

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO

“PROPUESTA PARA AUMENTAR LA CAPACIDAD DE LA PLANTA DE  
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE CIUDAD UNIVERSITARIA”

TESIS

PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO CIVIL

PRESENTA

SANTIAGO PACHECO RUIZ

DIRECTORA DE TESIS: DRA. ALEJANDRA CASTRO GONZÁLEZ

MÉXICO, CIUDAD UNIVERSITARIA

2011



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Esta página se dejó intencionalmente en blanco

## JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE: M.I. AMALIA ADRIANA CAFAGGI FÉLIX

VOCAL: DRA. ALEJANDRA CASTRO GONZÁLEZ

SECRETARIO: M.C. ESTEBAN FIGUEROA PALACIOS

1<sup>ER</sup> SUPLENTE: M.I. ALBA BEATRIZ VÁZQUEZ GONZÁLEZ

2<sup>ND</sup>O SUPLENTE: ING. JUAN HILARIO GARCÍA GIL

### **SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:**

POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA, UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

### **ASESORA DEL TEMA:**

DRA. ALEJANDRA CASTRO GONZÁLEZ

---

### **SUSTENTANTE:**

SANTIAGO PACHECO RUIZ

---

Esta página se dejó intencionalmente en blanco

A mis padres Ana María y Eugenio

Esta página se dejó intencionalmente en blanco

## AGRADECIMIENTOS

Me gustaría agradecer de manera muy especial a mi asesora la Dra. Alejandra Castro González, por todo el apoyo y amistad que me brindó a lo largo de la elaboración de este trabajo y con quien aprendí a trabajar con calidad y mucho empeño.

Así mismo quisiera agradecer de la forma más atenta al Ing. Francisco J. Montellano por haberme orientado hacia el objetivo de este trabajo desde el punto de vista de las necesidades que prevalecen en Ciudad Universitaria. Muchas gracias a la Ing. Aida Medina González quien me abrió los ojos ante las verdaderas necesidades de medio ambiente en el país, en el curso de impacto ambiental. Al Ing. Hilario García Gil por todo el apoyo y paciencia que me ofreció durante este trabajo, respondiendo a todas mis preguntas, dándome todos los recorridos necesarios por la planta, ayudándome a realizar el muestreo y aforo del proyecto hasta altas horas de la noche y sobre todo por siempre darme animo y una muy buena amistad. A la Qfb. Leonor Araoz Téllez, a la Quim. Lizeth Margarita Fragos Luna y a todo el personal de la PTARCU por apoyarme con los estudios de laboratorio necesarios para este proyecto. Al departamento de Hidráulica de la Facultad de Ingeniería, en especial a la M.I. Adriana Cafaggi Félix, a la M.I. Nickte Norma Ocampo Guerrero, a el M.I. Alexis López Montes y al laboratorista Leonardo Estrada Camacho por facilitarme el equipo de medición de flujo a superficie libre esencial para este trabajo y sobre todo por toda la ayuda que me ofrecieron a lo largo de éste. A la M.I. Alba Beatriz Vázquez González por todo su conocimiento de aspectos técnicos y teóricos del trabajo y ante todo por su valiosa amistad. Agradezco también al Ing. Guy Gadot, jefe de ventas en Latinoamérica de AqWise quien me proporcionó toda la ayuda para poder interpretar la tecnología del reactor propuesto en este trabajo. Al Ing. Rodrigo Sepúlveda Hirose que me ayudo a tomar decisiones técnicas y a quien le pregunte muchas cosas y siempre me contesto con paciencia y dedicación. Al Ing. Arturo López quien muy amablemente me proporcionó información esencial de costos, para poder terminar el trabajo. A mi gran amigo Gunther por ayudarme con todos los conceptos de construcción, excavación y demolición pero sobre todo por su apreciable amistad. Al M.I. Esteban Figueroa Palacios, por enseñarme todo acerca de planeación y por inspirarme a ser un buen ingeniero para el mundo y para mi país.

Me gustaría hacer un agradecimiento muy especial a mi mamá, Ana María, por toda la ayuda, cariño y paciencia que me tuvo a lo largo de esta largo proceso, pero sobre todo por ser la persona que mas admiro en el mundo y por ayudarme a ser todo lo que hoy en día soy. A Rodrigo, mi hermano y mejor amigo, por su valiosa orientación académica, por sus buenos consejos y ante todas las cosas, por ser mi motivación e inspiración. A Mary y Benjamín, mis padrinos, por darme todo su cariño y siempre alentarme en momentos difíciles. A todos mis amigos Gus, Kevin, Roco, Pablo, Nahúm, Joul, Lucia, Pedro, Jorge, Estibi y Nea por haberme escuchado y darme muchos ánimos para acabar la carrera. Por último me gustaría agradecerle a aquella persona que siempre me acompañó en este largo proceso, que siempre creyó en mi, siempre estuvo a mi lado, tanto en la buenas como en las malas y que hace de cada día el mejor de mi vida, gracias mi Sofí, te amo con todo mi corazón.

Pero ante todo me gustaría agradecerle a la Universidad Nacional Autónoma de México, en especial a la Facultad de Ingeniería, por darme la oportunidad de portar el título de ingeniero civil con todo el orgullo universitario.

“Por mi raza hablará el espíritu”

## ÍNDICE GENERAL

Agradecimientos	I
Índice de figuras	VII
Índice de tablas	IX
Resumen	XI
Introducción	1
Objetivo	1
1. Fundamentos	2
1.1. Agua residual	2
1.1.1. Historia breve de las aguas residuales	2
1.1.2. El agua alrededor del mundo	3
1.1.3. Contaminación de agua a nivel mundial	4
1.1.4. Contaminación del agua en México	4
1.1.5. Tratamiento de aguas residuales en México y en el mundo	6
1.2. Clasificación de las aguas residuales	8
1.3. Caracterización de las aguas residuales	8
1.3.1. Características físicas	9
1.3.1.1. Sólidos totales	9
1.3.1.2. Olor	9
1.3.1.3. Color	10
1.3.1.4. Temperatura	10
1.3.2. Características químicas orgánicas	10
1.3.2.1. Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)	11
1.3.2.2. Demanda química de oxígeno (DQO)	12
1.3.3. Características químicas inorgánicas	13
1.3.4. Características biológicas	13
1.4. Tratamiento	13
1.4.1. Niveles de tratamiento	15
1.4.2. Pre-tratamiento y tratamiento primario	15
1.4.2.1. Desbaste	15
1.4.2.2. Dilaceración	16
1.4.2.3. Remoción de arena	16
1.4.2.4. Tanques de homogeneización de caudales	17
1.4.2.5. Mezclado	18

1.4.2.6. Floculación _____	18
1.4.2.7. Sedimentación _____	18
1.4.2.8. Flotación _____	19
1.4.2.9. Filtración _____	20
1.4.3. Tratamiento secundario _____	20
1.4.3.1. Procesos de tratamiento aerobio _____	22
1.4.3.1.1. Procesos aerobios de cultivo en suspensión _____	23
1.4.3.1.1.1. Proceso de lodos activados _____	23
1.4.3.1.1.2. Reactor secuencial Batch (RSB) _____	25
1.4.3.1.1.3. Estanques y lagunas _____	27
1.4.3.1.2. Procesos de tratamiento aerobio de cultivos fijos _____	28
1.4.3.1.2.1. Filtros percoladores _____	28
1.4.3.1.2.2. Reactor de discos biológicos (RDB) _____	29
1.4.3.1.2.3. Reactor biológico de membrana (RBM) _____	30
1.4.3.1.2.4. Reactor biológico de lecho móvil (RBLM) _____	31
1.4.3.2. Procesos de tratamiento anaerobio _____	34
1.4.3.2.1. Procesos de tratamiento anaerobio de cultivos en suspensión _____	36
1.4.3.2.1.1. Proceso de contacto anaerobio _____	36
1.4.3.2.1.2. Reactor secuencial Batch anaerobio _____	36
1.4.3.2.2. Proceso anaerobio de lecho de lodos _____	37
1.4.3.2.2.1. Reactor de lecho de lodos y flujo ascendente (RALLFA) _____	37
1.4.4. Tratamiento avanzado _____	38
1.4.4.1. Procesos avanzados de filtración _____	39
1.4.4.1.1. Filtración por membrana _____	39
1.4.5. Desinfección _____	40
1.4.5.1.1. Cloro _____	40
1.4.5.1.2. Luz ultravioleta (UV) _____	41
1.4.5.1.3. Ozono _____	42
1.4.5.1.4. Dióxido de cloro _____	42
1.5. Sostenibilidad en el tratamiento de aguas residuales _____	43
2. Metodología _____	46
2.1. Caso de estudio _____	46
2.1.1. Diseño original _____	47
2.1.1.1. Pre-tratamiento y tratamiento primario _____	48
2.1.1.1.1. Colectores _____	48
2.1.1.1.2. Rejillas _____	48

2.1.1.1.3.	Cárcamo de bombeo _____	48
2.1.1.1.4.	Desarenador _____	48
2.1.1.2.	Tratamiento secundario _____	48
2.1.1.2.1.	Reactores biológicos _____	48
2.1.1.2.2.	Sedimentación secundaria _____	49
2.1.1.3.	Tratamiento avanzado _____	49
2.1.1.3.1.	Filtración _____	49
2.1.1.4.	Desinfección _____	49
2.1.2.	Situación actual _____	49
2.2.	Justificación de la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU _____	51
2.3.	Ingeniería básica de la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU _____	51
2.3.1.	Primera comparación de sistemas de tratamiento biológico _____	52
2.3.2.	Área disponible para la propuesta _____	54
2.3.3.	Población de diseño _____	55
2.3.3.1.	Población de Ciudad Universitaria _____	55
2.3.3.2.	Población Copilco el Alto _____	57
2.3.3.3.	Cálculo de la población de diseño _____	57
2.3.4.	Gasto de diseño _____	57
2.3.5.	Caracterización del agua residual _____	58
2.3.5.1.	Aforo _____	59
2.3.5.1.1.	Calibración del medidor de flujo _____	60
2.3.5.1.2.	Procedimiento de aforo _____	61
2.3.5.2.	Muestreo _____	64
2.3.6.	Tanque de igualación _____	66
2.3.7.	Pre-tratamiento y tratamiento primario _____	69
2.3.7.1.	Rejillas _____	69
2.3.7.2.	Desarenador _____	69
2.3.7.3.	Sedimentación primaria _____	71
2.3.8.	Tratamiento secundario _____	71
2.3.8.1.	RBLM con lodos activados de mezcla completa _____	71
2.3.8.1.1.	Procedimiento de diseño del reactor RBLM _____	73
2.3.8.1.2.	Procedimiento de diseño del reactor de lodos activados mezcla completa _____	78
2.3.8.1.3.	Procedimiento de diseño del sedimentador secundario _____	84
2.3.8.1.4.	Resumen del reactor RBLM con lodos activados de mezcla completa y sedimentación secundaria. _____	86
2.3.8.2.	Reactor secuencial Batch (RSB) _____	86

2.3.8.2.1.	Procedimiento de diseño del reactor RSB _____	87
2.3.8.2.2.	Resumen de diseño del RSB _____	96
2.3.9.	Tratamiento avanzado _____	97
2.3.10.	Desinfección _____	99
3.	Resultados _____	102
3.1.	Comparación final y selección de la propuesta _____	102
3.2.	Análisis de resultados _____	104
3.3.	Factibilidad Ambiental _____	105
3.4.	Factibilidad técnica _____	106
3.4.1.	Dimensionamiento _____	106
3.4.1.1.	Dimensionamiento del tanque de igualación _____	106
3.4.1.2.	Dimensionamiento del reactor RBLM _____	108
3.4.1.3.	Dimensionamiento del reactor de lodos activados de mezcla completa _____	109
3.4.1.4.	Dimensionamiento del sedimentador secundario _____	110
3.4.1.5.	Resumen del dimensionamiento _____	112
3.4.1.6.	Ubicación del sistema de tratamiento en el espacio disponible de la PTARCU _	112
3.4.2.	Balance de masa del tren de tratamiento _____	112
3.4.3.	Perfil hidráulico de la propuesta _____	113
3.4.3.1.	Análisis por bombeo tramo 1-2 _____	115
3.4.3.2.	Análisis por bombeo tramo 2-3 _____	118
3.5.	Factibilidad económica _____	119
3.5.1.	Costos de inversión _____	120
3.5.2.	Costos de operación anual por consumo energético _____	122
3.5.3.	Valor presente neto de la propuesta _____	122
4.	Conclusiones e investigaciones futuras _____	124
4.1.	Conclusiones _____	124
4.2.	Investigaciones futuras _____	125
	Referencias _____	126
	Glosario _____	132

## ÍNDICE DE FIGURAS

Fig. 1.1	Porcentajes de agua mundial _____	4
Fig. 1.2	Calidad Superficial del agua, conforme a la DBO <sub>5</sub> en mg/l _____	5
Fig. 1.3	Calidad Superficial del agua, conforme a la DQO en mg/l _____	5
Fig. 1.4	Calidad Superficial del agua, conforme a los SST en mg/l _____	5
Fig. 1.5	Registro anual de la generación de aguas residuales en México _____	6
Fig. 1.6	Porcentaje medio de aguas tratadas efectivamente _____	7
Fig. 1.7	Generación, colección y tratamiento de las aguas residuales en México en el año 2007 _____	7
Fig. 1.8	Meta de cobertura de tratamiento para el año 2012 _____	7
Fig. 1.9	Comportamiento de la DBO con respecto al tiempo _____	11
Fig. 1.10	Crecimiento de biomasa y consumo de sustrato _____	21
Fig. 1.11	Lodos activados completamente mezclados _____	24
Fig. 1.12	Lodos activados en flujo pistón _____	24
Fig. 1.13	Etapas del reactor RSB _____	27
Fig. 1.14	Ejemplo de distintos tipos de soporte de película biológica en el RBLM _____	33
Fig. 1.15	Proceso de tratamiento con RBLM _____	33
Fig. 1.16	Proceso de contacto anaerobio _____	36
Fig. 1.17	Reactor secuencial Batch anaerobio _____	37
Fig. 2.1	Localización de la PTARCU en Ciudad Universitaria _____	46
Fig. 2.2	Acercamiento de la PTARCU _____	46
Fig. 2.3	Diagrama de flujo original _____	47
Fig. 2.4	Diagrama de flujo después de la primera remodelación de la PTARCU _____	50
Fig. 2.5	Diagrama con la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU _____	52
Fig. 2.6	Comparación unitaria de tratamientos secundarios _____	53
Fig. 2.7	Área disponible para la propuesta de ampliación de la PTARCU _____	54
Fig. 2.8	Colectores de agua residual de la PTARCU _____	59
Fig. 2.9	Equipo medidor de velocidad de flujo a superficie libre _____	60
Fig. 2.10	Equipo realizando una medición de flujo a superficie libre _____	60
Fig. 2.11	Hidrograma del día 1, del día 2 e hidrograma promedio _____	63
Fig. 2.12	Comparación entre un arreglo común de procesos y operaciones unitarias y el requerido en la PTARCU _____	67
Fig. 2.13	Hidrograma representativo del influente de la PTARCU en porcentajes de entrada para diseño del tanque de igualación _____	67
Fig. 2.14	Hidrograma de diseño para el tanque de igualación _____	68
Fig. 2.15	Curva masa de los gastos de entrada y gasto de salida constante _____	68

