos, incluyendo fraccionamientos y en general de cualquier otro uso, así como la mezcla de ellas.

[b] Adsorción:

Es un proceso por el cual átomos, iones o moléculas son atrapadas o retenidas en la superficie de un material.

[c] Absorción:

Es la retención de una sustancia por las moléculas de otra ya sea en estado líquido o gaseoso.

[d] Atracción de vectores:

Es la característica de los lodos y biosólidos para atraer vectores como roedores, moscas, mosquitos u otros organismos capaces de transportar agentes infecciosos.

[e] Biosólidos:

Lodos que han sido sometidos a procesos de estabilización y que por su contenido de materia orgánica, nutrientes y características adquiridas después de su estabilización, puedan ser susceptibles de aprovechamiento.

[f] Desazolve:

La acción de extraer sólidos provenientes de los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, no incluye los provenientes de las presas o vasos de regulación.

[g] Disposición final:

La acción de depositar de manera permanente lodos y biosólidos en sitios autorizados.

[h] Estabilización:

Son los procesos físicos, químicos o biológicos a los que se someten los lodos para acondicionarlos para su aprovechamiento o disposición final para evitar o reducir sus efectos contaminantes al medio ambiente.

[i] Eutrofización:

Designa el enriquecimiento en nutrientes de un ecosistema, La eutrofización produce de manera general un aumento de la biomasa y un empobrecimiento de la diversidad.

[j] Eficiencia de transferencia de oxígeno (*Oxygen Transfer Efficiency*)OTE:

Es la eficiencia del difusor a aplicar, esta eficiencia depende de muchos factores, tales como el tipo, tamaño y forma que lo constituye considerando además el flujo de aire y la sumersión a la que se encuentre sometido.

[k] Eficiencia estándar de transferencia de oxígeno (*Standard Oxygen Transfer Efficiency*)

SOTE:

Es la eficiencia del difusor a aplicar en condiciones estándar ($T=20^{\circ}\text{C}$ y al nivel del mar) con ciertas condiciones de diseño (tipo, tamaño y forma que lo constituye considerando además el flujo de aire y la sumersión a la que se encuentre sometido).

[l] Gasto másico:

Es la magnitud que expresa la variación de la masa en el tiempo. Matemáticamente es el diferencial de la masa con respecto al tiempo.

[m] Lodos:

Son sólidos con un contenido variable de humedad, provenientes del desazolve de los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, de las plantas potabilizadoras y de las plantas de tratamiento de aguas residuales, que no han sido sometidos a procesos de estabilización.

[n] Parásito:

Organismo animal o vegetal que vive sobre o dentro de un individuo de otra especie.

[o] Respiración endógena:

Autooxidación producida por organismos en los procesos biológicos. Una vez que haya una carencia de la materia orgánica, las bacterias mueren y son utilizadas como alimento por otras bacterias.

[p] Solubilidad:

Es una medida de la capacidad de disolverse una determinada sustancia (soluto) en un determinado medio (solvente).

[q] Sólidos Totales(ST):

Son los materiales residuales que permanecen en los lodos y biosólidos, que han sido deshidratados entre 103°C y 105°C , hasta alcanzar un peso constante y son equivalentes en base a peso seco.

[r] Sólidos volátiles(SV):

Son sólidos orgánicos totales presentes en los lodos y biosólidos, que se volatilizan cuando éstos se queman a 550°C en presencia de aire por un tiempo determinado.

[s] Tasa estándar de transferencia de oxígeno(SOTR):

Requerimiento de oxígeno estándar en condiciones de campo que requiere el sistema.

[t] Tasa actual de transferencia de oxígeno(AOTR):

Requerimiento de oxígeno teórico que requiere el sistema.

1.INTRODUCCIÓN

1.1 Problema de investigación

En la planta de tratamiento de Aguas Blancas, el diseño del digestor aerobio de lodos se hizo considerando una temperatura de 24°C que difiere de las condiciones actuales, tal situación tiene como consecuencia cambios en el mezclado y la difusión de oxígeno en el tanque de aireación de lodos secundarios por tal razón se considera el presente análisis.

Dicho análisis permitirá de manera clara y puntual evaluar una nueva propuesta para difusión de aire y mezclado en el tanque de digestión aerobia de lodos bajo condiciones actuales de temperatura (29°C).

1.2 Justificación

Las condiciones de temperatura están por encima de las consideraciones originales de diseño con el presente trabajo se evaluará la eficiencia de las instalaciones para mezclado y difusión de oxígeno en el digestor aerobio. De los resultados que se obtengan se valorarán las ventajas de modificar aquellos elementos que resulten deficientes.

Con tal criterio se determinará la pertinencia de implementar nueva tecnología que incremente o prolongue la vida útil de la planta de tratamiento, además se considerarán situaciones y condiciones semejantes en proyectos futuros a plantas de tratamiento de aguas residuales.

1.3 Objetivo

Evaluar la pertinencia de cambiar las instalaciones para el mezclado y aeración en el digestor aerobio de la planta de tratamiento de aguas residuales Aguas Blancas, utilizando datos actuales de operación y memorias descriptivas de la planta.

1.4 Alcances

De manera analítica es conocer con certeza la eficiencia del sistema de digester aerobio.

Proponer una tecnología que permita mejorar las eficiencias de mezclado y aireación para las condiciones actuales.

2.MARCO REFERENCIAL

2.1 Planta de tratamiento de aguas residuales

Las aguas residuales colectadas en los pueblos o asentamientos humanos deben conducirse, finalmente a cuerpos receptores o al suelo. Uno de los cuestionamientos acerca de qué contaminantes de las aguas residuales deben ser eliminados para proteger el entorno, y en qué cantidad, precisa de una respuesta específica a cada caso concreto, por ello se requiere del análisis de las condiciones y necesidades locales junto con la aplicación de conocimientos científicos, de la experiencia previa de la ingeniería y de las normas reguladoras de la calidad de aguas existentes.

Los contaminantes presentes en el agua residual pueden eliminarse por medios físicos, químicos y biológico, los métodos individuales de tratamiento suelen, normalmente, clasificarse en operaciones físicas unitarias, procesos químicos unitarios y procesos biológicos, estos procesos y operaciones se utilizan conjuntamente según diversas combinaciones en el sistema de tratamiento.¹

Por tanto el tratamiento de las aguas residuales implica una serie de procesos y operaciones unitarias, adicionalmente a estos procesos es necesario un tratamiento biológico a través del cual el material orgánico presente en el agua residual es convertido a materia celular o biomasa.²

2.1.1 Tren de tratamiento de aguas residuales (lodos activados)

El proyecto de una planta de tratamiento es uno de los aspectos más llamativos de la ingeniería ambiental, la selección y análisis de los diagramas de flujo de los procesos correspondientes exige tanto el conocimiento teórico como la experiencia práctica.

El sistema de lodos activados es un proceso biológico aerobio que emplea microorganismos aerobios y facultativos para degradar los compuestos orgánicos.

¹Ingeniería sanitaria, tratamiento evacuación y reutilización de aguas residuales Metcalf& Eddy, capítulo 9, pag 133.

² Tratamiento biológico de aguas residuales, procesos de lodos activados, pág. 1.

El sistema se compone de un reactor aireado artificialmente (tanque de aeración), seguido por un sedimentador que cumple con la función de separar la biomasa suspendida en la fase líquida.

Una parte de la biomasa separada en el sedimentador secundario se recicla al reactor, el resto se elimina como lodos en exceso (purga de lodos), para mantener la concentración de microorganismos en el tanque de aeración aproximadamente constante. De esta manera, por efecto de la recirculación aumenta la concentración de la biomasa en el tanque de aeración, y el tiempo de residencia de los mismos, obteniéndose remociones similares con instalaciones más pequeñas.

Al aumentar el tiempo de residencia de los microorganismos en el reactor, aumenta la actividad biológica, y disminuye así el tiempo de tratamiento (del orden de horas).

En el proceso de lodos activados los microorganismos son completamente mezclados con la materia orgánica en el agua residual de manera que ésta les sirve de alimento para su reproducción. Es importante indicar que la mezcla o agitación se efectúa por medios mecánicos (aireadores superficiales, difusores sumergidos, etc.) los cuales tiene doble función: 1) producir mezcla completa y 2) agregar oxígeno al medio para que se desarrolle el proceso, ver Figura 2.1.

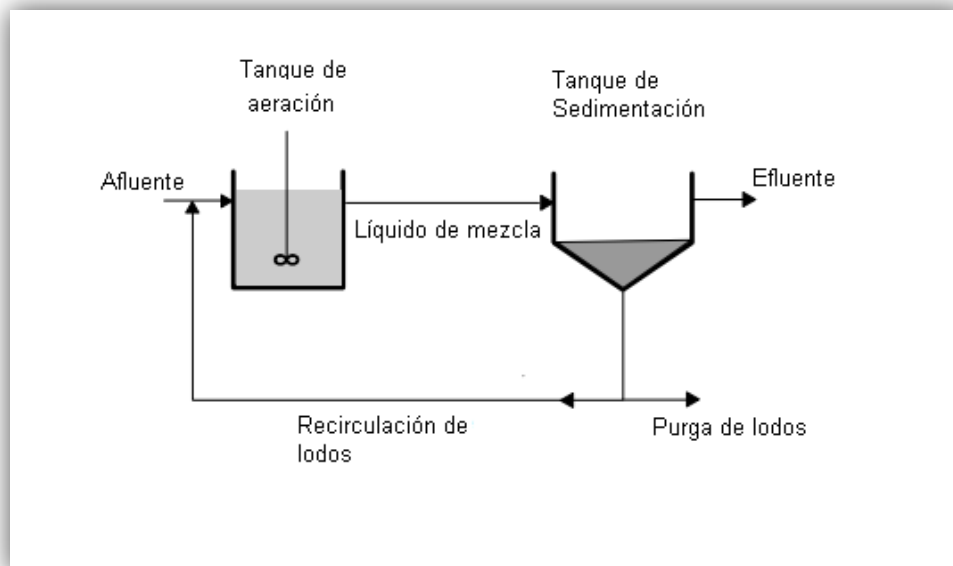


Figura 2.1. Esquema general del proceso de lodos activados.

2.2 Generalidades de la planta de tratamiento Aguas Blancas

La planta de tratamiento de aguas residuales se encuentra ubicada en el municipio de Acapulco de Juárez, al sur de la capital del estado a 133 km de distancia de Chilpancingo, entre los paralelos 16° 41' y 17° 13' de latitud norte y los 99° 32' y 99° 58' de longitud oeste.

El cual limita al norte con los municipios de Chilpancingo y Juan R. Escudero (Tierra colorada), al sur con el Océano Pacífico, al oriente con el Municipio de San Marcos y al poniente con el Municipio de Coyuca de Benítez.

La superficie total del predio de la planta de tratamiento de "Aguas Blancas" es de 19,369.371 m², de los cuales 14,252.09m² son para los procesos y obras complementarias, describiendo la superficie que abarca para cada una de ellas en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Superficie de cada elemento que constituyen la planta de tratamiento.

CONCEPTO	SUPERFICIE (m ²)
Presedimentación	92.00
Petratamiento	10107.07
Cárcamo de bombeo de influente	167.46
Desarenador	75.40
Reactores biológicos	512.42
Sedimentadores secundarios. Ampliación	1042.38
Desinfección, canal de rayos UV	109.43
Caseta de control de rayos UV	80.00
Edificio de espesador mecánico	217.49
Digestor de lodos	109.05
Cárcamo de bombeo de lodos espesadores	15.00
Caseta filtro banda	102.00
Edificio de CCM y laboratorio. Rehabilitación	376.31
Caseta de Vigilancia	8.41
Caseta de control	37.67
Vialidades Internas	1200.00
t o t a l	14252.09

La distribución en planta general, se observa la ubicación de cada elemento que constituye la planta de tratamiento en la tabla 2.2 y figura 2.2.

Tabla 1.2 Elementos que corresponde a la vista general.