Fig. 2.16	Desarenador tipo vortex de Huber, COANDA Complete Plant R0 5C _____	70
Fig. 2.17	Diagrama de flujo de la propuesta con RBLM+LA de tratamiento secundario. _____	73
Fig. 2.18	Diagrama de flujo de la propuesta con RSB de tratamiento secundario _____	87
Fig. 2.19	Comparación de consumo energético unitario entre la ultrafiltración y la microfiltración _____	97
Fig. 2.20	Sistema de microfiltración SIEMENS EFC-10800 _____	98
Fig. 3.1	Comparación unitaria entre RBLM con Lodos Activados y RSB _____	103
Fig. 3.2	Diagrama de flujo de la propuesta final para aumentar la capacidad de la PTARCU _____	103
Fig. 3.3	Desarrollo de la DBO, SST y del consumo energético a través del proceso de tratamiento _____	104
Fig. 3.4	Consumo energético de la Línea 1 y de la Línea 2 _____	105
Fig. 3.5	Tanque de igualación-Planta _____	106
Fig. 3.6	Tanque de igualación-Corte A-A _____	107
Fig. 3.7	Tanque de igualación-Corte B-B _____	107
Fig. 3.8	Tanque de aireación de RBLM-Planta _____	108
Fig. 3.9	Tanque de aireación de RBLM-Corte A-A _____	108
Fig. 3.10	Tanque de aireación de RBLM -Corte B-B _____	109
Fig. 3.11	Tanque de aireación de lodos activados -Planta _____	109
Fig. 3.12	Tanque de aireación de lodos activados -Corte A-A _____	110
Fig. 3.13	Tanque de aireación de lodos activados-Corte B-B _____	110
Fig. 3.14	Sedimentador secundario. Planta _____	111
Fig. 3.15	Sedimentador secundario-Corte A-A _____	111
Fig. 3.16	Sedimentador secundario. Corte B-B _____	111
Fig. 3.17	Distribución de los procesos y operaciones unitarios de la propuesta. _____	112
Fig. 3.18	Balace de masas de la propuesta _____	113
Fig. 3.19	Elevación de las operaciones y procesos unitarias, sin excavación _____	113
Fig. 3.20	Perfil Hidráulico de la propuesta. _____	114

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1	Clasificación de las aguas residuales por su procedencia _____	8
Tabla 1.2	Clasificación del drenaje _____	8
Tabla 1.3	Resumen de la clasificación de los sólidos totales _____	9
Tabla 1.4	Clasificación de los sólidos volátiles y fijos _____	9
Tabla 1.5	Parámetros para la determinación de materia inorgánica _____	14
Tabla 1.6	Características biológicas de las aguas residuales _____	14
Tabla 1.7	Límites máximos permisibles de contaminantes _____	15
Tabla 1.8	Niveles de tratamiento _____	16
Tabla 1.9	Sistemas de remoción de arenas _____	17
Tabla 1.10	Tipos de sedimentación que se presentan en el tratamiento de aguas residuales _____	19
Tabla 1.11	Ventajas y desventajas del proceso de tratamiento aerobio _____	22
Tabla 1.12	Variaciones del sistema de lodos activados _____	25
Tabla 1.13	Ventajas y desventajas del sistema RSB _____	26
Tabla 1.14	Clasificación de estanques y lagunas _____	27
Tabla 1.15	Ventajas y desventajas del tratamiento por medio de filtros percoladores _____	29
Tabla 1.16	Ventajas y desventajas de los discos biológicos _____	30
Tabla 1.17	Ventajas y desventajas los reactores biológico de membrana (RBM) _____	32
Tabla 1.18	Ventajas y desventajas los RBLM _____	34
Tabla 1.19	Ventajas y desventajas del proceso de tratamiento anaerobio _____	35
Tabla 1.20	Ventajas y desventajas de un sistema RALLFA _____	38
Tabla 1.21	Aplicación de las tecnologías de filtración por membrana _____	39
Tabla 1.22	Ventajas y desventajas de la cloración _____	41
Tabla 1.23	Ventajas y desventajas de la UV _____	41
Tabla 1.24	Ventajas y desventajas de la ozono _____	42
Tabla 1.25	Ventajas y desventajas del dióxido de cloro _____	43
Tabla 1.26	Criterios para el diseño de un tratamiento sostenible de aguas residuales _____	44
Tabla 2.1	Resumen poblaciones por facultad para licenciatura _____	55
Tabla 2.2	Resumen poblaciones por facultad para maestría y doctorado _____	56
Tabla 2.3	Resumen poblaciones por facultad para especializaciones _____	56
Tabla 2.4	Población de Ciudad Universitaria que aporta a la PTARCU y la tasa de crecimiento _____	56
Tabla 2.5	Proyección de la población de diseño _____	57
Tabla 2.6	Aportación de agua residual por habitante al día dependiendo la actividad económico realizada _____	58
Tabla 2.7	Gastos de diseño por población y gasto de diseño final _____	58
Tabla 2.8	Resumen de Calibración del equipo de medición de velocidad de flujo _____	61
Tabla 2.9	Relación de volúmenes para muestra compuesta, día 1 _____	65
Tabla 2.10	Relación de volúmenes para muestra compuesta, día 2 _____	65

Tabla 2.11 Resultados de las muestras compuestas _____	65
Tabla 2.12 Promedio ponderado de parámetros en función del gasto en cada colector, día 1 _____	66
Tabla 2.13 Promedio ponderado de parámetros en función del gasto en cada colector, día 2 _____	66
Tabla 2.14 Comparación de los parámetros en el influente de la PTARCU con la composición típica de contaminantes en aguas residuales no tratadas _____	66
Tabla 2.15 Características después del tanque de igualación (influyente al reactor RBLM) _____	72
Tabla 2.16 Criterio de carga de diseño de DBO típico _____	73
Tabla 2.17 Resumen de las concentraciones a la entrada y a la salida del reactor RBLM _____	78
Tabla 2.18 Características del influente al reactor de lodos activados _____	78
Tabla 2.19 Condiciones y parámetros propuestos para el diseño de un reactor de lodos activados _____	79
Tabla 2.20 Parámetros definidos para la determinación de TRS _____	80
Tabla 2.21 Parámetros de comparación del reactor RBLM con lodos activados de mezcla completa y sedimentación secundaria convencional. _____	86
Tabla 2.22 Características después del tanque de igualación (influyente al reactor RSB) _____	87
Tabla 2.23 Condiciones y parámetros propuestos para el diseño de un reactor RSB. _____	88
Tabla 2.24 Tiempos de ciclo para el diseño del RSB _____	89
Tabla 2.25 Parámetros definidos para la determinación de TRS _____	92
Tabla 2.26 Parámetros de comparación del reactor RBLM con lodos activados y sedimentación secundaria convencional. _____	96
Tabla 2.27 Parámetros para la determinación de la dosis de cloro requerida _____	99
Tabla 3.1 Comparación final entre RBLM con lodos activados y RSB _____	102
Tabla 3.2 Efluente de la Línea 1, Línea 2 y efluente final _____	103
Tabla 3.3 Resumen del dimensionamiento del tren de tratamiento _____	112
Tabla 3.4 Consumo energético por hora, del tramo 1-2 _____	118
Tabla 3.5 Resumen del volumen de excavación en roca, demolición y construcción de elementos de concreto armado _____	120
Tabla 3.6 Costos de inversión en pesos _____	121
Tabla 3.7 Costos de operación anual por consumo energético más representativos de la propuesta, en pesos 122	
Tabla 3.8 Valor presente neto de la propuesta, en pesos _____	122

## RESUMEN

En este trabajo se propone instalar un sistema de tratamiento paralelo al que actualmente opera en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria (PTARCU), en un espacio disponible de 516 m<sup>2</sup> y con la misma calidad de ultrafiltración, con el fin de tratar la totalidad del gasto excedente que se presenta en la planta. La propuesta consiste en instalar un tanque de igualación con un volumen útil de 1200 m<sup>3</sup> para homogenizar la concentración de contaminantes e influente de la PTARCU. El efluente del tanque sería de 50 l/s las 24 horas del día, el cual se dividirá en dos líneas: La Línea 1 con un gasto de 25 l/s abasteciendo al tren de tratamiento que está actualmente en operación y la Línea 2 con un gasto de 25 l/s, suministrando al sistema propuesto en este trabajo. En el proceso de tratamiento que se presenta para la Línea 2, se pretende disminuir la DBO en un 99% y los SST en un 99%. Para esto se propone la instalación de un desarenador tipo vortex para 25 l/s, un reactor biológico de lecho móvil (RBML) funcionando a alta tasa, con un volumen útil de 103 m<sup>3</sup>, soportes “ABC5” con un área específica de 650 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y aireación mediante difusores de burbuja fina. A continuación del reactor RBML se propone un reactor de lodos activados de mezcla completa con una capacidad útil de 340 m<sup>3</sup> y aireación por medio de difusores de burbuja fina. Posteriormente el caudal pasaría a un sedimentador secundario rectangular con una superficie de sedimentación de 114 m<sup>2</sup> y por último un sistema de microfiltración para 25 l/s. El consumo energético requerido para lograr estos niveles de remoción es de 1454 kWh/día para el suministro de oxígeno y de 203 kWh/día debido al bombeo. La inversión inicial aproximada para llevar a cabo la propuesta es de \$6,379,563 de pesos y un valor presente neto a 10 años de \$28,925,512 de pesos. Ambientalmente el proyecto es factible ya que pretende consumir 5026 kWh/día menos que el proceso de la Línea 1. Ésto representa un ahorro de 1,277 toneladas métricas de CO<sub>2</sub> en un año, equivalente a las emisiones de CO<sub>2</sub> generadas por 155 casas ó 250 automóviles de pasajeros en el mismo periodo de tiempo.

## INTRODUCCIÓN

Hoy en día el mundo atraviesa una crisis ambiental de magnitudes intangibles. La escasez de recursos naturales en el planeta es un problema que actualmente no se ha enfrentado de una manera correcta. Uno de los recursos más importantes para la subsistencia del ser humano es el agua, recurso que da vida no solo al ser humano, si no a la gran mayoría de las actividades de las cuales depende como las socioeconómicas y desarrollo. El problema mayor con respecto al agua, es su contaminación por las actividades del mismo hombre. Actualmente de los 200,000 km<sup>3</sup> de agua disponible en todo el mundo, 12,000 km<sup>3</sup> están completamente contaminados; en México, la velocidad de deterioro de los acuíferos es realmente alarmante. En 1975 existían 32 acuíferos sobreexplotados y para el año 2004 el número aumentó a 104. En la ciudad de México el problema del agua radica principalmente en la calidad y disponibilidad de ésta, además de la pérdida de agua potable por fugas en el sistema hidráulico. Actualmente esta disponibilidad está catalogada dentro de la categoría de “extremadamente baja” (1000m<sup>3</sup>/hab.·año)(Guerrero y col., 2009).

En México se tratan alrededor del 40% de las aguas residuales generadas, esto significa que la mayoría de las aguas residuales se vierten a ríos, lagos o mares sin ningún tratamiento previo, lo que ocasiona la contaminación de éstos y como consecuencia, la disminución del agua disponible (CNA, 2009b). Es por esto que hoy en día, es de vital importancia tener una visión previsoras en el cuidado y manejo del agua. Un buen ejemplo a seguir está en la Ciudad Universitaria de la UNAM, cuyo primer cuadro fue declarado Patrimonio de la Humanidad (28 junio 2007) por la UNESCO, en donde el manejo del agua llevado a cabo en ésta, debería de ser un ejemplo a seguir en grandes ciudades, empezando por la nuestra. Desde el año de 1970 en CU se han llevado a cabo actividades importantes en cuanto al cuidado del agua como: sistemas de mitigación del uso del agua en sanitarios, captación de aguas residuales y de lluvia en un sistema de alcantarillado, tratamiento de aguas residuales e irrigación de áreas verdes con aguas tratadas. Actualmente Ciudad Universitaria genera 110 l/s de aguas residuales, de las cuales 70 l/s son captados por el sistema de alcantarillado que abastece a las plantas de tratamiento ubicada en Cerro del Agua y Facultad de Ciencias Políticas. En conjunto las dos plantas con las que cuenta actualmente, pueden tratar únicamente 47 l/s. Particularmente en PTAR de Cerro del Agua, al día de hoy solo puede tratar 25 l/s. Es por lo anteriormente mencionado en esta introducción que se pretende reforzar esta visión de cuidado el agua, así en este trabajo, se presenta una propuesta para aumentar la capacidad de esta planta cumpliendo con el siguiente objetivo.

## OBJETIVO

Determinar la factibilidad de aumento en la capacidad de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria instalando en el poco espacio disponible, un sistema paralelo al que actualmente opera, para el tratamiento del flujo total del influente dentro de un horizonte de planeación establecido.

# **1. FUNDAMENTOS**

## **1.1. Agua residual**

El agua residual es aquella de composición variada proveniente de las descargas de usos municipales, industriales, comerciales, de servicios, agrícolas, pecuarios, domésticos incluyendo fraccionamientos y en general cualquier otro uso, así como la mezcla de ellas (SEMARNAT, 1996).