ÁREA	DESCRIPCIÓN
1	Pretratamiento con rejillas gruesas, rejillas finas y cárcamo de bombeo de influente
2	Desarenador
3	Reactores biológicos
4	Sedimentadores secundarios
5	Rayos UV
6	Cárcamo de bombeo de natas
7	Bombeo de recirculación y exceso de lodos
8	Caseta de espesadores mecánicos y centrífugas
9	Digestor de lodos
10	Tanque de almacenamiento de lodos digeridos
11	Bombeo de lodos digeridos
12	Caseta de sopladores
13	Edificio de operación, laboratorio, planta de emergencia y mantenimiento
14	Caseta de vigilancia
15	Transfer doble acometida
16	Subestación eléctrica y transformadores
17	Planta de emergencia
18	Taller
19	Cisterna de agua de servicios

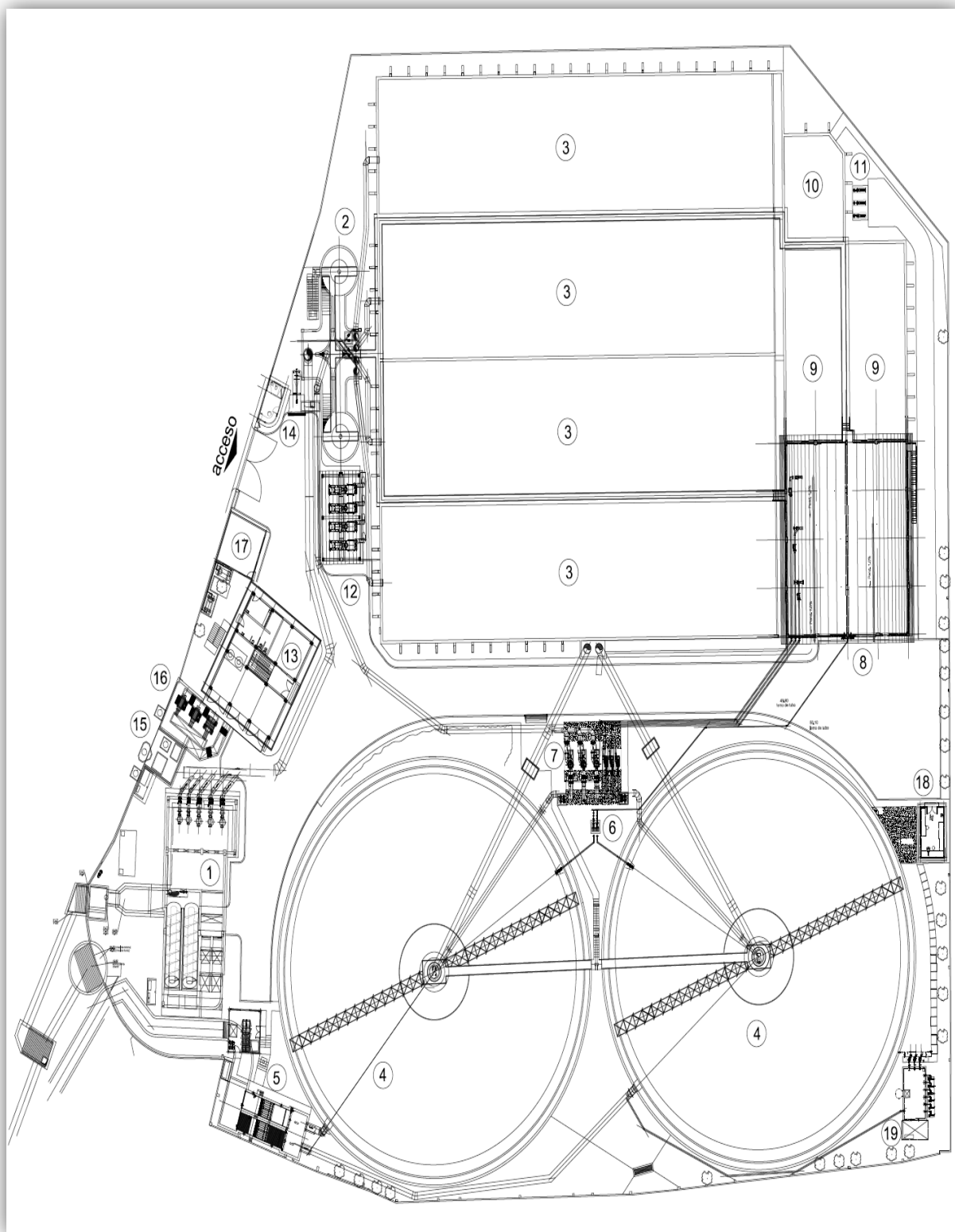


Figura 2.2 Esquema general, vista en planta y sus elementos.

La planta de tratamiento tiene una capacidad de diseño de 1,350 lps con un sistema de tratamiento biológico aerobio a nivel secundario por lodos activados, con desinfección por radiación ultravioleta para el agua y espesamiento mecánico, digestión aerobia y deshidratación en filtro banda para los lodos.

En esta planta de tratamiento se cuenta con sistema de tratamiento primario que incluye desbaste grueso y fino, ambos son mecánicos, de igual manera para la remoción de materia flotante, basura y sólidos gruesos; desarenación mecánica con aireación para mantener las condiciones aerobias en la unidad ; incluye un tanque de pre-sedimentación para eventuales caudales adicionales como el gasto máximo instantáneo; el tratamiento biológico aerobio y finalmente el tratamiento de lodos, en la figura 2.3 se muestra el esquema general de la planta de tratamiento de aguas residuales con sus diferentes componentes y procesos.

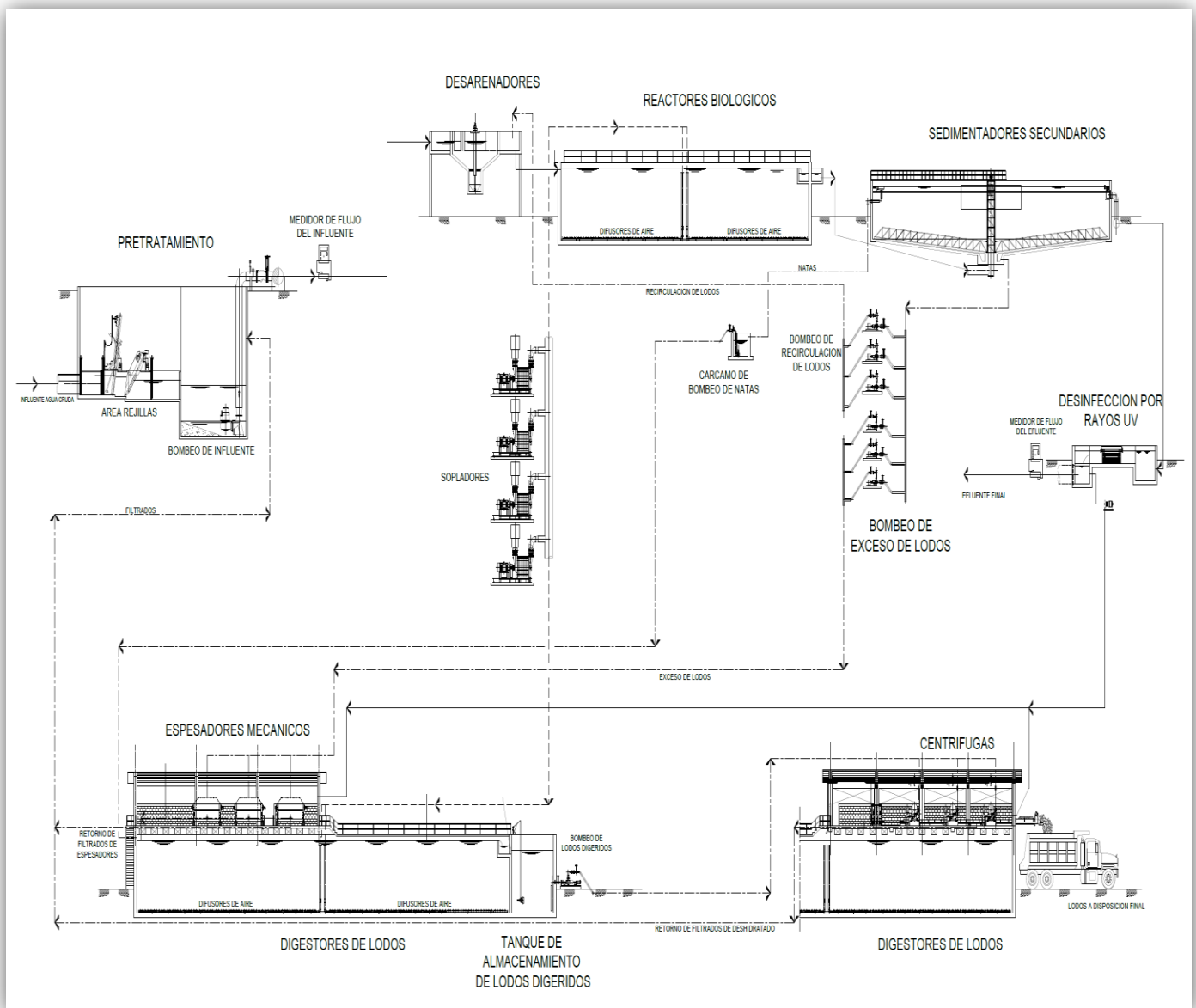


Figura 2.3 Esquema general de procesos y componentes.

La situación de la planta de tratamiento de aguas residuales ha cambiado un par de veces, las condiciones en las que se rigieron originalmente han modificado ciertos parámetros desde que se inauguró en 1990, se hizo una restauración del 2008 al 2010, en donde en agosto del año 2010 fue reinaugurada para reanudar operaciones y dar nuevamente funcionamiento.

2.2.1 Tren de tratamiento de la planta Aguas blancas

El sistema de lodos activados de la planta consiste en una serie de etapas para el tratamiento de aguas y depuración de las mismas, con ello el sistema divide el tratamiento en el tratamiento de aguas (tren de agua) y tratamiento de lodos (tren de lodos) con el objetivo de mitigar los impactos a la salud los cambios se hicieron para cumplir con las normas establecidas.

Tren de agua

El tren de agua de la planta de tratamiento de Aguas Blancas consiste en lo siguiente:

- ◆ Pretratamiento
- ◆ Reactor biológico
- ◆ Sedimentador secundario
- ◆ Desinfección

El proceso es un sistema de tratamiento biológico aerobio a nivel secundario por lodos activados con desinfección con radiación ultra violeta. En la figura 2.4 se muestra de forma esquemática el proceso del tren de agua en la planta de tratamiento, desde el afluente con la ayuda de bombas de tornillo para la llegada del área de rejillas, hasta la desinfección con la aplicación de rayos ultravioleta.

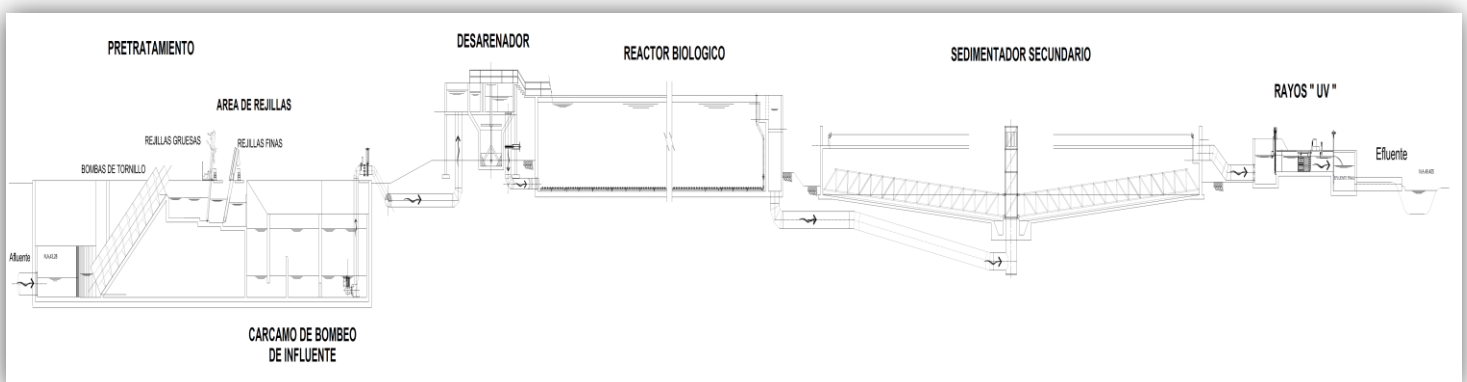


Figura 2.4 Tren de tratamiento de agua.

Pre-tratamiento

Este sistema se integra con operaciones de desbaste grueso y fino y la desarenación, todas ellas para admitir el caudal máximo extraordinario y con capacidad de reserva para los casos en que haya que dar un mantenimiento preventivo o correctivo.

Desbaste grueso

El agua cruda es sometida a una primera operación física de desbaste grueso por medio de rejilla de barras con separación de 15mm, las rejillas se diseñaron para admitir el caudal máximo, se aloja en un canal rectangular el cual es de operación mecánica. Dando las siguientes características de este equipo, tabla 2.3.

Tabla 2.3 Desbaste grueso, características generales del equipo.