Si a las aguas residuales se les somete a algún proceso individual o combinado de tipo físico, químico, biológico u otros, con el fin de hacerlas aptas para el reúso en servicios al público o para disminuir la concentración de contaminantes, antes de disponerlas a los cuerpos de agua, se les conoce como aguas residuales tratadas, y en el caso de que no se traten, se le conocen como aguas crudas (SEMARNAT, 1997).

Las aguas residuales urbanas son todas aquellas que tienen como destino final el drenaje público y son consideradas como una mezcla muy compleja que contiene agua en su mayoría junto con contaminantes orgánicos e inorgánicos, los cuales pueden presentarse suspendidos o disueltos en la mezcla. Estos contaminantes no se encuentran en grandes concentraciones, pero son lo suficientemente grandes como para causar serias enfermedades al ser humano y generar focos de infección para las comunidades.

### **1.1.1. Historia breve de las aguas residuales**

El ser humano hasta hace poco, no había relacionado los peligros de la contaminación del agua con el de las enfermedades que ésta podría traer consigo. Sin embargo, existe evidencia de sistemas de alcantarillado en ciudades prehistóricas de Creta, Asiria y Roma entre otras, pero su función no era precisamente para la recolección y transporte de las aguas residuales. Durante la Edad Media el sistema de alcantarillado fue prácticamente desconocido y continuó así por mucho tiempo mas (Vázquez y Valdez, 2003).

Con la epidemia de cólera en 1854 en la ciudad de Londres Inglaterra, es que se relaciona al agua contaminada con las enfermedades que aparecían a gran velocidad. Por lo que se decide hacer algo respecto con los residuos que generaban las comunidades y así se diseñaron y empezaron a construir sistemas de alcantarillado en Londres y diversas ciudades de Europa. El principal inconveniente que se tenía, era que dichos desechos incluyendo la basura eran transportados por las cloacas. En épocas en las que no se permitía la descarga de desechos en las alcantarillas, la gente depositaba los residuos en cubetas afuera de sus casas, para posteriormente ser transportados y depositados en campos agrícolas (Vázquez y Valdez, 2003).

En la Nueva España durante el virreinato con las Ordenanzas de Felipe II, se establece la protección de cuerpos de agua así como el establecimiento de normas de higiene ante la contaminación de las poblaciones recién trazadas. Se emitieron decretos y edictos para controlar las descargas de

contaminantes. En 1618, el doctor Cisneros se preocupaba de ver el agua de Santa Fe perder todas sus cualidades al llegar a la ciudad de México (Musset, 1992):

*“Y siendo como es la excelencia suya como se ha dicho, apenas la conocerá el que la hubiera visto en su nacimiento y hecho en él, las elecciones con que queda alabada, si la cotejare con la que llega a México, por que llega tan diferente que se puede dudar si es la que nace en Santa Fe (...) Las ovas que cría, el cieno que tiene, las cosas que en ella se lava, hay tanto que decir que solo basta saber que el agua que era clara, pura, resplandeciente, de lindo sabor y gusto, esta turbia, cenagosa y con mil animales que de la misma suciedad que traen se crían (fol.71-71v).”*

En 1842 Edwin Chadwick recomendó, que la lluvia debía ser vertida al río y los desechos al suelo, lo cual iba en contra a la invención del retrete, debido a que no se podía manejar el volumen de aguas generado y los desechos debían ser depositados junto con las lluvias a los ríos. A este sistema de drenaje se le denomina mixto y es una de las causas más importantes en la contaminación de los cuerpos de agua y de los problemas de salud pública (Vázquez y Valdez, 2003).

Los problemas de contaminación del agua se intensificaron después de la segunda guerra mundial debido a un crecimiento descontrolado en la densidad poblacional y la industrialización. Esta preocupación llegó a su máximo nivel en los años 70's cuando en Estados Unidos se reconoce públicamente dicho problema y se emite la ley pública 92-500. La situación en Europa y Asia era similar con graves problemas de contaminación en los cuerpos de agua. Así por lo que se puede apreciar, la práctica de recolección, tratamiento y disposición de las aguas residuales es relativamente reciente. El tratamiento de aguas residuales cobra importancia mucho tiempo después de que se desarrollaran los sistemas de recolección, que se consideraron necesarios debido a que la capacidad de auto-purificación de los cuerpos receptores, ya no fue suficiente. A fines del siglo XIX y hasta mediados del XX, el diseño de las plantas de tratamiento de aguas residuales, se hacía de manera empírica y es a partir de 1960 que se formulan y cuantifican los procesos originales (Vázquez y Valdez, 2003; Henry y Heinke, 1999).

### **1.1.2. El agua alrededor del mundo**

El agua dulce es un recurso esencial para la subsistencia del ser humano y desafortunadamente es hasta hace muy pocos años, que se ha percatado del daño causado a lo largo de la historia a los recursos hidráulicos de que dispone. Hoy en día el hombre asigna más de la mitad del agua disponible a nivel superficial; si esto continúa así para el año 2025, se podrían estar utilizando tres cuartas partes del agua disponible del planeta (WWF, 2003). La Figura 1.1 muestra la cantidad disponible de agua dulce a nivel mundial.

Dentro de los problemas a que se enfrentará la humanidad en el siglo XXI, uno de los más serios es el control de calidad del agua a nivel mundial. A pesar de que en los últimos años se ha logrado avanzar considerablemente en el manejo del agua, cerca de 6,000 personas en gran parte niños menores a cinco años, mueren diariamente por enfermedades relacionadas con el agua. Aún cuando existe la cantidad de recursos hidráulicos suficiente para cumplir con las necesidades de las

poblaciones, la mayoría de los cuerpos de agua alrededor del mundo, están más contaminados día con día. Cerca de 2 toneladas diarias de residuos de procedencia humana son vertidos a los ríos, lagos, acuíferos y océanos en el planeta. El peor escenario se encuentra en los países en desarrollo, donde la infraestructura para el manejo, tratamiento y disposición de residuos tanto municipales como industriales, es realmente pobre (UNESCO, 2003).

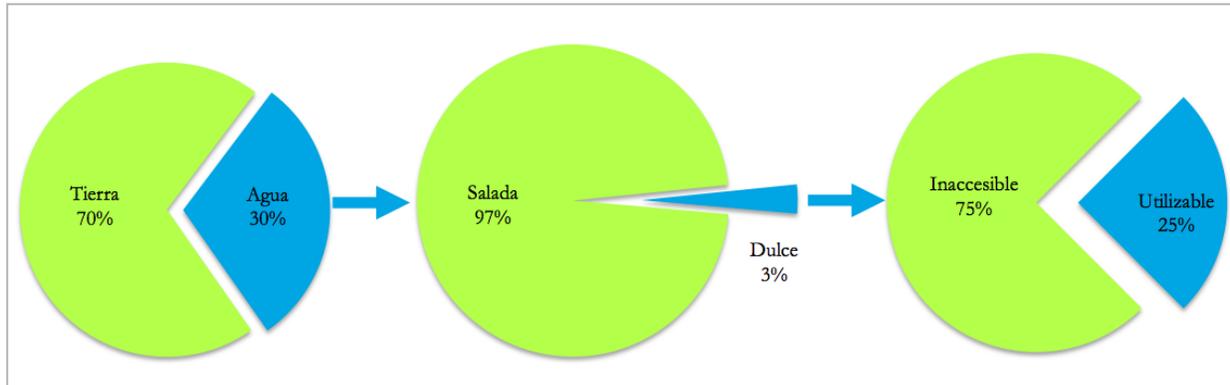


Fig. 1.1 Porcentajes de agua mundial (Realizadas a partir de CEA, 2009)

### 1.1.3. Contaminación de agua a nivel mundial

Actualmente el volumen de agua contaminada en el planeta aproximadamente es de 12,000 km<sup>3</sup>, si se continúa a este ritmo, se estima que para el año 2050 el volumen aumente a 18,000 km<sup>3</sup>. En países en desarrollo, cerca del 90% de las aguas residuales son vertidas a ríos y corrientes sin tratamiento alguno (WWF, 2003). Las Naciones Unidas estiman que anualmente se producen cerca de 1,500 km<sup>3</sup> de aguas residuales, seis veces el agua existente en todos los ríos del mundo (UNEP, 2010).

### 1.1.4. Contaminación del agua en México

En México los residuos domésticos e industriales por lo general, son vertidos sin previo tratamiento en aguas superficiales, con el riesgo indiscutible en contra de la salud de la población y el medio ambiente. Ésto se debe en gran parte al crecimiento de la población en el país, que fue de 34 millones en 1960 a 106 millones para el año del 2008 y 112 para el año 2011. Ésto ha creado un gran impacto sobre la infraestructura existente, la cual evidentemente no ha crecido paralelamente y al mismo ritmo; por lo que actualmente es insuficiente en el tratamiento del agua residual generada.

En las Figuras 1.2, 1.3 y 1.4 se muestra la situación actual en la calidad del agua del país mediante los parámetros de medición de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>), la demanda química de oxígeno (DQO) y la concentración de sólidos suspendidos totales (SST) respectivamente. La Figura 1.5 representa el crecimiento anual del caudal de aguas residuales en México, así como su gasto acumulado en cada año.

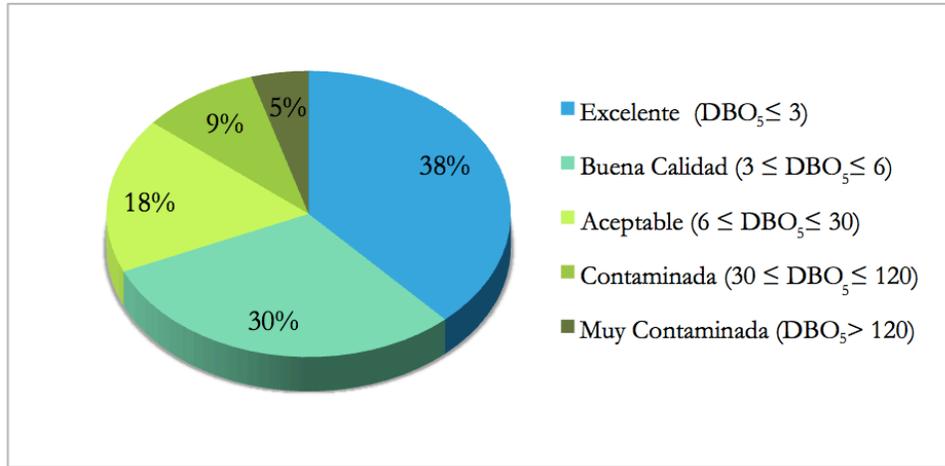


Fig. 1.2 Calidad Superficial del agua, conforme a la  $DBO_5$  en mg/l (Modificada de CNA, 2009a)

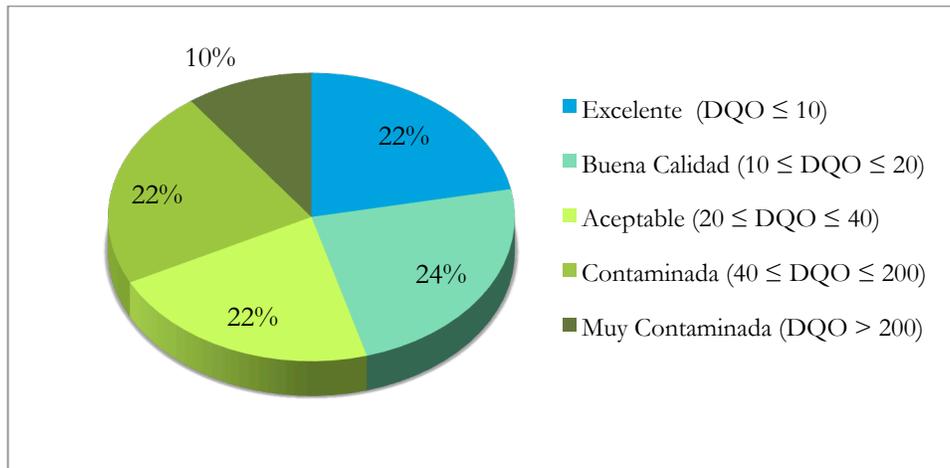


Fig. 1.3 Calidad Superficial del agua, conforme a la DQO en mg/l (Modificada de CNA, 2009a)

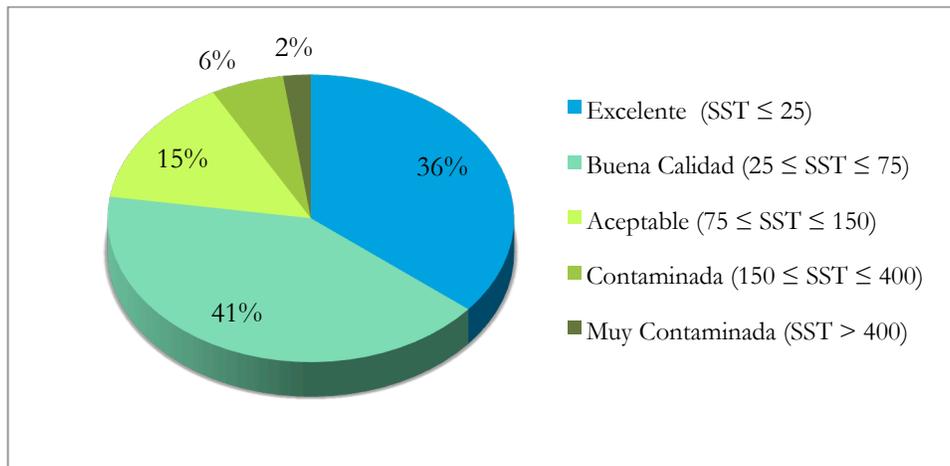


Fig. 1.4 Calidad Superficial del agua, conforme a los SST en mg/l (Modificada de CNA, 2009a)