CONCEPTO	UNIDADES	
Tipo de unidad	Mecánica de barras	
Separación de barra(s)	15.00	mm
Espesor de barras(e)	9.50	mm
Inclinación con la vertical (j)	30.00	grados
Velocidad de aproximación a Qmax	0.60	m/s
Rejillas en operación normal	2.00	módulos
Rejillas en reversa	1.00	módulos
Geometría de la sección transversal del canal	Rectangular	
Capacidad de operación máxima	1464.7	l/s/módulo
Ancho del canal(a)	1.50	m
Tirante máximo	1.63	m
Velocidad máxima a través de las barras	0.98	m/s
Pérdida de carga a flujo máximo	0.04	m
Pérdida de carga con obstrucción	0.10	m
Pérdida de carga de diseño	0.15	m

Desbaste fino

Con el fin de remover basura y la fracción gruesa de los sólidos suspendidos, se utiliza un desbaste fino con rejillas dinámicas del tipo escalonado con apertura de 3.0 mm, con limpieza mecánica y accionamiento automático, esta unidad se ha diseñado igualmente para admitir el caudal máximo (tabla 2.4).

Tabla 2.4 Características generales para desbaste fino.

Concepto	Unidades	
Tipo de unidad	Criba móvil	
Separación de barra(s)	3.00	mm
Espesor de barras(e)	3.18	mm
Velocidad de aproximación a Qmax	0.60	m/s
Rejillas en operación normal	2.00	módulo
Rejillas en reversa	1.00	módulo
Geometría de la sección transversal del canal	Rectangular	
Capacidad de operación máxima requerida	1464.7	lps/mod
Ancho del canal(a)	1.50	m
Tirante máximo	1.63	m
Velocidad máxima a través de las barras	1.20	m/s
Pérdida de carga a gasto máximo	0.08	m
Pérdida de carga con obstrucción	0.15	m
Pérdida de carga de diseño	0.25	m

Desarenación

La planta de tratamiento cuenta con dos desarenadores de flujo helicoidal (vórtex), diseñados para admitir el caudal de diseño máximo en cada desarenador. Aunque desde el punto de vista de operación estas unidades no requieren de aeración están equipadas con difusión superficial con el fin de evitar malos olores.

Las arenas que se depositan en el fondo del desarenador se extraen continuamente por medio de una bomba de emulsión de aire. Ver la tabla 2.5 con las características generales.

Tabla 2.5 Características generales del desarenador.

Concepto	Unidades	
Unidades en operación	2	Mod
Tecnología	flujo helicoidal vórtex con aireación	
Extracción de arenas	Neumática	
Sección transversal	Circular	
Unidades totales en operación normal	2.00	m/s
Unidades en operación etapa de mantenimiento	1.00	módulo
Unidades en mantenimiento	1.00	módulo
Criterio de diseño	Etapa de mantenimiento(1 unidad)	
Capacidad de operación máxima	2929	lps
Capacidad máxima de la unidad	3056.00	lps/mod
Capacidad de operación normal	1465.00	lps/mod
Diámetro superior de la unidad	6.00	m
Sopladores para extracción de arena	1.00	sop/mod
Potencia del soplador para extracción de arena	7.50	kw/soplador
Sopladores para aeración	1.00	sop/mod
Potencia del soplador para extracción de arena	4.00	kw/soplador

Reactor biológico

El agua residual pretratada pasa al tratamiento secundario biológico. Dentro de las opciones de tratamiento biológico, se tiene el proceso de lodos activados, que considera la modalidad de oxigenación para remoción de materia orgánica carbonácea, el proceso se lleva a cabo en dos módulos que operan en paralelo.

Por otra parte la aireación de los reactores se hace por medio de burbuja fina, o difusor de poro, alimentado por sopladores de aire del tipo centrífugo de etapas múltiples, los difusores que actualmente operan son del tipo de EPDM de poro de burbuja fina de 9 pulgadas de diámetro.

Sedimentador secundario

El efluente de los reactores biológicos pasa a dos sedimentadores secundarios que operan en paralelo al igual que los reactores, para separar el agua de la biomasa activa y recircularla, esto último hacia los reactores biológicos por medio de bombas centrífugas, periódicamente se ejecutan purgas por bombeo de los excedentes de lodos activados, subproducto del proceso.

La forma física del sedimentador secundario es de forma circular equipada con mecanismos de rastras de tracción central accionados por moto-reductores para la extracción del lodo sedimentado.

Desinfección

El efluente una vez tratado biológicamente se somete a radiación ultravioleta, con el fin de eliminar coliformes fecales y obtener concentraciones inferiores al límite indicado en la normatividad.

La instalación está integrada por dos sistemas en paralelo que operan como tanque de contacto y donde se garantiza un tiempo suficiente para que la desinfección se lleve a cabo.

Tren de lodos

Debido a la magnitud de la producción de lodos residuales, el proceso es de estabilización biológica por digestión aerobia, pero antes para aumentar la concentración de lodos purgados del sedimentador secundario, éstos pasan a un espesamiento mecánico en mesa con banda. Después de la digestión pasa al desaguado, igualmente mecánico, en centrífugas para su manejo final como desechos sólidos. En la figura 2.5 se muestra de manera esquemática el tren de procesos.

El tren de lodos consiste en lo siguiente:

- ◆ Tanque de acondicionamiento de lodos y espesamiento.
- ◆ Estabilización aerobia de lodos.
- ◆ Desaguado de lodos.
 1. Tanque de lodos digeridos.
 2. Centrífuga.

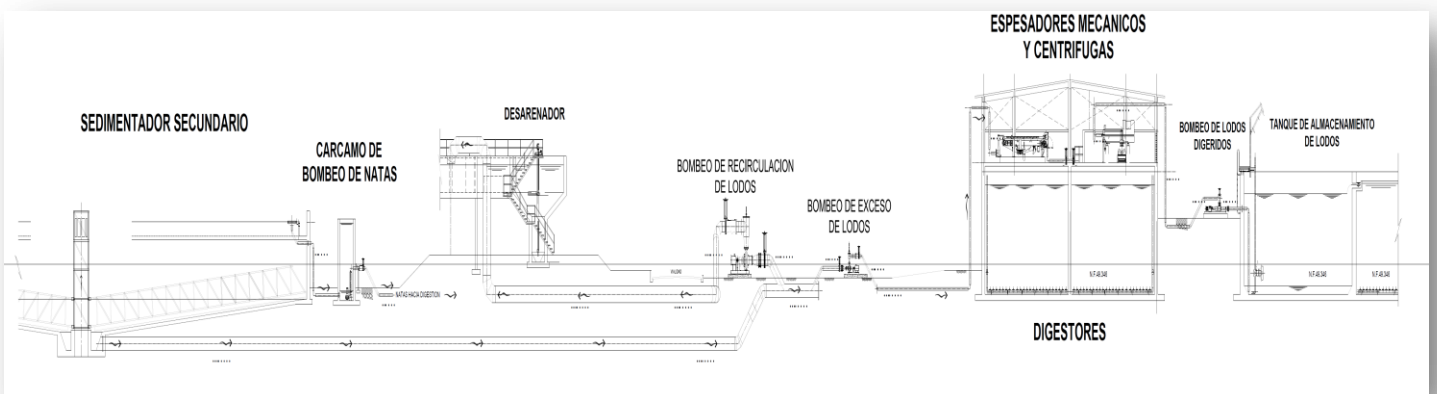


Figura 2.5 Tren de tratamiento de lodos.

Tanque de acondicionamiento

La producción de lodos secundarios excedentes con un alto contenido de materia orgánica, se estabilizan con el fin de cumplir con la normatividad presente y con ello disponerlos como desechos sólidos sin mayor problema sanitario.

Para evitar las capacidades excesivas en el proceso de estabilización de los lodos secundarios, éstos son concentrados mediante espesamiento mecánico en mesa de banda, el cual es alimentado de manera discontinua por bombas de purga instaladas en el sedimentador secundario.

Los filtrados del espesamiento de lodos son captados y enviados al cárcamo de incorporación de aguas residuales a tratamiento biológico, para su reprocesamiento e integración al conjunto de las aguas residuales afluyente.

Estabilización de lodos

En cuanto a la calidad y tratamiento de lodos residuales del proceso biológico, estos se someten a una estabilización por la vía de una digestión aerobia para lograr la calidad de la norma NOM-004-SEMARNAT-2002 para lodos clase "C".

Desaguado de lodos

1. *Tanque de lodos digeridos*

Los lodos producto de la estabilización se purgan diariamente del digestor aerobio y se envían al tanque de lodos digeridos, equipados con mezcla mecánica por medio de equipos de mezclado sumergibles, el cual hace funciones de almacenamiento, regulación y cárcamo de bombeo.

2. *Filtro prensa de banda*

Los lodos se alimentan por bombeo a filtros prensa de banda para su desaguado, siendo previamente acondicionados para obtener un grado óptimo de desaguado, los filtrados de la deshidratación de los lodos serán captados y enviados al cárcamo de incorporación de aguas residuales a tratamiento biológico, para su reprocesamiento e integración al conjunto de las aguas residuales afluentes.

2.3 Digestor Aerobio

La norma NOM-004-SEMARNAT-2002 define digestión aerobia como la transformación bioquímica de la materia orgánica presente en los lodos que es transformada en bióxido de carbono y agua por los microorganismos en presencia de oxígeno.

Los organismos aerobios dependen del oxígeno para mantener los procesos metabólicos que producen la energía necesaria para su crecimiento y reproducción, el oxígeno al igual que todos los gases en la atmósfera, son solubles en el agua en mayor o menor grado. Los dos principales gases componentes del aire: oxígeno y nitrógeno tienen muy baja solubilidad ya que no reaccionan químicamente con el agua y su solubilidad obedece a la ley de Henry, que establece que la solubilidad de un gas es directamente proporcional a la presión parcial ejercida por éste.

El fenómeno de transferencia de gases, desde el medio ambiente hacia el agua de proceso y viceversa, es muy empleado en tratamiento de aguas residuales, entre los procesos en los que se emplea la transferencia de gases se encuentra la aireación en el proceso de digestión aerobia de la materia orgánica.

La solubilidad del oxígeno también es función de la temperatura: a mayor temperatura menor solubilidad. Otro factor determinante en la solubilidad de gases es la composición del agua.

El oxígeno puede ser suministrado en forma de oxígeno puro o a través del aire. En las plantas de tratamiento de aguas residuales, la transferencia de oxígeno se hace generalmente a través de dispositivos sumergidos, que forman pequeñas burbujas en el seno del líquido. Cuanto menor sea el tamaño de las burbujas mayor será la superficie de contacto por unidad de contacto y la difusión del oxígeno en el agua de tratamiento es más eficiente.

Para incrementar aún más el coeficiente de difusión, y mejorar el aprovechamiento del oxígeno suministrado, se provocan situaciones de turbulencia en el seno del líquido, con lo que el oxígeno se difunde más efectivamente. Esta agitación o turbulencia se provoca con la misma masa de aire inyectada o por medio de agitación mecánica.

Existen muchos y muy variados sistemas de difusión de aire, cada uno de ellos con sus ventajas y desventajas. Otra alternativa para introducir grandes cantidades de oxígeno en el líquido, es por medio de aireadores superficiales, los cuales por efecto de la agitación en la superficie del líquido, rompen la masa de líquido al aire atmosférico y provocan que las pequeñas gotas formadas absorban el oxígeno atmosférico.³

³Tratamiento biológico de aguas residuales, Procesos de lodos activados 17.0, 17.1 transferencia de gases aireación 2/13.

2.3.1 Digestor aerobio Aguas Blancas

La digestión aerobia se realiza en la estabilización de lodos en el tren de tratamiento de lodos en tanques de concreto reforzado alimentados en flujo discontinuo por el espesador mecánico que de manera similar a los reactores biológicos será objeto de aeración, igualmente por medio de sopladores de aire comprimido que se alimenta a través del sistema de difusión de aire, de manera esquemática dichos arreglos se observa en la figuras 2.6.y 2.7.