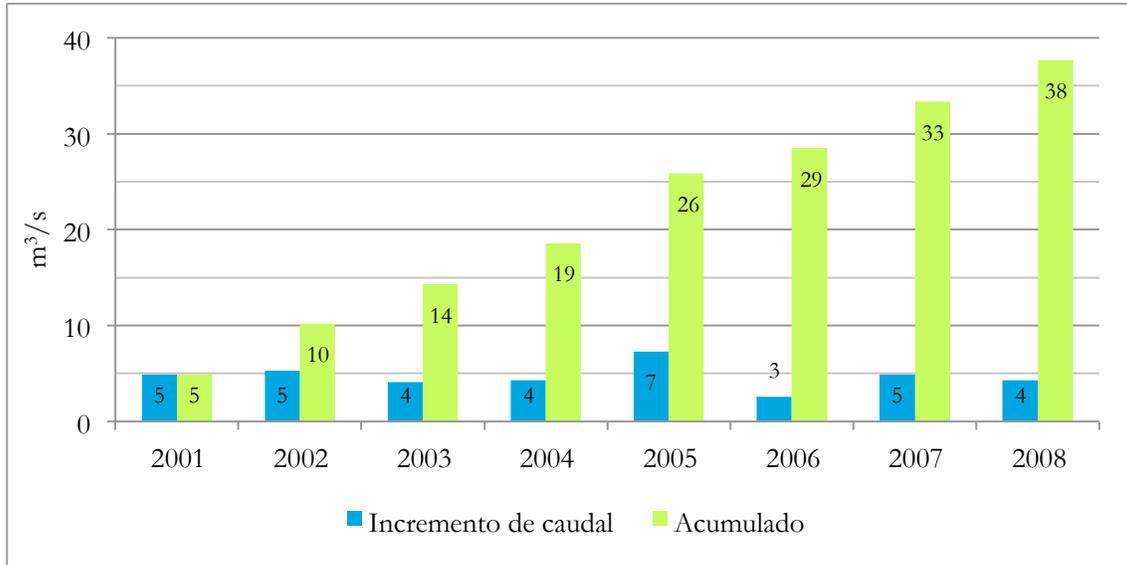


Fig. 1.5 Registro anual de la generación de aguas residuales en México (Realizado a partir de CNA, 2009<sub>b</sub>)

### 1.1.5. Tratamiento de aguas residuales en México y en el mundo

El agua residual sin tratamiento causa grandes daños al medio ambiente y a la salud del ser humano. Por ello el agua residual debe ser tratada, con el fin de reducir las enfermedades transmitidas a través de ella, así como la disminución de la contaminación de cuerpos de agua y el consecuente daño de la vida acuática (Mara, 2003). Como se comentó anteriormente, el tratamiento de aguas residuales no tiene mucho tiempo de ser practicado, por lo que los países que llevan a cabo algún tipo de proceso, son muy pocos. La Figura 1.6 representa el porcentaje medio de aguas tratadas efectivamente a nivel mundial.

La situación en México no es diferente, para el año 2008 sólo existían 1,833 plantas de tratamiento con una capacidad instalada de 113 m<sup>3</sup>/s (CNA, 2009<sub>b</sub>). Sin embargo, en una evaluación realizada a las plantas de tratamiento de aguas residuales, se determinó que únicamente el 5% de las plantas existentes están siendo operadas de manera satisfactoria (Reynolds, 2002). La cantidad de aguas residuales tratadas comparadas con las generadas es considerablemente baja, como se puede apreciar en la Figura 1.7. A partir del año 2006, el gobierno mexicano ha manifestado intenciones de aumentar la cobertura de tratamiento para el futuro. En la Figura 1.8 se muestra la meta que se desea cubrir para el año 2012 en cuanto a cobertura de tratamiento de aguas residuales.

Tomando en cuenta la información antes presentada, en el año 2007 se trataba el 38% de las aguas residuales generadas, pero sí solo el 5% de las plantas operan satisfactoriamente, únicamente se trata de manera eficiente el 2% de las aguas residuales generadas en el país.

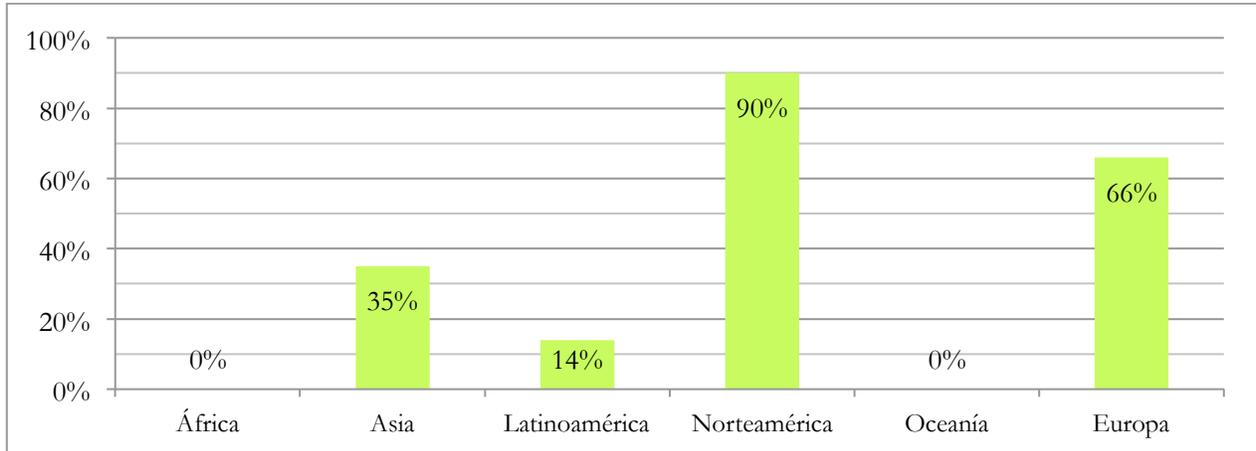


Fig. 1.6 Porcentaje medio de aguas tratadas efectivamente (WHO, 2000)

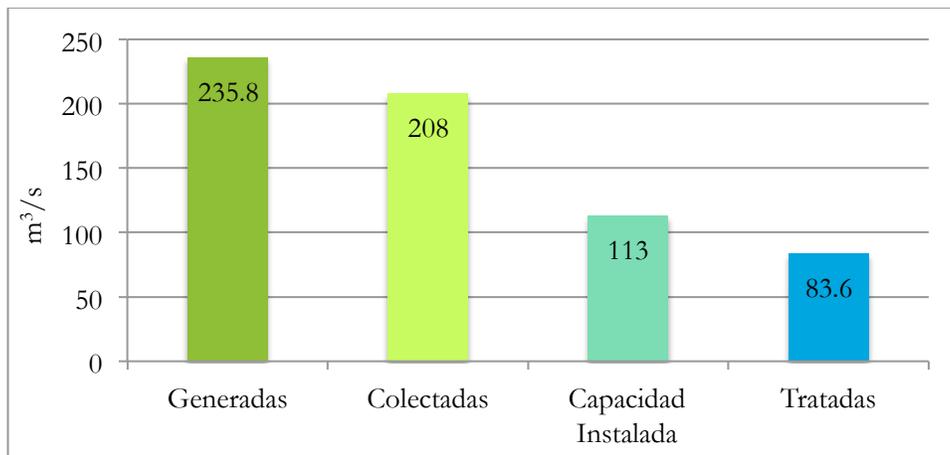


Fig. 1.7 Generación, colección y tratamiento de las aguas residuales en México en el año 2007 (Realizado a partir de CNA, 2009<sub>b</sub>)

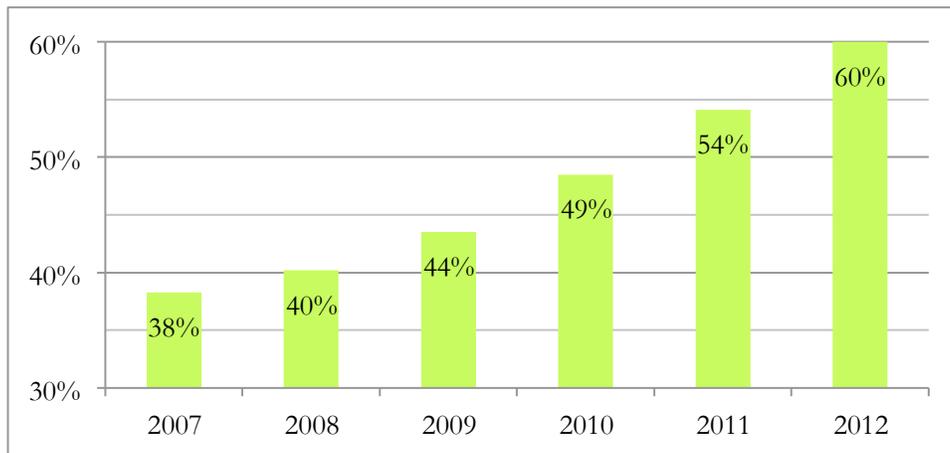


Fig. 1.8 Meta de cobertura de tratamiento para el año 2012 (Realizado a partir de CNA, 2009<sub>b</sub>)

## 1.2. Clasificación de las aguas residuales

Las aguas residuales se clasifican por su procedencia, según se presentan en la Tabla 1.1 y se recolecta en tres diferentes tipos de drenaje, como se muestra en la Tabla 1.2.

Tabla 1.1 Clasificación de las aguas residuales por su procedencia (Realizada a partir de Metcalf y Eddy, 1991)

Agua Residual	Características
Doméstica	Es el agua residual procedente de residencias instalaciones comerciales, públicas y similares.
Industrial	Agua residual en la cual predominan residuos industriales.
Pluvial	Agua resultante de la escorrentía (escurrimiento) superficial.
Infiltraciones y conexiones incontroladas	Agua que penetra de manera no controlada en la red de alcantarillado, procedente del subsuelo por distintos medios y agua pluvial que es descargada a la red a partir de fuentes tales como bajantes de edificios, drenes de cimentaciones y alcantarillas pluviales.

Tabla 1.2 Clasificación del drenaje (Realizada a partir de Metcalf y Eddy, 1991)

Drenaje	Tipo de agua residual que recolecta
Sanitario	Doméstica + Industrial + Infiltraciones y conexiones incontroladas
Pluvial	Pluvial
Mixto	Doméstica + Industrial + Infiltraciones y conexiones incontrolada+ Pluvial

A partir de este punto al mencionar aguas residuales, se estará haciendo referencia a las domésticas o municipales, ya que el caudal del caso en estudio, tiene estas características, como se mostrará en el Capítulo 2. Ampliando el concepto, las aguas residuales de carácter doméstico provienen principalmente de centros urbanos así como de zonas comerciales, escuelas, hospitales y otros tipos de instituciones públicas (Sans y Ribas, 2004).

## 1.3. Caracterización de las aguas residuales

Comprender la naturaleza del agua residual es fundamental para el diseño y operación de la recolección, tratamiento y disposición de las mismas. El gasto y la composición de las aguas tienden a variar dependiendo de las actividades socioeconómicas de la población que las genera, las estaciones del año lo que provoca variaciones diarias. Por lo tanto es necesario realizar una caracterización de aguas residuales para estudiar a fondo cuales son los componentes presentes en ella y lo que se desea depurar o remover, así como conocer el comportamiento hidrológico del caudal que se presenta. Para hacer una caracterización correcta es necesario realizar el aforo y muestreo del caudal, los cuales deberán ser: Representativos, reproducibles, validables y útiles (Metcalf y Eddy, 2004).

A continuación se hace una descripción de los componentes y características de las aguas residuales

### 1.3.1. Características físicas

Una de las características físicas del agua residual es el contenido de sólidos totales. Sin embargo, existen otras características no menos importantes que ayudan a determinar distintas condiciones del caudal, como son el color, olor y temperatura.

#### 1.3.1.1. Sólidos totales

Los sólidos totales están compuestos de materia flotante, sedimentable, coloidal, y en disolución, cuya descripción detallada se muestra en la Tabla 1.3. A su vez todas las clasificaciones anteriores de los sólidos pueden catalogarse como sólidos volátiles o como sólidos fijos, haciendo referencia a la fracción orgánica e inorgánica respectivamente (Metcalf y Eddy, 2004). En la Tabla 1.4 se describe la diferencia entre los sólidos volátiles y fijos.

Tabla 1.3 Resumen de la clasificación de los sólidos totales (Realizada a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Sólidos totales (ST)			
Toda materia restante a una evaporación entre los 103°C y los 105°C. La materia que tenga presión de vapor significativa a dicha temperatura se elimina durante la evaporación y no se define como sólido.			
Sólidos suspendidos (SST)		Sólidos filtrados (SFT)	
Todos aquellos sólidos que no pasan a través de un filtro y el diámetro específico de poro, medidos después de ser secados a una temperatura de 105°C.		Todos aquellos sólidos que logran pasar a través de un filtro cuyo diámetro máximo de la partícula sea de un micrómetro.	
Sedimentables (SSS)	No sedimentables (SSNS)	Coloidales (SFC)	Disueltos (SFD)
Se sedimentan en el fondo en un cono Imhof en un periodo de 60 min. Son una medida aproximada de la cantidad de lodo que se eliminará durante la sedimentación.	No se sedimentan en el fondo en un cono Imhof en un periodo de 60 min.	Consistente en partículas cuyo diámetro oscila entre 10 <sup>-3</sup> micrómetros y un micrómetro. No pueden eliminarse por sedimentación.	Moléculas orgánicas e inorgánicas presentes en la solución verdadera del agua

Tabla 1.4 Clasificación de los sólidos volátiles y fijos (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Volátiles	Fijos
A 500 ± 50°C la fracción orgánica se oxida y se expulsa como gas a dicha temperatura.	A 550 ± 50 °C la fracción inorgánica permanece en forma de ceniza.

#### 1.3.1.2. Olor

El olor indica el nivel de descomposición de la materia y representa el principal problema del rechazo público. El agua residual fresca, doméstica y aerobia huele a keroseno o tierra volteada recientemente. El agua séptica tiene un olor mucho peor al agua reciente debido a los sulfuros de hidrógeno que se generan (Davis y Cornwell, 1998; Metcalf y Eddy, 1991).

### 1.3.1.3. Color

La edad de un agua residual se puede determinar con base al color. El agua residual joven o reciente tiene un color café grisáceo. Sin embargo mientras el agua es transportada a través del sistema de drenaje esta va adquiriendo un color gris oscuro hasta negro debido a que experimenta condiciones anaerobias, es decir que su nivel de oxígeno disuelto es casi nulo. A este tipo de agua residual se le conoce como agua residual séptica (Metcalf y Eddy, 2004).