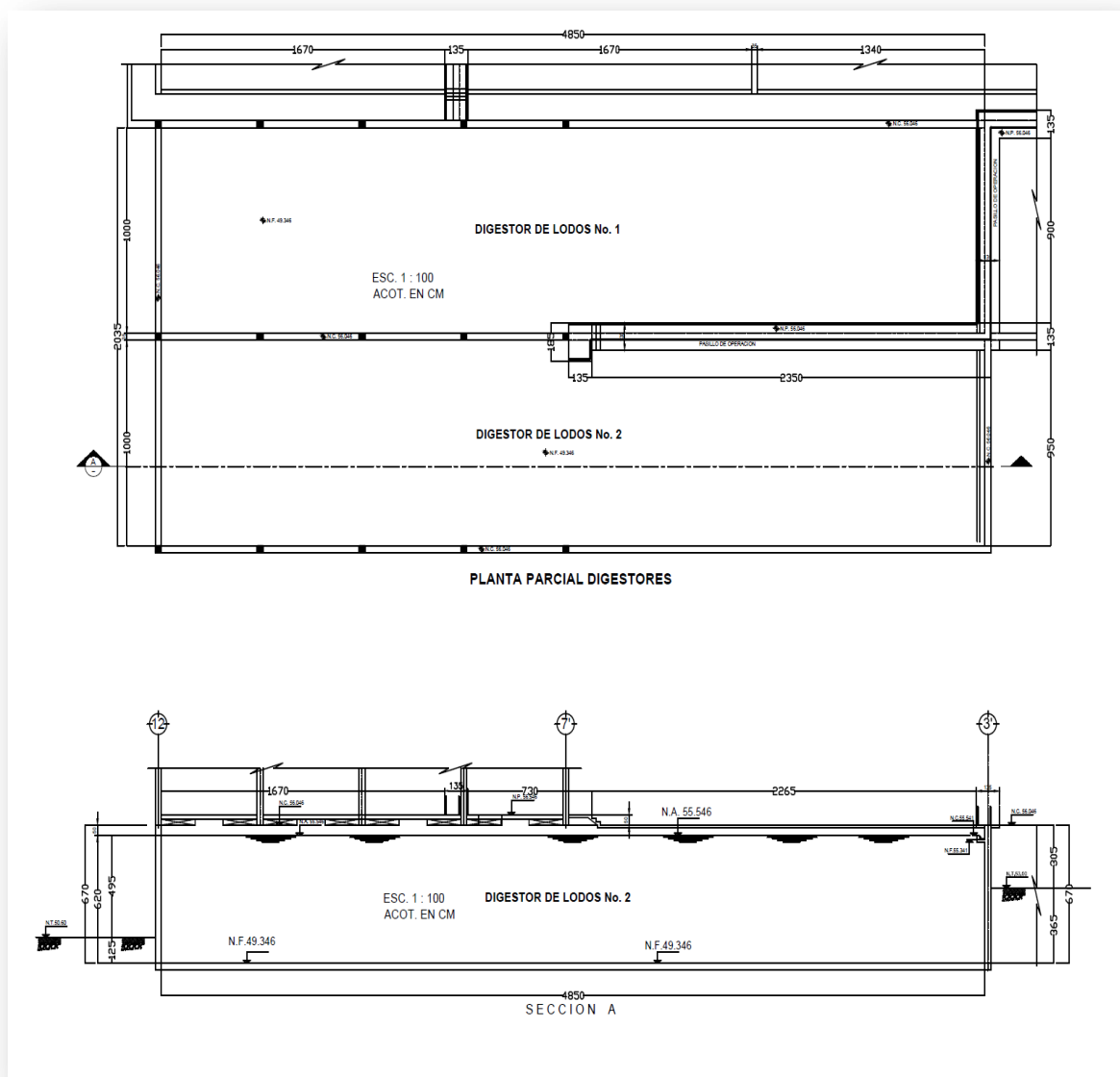


Figura 2.6 Planta y perfil de digestores aerobios.

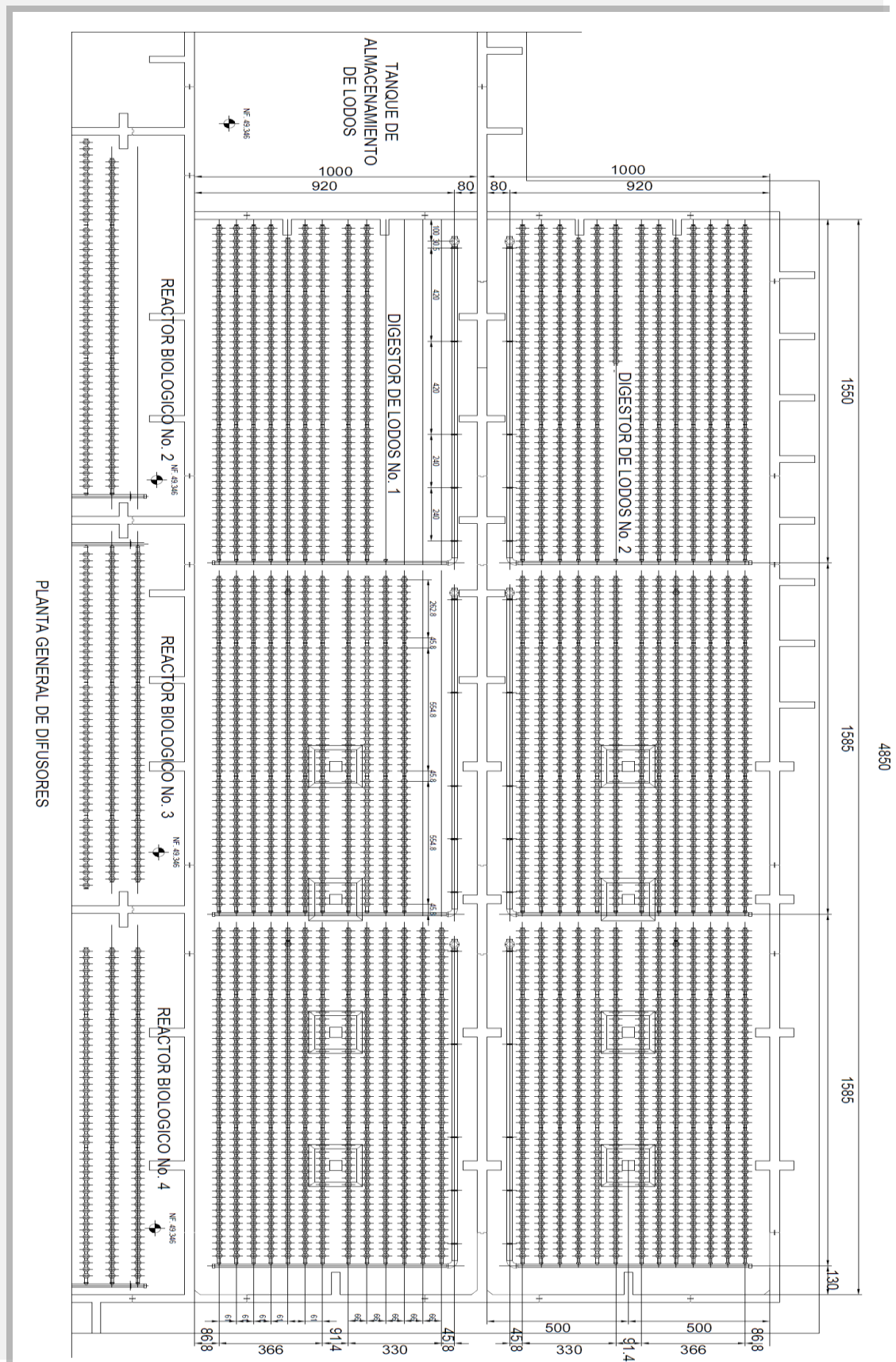


Figura 2.7 Planta general con cotas de digester aerobio, dimensiones en cm.

Las características de los lodos del digestor aerobio en la planta de tratamiento se muestran en la tabla 2.6.

Tabla 2.6 Características del digestor aerobio.

CONCEPTO	UNIDADES	
Caudal de la mezcla de lodos (Q_{wa})	628.4	m^3/d
Gasto másico de la mezcla de lodos (w_a)	25,137	kgSST/d
Número de unidades	2.0	Módulo
Modalidad de operación	flujo discontinuo	
Concentración de lodos afluente al digestor (X_i)	40,000	mg/l
Coefficiente de respiración endógena	0.14	1/d(24°C)
Fración volátil efluente (P_v)	0.61	%/100
Fración volátil de la mezcla de lodos (P_{vi})	0.71	%/100
Concentración de lodos en el digestor (X)	29160	mg/l
Concentración de SSV efluente (X_{ve})	17686	mg/l
Eficiencia de reducción de SSV	40.0	%
Fración volátil efluente de lodos	0.6	
Tiempo de retención celular (TRC)	16.7	días
Volumen de digestión (V)	2,985.0	m^3/mod
Carga de sólidos volátiles (W)	3.0	kg/m^3-d
Reducción esperada de SSV	38	%

De manera análoga a los reactores biológicos, en esta planta la aeración de los reactores es por difusión de poro de burbuja fina, alimentada por sopladores de aire comprimido del tipo centrífugo de etapas múltiples, con el fin de maximizar la eficiencia de transferencia de oxígeno se diseñó con tirantes de 6 metros, los difusores que integran el sistema de difusión de aire son tipo de disco EPDM de poro de burbuja fina de 9 pulgadas de diámetro. En la tabla 2.7, se muestran las características de los difusores de aire.

Tabla 2.7 Características bases para el sistema de aeración de poro de burbuja fina.

CONCEPTO	UNIDADES	
Demanda específica de oxígeno	2.0	kg O ₂ /kgSSVrem
Concentración de oxígeno en el aire	0.232	kg O ₂ /kg aire
Peso volumétrico normal de aire(Wa)	1.2	kg aire/m ³
Eficiencia de transferencia estándar	37.0	%
Tirante en el reactor(h)	6.2	m
Oxígeno disuelto de diseño en el reactor	2.0	mg/l
Mezclado disponible por aeración	12.5	sm ³ /h·m ²
Diámetro de difusores	0.23	m
Sumergencia del difusor	5.95	m
Eficiencia promedio unitaria de transferencia estándar	6.22	%/m
Número de difusores	3877.0	dif
Densidad de difusores(AT/AD)	6.6	m ² /m ²
Cobertura de difusores(AD/AT)	15.1	%

2.4. Características y caudales actuales de las aguas residuales

El proceso de lodos activados convencional con sedimentador secundario consiste de dos módulos en paralelo, la capacidad de diseño de la planta de tratamiento de aguas residuales se muestra en las tablas 2.8 y 2.9.

La planta de tratamiento de aguas residuales, trata las aguas generadas por los habitantes del Puerto de Juárez, el diseño se hizo con base en la estimación del influente a partir de una aportación de 150 l/hab/día para una población de 779,328 habitantes.⁴

⁴Datos del análisis del manifiesto de impacto ambiental en la rehabilitación, adecuación y construcción de la planta de tratamiento de Aguas Blancas, 2009

Tabla 2.8 Característica de diseño de la planta de tratamiento.

DATOS CUANTITATIVOS	ESPECIFICACIONES		CAUDAL POR MÓDULO (LPS)
población (P)	779,328.00	hab	
Dotación de agua potable (D)	200.00	l/hab/d	
factor de aportación	75.00	%	
Aportación de aguas residuales	150.00	l/hab/d	
Caudal medio(Qmed)	1,353.00	lps	
Cvmax=[1+14/(4+(P)^0.5)]	1.44		
factor de variación máxima instantánea	1.80		
Caudal máximo(Qmax)	2,435.40	lps	
Factor de variación máxima extraordinaria	1.20		
Caudal máximo extraordinario(QmaxE)	2,929.50	lps	1464.75
Coefficiente de variación mínima de diseño	0.50		
Caudal mínimo(Qmin)	676.50	lps	337.50

Tabla 2.9 Características cualitativas de proyecto y eficiencias de tratamiento requeridas.

DATOS CUALITATIVOS DE PROYECTO Y EFICIENCIAS DE TRATAMIENTO REQUERIDAS					
Parámetro	Unidad	Afluente medio	Efluente final	Eficiencia requerida (%)	Carga Afluente (kg/día)
Temperatura media del agua de diseño	°C	24.0	<40		
Potencial de hidrógeno		7.3	6.5-8.5		
Grasa y aceites	mg/l	50.0	15.0	70.0	5845.0
Demanda bioquímica de oxígeno	mg/l	228.0	20.0	91.2	26653.0
Demanda química de oxígeno	mg/l	546.0	-	-	-
Sólidos sedimentables	mg/l	-	1.0	-	-
Sólidos suspendidos totales	mg/l	274.0	20.0	92.7	32030.4
Sólidos suspendidos volátiles	mg/l	199.0	-	-	23262.9
Nitrógeno Kjeldhal total (NKT-N)	mg/l	36.0	-	-	-
Nitrógeno amoniacal(NH₄-N)	mg/l	24.0	-	-	-
Nitrógeno orgánico(Norg-N)	mg/l	12.0	-	-	-
Nitrógeno de nitratos(NO₃-N)	mg/l	0.0	-	-	-
Nitrógeno total(NT)	mg/l	36.0	-	-	4208.4
Fósforo total(P)	mg/l	11.0	-	-	1285.9
Coliformes fecales(CF)	NPM/100ml	2.E+07	240.0	99.9989	-
Huevos de Helminto(HH)	mg/l	5.0	1.0	80.0	-

3. REVISIÓN CON BASE EN METCALFY EDDY

La relación que existe con la temperatura en el diseño del digestor aerobio es importante ya que implica la transferencia y demanda de oxígeno, Sin embargo en la Planta de tratamiento de Aguas Blancas, se tomó una temperatura promedio de diseño de 24°C pero no se diseñó a condiciones estándar promedio en el sitio que es de 29°C, con ello es importante realizar la evaluación.

3.1 Sistema de difusión

El efecto de la temperatura es importante, de modo que la solubilidad de un gas aumenta al disminuir aquella. La temperatura en digestores aerobios afecta a la solubilidad de oxígeno y al coeficiente de transferencia de materia.

En el agua la solubilidad del oxígeno varía desde los 14.6mg/l a 0°C hasta 7mg/l a 35°C a 760mmHg de presión atmosférica. Esta baja solubilidad del oxígeno en agua, es la principal limitante para la autodepuración de las aguas residuales y la razón de la necesidad de la inyección de oxígeno atmosférico, de esta manera se logra compensar el oxígeno consumido en los procesos de digestión aerobia.

En el sistema de aireación, la aireación forzada o suministro de oxígeno puede hacerse de dos formas: por medio de aireadores superficiales o por medio de difusores de inyección de aire, en ambos casos lo que en realidad se está suministrando es aire: una mezcla de oxígeno y nitrógeno, el oxígeno es utilizado por la biomasa, y el nitrógeno entra y sale sin ningún cambio químico y solo tiene efectos de agitación en la masa de agua que es aireada.

El sistema de aireación de difusión, la cantidad de oxígeno disuelto depende del tamaño de las burbujas y del tiempo que éstas están en contacto con el agua residual: cuanto mayor sea el tiempo de contacto y menor el tamaño de las burbujas, mayor será la eficacia en la transferencia de oxígeno.

La eficacia en la transferencia de oxígeno de los diferentes difusores es:

- ◆ Burbuja fina: 12 - 20 %
- ◆ Burbuja media: 8 - 15 %
- ◆ Burbuja grande: 4 - 8 %.

En este sistema, el aire es aspirado del medio ambiente, comprimido y conducido por tubería hasta los difusores, donde el aire es burbujado continuamente en el reactor aerobio, para mantener la concentración de oxígeno disuelto en un valor de 1-2 mg/l.

Desde el punto de vista de transferencia de masa, los difusores de burbuja fina son los más adecuados para aprovechar más eficientemente el oxígeno suministrado, ya que las pequeñas burbujas producidas en este difusor transfieren más eficientemente el oxígeno requerido en el metabolismo aerobio.

El problema con los difusores de burbuja fina, es que fácilmente se tapan por la formación de sarro y otros depósitos, en los poros del difusor, así como por la introducción de polvo y otras partículas en el aire que se inyecta, por lo que se requiere de una previa filtración del aire suministrado y de un mantenimiento más frecuente en los difusores.

Los difusores de burbuja mediana y gruesa, no tienen este problema, pero la burbuja producida es más grande, por lo que la eficiencia en transferencia de oxígeno es mucho menor que en los difusores de burbuja fina.

3.2 Revisión y cálculo del digestor aerobio con base en Metcalf y Eddy

La revisión consiste en analizar el tiempo de retención celular para obtener el volumen requerido con base en la temperatura promedio de la mezcla de lodos a tratar (29°C). Se tomará en cuenta las memorias de procesos de FYPASA (referencia 4) necesarios para la revisión y los cálculos con base en la bibliografía Metcalf y Eddy (referencia 1), así mismo se estima el volumen que aporta al sistema de digestión aerobia.

El dimensionamiento se basa en la ecuación 14.22 de Metcalf y Eddy (2003), igual a ecuación 22.36 de WEF y ASCE (1998):

$$\text{Ecuación 14.22 de Metcalf y Eddy} \quad V = \frac{Q_i \times X_i}{X (k_d \times P_v + 1 / TRC)}$$

Donde:

TRC: Tiempo de retención de sólidos, [d]

X: concentración de SST en digestor aerobio, [kg/m³] o [mg/l]

V: volumen de digestor aerobio, [m³]

Q_i·X_i: Gasto másico influente de SST hacia digestor aerobio, [kgSST/d]

k_d: coeficiente de respiración endógena; [0.14 d⁻¹] para 24°C (Metcalf y Eddy, 2003)

$P_v \cdot X$: concentración de SSV en digestor aerobio, [kg/m³]

X_i : Concentración del efluente [kg/m³] o [mg/l]

De la memoria de proceso, diseñan para el requerimiento de reducción de 38% de los SSV que ingresan al digestor aerobio (con esto se busca cumplir con la opción 1 citada para NOM-004-SEMARNAT-2002 que dice lo siguiente: la atracción de vectores⁵ se reduce si la masa de sólidos volátiles en los biosólidos es reducida por lo menos un 38% en su tratamiento)⁶:

El gasto másico de SST provenientes del espesador es de 25137 kgSST/d.

Para el caudal de la mezcla de lodos (628 m³/d), las concentraciones para SST y SSV en el digestor son de 29.2 y 17.7 kg/m³, respectivamente.

Para un reducción del 38% de SSV, de la figura 3.1⁷ se obtiene que el producto de la temperatura por el TRC debe ser al menos de 400 °C·d. En las bases de diseño se tiene una temperatura de 24°C, por lo tanto determinan que el TRC requerido es de 16.7 d. Un mayor tiempo de retención de sólidos favorece más la estabilización de sólidos.

Al sustituir los valores (ver tabla 2.6) en la ecuación del volumen requerido, obtienen el requerimiento de 5970 m³.

$$V = \frac{628.4 \text{ kg/m}^3 \times 40000 \text{ mg/l}}{29160 \text{ mg/l} \left(0.14 \text{ d}^{-1} \times 0.61 + \frac{1}{16.7 \text{ d}} \right)} = 5970 \text{ m}^3$$

⁵ La atracción de vectores: característica de los lodos y biosólidos para atraer fauna nociva capaz de transportar agentes infecciosos.

⁶ Opciones para la reducción de atracción de vectores, ANEXO 1, NOM-004-SEMARNAT-2002.

⁷ Correspondiente a figura 14-31 de Metcalf y Eddy, 2003, capítulo 14, pág. 1537.

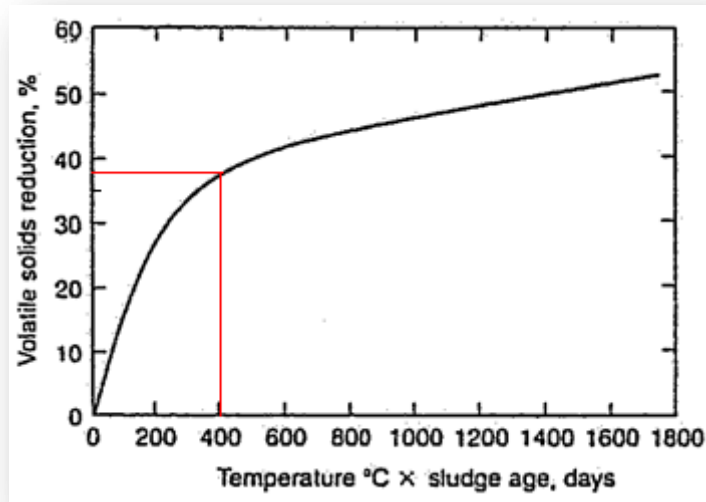


Figura 3.1. Porcentaje de reducción de sólidos volátiles y temperatura por TRC.

Para obtener reducción de al menos 38% de SSV. Para una temperatura promedio de 29°C, el TRC medio teórico corresponde a 13.8 d, como se observa de la figura 3.1 la cual para el siguiente análisis queda lo siguiente:

$$400 \text{ }^{\circ}\text{Cd} = T \times TRC = 29^{\circ}\text{C} \times TRC$$

$$TRC = \frac{400 \text{ }^{\circ}\text{Cd}}{29^{\circ}\text{C}} = 13.8 \text{ d}$$

Para la obtención del coeficiente k_d a 29°C de respiración endógena se obtiene mediante la ecuación 1 con ello, se analiza.

Ecuación 1 $(kd)_T = (kd)_{20^{\circ}\text{C}} \times q^{T-20}$

De donde:

$Kd_{20^{\circ}\text{C}}$: coeficiente de respiración endógena a 20°C (0.10 d⁻¹)

q: coeficiente de temperatura (1.05)

T: temperatura (29°C)

Por lo que:

$$(kd)_T = 0.10 \text{ d}^{-1} \times 1.05^{29-20} = 0.155 \text{ d}^{-1}$$

Donde $K_{d_{29^{\circ}\text{C}}}$ es igual a 0.155 d^{-1} (el valor del coeficiente de respiración endógena a 20°C , el coeficiente de temperatura⁸ y la temperatura son datos), aplicando la ecuación 14.22 de Metcalf y Eddy y complementando el resultado de la Ecuación 1, el volumen es de 5161 m^3 .

$$V = \frac{628.4 \text{ kg/m}^3 \times 40000 \text{ mg/l}}{29160 \text{ mg/l} \left(0.155 \text{ d}^{-1} \times 0.61 + \frac{1}{13.8 \text{ d}} \right)} = 5161 \text{ m}^3$$

En sitio, la eficiencia de los digestores debe confirmarse con las mediciones a muestras de lodos deshidratados para verificación de la NOM-004.

De acuerdo a la ecuación 14.22 del Metcalf y Eddy (2003), igual a ecuación 22.36 de WEF y ASCE (1998), cuando los digestores sólo reciben lodos secundarios el TRC equivale a:

Ecuación 2

$$TRC = \frac{X \times V}{(Q_i \times X_i) - (K_d \times P_v \times X \times V)}$$

A nivel conceptual esto es:

$$TRC = \frac{\text{Masas de sólidos suspendidos totales en digestores (kgSST)}}{\text{SST que entran} \left(\frac{\text{kgSST}}{\text{d}} \right) - \text{fracción de SST que se volatilizan (endógeno)}}$$

Esto significa que es posible medir en sitio el TRC en los digestores aerobios: al dividir la masa de sólidos suspendidos totales que se tiene en los digestores, entre el gasto másico de sólidos suspendidos totales que salen por día de los digestores.

$$TRC = \frac{\text{Masas de sólidos suspendidos totales (kgSST)}}{\text{Gasto másico de SST que salen} \left(\frac{\text{kgSST}}{\text{d}} \right)}$$

⁸ (0.10 d^{-1}) dato obtenido de la grafica 22.38, referencia [2], temperatura y K_d , sustituyendo la temperatura de 20°C y así obteniendo el valor de k_d . El coeficiente de temperatura promedio reportado es de 1.05 de la misma referencia.

4.ARREGLO CON NUEVOS DIFUSORES

Uno de los principales costos de operación de una planta de lodos activados, es la energía eléctrica necesaria para los mecanismos que efectúan el mezclado de la masa de agua y biomasa y para la oxigenación de los microorganismos aerobios presentes.

Cada sistema de aireación tiene sus virtudes y desventajas. En cuestión de costos, considerando consumo de energía eléctrica y mantenimiento, más o menos son equivalentes, por lo que la selección del sistema de aireación, entre otros factores, deberá ser considerado con base en criterios como:

- ◆ Precio del equipo
- ◆ Facilidad de conseguir suministros y repuestos
- ◆ Tipo de tratamiento (variación del proceso de lodos activados que se implementará en el tratamiento)
- ◆ Experiencia previa del sistema seleccionado⁹

4.1 Arreglo de difusores del digestor aerobio

La planta actualmente cuenta con 4 sopladores, cada uno de ellos con una potencia de 450 HP, esta serie de sopladores se encuentran ubicadas a un costado del desarenador y los reactores biológicos (figura 4.1). Con lo cual tres de los sopladores son los que están en operación para abastecer de aire a la planta de tratamiento en el reactor biológico y en la digestión aerobia, y un último de reserva.

De los tres sopladores que están en operación en la planta, dos de ellos son para el conjunto de reactores biológico (4 módulos) y uno para el conjunto de digestores aerobios (2 módulos) ver tabla 4.2.

La difusión de aire del digestor prácticamente consiste en un soplador de 450 HP para abastecer al sistema de difusión de poro de burbuja fina, para la cual en las memorias (referencia 4) de procesos se tiene los siguientes datos que muestra la tabla 4.1, que son los requerimientos necesarios de aire y la previa determinación del soplador actual, la digestión aerobia como anteriormente se ha nombrado consiste de 1939 difusores por cada módulo y en conjunto con un total de 3877 difusores por ambos módulos.

⁹ Los criterios son basados en: Ingeniería De Tratamiento de Aguas Residuales, Componentes y sistemas para el tratamiento biológico de las aguas residuales, 5.2 Formula para aireadores centrífugos, Selección del sistema de aireadores.

Tabla 4.1 Requerimientos de aire del sistema de digestión aerobia.