### 1.3.1.4. Temperatura

La temperatura es un factor muy importante en el tratamiento de las aguas residuales, debido a que la vida acuática, la velocidad de las reacciones químicas y la transferencia de gases (factor importante para la autodepuración de las aguas residuales) dependen directamente de ella.

La temperatura del agua residual es mayor que la temperatura del agua de suministro para el consumo humano, debido a la adición de agua caliente procedente de actividades domésticas, municipales e industriales y ésta varía entre los 10 y 20°C. La temperatura óptima para la actividad bacteriana en los procesos biológicos, es de 25 a 35°C, la degradación aerobia y la nitrificación se detiene a los 50°C. Aunado a esto, muchas condiciones de diseño, como velocidades de sedimentación, reacciones químicas entre otros, dependen directamente de la temperatura. Lo cual, hace que ésta comprenda uno de los parámetros más importantes durante el diseño de los sistemas

de tratamiento de aguas residuales (Metcalf y Eddy, 2004; Davis y Cornwell, 1998).

### 1.3.2. Características químicas orgánicas

La materia orgánica del agua residual por lo general corresponde al 75% de lo sólidos suspendidos y al 40% de los sólidos filtrables. Toda la materia orgánica procede de los reinos animal y vegetal, así como de las actividades humanas relacionada con la síntesis de compuestos orgánicos (Metcalf y Eddy, 1991).

Los compuestos orgánicos generalmente están formados por carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno. Los principales grupos de materia orgánica presentes en el agua residual son:

- Proteínas                                    40%-60%
- Carbohidratos                                25%-50%
- Grasas y aceites                            10%

Un compuesto muy importante de la materia orgánica presente en las aguas residuales es la urea de la orina, cuya velocidad de descomposición es muy rápida. Aunado a los componentes mencionadas anteriormente, el agua residual contiene moléculas orgánicas sintéticas en muy pequeñas cantidades cuya estructura puede variar de ser muy simple, a sumamente compleja, como lo son los agentes

tensoactivos, los fenoles y los pesticidas. La presencia de estas sustancias aumenta año con año, lo cual ha complicado significativamente el tratamiento de las aguas residuales, ya que muchas de estas no se pueden descomponer fácilmente mediante un proceso biológico tradicional (Metcalf y Eddy, 1991).

Hoy en día los métodos de laboratorio más empleados para determinar la presencia de materia orgánica en el agua residual son la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y la demanda química de oxígeno (DQO).

### 1.3.2.1. Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)

La DBO es la cantidad de oxígeno consumido por las bacterias en la degradación de materia orgánica presente en el agua en condiciones aerobias. El oxígeno consumido es proporcional a la cantidad de materia orgánica existente en el agua. Normalmente la DBO se determina a los 5 días del muestreo y a una temperatura de incubación de 20°C y se le denomina  $DBO_5$ , la cual representa las 2 terceras partes de la demanda que sería ejercida si se oxidara toda la materia orgánica por vía biológica (Vázquez y Valdez, 1994).

Si el periodo de 5 días inicial se lleva a uno mayor, aproximadamente de veinte días, la oxidación de la materia orgánica se encuentra completada entre un 95 y 99% y se le denomina DBO última ( $DBO_u$  ó L) (Metcalf y Eddy, 2004). En la Figura 1.9 se representa el comportamiento de la DBO conforme al transcurso del tiempo donde se aprecia cuando la DBO ejercida llega a su límite, es decir a la  $DBO_u$ .

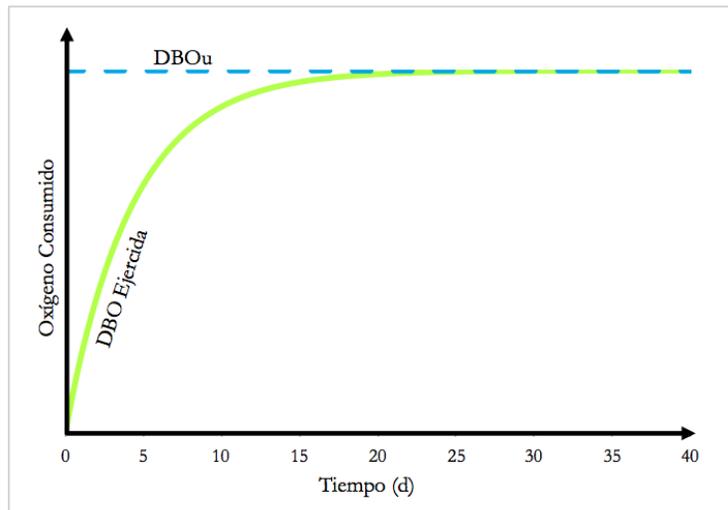


Fig. 1.9 Comportamiento de la DBO con respecto al tiempo (Realizado a partir de Vázquez y Valdez, 2003)

Hoy en día, la DBO es un método de medición del contenido orgánico muy utilizado, debido a que permite determinar de forma aproximada, la cantidad de oxígeno necesaria para estabilizar la materia orgánica presente. También permite dimensionar las instalaciones de tratamiento durante la etapa de

diseño, para medir la eficiencia de algunos procesos de tratamiento y determinar si el efluente cumple con la norma establecida (Metcalf y Eddy, 2004).

### 1.3.2.2. Demanda química de oxígeno (DQO)

La DQO es un parámetro que mide la cantidad de sustancias que pueden llegar a oxidarse utilizando un agente químico fuertemente oxidante en medio ácido como lo sería el dicromato de potasio. Aunque se esperaría que el valor de la DQO fuera igual al de la DBO<sub>5</sub>, se presentan a continuación las razones por la cual la DQO siempre es mayor (Metcalf y Eddy, 2004):

- Muchas sustancias son muy difíciles de oxidar biológicamente por lo tanto en la DQO, éstas sustancias si se oxidan.
- Algunas sustancias oxidadas por el dicromato de potasio alteran el contenido orgánico aparente de la muestra.
- Algunas de las sustancias orgánicas pueden ser tóxicas para los microorganismos utilizados en la prueba de la DBO.
- Se pueden presentar valores muy altos de la DQO debido a la presencia de sustancias inorgánicas que pueden reaccionar con el dicromato de potasio como sulfuros, sulfitos yoduros, entre otros.

La DQO es la medida del contenido de materia orgánica tanto de las aguas naturales como el de las residuales. En muchos tipos de agua residual se puede correlacionar la DQO con la DBO<sub>5</sub>, con la ventaja que la DQO se puede obtener en 3 horas comparado con los 5 días de la DBO<sub>5</sub>. Con el desarrollo de nuevos métodos de tratamiento biológico, hoy en día tiene mucha importancia fraccionar la DQO para conocer cada parte de ella. Las fracciones más importantes se representan en las Ecuaciones 1.1 y 1.2 (Mara, 2003).

$$DQO = DQO_s + DQO_p \quad (1.1)$$

Donde:

DQO=Demanda Química de Oxígeno

DQOs= Demanda Química de Oxígeno soluble

DQOp= Demanda Química de Oxígeno particular

$$DQO = DQO_b + DQO_{nb} \quad (1.2)$$

Donde:

DQO=Demanda Química de Oxígeno

DQOb= Demanda Química de Oxígeno biodegradable

DQOnb= Demanda Química de Oxígeno no biodegradable

Según Mara (2003), la  $DQO_b$  es por definición igual a la  $DBO_u$ . Haciendo una sustitución en la ecuación 1.2, la DQO puede quedar fraccionada como se muestra en la Ecuación 1.3

$$DQO = DBO_u + DQO_{nb} \quad (1.3)$$

Donde:

DQO=Demanda Química de Oxígeno

DBOu= Demanda Bioquímica de Oxígeno Última

DQOnb= Demanda Química de Oxígeno no biodegradable

### 1.3.3. Características químicas inorgánicas

Para establecer un control en la calidad del agua, es necesario conocer los diversos componentes inorgánicos de las aguas residuales y naturales. La concentración de sustancia inorgánicas en el agua dependen directamente de las formaciones geológicas con las que ha estado en contacto tanto el agua natural como las aguas tratadas vertidas en el cuerpo.

A excepción de algunos residuos industriales que si es necesario retirar, es muy poco común tratar el agua residual para eliminar la materia inorgánica presente en ella. Dado que las concentraciones de algunos componentes inorgánicos en el agua pueden ser nocivos para los distintos usos del agua, es conveniente examinar los parámetros establecidos en la Tabla 1.5, los cuales ayudan a determinar la presencia de materia inorgánica (Metcalf y Eddy, 1991).

### 1.3.4. Características biológicas

Las componentes biológicas del agua residual son de gran importancia en el control de enfermedades causadas por organismos patógenos de origen humano. También por el importante papel que juegan las bacterias y microorganismos en la descomposición y estabilización de la materia orgánica en auto purificación del agua y en el tratamiento de esta.

Las aguas residuales contienen una gran variedad de microorganismos que incluyen bacterias, hongos, algas, protozoarios, plantas, animales, rotíferos y virus (Metcalf y Eddy, 2004). En la Tabla 1.6 se presentan las características biológicas más importantes que se deben determinar en el agua residual.

## 1.4. Tratamiento

El tratamiento de las aguas residuales es un proceso compuesto por diversas fases de tratamiento de carácter físico, químico y biológico, con el fin de eliminar aquellos contaminantes en el agua procedente de las actividades humanas tanto para poderlas reutilizar como para poderlas disponer de una manera adecuada al medio ambiente y reducir el impacto sobre éste.

Dependiendo de la finalidad del efluente de la planta de tratamiento, existen distintas normas regulatorias sobre la calidad del efluente. La norma que aplica al caso en estudio es la NOM-03-SEMARNAT-1997, la cual establece los límites máximos permisibles para las aguas residuales tratadas que se reúsen en servicios al público.

Tabla 1.5 Parámetros para la determinación de materia inorgánica (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 1991)

Parámetro	Características
pH	El pH es un parámetro importante dado que el intervalo de concentración idóneo para la existencia de la mayoría de la vida biológica es muy estrecho y muy crítico.
Cloruros	Proceden de la disolución de suelos y rocas así como de la descarga de aguas residuales domésticas, industriales y agrícolas.
Alcalinidad	Se debe a la presencia de hidróxidos, carbonatos, y bicarbonatos de elementos como calcio, magnesio, sodio, potasio o amoníaco. Esta es muy importante cuando deba realizarse un tratamiento químico.
Nitrógeno	Esencial para el crecimiento de protistas y plantas, es por esto que se les conoce como nutrientes o bio-estimulantes. Tiene gran importancia si el uso del agua tratada es destinada para riego. La eliminación o reducción de este elemento es primordial para el control del crecimiento de algas en el agua receptora. También es un elemento básico para la síntesis de las proteínas.
Fósforo	Esencial para el crecimiento de algas y otros organismos biológicos. La eliminación o reducción de este elemento es primordial para el control del crecimiento de algas en el agua receptora.
Azufre	Es requerido en la síntesis de las proteínas y es liberado en su degradación.
Compuestos tóxicos	Compuestos como el cobre, plomo, plata, cromo, boro y arsénico son tóxicos en distintos grados para los microorganismos. Por lo tanto la concentración de éstos, es un parámetro esencial en la proyección de una planta de tratamiento.
Metales pesados	La presencia de metales pesados en cantidades excesivas compromete el uso del agua debido a su alta toxicidad.

Tabla 1.6 Características biológicas de las aguas residuales (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Característica	Utilidad
Determinación de la cantidad de organismos coliformes	Permite asesorar la presencia de bacterias patógenas así como para evaluar la efectividad del proceso de desinfección.
Determinación de la presencia de microorganismos específicos	Ayuda durante la operación de la planta y para el reuso del agua tratada, conociendo la cantidad de microorganismos como bacterias, protozoarios, helminto y virus.
Toxicidad	Ayuda durante la operación de la planta.

En la Tabla 1.7 se muestran los límites máximos permisibles y para lograr esta calidad de efluente, se requiere diseñar un sistema de tratamiento, cuyos procesos y operaciones unitarias se desarrollan a lo largo de este trabajo.

Tabla 1.7 Límites máximos permisibles de contaminantes (NOM-003-SEMARNAT-1997)

Tipo de reúso	Promedio mensual				
	Coliformes fecales	Huevos de Helminto	Grasas y aceites	DBO <sub>5</sub>	SST
	NMP/100 ml	h/l	mg/l	mg/l	mg/l
Servicios al público con contacto directo	240	≤ 1	15	20	20
Servicios al público con contacto indirecto	1000	≤ 5	15	30	30

\*NMP: Número más probable

#### 1.4.1. Niveles de tratamiento

El proceso de depuración de las aguas residuales consiste inicialmente en un tratamiento primario, que consiste de diversas operaciones físicas unitarias. A continuación se requiere de un tratamiento secundario que se compone tanto por procesos biológicos como por procesos físico-químicos, cuyo principal objetivo es eliminar toda materia orgánica biodegradable.

Dado que la inversión inicial y los costos de operación de las operaciones físico-químicas son de gran magnitud, prácticamente todos los sistemas de tratamiento secundarios utilizan operaciones unitarias biológicas. Por último, dependiendo de las características de la disposición final, puede o no requerirse de un tratamiento terciario el cual es una combinación entre los tratamientos físicos, biológicos, químicos y otros (Sans y Ribas, 2004; Vázquez y Valdez, 2003). En la Tabla 1.8 se muestran los distintos niveles de tratamiento y su respectiva función.

#### 1.4.2. Pre-tratamiento y tratamiento primario

El pre-tratamiento y tratamiento primario consisten principalmente en operaciones unitarias de carácter físico. A continuación se hace una breve descripción de las distintas operaciones unitarias que se pueden llevar a cabo durante el pre-tratamiento y tratamiento primario.

##### 1.4.2.1. Desbaste

La principal función del desbaste es la eliminación de sólidos gruesos y sedimentables por retención en las superficies, con el objetivo de proteger las bombas y equipos electromecánicos así como la prevención del atascamiento de las válvulas. Para lograr este objetivo se utilizan rejillas y tamices.