REQUERIMIENTOS DE AIRE		
Concentración de oxígeno en el aire	0.232	kg O ₂ /kg aire
Peso volumétrico normal del aire	1.20	kg aire/m ³
Eficiencia de transferencia estándar	37.0	%
Requerimientos netos de aire	5,510.9	m ³ /h
Requerimientos netos de aire	91.85	m ³ /min
Altitud	200.0	msnm
Flujo estándar de descarga	13,176.0	m ³ /h
Flujo estándar de descarga	7,754.0	ft ³ /min= scfm
Flujo estándar a la succión	14,655.0	m ³ /h
Flujo estándar a la succión	8,625.0	ft ³ /min= icfm
Tirante en el reactor	6.20	m
Sumergencia del difusor	5.95	m
Temperatura del agua	24.0	°C

Con base en los datos de la tabla 4.1, los requerimientos del sistema de digestión aerobia y requerimientos de aire del reactor biológico se determinó la potencia requerida de los sopladores, en la tabla 4.2 se muestra las potencias requeridas en la planta de tratamiento.

Tabla 4.2 Potencia de la planta de tratamiento y sus características básicas de diseño.

SISTEMA DE AIRE Y POTENCIA		
Número de sopladores	4.0	
Número de sopladores en reserva	1.0	
Flujo de aire estándar a la descarga	13,038.0	m ³ /h-soplador
Flujo de aire estándar a la descarga	7,673.0	scfm/soplador
Flujo de aire estándar a la succión	14,501.0	m ³ /h-soplador
Flujo de aire estándar a la succión	8,534.0	icfm/soplador
Presión a la descarga	9.9	lb/pg ²
Potencia al freno	312.4	kw/soplador
Potencia al freno	418.9	HP/soplador
Potencia del motor	335.6	kw
Potencia del motor	450.0	HP
Potencia en operación	1,350.0	HP
Potencia en reserva	450.0	HP

El soplador es de tipo centrífugo para 8,367 scfm, a una presión de 9.59 psi, accionado por motor eléctrico horizontal de 450 HP todo sobre una base de acero, el arreglo que tiene la planta de tratamiento se muestra en la figura 4.1.

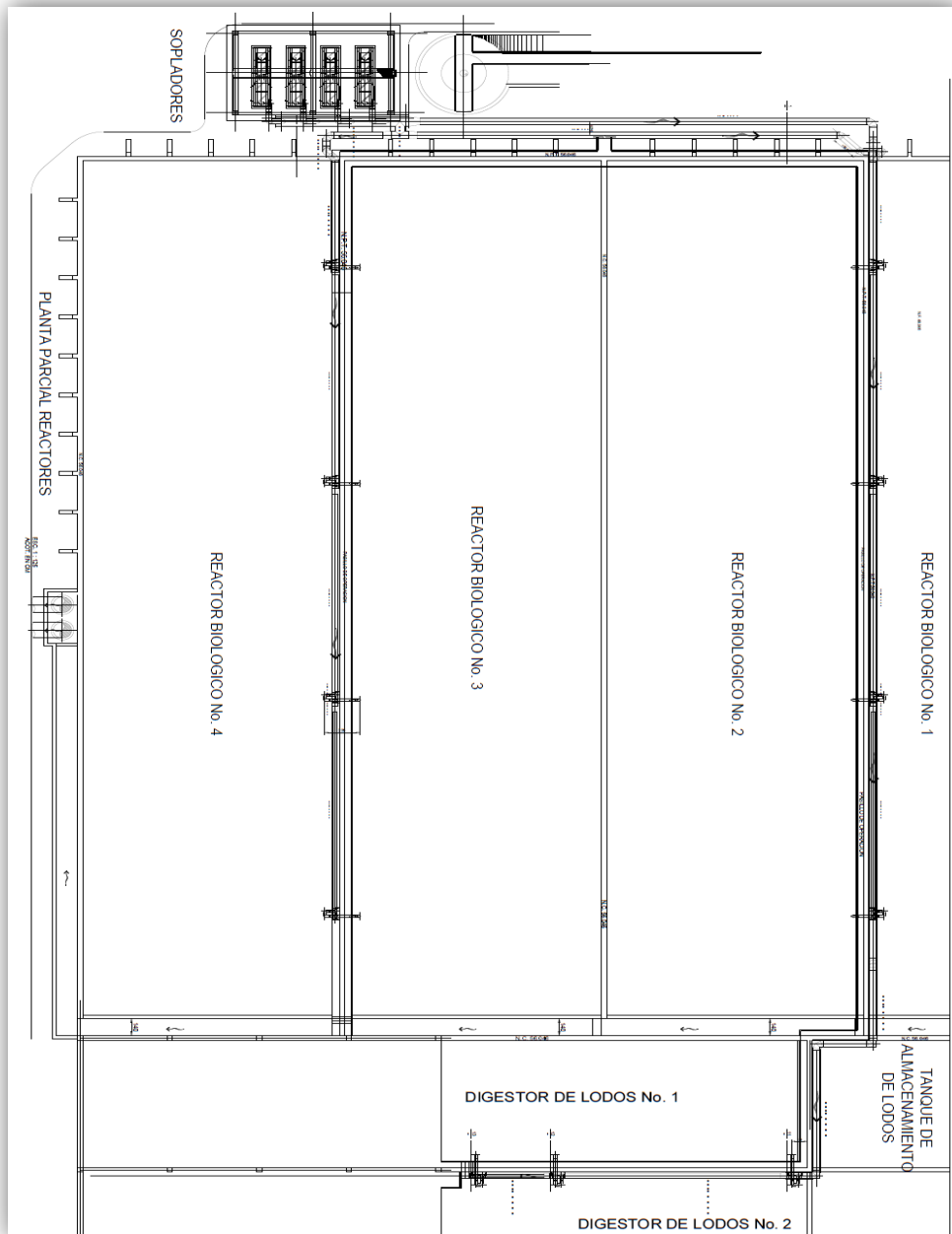


Figura 4.1 Arreglo de los sopladores y difusión.

Actualmente operan los arreglos de difusores de burbuja de membrana EPDM¹⁰ de 9 pulgadas o 22.86 centímetros de diámetro en el digestor aerobio en un tanque de dimensiones de 48.50m X 18.40m y 6.7m de profundidad con una temperatura de diseño de 24° C, el tirante en el reactor es de 6.2m y los difusores están sumergidos a 5.95m que equivale a 25 centímetros de la base.

¹⁰ Etileno Propileno Dieno tipo M, ASTM el cual es una goma sintética moldeada a medida para esta aplicación que mantiene sus propiedades físicas durante un largo tiempo, resiste al desgarro.

4.2 Arreglo de nuevos difusores

La tubería que suministra de aire a los digestores están sumergidas y conectadas a los difusores de burbuja fina, actualmente manejan ambos módulos 3877 difusores y el gasto energético de un soplador de 450HP que equivale a 335.6 Kw, analizando el sistema de difusión actual y los arreglos que maneja la planta de tratamiento consiste que por cada módulo hay 1938 difusores dividido en 3 conjuntos lo cual resulta que por cada conjunto operan 646 difusores (el conjunto es una tubería sumergida en forma de “L” que conecta a los difusores de burbuja fina).

Se sabe que los arreglos de difusores de burbuja fina generan un gasto energético mayor a comparación con los difusores de burbuja mediana y grande sin embargo dan una mejor solubilidad y transferencia de oxígeno suministrado, pero esta consideración depende de ciertas características a la que está sometida para que el sistema bacteriano esté en condiciones estables, en este caso no se consideró la temperatura promedio actual en el lugar que es de 29°C por tal motivo la transferencia de oxígeno a cierta temperatura cambia y por tanto es probable que las condiciones de diseño cambien.

El nuevo arreglo propuesto consiste de difusores de burbuja mediana en el sistema de digestión aerobia, el arreglo se basa en las patentes estadounidenses U.S 7,169,306B1(A) y los difusores U.S 5,972,220 (B) de la compañía ENVIROQUIP en donde se describe el sistema de digestión aerobia mediante los difusores tipo P.A.D-G TRANSMAX (ver figura 4.2). Los difusores contarán con un tubo largo conectado a un alimentador o puente por donde circulará el flujo de aire. Con la parte baja conectado al mismo contará con su mecanismo de dispersión del flujo de aire que estará según los proveedores, con un mínimo por de 30 cm por encima del piso, por lo que cada difusor estará con una profundidad de 5.9m.

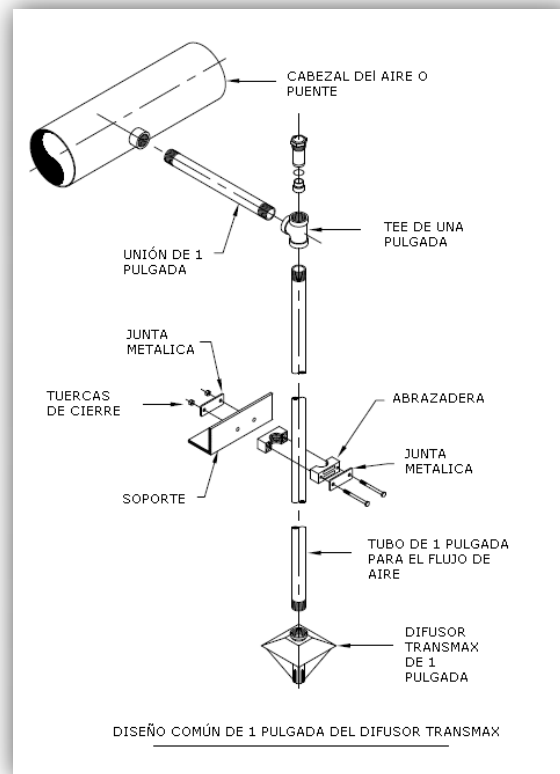


Figura 4.2 difusor TRANSMAX de burbuja mediana y sus características de ensamble (Enviroquip).

El arreglo consiste en introducir los difusores de burbuja mediana de forma vertical en la parte superior del tanque y consecuentemente llegar casi a la base del suelo por encima de 1 pie.

Al utilizar las dimensiones actuales del tanque (48.50m X 18.4m y 6.2m de profundidad operación), la patente (A) dice que la aeración debe cubrir un diámetro de influencia de 21.6 pies (6.6m) con un arreglo de 20 difusores P.A.D – G, este conjunto tiene una longitud de 30 pies (9.14m) que será extendido de forma horizontal hasta cubrir el largo del tanque, con base a estas características, el nuevo arreglo consistirá en que para cada módulo (de dimensiones 48.5 X 9.2 y 6.2m) habrá 160 difusores y con un total en ambos módulos de 320 difusores que suministrarán al sistema de digestión aerobia, el esquema se muestra en la figura 4.3.

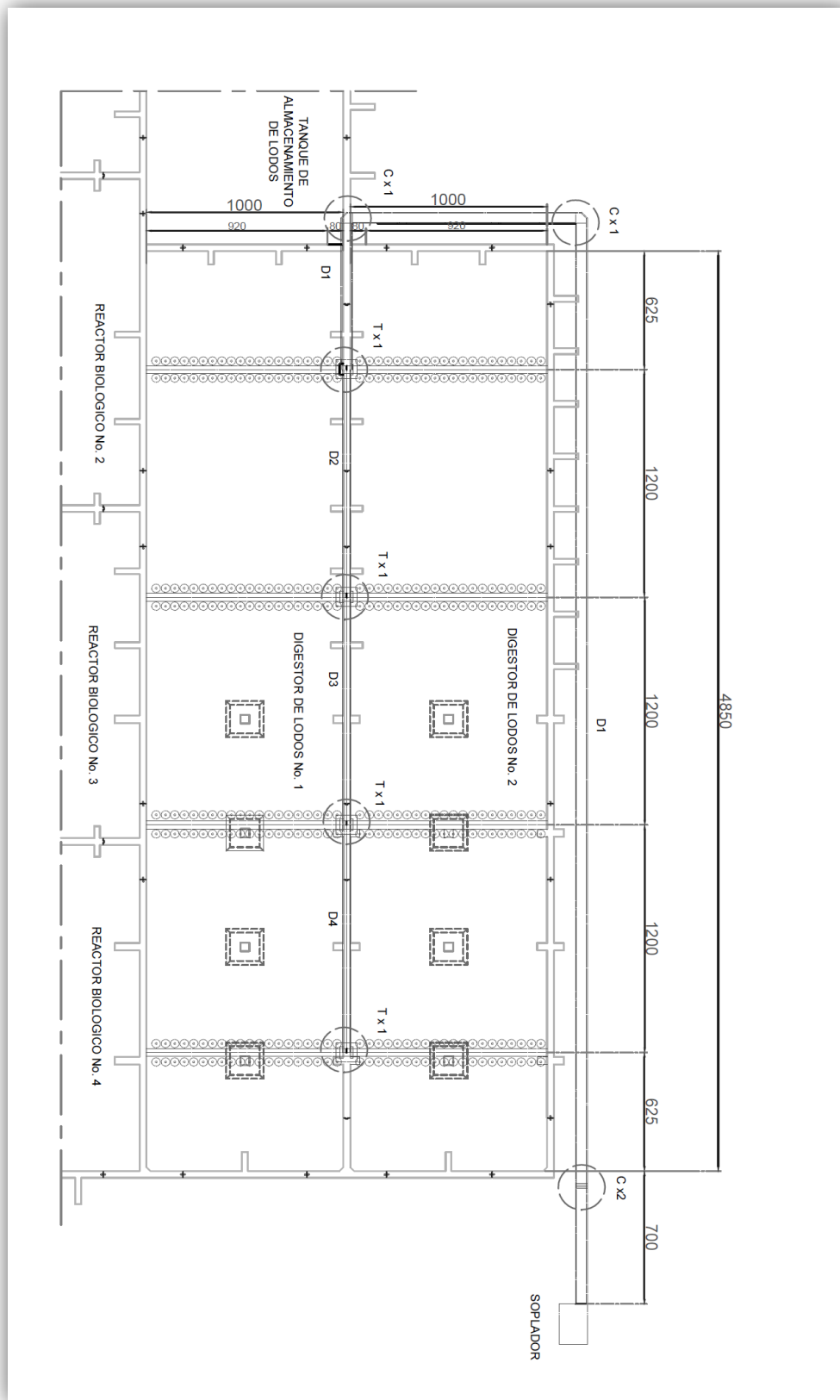


Figura 4.3 Esquema del arreglo de los nuevos difusores de burbuja mediana, donde: T=accesorio Tee, C=codo, X20dif= por 20 difusores, unidades en cm.