Las rejillas suelen tener una abertura mayor a los 25 mm y su función es retener sólidos grandes que puedan causar obturación. Los tamices por lo general tienen una abertura menor a los 6 mm y se utilizan tanto en el tratamiento primario como en el secundario para la eliminación de sólidos

suspendidos. La limpieza de estas instalaciones se puede llevar a cabo de forma manual o mecánica (Sans y Ribas, 2004; Vázquez y Valdez, 2003).

Tabla 1.8 Niveles de tratamiento (Metcalf y Eddy, 2004)

Nivel	Función
Pre-tratamiento	Remoción de componentes del agua residual tales como trapos, ramas, objetos flotantes, arena y grasa los cuales podrían causar problemas de operación y mantenimiento a lo largo del proceso de tratamiento.
Primario	Remoción de una porción de sólidos en suspensión y materia orgánica del agua residual.
Primario Avanzado	Remoción avanzada de sólidos en suspensión y materia orgánica del agua residual. Generalmente se logra aplicando una filtración o por adición química.
Secundario	Remoción de materia orgánica biodegradable (disuelta o en suspensión) y de sólidos en suspensión. La desinfección se puede incluir en la definición del tratamiento secundario convencional. Por lo general se lleva a cabo utilizando procesos biológicos o fisicoquímicos.
Secundario con remoción de nutrientes	Remoción de materia orgánica biodegradable (disuelta o en suspensión) y de sólidos en suspensión, así como de nutrientes tales como el nitrógeno, fósforo o ambos.
Terciario	Remoción de sólidos en suspensión (después del tratamiento secundario) generalmente filtración o micropantallas. La desinfección también puede formar parte del tratamiento terciario, así como la remoción de nutrientes.
Avanzado	Remoción de materiales disueltos o suspendidos que permanecen en el agua después de un tratamiento biológico, cuando se piensa en reutilizar el agua.

#### 1.4.2.2. Dilaceración

La dilaceración o trituración tiene como función disgregar sólidos gruesos en tamaños menores y mas homogéneos para mejorar los procesos posteriores (Sans y Ribas, 2004).

#### 1.4.2.3. Remoción de arena

La remoción de arenas es una actividad de suma importancia ya que ayuda a prevenir abrasiones y desgaste de los equipos electromecánicos. Sin desarenadores, la arena seria removida durante la sedimentación primaria, los tanques de aireación o inclusive en los sedimentadores secundarios afectando severamente el tratamiento de los lodos producto del proceso de tratamiento de agua residual. Por esto, hoy en día es una práctica común utilizar este proceso como un pre-tratamiento.

Los sistemas de remoción de arena más comunes se pueden clasificar en: Cámaras desarenadoras aireadas, tipo vórtice, flujo horizontal (Tabla 1.9)(Metcalf y Eddy, 2004; WEF, 1992).

Tabla 1.9 Sistemas de remoción de arenas (Realizado a partir de WEF, 1992)

Proceso	Descripción
Aireado	Se introduce aire por un costado de la cámara, el cual hace girar un barril perpendicular al sentido del flujo de agua residual en el tanque. Las partículas más pesadas, con una velocidad de sedimentación mayor, son depositadas en el fondo de la cámara, mientras que el barril suspende a las partículas más livianas las cuales son extraídas posteriormente del tanque. El consumo energético de este sistema es mayor a todos los demás y corre el riesgo de generar grandes cantidades de materia orgánica volátil dañina así como malos olores.
Vórtice	Los desarenadores de vórtice dependen de un vórtice inducido mecánicamente para capturar los sólidos al centro de un tanque circular. Mientras estos sólidos se depositan en el centro, unas palas rotatorias aumentan la velocidad lo suficiente como para elevar las partículas orgánicas más ligeras y regresarlas al flujo que pasa a través del tanque. Estos sistemas son muy efectivos, requieren un espacio mínimo y son energéticamente muy eficientes. Una gran desventaja es que el diseño de estos sistemas es de propietario.
Flujo horizontal	También conocidos como sistemas de velocidad controlada, usan vertedores proporcionales o secciones rectangulares controladas para llevar la velocidad horizontal de flujo en línea recta a 0.3 m/s, a la cual se ha demostrado que se logran sedimentar las partículas más pesadas. Estos sistemas son muy flexibles, sin embargo existe una gran dificultad para mantener la velocidad de 0.3 m/s todo el tiempo y pueden llegar a requerir mucho espacio.

#### 1.4.2.4. Tanques de homogeneización de caudales

Los tanques de homogeneización o igualación de caudales se utilizan para regular los caudales y las concentraciones de las aguas residuales para que siempre sea el mismo tratamiento o lo más constante posible.

Esta operación tiene como consecuencia procesos de tratamiento mucho más efectivos y eficientes (Sans y Ribas, 2004). Vázquez y Valdez (2003) comentan que “la igualación del gasto no es un proceso de tratamiento *per se*, pero puede mejorar significativamente el funcionamiento de una planta existente e incrementar su capacidad útil. En el proyecto de plantas nuevas, la igualación del gasto puede reducir el tamaño y costo de las unidades de tratamiento.”

Existen dos tipos de tanques de igualación: aquellos integrados directamente en el tren de tratamiento y que están activos las 24 hrs. día y aquellos aislados del tren de tratamiento y únicamente entran en operación cuando se presenta un gasto extraordinario y el caudal supera la capacidad de la planta. (Metcalf y Eddy, 2004).

#### **1.4.2.5. Mezclado**

El mezclado se emplea cuando se requiere que una sustancia determinada, se homogenice totalmente en el seno de otra. Esta operación se encuentra a lo largo de todo el proceso de tratamiento como por ejemplo (Sans y Ribas, 2004):

- Precipitación química
- Procesos biológicos donde el aire se debe mezclar con los lodos activados
- Desinfección donde las aguas al final del tratamiento deben mezclarse con el cloro o el hipoclorito de sodio.

Se puede realizar en:

- Tanques con ayuda de elementos mecánicos
- Resaltes hidráulicos en canales
- Bombas
- Conducciones
- Tubos Venturi.

#### **1.4.2.6. Floculación**

La floculación es la operación mediante la cual las partículas en suspensión aumentan su superficie de contacto mediante productos químicos durante el proceso de precipitación química. Debido a la floculación las partículas se coagulan formando partículas mayores, cuya masa aumenta lo suficiente como para sedimentarse (Sans y Ribas, 2004).

#### **1.4.2.7. Sedimentación**

La sedimentación consiste en remover del agua residual materiales suspendidos y coloidales mediante una separación gravitacional, es decir que se separan las partículas cuyo peso es mayor al del agua y por esta razón se depositan en el fondo. El principal objetivo de la sedimentación es separar el agua residual en 2 fases(Sans y Ribas, 2004):

- Fase sólida.- Lodos formados por sólidos suspendidos con mayor peso que el agua y por gravedad son depositados en el fondo.
- Fase líquida.- Está compuesta por aguas y compuestos en disolución.

La sedimentación es una de la operaciones físicas más utilizadas y se puede emplear en las siguientes operaciones unitarias (Sans y Ribas, 2004):

- Desarenador
- Tanque de sedimentación primaria
- Después del proceso biológico
- Después del tratamiento químico de precipitación con coagulantes
- Concentración de sólidos en los espesadores de lodos.

El tipo de sedimentador depende directamente del proceso predecesor a éste y de la concentración de partículas en el agua residual. Existen 4 tipos de sedimentación, su descripción y aplicación se muestra en la Tabla 1.10.

Tabla 1.10 Tipos de sedimentación que se presentan en el tratamiento de aguas residuales (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Tipo	Descripción	Aplicación
Discreta	No hay contacto directo entre las partículas. Por lo general son sólidos suspendidos con masa relativamente grande.	Se presenta generalmente en los desarenadores y parcialmente en los tanques de decantación primaria.
Floculante	Los sólidos en suspensión floculan, produciendo una unión entre las partículas, adquiriendo la masa suficiente como para sedimentar. Por lo general son partículas muy pequeñas.	Generalmente se presenta en los tanques de decantación primaria, en las zonas superiores de los decantadores secundarios y en los tanques de sedimentación química.
Zonal	Las partículas que se sedimentan sufren interacción entre ellas de tal forma que la posición de una partícula con respecto a otra es constante, sedimentando las partículas por zona o unidad.	Se presenta en los tanques de sedimentación secundaria, posterior al tratamiento biológico, así como en los tanques de sedimentación de la precipitación química.
Compresión	Se presenta la formación de una estructura de partículas sedimentadas, debido al peso de las partículas que se van sedimentando, desde la superficie hasta el fondo de los lodos.	Se presenta poco en los tanques de tratamiento primario y generalmente se presenta en los tanques de sedimentación de la precipitación química.

#### 1.4.2.8. Flotación

La flotación se utiliza para separar las partículas líquidas y sólidas del agua residual en donde los líquidos y sólidos con una densidad menor a la del agua flotan y pueden ser removidos fácilmente. Algunas veces se introducen burbujas de aire, las cuales se adhieren a los sólidos y los llevan a hasta

la superficie. También se puede aplicar a líquidos con densidad menor que el agua. Los métodos más utilizados son (Sans y Ribas, 2004):

- Aire Disuelto
- Aireación a presión atmosférica
- Flotación por vacío.

Los tanques de flotación recogen sustancias como grasas, jabón, espumas, madera corcho, residuos vegetales y partículas en suspensión pequeñas.

#### **1.4.2.9. Filtración**

Esta operación permite eliminar los sólidos en suspensión procedentes de las aguas después del tratamiento biológico y de la sedimentación, así como de la precipitación química. Consta de diversos lechos filtrantes de material granular con o sin adición de productos químicos e incluso se pueden utilizar micro tamices. La filtración en medios granulares se realiza a través de varios mecanismos de eliminación tales como el tamizado, intercepción, impacto, sedimentación y adsorción. Esta operación unitaria afecta directamente la eficiencia de todo el proceso de tratamiento cuando la concentración de sólidos es mayor a la establecida de diseño o cuando los filtros están saturados y deben ser lavados (Sans y Ribas, 2004).

#### **1.4.3. Tratamiento secundario**

El tratamiento secundario se puede llevar a cabo mediante operaciones de carácter biológico o fisicoquímico. Sin embargo, el tratamiento secundario mediante operaciones fisicoquímicas no son muy empleadas en sistemas municipales de tratamiento de agua. Actualmente la inversión inicial y los costos operativos de estas opciones son de gran magnitud, por esta razón no se usan comúnmente, comentan Vázquez y Valdez (2003). Debido a lo comentado anteriormente el sistema de tratamiento secundario propuesto en este trabajo será de carácter biológico, por lo que no se abordará el tema del tratamiento secundario con métodos fisicoquímicos.

Los procesos biológicos tienen como objetivo principal coagular y eliminar todos aquellos sólidos coloidales que no lograron sedimentarse durante la decantación primaria así como en la estabilización de la materia orgánica. Ésto se logra utilizando microorganismos principalmente bacterias las cuales transforman los nutrientes en tejido celular y diversos gases, es decir que toman como fuente de alimento los componentes orgánicos presentes en el agua (sustrato) y los transforman en células biológicas mejor conocidas como biomasa.

Debido a la gran variedad de compuestos orgánicos que están presentes en el agua, es necesario utilizar diferentes tipos de microorganismos, para generar un cultivo mezclado en donde el objetivo es que cada tipo de microorganismo utilice la fuente de alimento más adecuada para él y de esta manera transformar todos los tipos de nutrientes en biomasa. Dentro de los cultivos mezclados se encuentran los depredadores que tienen como función eliminar las diferentes especies existentes para mantener el equilibrio. La biomasa generada se tiene que retirar para completar el proceso.

El proceso biológico se puede aplicar a todo tipo de aguas y por lo general es un tratamiento secundario (Sans y Ribas, 2004; Vázquez y Valdez, 2003). El crecimiento de la biomasa y el consumo de sustrato tienen 4 fases de crecimiento o consumo respectivamente (Figura 1.10).

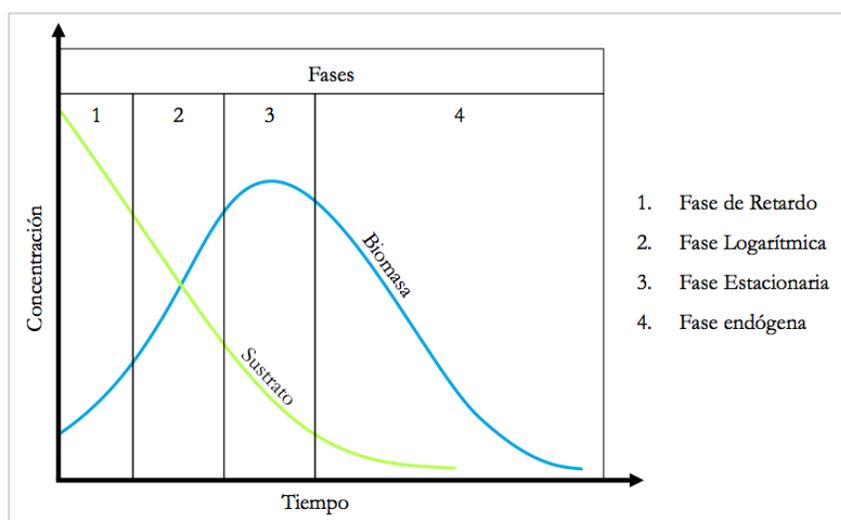


Fig. 1.10 Crecimiento de biomasa y consumo de sustrato (Vázquez y Valdez, 2003)

Los microorganismos utilizados en estos procesos son los mismos que se presentan en un ecosistema, simplemente se controla mediante el empleo de reactores cuidadosamente diseñados para optimizar la rapidez y terminación de la remoción de compuestos orgánicos. Para el caso particular del agua residual doméstica, el objetivo primordial es la eliminación de la materia orgánica así como nutrientes tales como el nitrógeno y el fósforo. El proceso de tratamiento biológico depende del tipo de microorganismo que se utiliza y se clasifica en cuatro grupos de tratamiento diferentes: Procesos aerobios, anaerobios, anóxicos y una combinación de procesos aerobios con anaerobios o con anóxicos, descritos a detalle más adelante. En cuanto a como funcionan los microorganismos que se utilizan en estos procesos se pueden clasificar en procesos de cultivos en suspensión, procesos de cultivo fijo e incluso una combinación de estos (Sans y Ribas, 2004).

En un proceso con cultivo suspendido los microorganismos responsables de los procesos de conversión, de la materia orgánica y otros constituyentes del agua residual en gases y en tejido celular, se mantienen en suspensión con los compuestos en disolución que contienen las aguas residuales a tratar. Una de las características más importantes del cultivo en suspensión, es que durante el proceso se generan flóculos lo suficientemente grandes para que se sedimenten por gravedad. El crecimiento suspendido acelera el proceso de descomposición de materia orgánica que llevan a cabo las bacterias aerobias y otros microorganismos, debido a que se crea un ambiente adecuado donde estos microorganismos pueden trabajar eficientemente (Metcalf y Eddy, 2004; EPA, 2004).

En un proceso de cultivo fijo los microorganismos responsables de los procesos de conversión, de la materia orgánica y otros constituyentes del agua residual en gases y en tejido celular, se mantienen fijos en lechos formados por materiales muy permeables, es decir, los microorganismos se pueden inmovilizar en la superficie de medios inertes como pueden ser rocas, escoria o incluso en piezas especialmente diseñadas en materiales plásticos o cerámicos. Estos procesos son muy efectivos en la remoción de materia biodegradable orgánica (EPA 2004; Metcalf y Eddy, 2004).

#### 1.4.3.1. Procesos de tratamiento aerobio

Según la EPA (2000b) el proceso básico de tratamiento aerobio consiste en proporcionar un medio de alto contenido de oxígeno para que los organismos puedan degradar la porción orgánica de los desechos a dióxido de carbono y agua en presencia del oxígeno. En otras palabras, este proceso se lleva a cabo solamente en presencia de oxígeno. Las bacterias involucradas en este proceso se les conoce como aerobias obligadas (Sans y Ribas, 2004). En la Tabla 1.11 se resumen las ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento aerobios.

Tabla 1.11 Ventajas y desventajas del proceso de tratamiento aerobio (Realizado a partir de EPA, 2000b)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pueden proporcionar un mejor nivel de tratamiento que los sistemas sépticos.</li> <li>- Ayudan a proteger valiosos recursos de agua en zonas en donde existen sistemas sépticos en mal estado de funcionamiento.</li> <li>- Son una alternativa para sitios en donde los sistemas sépticos no son adecuados.</li> <li>- Pueden extender la vida útil del campo de drenaje.</li> <li>- Pueden permitir la reducción en el tamaño del campo de drenaje.</li> <li>- Reducen la descarga de amoníaco a las aguas receptoras.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Son más costosos de operar que los sistemas anaerobios.</li> <li>- Requieren electricidad.</li> <li>- Incluyen partes mecánicas que se pueden descomponer.</li> <li>- Requieren un mayor mantenimiento rutinario que los tanques anaerobios.</li> <li>- Están sujetos a trastornos de operación.</li> <li>- Alta generación de lodos.</li> </ul>

#### **1.4.3.1.1. Procesos aerobios de cultivo en suspensión**

Algunos de los procesos aerobios de cultivo en suspensión más utilizados en el tratamiento de aguas residuales municipales y los cuales se desarrollaran a continuación son:

- Procesos de lodos activados y sus variantes
- Reactor Secuencial Batch (RSB)
- Estanques y lagunas

##### **1.4.3.1.1.1. Proceso de lodos activados**

En este tratamiento las aguas a tratar se introducen en un reactor en donde se mantiene un cultivo bacteriano aerobio en suspensión. En el reactor se lleva a cabo una transformación de nutrientes en tejido celular y gases. La demanda de oxígeno se satisface por medio de aireadores o difusores, que, a la vez, producen una mezcla homogénea de microorganismos y aguas residuales. Junto con la degradación es necesario sedimentar los flocúlos del agua y recircular los lodos en el sistema para que la concentración de microorganismos se mantenga elevada. Aunado a esto, es necesario hacer una purga equivalente a la cantidad de organismos que crecieron en el proceso. Las bacterias son los microorganismos más importantes en el proceso ya que son los que llevan a cabo la descomposición de la materia orgánica (Rodríguez y col., 2006). Existen dos tipos convencionales de sistema de tratamiento secundario mediante lodos activados: Los lodos activados completamente mezclados y en flujo pistón.

En los lodos activados completamente mezclados el volumen descargado en el reactor se diluye totalmente en todo el volumen del tanque del reactor, es decir la mezcla es absolutamente homogénea por lo tanto la necesidad de oxígeno para llevarse a cabo la reacción es la misma en todos los puntos del reactor. Ésto se logra mediante sistemas de mezclado o agitación. En la Figura 1.11 se muestra el proceso de lodos activados completamente mezclados.

En el caso de los lodos activados en flujo pistón, el influente y el gasto de recirculación entran al frente del tanque de aireación y es mezclado por difusores de aire o aireación mecánica. Asumiendo mezclado completo en el plano transversal pero no en el sentido longitudinal. Ésto tiene como consecuencia que la demanda de oxígeno sea mayor al inicio del tanque que al final. Por lo que a lo largo de muchos años se han desarrollado distintas variaciones en el proceso de lodos activados tanto en el abastecimiento de agua residual al reactor como de oxígeno, con el objetivo de optimizar el consumo de oxígeno en todos los puntos del reactor. En la Figura 1.12 se muestra el proceso de lodos activados en flujo pistón.

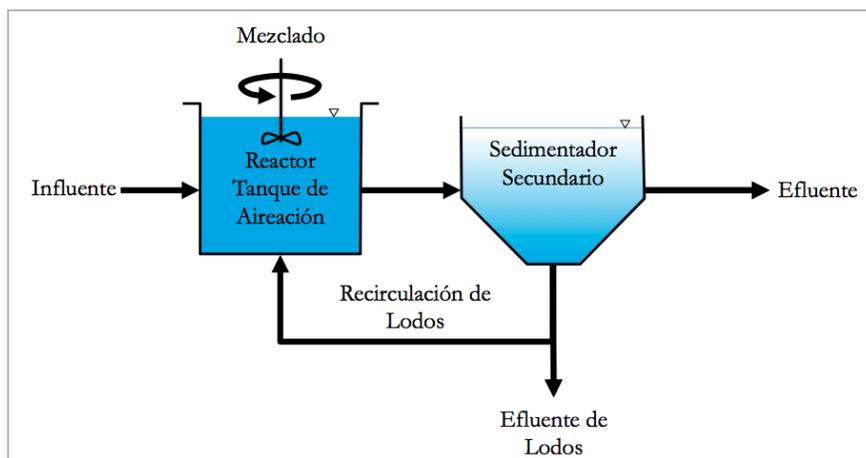


Fig. 1.11 Lodos activados completamente mezclado (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

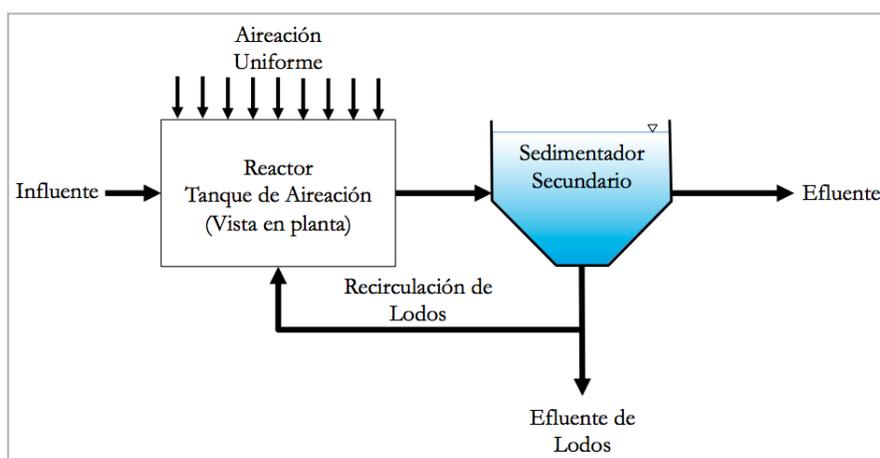


Fig. 1.12 Lodos activados en flujo pistón (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Hoy en día existen muchas diversificaciones del sistema de lodos activados, en donde se juega con las cargas orgánicas, cargas hidráulicas y el suministro de aire para tener distintos resultados en el tratamiento. En la Tabla 1.12 se resumen las principales características de las algas de las variaciones más comunes de los sistemas de lodos activados.

Algunos de los problemas de funcionamiento más frecuentes en los lodos activados son: 1) La presencia de lodos voluminosos que casi no sedimentan y tienen muy poca compactación durante el tratamiento de lodos; 2) Lodos ascendentes que flotan debido a la desnitrificación; 3) La nocardia, generación de una espuma viscosa en el tanque de aireación (Nodal, 2001).

Tabla 1.12 Variaciones del sistema de lodos activados

Proceso	Descripción	Referencia
Alta tasa	Se proporciona un tiempo de retención corto y una relación alta de sustrato/biomasa en el aireador, para mantener el cultivo en la fase logarítmica.	Vázquez y Valdez, 2003
Alimentación por pasos	Se introduce el material orgánico en el tanque en incrementos o pasos, en lugar de hacerlo en la cabecera. La adición del influente en esta forma propicia una remoción uniforme de la DBO a través del tanque.	Vázquez y Valdez, 2003
Aireación piramidal	El suministro de aire se reduce progresivamente a lo largo del tanque de modo que, no obstante que se usa el mismo volumen total de aire que en el sistema convencional en flujo pistón, se concentra más aire en la entrada del tanque para hacer frente a la alta demanda que ahí se presenta, agregando aire en proporción a la DBO ejercida.	Vázquez y Valdez, 2003
Contacto estabilización	La degradación se realiza en un reactor de aireación aislado dentro de la corriente de recirculación de lodos, donde la concentración de lodos es mucho más elevada que en el primer reactor. Se reduce el tiempo de residencia con el fin de que se lleve a cabo únicamente la adsorción de la materia orgánica en los flóculos. Es una muy buena alternativa cuando buena parte de la materia orgánica a degradar se encuentra como materia en suspensión.	Rodríguez y col., 2006
Oxígeno puro	En lugar de usar aire se inyecta oxígeno puro, lo cual aumenta la capacidad de tratamiento en el licor mezclado de forma considerable.	Vázquez y Valdez, 2003
Aireación extendida	Funciona muy similar al flujo pistón con la diferencia que opera constantemente en la fase endógena, para lo cual requiere una carga orgánica muy baja una aireación muy prolongada, es decir tiempos de retención muy altos.	Metcalf y Eddy 2004; Vázquez, 2010
Zanja de oxidación	Se utiliza un tiempo extenso de retención de sólidos para la remoción de materia orgánica biodegradable. Las zanjas de oxidación funcionan normalmente como sistemas de mezcla completa, pero pueden ser modificados para simular las condiciones de flujo en pistón. El tiempo amplio de retención de sólidos permite que se presente la nitrificación.	EPA, 1999 <sub>a</sub>

#### 1.4.3.1.1.2. Reactor secuencial Batch (RSB)

El reactor secuencial Batch es un proceso de tratamiento en donde se aplican ciclos de llenado y descarga de agua residual dentro de un reactor único. Tanto la homogenización de caudales, la aireación y la sedimentación se llevan a cabo en este reactor. Por lo general para aumentar la eficiencia en estos sistemas, se utilizan dos o más reactores en una secuencia de operación determinada.

Todos los procesos RSB tienen 5 pasos en común, los cuales se llevan a cabo en la siguiente secuencia: Primero se llena el reactor con las aguas a tratar, una vez lleno, se suministra la aireación. El tercer paso consiste en suspender la aireación y mezcla ya que las reacciones biológicas se llevaron a cabo y se somete la mezcla a sedimentación y clarificación. Posteriormente se remueve el sobrenadante por medio de una decantación y por último se da un tiempo al primer reactor para que complete su ciclo y se arranca el ciclo en el segundo reactor y por último la purga se hace en cualquier punto del ciclo. En la Tabla 1.13 se muestran las ventajas y desventajas de este proceso y en la Figura 1.13 se muestran las distintas etapas del reactor RSB (Buchanan y Seabloom, 2004; EPA, 1999b).

Tabla 1.13 Ventajas y desventajas del sistema RSB

Ventajas	Desventajas	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Simplificación del proceso.</li> <li>- Operación flexible, la remoción de nutrientes se puede llevar a cabo con un cambio operacional.</li> <li>- Aplicable en gran variedad de tamaño de plantas.</li> <li>- La sedimentación permite la separación de sólidos con éxito y reduce el nivel de sólidos suspendidos en el efluente.</li> <li>- Se puede operar para que sea un proceso de disminución de lodos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Control del proceso muy complicado</li> <li>- Gastos picos muy altos pueden afectar al sistema , si no esta contemplado en el diseño</li> <li>- La descarga del sistema Batch puede necesitar una estabilización antes de la filtración y desinfección</li> <li>- Se requiere gran habilidad de mantenimiento con los instrumentos, válvulas automatizadas, y dispositivos de monitoreo.</li> </ul>	<p>Metcalf y Eddy, 2004</p>
<ul style="list-style-type: none"> <li>- La homogenización de caudales, la sedimentación primaria, el tratamiento biológico y la sedimentación secundaria pueden lograrse en un tanque reactor único.</li> <li>- Área superficial requerida mínima.</li> <li>- Ahorro potencial de inversión de capital por la eliminación de sedimentadores y otros equipos.</li> <li>- Eficiencia de remoción de DBO generalmente es del 85 al 95%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta sofisticación en la programación temporal y controles para sistemas de mayor tamaño.</li> <li>- Alto mantenimiento debido a la sofisticación controles, interruptores automáticos y válvulas automáticas.</li> <li>- Descarga potencial de lodos flotantes o sedimentados durante la descarga o decantación.</li> <li>- Taponamiento potencial de los dispositivos de aireación dependiendo del sistema de aireación.</li> </ul>	<p>EPA, 1999b</p>

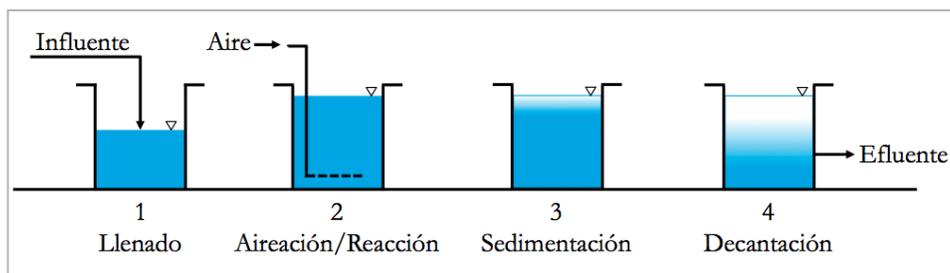


Fig. 1.13 Etapas del reactor RSB (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

### 1.4.3.1.1.3. Estanques y lagunas

El proceso es muy similar al proceso de lodos activados ya que es un proceso aerobio de cultivo suspendido. La gran diferencia es que el reactor en donde se lleva a cabo el proceso está excavado directamente en el terreno y la aireación se suministra a través de aireadores de superficie o de forma natural.