4.3 Calculo de la potencia con base Metcalf y Eddy

Para el cálculo del gasto energético se requieren ciertos criterios, como los requerimientos de oxígeno. Para este caso se requiere abastecer 567.7 kgO₂/h para ambos módulos. Para ello la ecuación 5.55 permite calcular los requerimientos de oxígeno estándar que son necesarios para saber el flujo de aire que estará en operación en el sistema de digestión aerobia a condiciones actuales (29°C y 200msnm).

$$\text{Ecuación 5.55} \quad AOTR = SOTR \left(\frac{\beta C_{\delta,T,H} - C_L}{C_{s,20}} \right) (1.024^{T-20})(\alpha)(F)$$

Donde¹¹:

AOTR: tasa actual de transferencia de oxígeno [567.7 kgO₂/h]

SOTR: tasa estándar de transferencia de oxígeno [kgO₂/h]

β: factor de corrección de salinidad [0.98]

CL: concentración de oxígeno en operación [1.5 mg/L]

T: temperatura de operación [29°C]

αF: factor de rendimiento en difusor [0.5]

C_{s20}: concentración de saturación de oxígeno disuelto (OD) en agua limpia a 20°C y 1 atm [9.08 mg/L]

C_{δTH}: concentración promedio de oxígeno saturado disuelto en agua limpia en el tanque de aireación a temperatura T y altitud H, [mg/L]

Para la obtención de la concentración promedio de oxígeno saturado (C_{δTH}) se requiere la siguiente expresión para su cálculo:

$$\text{Ecuación 5.55 A} \quad C_{\delta,T,H} = (C_{s,T,H}) \left(\frac{1}{2} \right) \left(\frac{P_d}{P_{atm,H}} + \frac{O_l}{21} \right)$$

Donde¹²:

C_{sTH}: concentración de saturación de oxígeno en agua limpia a temperatura T y altitud H [7.41 mg/L]

P_{atm,H}: presión atmosférica en altitud H [pa]

¹¹ El valor β comúnmente es de 0.7 a 0.98 de la referencia [1] del capítulo 5 pág. 429 sin alterar el cálculo se tomo el valor 0.98 de la referencia [4], αF es el valor promedio que se usa de la referencia [1] capítulo 5 pág. 438, C_{s20} es un valor de la referencia [1] del apéndice D, CL un valor dado de la referencia [1]

¹² O_l, es un valor dado promedio de la referencia [1] capítulo 5 pág. 430, C_{sTH} es un valor dado referencia [1] del apéndice D,

Pd: presión a la profundidad del aire liberado [pa]

OI: porcentaje de oxígeno que es dejado en el tanque [20%]

Es necesario saber la presión atmosférica del lugar a cierta altitud para obtener el dato de la presión atmosférica a una altitud dada, la ecuación 5.55 B¹³ da la forma de calcularlo, la planta de tratamiento está ubicada a 200 metros sobre el nivel por lo que:

$$\text{Ecuación 5.55 B} \quad \frac{P_{atm,H}}{P_{atm}} = \exp \left[\frac{-g(M)(Z_b - Z_a)}{(R)(T)} \right]$$

Donde:

P_{atm} : presión atmosférica al nivel del mar [101,325pa]

g: gravedad [9.81 m/s²]

M: moles de aire [28.97kg/kg-mol]

Z: elevación [200 m]

R: constante universal de los gases [8314 kg*m²/s²*kg-mol*K]

T: temperatura en Kelvin, para 29°C [302.15K]

Sustituyendo valores en la ecuación 5.55 B,

$$\frac{P_{atm,H}}{101325} = \exp \left[\frac{-9.81(28.97)(200 - 0)}{(8314)(302.15)} \right] = 10^{-0.02262637} = 0.949234$$

$$P_{atm,H} = 0.94923475 \times 101325 = 96,181.2114 \text{ pa}$$

De la ecuación 5.55 A sustituimos el valor de $P_{atm,H}$ y tenemos lo siguiente:

$$C_{\delta,T,H} = (7.41 \text{ mg/l})(0.5) \left(\frac{96,181.2114 \text{ pa} + 5.9 \text{ mca}}{96,181.2114 \text{ pa}} + \frac{20}{21} \right)$$

$$C_{\delta,T,H} = (7.41 \text{ mg/l})(0.5) \left(\frac{96,181.2114 \text{ pa} + 57,859.235 \text{ pa}}{96,181.2114 \text{ pa}} + \frac{20}{21} \right) = 9.462 \text{ mg/l}$$

Sustituyendo el valor anterior con la ecuación 5.55 y obteniendo SOTR tenemos que:

$$\frac{567.7 \text{ kgO}_2}{\text{h}} = \text{SOTR} \left(\frac{0.98(9.462 \frac{\text{mg}}{\text{l}}) - \frac{1.5 \text{ mg}}{\text{l}}}{9.08 \text{ mg/l}} \right) (1.024^{29-20})(0.5)$$

$$\frac{567.7 \text{ kgO}_2}{\text{h}} = \text{SOTR} \left(\frac{7.773 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{9.08 \text{ mg/l}} \right) (0.619) = \text{SOTR}(0.5299)$$

¹³ Ecuación de la referencia [1], apéndice B-2

$$SOTR = \frac{567.7}{0.5299} = 1,071.33 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

Tasa estándar de transferencia de oxígeno es igual 1,071.33 kg de O₂/h el gasto de oxígeno sin embargo se requiere saber el gasto de aire, la ecuación 5.55 C ya que es el gasto que permite el diseño del sistema de distribución de aire y consecuentemente ayuda al cálculo de la potencia requerida.

Ecuación 5.55C

$$Qa = \frac{SOTR}{E (Co)(Wa)}$$

Donde:

Qa: gasto del aire [m³/min].

SOTR: Tasa estándar de transferencia de oxígeno [1071.33 kg de O₂/h].

E: Eficiencia de transferencia estándar [14%]¹⁴

Co: concentración de oxígeno en el aire [0.232 kg de O₂/kg de aire]

Wa: peso volumétrico normal del aire [1.2 kg de aire/m³]

Sustituyendo valores tenemos lo siguiente:

$$Qa = \frac{1071.33 \text{ kg de O}_2/\text{h} (1\text{h}/60\text{min})}{0.14(0.232 \text{ kg de O}_2/\text{kg de aire})(1.2 \text{ kg de aire}/\text{m}^3)} = \frac{17.84 \text{ kg de O}_2/\text{min}}{0.14(0.2784 \text{ kg de O}_2/\text{m}^3)}$$

$$= 458 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} ;$$

$$W(\text{gasto másico}) = 549.3 \frac{\text{kg de aire}}{\text{min}} = 9.155 \frac{\text{kg de aire}}{\text{s}}$$

Para el cálculo de la potencia por compresión en el sistema internacional de unidades de la referencia Metcalf y Eddy está dada por la siguiente expresión:

Ecuación 5.56
$$P_w = \frac{wRT_o}{8.41 e} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{0.283} - 1 \right] \text{ SI unidades}$$

Donde:

P_w: potencia requerida [Kw] o [HP]

W: peso del flujo del aire o el gasto másico [9.155kg/s]

¹⁴ Dato del proveedor donde el OTE (Eficiencia de Transferencia de Oxígeno) es del 0.72%/ft lo cual resulta de un 14% de inmersión.

R: constante universal de los gases [8.314 KJ/k-mole*°K]

T₀: temperatura absoluta de entrada, para 29°C [302.15°K]

8.41: constante para el aire [kg/K-mole]

e: eficiencia [75%]

P₁: presión de entrada, [96,181.2114 pa= 0.9492 atm]

P₂: presión de salida, [atm]

Para saber la presión de salida (P₂) es necesario saber las pérdidas que se efectuarán en el recorrido de del flujo de aire para ello se utilizan las siguientes fórmulas. Las ecuaciones 5.57, 5.58 nos permiten saber las pérdidas por fricción y la ecuación 5.59 las pérdidas de aire por fricción a tubería recta.

$$\text{Ecuación 5.57} \quad h_L = f \left(\frac{L}{D} \right) h_i$$

$$\text{Ecuación 5.58} \quad f = \frac{0.029(D)^{0.027}}{Q^{0.148}}$$

$$\text{Ecuación 5.59} \quad hL = 9.82 \times 10^{-8} \frac{fLT(Q)^2}{PD}$$

Donde:

f: factor de fricción

hL: pérdidas por fricción [mm]

L: longitud equivalente de la tubería [m]

D: diámetro del tubo [m]

Q: flujo de aire [m³/min]

P: presión de aire suministrado [1.5251 atm]

T: temperatura en el tubo [°K]

h_i: carga de velocidad [mm H₂O]

Para el cálculo de la temperatura en el tubo se requiere utilizar la ecuación 5.60

$$\text{Ecuación 5.60} \quad T = T_0 \left(\frac{P}{P_0} \right)^{0.283}$$

Donde:

T₀: temperatura del aire en el ambiente [302.15°K]

P_0 : presión barométrica en el ambiente [0.949235 atm]

Dado que existen 4 diferentes tramos (D1, D2, D3 y D4) de cual se derivan diferentes gastos y diámetros la tabla 4.3 con base en las ecuaciones 5.58 y 5.59 muestran los resultados de perdidas por tubería recta de acero, el cual nos da un total de 20.82 mm H₂O.

Tabla 4.3 perdidas por fricción en tubería recta.

PERDIDAS POR FRICCIÓN EN TUBERIA RECTA									
SECCIÓN	Q[m ³ /min]	D[m]	$0,029 \cdot D^{0,027}$	$Q^{0,148}$	f	T0[°K]	P0[atm]	P[atm]	$(P/P0)^{0,283}$
1	457,97	0,805	0,029	2,476	0,012	302,150	0,949	1,52026	1,14
2	339,72	0,693	0,029	2,369	0,012	302,150	0,949	1,52026	1,14
3	226,48	0,600	0,029	2,231	0,013	302,150	0,949	1,52026	1,14
4	113,24	0,425	0,028	2,014	0,014	302,150	0,949	1,52026	1,14
SECCIÓN	T[°K]	L[m]	$f \cdot L \cdot T \cdot Q^2$	P*D	hL [mmH2O]				
1	345,23	78,95	66556679,01	0,51	12,72370431				
2	345,23	12,00	5794665,84	0,24	2,337490837				
3	345,23	12,00	2724085,36	0,12	2,255740172				
4	345,23	12,00	747565,51	0,02	3,501810222				
					$\Sigma =$	20,82			

Las pérdidas implican también pérdidas por accesorios, por lo cual, para completar la red de distribución de aire al sistema de digestión aerobia se estiman el cálculo de dichas pérdidas en la ecuación 5.61, se evalúa de forma puntual cada accesorio y se expresan en milímetro de agua, que tiene consigo un factor de rugosidad para la distribución de aire.

$$\text{Ecuación 5.61} \quad L = 55.4(C)D^{1.2}$$

Donde:

C: factor de longitud equivalente para accesorios

D: diámetro[m]

L: longitud equivalente de conexión de tubería [m]

Con base en las ecuaciones 5.58, 5.60 y 5.61 se obtienen las perdidas por fricción en cada sección de distribución del flujo de aire que suministrará al sistema, el análisis por cada sección tiene su correspondiente accesorio para el cálculo. Las tablas 4.4 y 4.41 muestran los valores

de las pérdidas por accesorios, la figura 4.4 muestra el isométrico del sistema de distribución de aire con los accesorios correspondientes.

Tabla 4.4 Longitud equivalente por accesorios.

LONGITUD EQUIVALENTE POR ACCESORIOS												
SECCIÓN	Q[m ³ /min]	D[m]	constante "C"			número de accesorios			L [m]			ΣL[m]
			Tee	Codo	Válvula	Tee	Codo	Válvula	Tee	Codo	Válvula	
1	457,97	0,80	0,33	0,42	2,00	1,00	4,00	1,00	14,09	71,73	85,40	171,22
2	339,72	0,69	0,33	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	11,78	0,00	0,00	11,78
3	226,48	0,60	0,33	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	9,91	0,00	0,00	9,91
4	113,24	0,42	0,33	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	6,54	0,00	0,00	6,54
											Σ=	199,45

Tabla 4.41 Pérdidas por fricción en accesorios.

PERDIDAS POR FRICCIÓN EN ACCESORIOS								
SECCIÓN	D(m)	Q(m ³ /min)	V(m/min)	f	L[m]	hi=V ² /2g [mmH ₂ O]	hL [mmH ₂ O]	
1	0,80	457,97	900,00	0,01	171,22	11,47	28,40	
2	0,69	339,72	900,00	0,01	11,78	11,47	2,36	
3	0,60	226,48	800,00	0,01	9,91	9,06	1,92	
4	0,42	113,24	800,00	0,01	6,54	9,06	1,96	
							Σ=	34,64

Con lo que el cálculo queda simplificado en términos del diámetro, gasto y velocidad del flujo del aire para obtener la presión de salida el cual queda en la siguiente fórmula:

$$P_2 = P_{atm,H} + P_{sumergencia} + P_{accesorios} + P_{tubo\ recto}$$

Donde:

$P_{atm,H}$: presión atmosférica en altitud H [96,181.2114pa]

$P_{sumergencia}$: [57,859.235pa = 5.9mca]

$P_{accesorios}$: presión por accesorios [pa]

$P_{tuborecto}$: presión a tubo recto [pa]

Resulta:

$$P_2 = 0,949235\ atm + 5,9mca + 0,0208mca + 0,03464mca = 0,949235\ atm + 5,956mca$$

$$P_2 = 0,949235 \text{ atm} + 0,576 \text{ atm} = 1,526 \text{ atm}$$

La presión 2 (P_2) es igual 1.526 atm por lo cual se calcula la potencia requerida para el sistema.

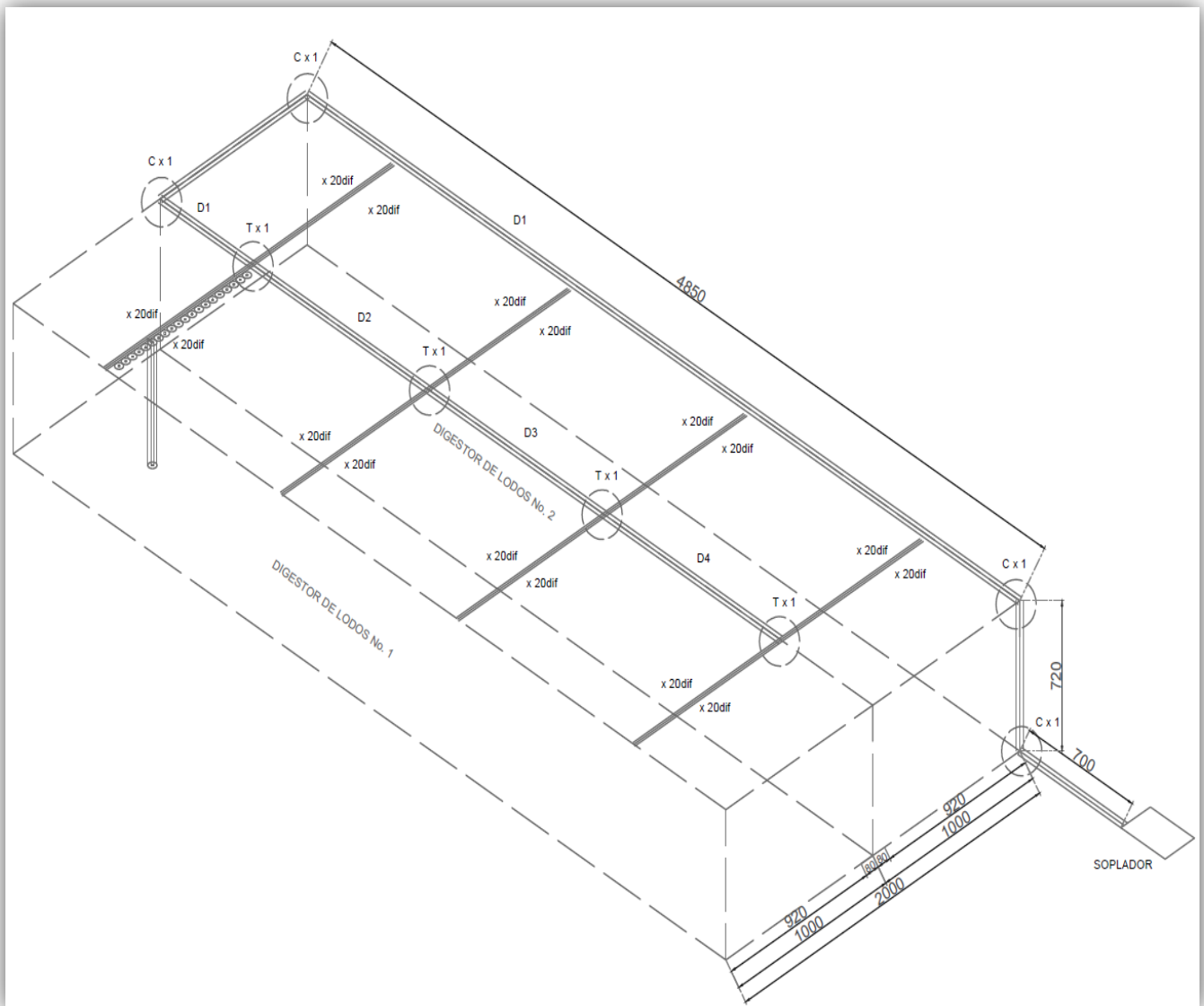


Figura4.4 isométrico del nuevo sistema de distribución de aire, donde: T=accesorio Tee,C=codo, X20dif= por 20 difusores, unidades en cm.

Teniendo P_2 podemos resolver el cálculo de la potencia sustituyendo los valores en la ecuación 5.56 teniendo la siguiente expresión:

$$P_w = \frac{9,155 \left(\frac{kg}{s}\right) 8,314 \left(\frac{KJ}{k-mole \cdot ^\circ K}\right) 302,15 (^{\circ} K)}{8,41 \left(\frac{kg}{k-mole}\right) (0,75)} \left[\left(\frac{1,526 \text{ atm}}{0,949235 \text{ atm}}\right)^{0,283} - 1 \right]$$

$P_w = 524,86 \text{ kw} = 703 \text{ HP}$; La potencia resulta mayor a la establecida actualmente por lo que energéticamente es ineficiente la aplicación de este nuevo sistema de difusión de burbuja mediana TRANSMAX, PAD – G.

5. CONCLUSIONES

Realizando el análisis y cálculo, se obtuvo que la nueva propuesta de difusión de aire no cumple con la reducción del gasto energético a comparación de los difusores que están actualmente en operación, con el fin de ahorrar costos por gastos energéticos, gastos por mantenimiento y aumentar la eficiencia de mezclado se tuvieron las siguientes conclusiones del análisis y cálculo del presente proyecto.

Haciendo comparaciones, la tabla 5.1 nos da una muestra de las variaciones finales que se obtuvieron, mostrando así que el nuevo difusor de burbuja mediana no es tan eficiente, desde el punto de vista energético, como el que existe actualmente de difusión de burbuja fina.

Tabla 5.1 comparación del difusor de la propuesta y el de operación en el digestor aerobio.

Datos	PROPUESTA: Difusor de burbuja mediana PAD-G TRANMAX	DISEÑO ORIGINAL: Difusor de membrana de 9" de diámetro.
Número de difusores	320	3877
Tirante en el digestor [m]	6.20	6.20
Nivel de sumergencia[m]	5.90	5.95
Eficiencia de transferencia estándar oxígeno SOTE [%/ft]	0.72	1.9
Eficiencia de transferencia estándar oxígeno SOTE [%/m]	2.36	6.22
Temperatura [°C]	29	24
Concentración de SS afluente [mg/l]	40 000	40 000
Concentración de SSV efluente [mg/l]	17 686	17 686
Concentración de SS efluente [mg/l]	29 160	29 160
Coefficiente de respiración endógena [1/d]	0.155	0.14
Tiempo de retención celular TRC [d]	13.8	16.7
Volumen de digestión[m ³]	5161.0	5970.0
Gasto de aire [m ³ /min]	458.0	219.6
Gasto másico [kg aire/s]	9.155	4.39
Gasto de aire por difusor [scfm/dif]	50.54	2.0
Tasa actual de transferencia de oxígeno AOTR [kgO ₂ /h]	567.7	567.7
Tasa estándar de transferencia de oxígeno SOTR [kgO ₂ /h]	1071.33	1357.3
Pérdidas totales [mmH ₂ O]	55.4	52
Potencia [HP]	703	450

De la comparación de los resultados de la propuesta de un sistema nuevo de difusores con respecto a la instalación de diseño en el digestor aerobio, tenemos una serie de ventajas y desventajas. Sin embargo sabemos que un factor decisivo es la reducción de costos ya sea de operación, instalación o mantenimiento.

La tabla 5.1 muestra los datos de ambos análisis con el cual se concluye lo siguiente:

- El número de difusores de la propuesta es menor; sin embargo eso no garantiza que exista menor gasto energético.

-El tirante del digestor se consideró el mismo y para la sumergencia en ambos se considera prácticamente lo mismo con base en la información del proveedor del difusor.

-Anteriormente se ha comentado que de estudios empíricos, la eficiencia de transferencia de oxígeno es mayor para los sistemas de difusión de burbuja fina que para los de burbuja mediana. Además, se espera que en promedio los gastos energéticos sean mayores para los de burbuja mediana. En este caso el análisis muestra que los gastos energéticos no favorecen al nuevo sistema por lo cual eso depende exclusivamente del sitio donde se quiera introducir el sistema de difusión.

Como se ve en la tabla 5.1, la eficiencia de transferencia de oxígeno de la propuesta es de 0.72% por pie a comparación del 1.9% por pie de los difusores instalados, y utilizando el nivel de sumergencia de cada análisis tenemos lo siguiente:

$$0.72 \frac{\%}{ft} \rightarrow \text{para } 5.90m = \frac{0.72}{ft} (19.37ft) = 14\%$$

$$1.9 \frac{\%}{ft} \rightarrow \text{para } 5.95m = \frac{1.9}{ft} (19.52ft) = 37\%$$

Esto demuestra que la eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE) del difusor de burbuja fina es 2.64 veces más grande que el de la propuesta, con lo que se concluye que esto de manera análoga impacta directamente al resultado de la potencia dando como resultado 703 HP del sistema de difusor de burbuja mediana a los 450 HP de burbuja fina.

-El tiempo de retención celular (TRC) en el difusor de burbuja mediana es menor que el de diseño, esto significa que requiere menos tiempo para la eliminación de SSV en el sistema según con el porcentaje establecido en la norma, que fija un mínimo de reducción del 38% lo que implica que el volumen es 809m³ menor.

$$5970m^3 - 5161m^3 = 809m^3$$

El TRC determinado es de 13.8d implica también que el fenómeno de respiración endógena requiere de menor tiempo de retención para la auto-oxidación en comparación del sistema de diseño (16.7d).

REFERENCIAS

Bibliografía

- [1]Metcalf & Eddy, *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse*, MacGraw-Hill, 1)Second Edition,USA,1979, 2)Third Edition,USA,1991, 3)Fourth Edition, USA, 2003.
- [2] *Design of municipal wastewater treatment plants (MOP 8)*, fourth edition, volume 3, WEF and ASCE.
- [3]Secretaría del medio ambiente y recursos naturales, Norma oficial mexicana NOM-004-SEMARNAT-2002. Protección ambiental.- lodos y biosólidos especificaciones y límites máximos permisibles de contaminantes para su aprovechamiento y disposición final.
- [4]Memorias del proceso, FYPASA Construcciones S.A. de C.V., Planta de tratamiento de aguas residuales de Aguas Blancas, Acapulco Guerrero, 20-abril 2009.

Mesografía

- [5] *Tratamiento biológico de aguas residuales, 17.0 procesos de lodos activados* en: www.oocities.org/edrochac/residuales/procesoslodos.htm.
- [6] *Ingeniería De Tratamiento de Aguas Residuales, Componentes y sistemas para el tratamiento biológico de las aguas residuales, 5.0 Proceso de lodos activados*. En: <http://www.grainger.com/Grainger/ATLANTIC-DIFFUSERS-Diffuser-11M949>.