La gran diferencia entre las lagunas y los estanques es que en las primeras, el oxígeno se suministra mediante aireación artificial, mientras que en los segundos el oxígeno se transfiere por difusión desde la atmósfera y durante la fotosíntesis (Vázquez y Valdez, 2003). En la Tabla 1.14 se muestra la clasificación de estanque y lagunas.

Tabla 1.14 Clasificación de estanques y lagunas (Realizado a partir de Vázquez y Valdez, 2003)

Sistema	Descripción
Estanques aerobios	Son estanques poco profundos (<1m) en donde el oxígeno presente en la atmósfera se puede disolver en toda la profundidad. Suelen usarse como tratamiento final para mejorar la calidad del efluente.
Estanques anaerobios	Son estanques de gran profundidad en donde el oxígeno disuelto únicamente se encuentra en la capa superficial. Estos permiten tratar aguas residuales con concentraciones orgánicas muy fuertes, pero es necesario que a continuación se tenga un tratamiento aerobio para tener una calidad de efluente aceptable.
Estanque facultativos	Son estanques de profundidad intermedia (1-2.5m) en donde se presentan tanto condiciones aerobias en la superficie como anaerobias en el fondo. Ésto permite que se pueda utilizar como sistema único de tratamiento para aguas residuales municipales.
Lagunas aerobias	Se suministra suficiente energía para mantener mezclado y aireado todo el contenido, incluyendo los sólidos. Después de la laguna aerobios es necesario remover de alguna forma los sólidos suspendidos para tener una calidad de efluente aceptable.
Lagunas facultativas	Se suministra únicamente la energía necesaria para mantener mezclada y aireada la parte líquida de la laguna. Es exactamente lo mismo que un estanque facultativo, con la diferencia del suministro de oxígeno.

En las lagunas y estanque muchas veces es posible llevar a cabo el proceso de nitrificación el cual depende del diseño y funcionamiento del sistema así como de la temperatura del agua (Nodal, 2001). Sin embargo, las lagunas aireadas no son muy efectivas en la remoción de bacterias fecales, las reducciones alcanzan hasta un 95% lo cual conlleva a tratamientos posteriores (Mara, 2003).

Por lo general, en este proceso no se recirculan los lodos, lo cual disminuye la cantidad de sólidos en suspensión así como el control del proceso, lo cual reduce considerablemente la eficiencia de este proceso (Droste, 1997).

Estos sistemas son muy económicos debido a la baja inversión inicial, poco mantenimiento y prácticamente nula operación. Aunque una gran desventaja son las grandes extensiones territoriales requeridas por el proceso de tratamiento. Aunado a esto, existen algunos problemas operativos muy frecuentes como la acumulación de materias flotantes, aparición de malos olores, desarrollo de coloraciones rosa o rojo, anomalías de flujo, crecimiento de malas hierbas y plantas acuáticas y desarrollo de mosquitos y otros insectos (Rolim-Mendonça, 1999).

#### **1.4.3.1.2. Procesos de tratamiento aerobio de cultivos fijos**

Estos procesos consisten en microorganismos que forman una película biológica sobre una superficie de soporte y cuando el flujo de agua residual pasa a través de estas superficies los microorganismos van degradando la materia orgánica. Este tipo de proceso ayuda a disminuir los problemas en la sedimentación y recirculación de lodos, sin embargo un factor muy importante sigue siendo el suministro de oxígeno en el proceso (Rodríguez y col., 2006). Los procesos aerobios de cultivos fijos que se desarrollarán a continuación son:

- Filtros percoladores
- Reactor de disco biológicos (RDB)
- Reactor biológico de membrana (RBM)
- Reactor biológico de lecho móvil (RBLM)

##### **1.4.3.1.2.1. Filtros percoladores**

Este proceso consiste en un lecho filtrante formado por un medio sumamente permeable el cual se compone de pequeñas piezas de roca, plástico o cerámica con formas especiales al cual se adhieren microorganismos formando una película biológica. Una vez que el agua residual se hace pasar a través de este filtro la materia orgánica es degradada por los microorganismos adheridos en la superficie de contacto. Debido al crecimiento de la biomasa en esta superficie parte de la materia

orgánica se desprende, por lo tanto es necesaria una sedimentación posterior en el proceso. (Rodríguez y col., 2006; EPA, 2000a).

En la Tabla 1.15 se muestran las ventajas y desventajas del tratamiento por medio de filtros percoladores.

Tabla 1.15 Ventajas y desventajas del tratamiento por medio de filtros percoladores

Ventajas	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Es un proceso biológico simple y confiable</li> <li>- Excelente alternativa cuando se dispone de poco espacio</li> <li>- Efectivo en el tratamiento de altas concentraciones de materia orgánica (depende del tipo de medio utilizado)</li> <li>- Apropiado para comunidades pequeñas y medianas</li> <li>- Demanda de energía eléctrica muy baja</li> <li>- Nivel moderado de habilidad y experiencia técnica necesario para la operación y mantenimiento del proceso.</li> </ul>	EPA, 2000 <sub>a</sub>
Desventajas	
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Dificultad para determinar la máxima cantidad de materia orgánica que puede aplicarse al filtro antes de que el oxígeno se convierta en una variable limitante y se trabaje en condiciones anaerobias</li> <li>- Producción de olores y mala calidad del efluente</li> <li>- Alta producción de fauna nociva (caracoles)</li> <li>- Se puede requerir tratamientos adicionales para cumplir normas muy estrictas de descarga</li> <li>- Se puede presentar una acumulación excesiva de biomasa, la cual podría impedir que se tuviera una condición aerobia</li> <li>- Atención regular de operación</li> <li>- El control y la flexibilidad del proceso es muy limitada comparada con el proceso de lodos activados.</li> </ul>	<p>Metcalf y Eddy, 2004</p> <p>EPA, 2000<sub>a</sub></p>

#### 1.4.3.1.2.2. Reactor de discos biológicos (RDB)

El proceso de disco biológicos consiste en una serie de discos circulares, por lo general de poliestireno o cloruro de polivinilo, que se encuentran soportados en un eje y parcialmente sumergidos (40%) en el agua residual. Sobre la superficie de los discos crece una película biológica. La rotación del disco permite a la biomasa estar en contacto alternativo con las aguas residuales y con el oxígeno atmosférico, por lo que mantiene el proceso en condiciones aerobias. y como consecuencia se lleva a cabo la degradación de la materia orgánica (Rodríguez y col., 2006).

En la Tabla 1.16 se muestran algunas ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento mediante discos biológicos.

Ventajas	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Simplicidad y atención mínima en la operación</li> <li>- Costos energéticos y de inversión inicial bajos</li> <li>- Rápida recuperación a las fluctuaciones hidráulicas y orgánicas.</li> </ul>	WEF, 2010
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Resultan más fiables que otros procesos de cultivo fijo por la gran cantidad de masa biológica presente</li> <li>- Gran resistencia a las sobrecargas hidráulicas y orgánicas</li> <li>- La disposición en serie elimina los cortocircuitos y amortigua las sobrecargas.</li> </ul>	Metcalf y Eddy, 1991
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tiene la virtud de poder hacer arreglos en serie, los cuales logran altos grados de nitrificación.</li> <li>- Las características de la DBO del efluente se pueden comparar a las de un sistema de lodos activados bien operado.</li> </ul>	Raynolds, 1982
Desventajas	
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fallas estructurales muy comunes en los ejes o de la superficie de soporte</li> <li>- Desarrollo de organismos nocivos</li> <li>- Desarrollo desigual de la biomasa en el medio de soporte</li> </ul>	WEF, 2010
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Mantenimiento complejo debido a las partes mecánicas.</li> <li>- Si no hay el mantenimiento adecuado se puede presentar una falla prematura de la sub-superficie o incluso no tener la calidad de efluente esperada.</li> <li>- Vulnerable a las condiciones climáticas</li> </ul>	EPA, 2008

#### 1.4.3.1.2.3. Reactor biológico de membrana (RBM)

Un RBM es un sistema biológico de tratamiento en donde se utilizan membranas para separar los sólidos y los líquidos, haciendo la misma función que un sedimentador. La membrana es el límite físico que separa la zona donde se produce la degradación biológica de los contaminantes y la zona del agua tratada, libre de contaminantes y microorganismos. El agua filtrada a través de la membrana sale como efluente y los sólidos se quedan en el reactor antes de la membrana. Un sistema RBM está compuesto por dos partes principales (Jáuregui y col., 2007; Rodríguez y col., 2006; CCA, 2003):

- Reactor biológico.- Responsable de la degradación de los compuestos presentes en el agua residual.

- Modulo de membrana.- Aquí se lleva a cabo la separación física del licor mezclado.

Con base en la configuración de la membrana se pueden clasificar en dos tipos (Rodríguez y col., 2006; CCA, 2003):

- Membrana sumergida o integrada.- La unidad de membrana que realiza la separación se encuentra inmersa en el reactor biológico. El efluente del reactor es el agua depurada.
- Membrana externa o con recirculación al reactor biológico. El efluente del reactor (mezcla reaccionante) se hace circular hasta una unidad de microfiltración/ultrafiltración con el fin de separar el agua depurada del concentrado, recirculando éste al reactor biológico.

Según Jáuregui y col. (2007) un RBM se puede utilizar cuando se tienen las siguientes necesidades:

- Disminuir la producción de lodos biológicos (hasta un 80%).
- Un grado de depuración elevado: Descarga a cauce público, zonas sensibles o pago de un impuesto de descarga elevada.
- La reutilización puede venir impuesta por la escasez de agua de la zona o puede suponer un valor añadido importante a considerar.
- Poco espacio disponible o en alguna ampliación de la capacidad de tratamiento de plantas convencionales ya existentes.

En la Tabla 1.17 se resumen las ventajas y desventajas de los reactores biológico de membrana.

#### **1.4.3.1.2.4. Reactor biológico de lecho móvil (RBLM)**

A lo largo de los últimos años se han desarrollado diversas tecnologías en el área del tratamiento biológico de aguas residuales, dentro de las de las cuales se encuentran los procesos de biomasa adherida a soporte móvil. Esta tecnología se desarrolló en Noruega en los años 1990s y cuyo éxito hoy se encuentra cubierto por una gran cantidad de patentes. El principio básico de los reactores RBLM es que la biomasa crece en forma de película biológica alrededor de soportes plásticos con formas muy especiales que aportan áreas específicas para albergar película biológica muy grandes, reduciendo los volúmenes de los reactores considerablemente (Rusten y col, 2005)

El objetivo de estos sistemas es ofrecerle al proceso de lodos activados una mayor concentración de biomasa utilizando soportes de diversos materiales que se mueven en el reactor biológico gracias a la agitación generada por el sistema de aireación en el caso de un reactor aerobio o por un sistema mecánico en el caso de uno anaerobio o anóxicos.

Tabla 1.17 Ventajas y desventajas los reactores biológico de membrana (RBM)

Ventajas	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Calidad de agua tratada para reutilización.</li> <li>- Mínima producción de lodos, similares a sistemas anaerobios.</li> <li>- Calidad del permeado estable con independencia de picos de carga.</li> <li>- Sistemas fácilmente ampliables sin necesidad de reformas ni ampliación de reactor biológico.</li> <li>- Efluente desinfectado después de atravesar una membrana de ultrafiltración.</li> <li>- Mínimo requerimiento de espacio.</li> <li>- Sistemas muy automatizados, mantenimiento mínimo.</li> </ul>	Jáuregui y col., 2007
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Altas tasas de carga volumétrica, lo cual significa menores tiempos de residencia en el reactor.</li> <li>- Baja producción de lodos</li> <li>- Puede operar con baja demanda de oxígeno y se puede llegar a realizar nitrificación-desnitrificación simultánea.</li> <li>- Efluente de alta calidad en términos de baja turbiedad, bacterias, sólidos suspendidos totales y DBO</li> </ul>	Metcalf y Eddy, 2004
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Eficaz retención de sólidos suspendidos y de los compuestos más solubles dentro del reactor biológico. Como consecuencia un efluente de excelente calidad que puede cumplir casi cualquier norma de vertido.</li> <li>- Si se utiliza ultrafiltración se obtiene un efluente estéril.</li> <li>- La ausencia del sedimentador permite el desarrollo de bacterias de crecimiento lento.</li> <li>- La membrana además de retener toda la biomasa, retienen enzimas exocelulares y de oxidantes solubles que crean un licor de mezcla capaz de degradar mas compuestos.</li> </ul>	CCA, 2003
Desventajas	
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Altos costos de capital inicial, de mantenimiento y de operación.</li> <li>- Alto consumo energético</li> <li>- Necesidad de limpieza frecuente de las membranas a causa del proceso de colmatación</li> </ul>	Jáuregui y col., 2007
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Inversión inicial considerable</li> <li>- Gasto energético importante</li> <li>- Polarización y taponamiento de la membranas limitan su uso</li> <li>- Se pueden presentar problemas de sedimentación</li> <li>- La posible acumulación de metales pesados pueden ser dañinos para comunidad bacteriana y para la misma membrana.</li> </ul>	CCA, 2003

Debido a la complejidad del proceso y de la dificultad para comprender el comportamiento del área de película biológica en actividad, el diseño de estos procesos se hace empíricamente o con base en resultados de plantas piloto (Metcalf y Eddy, 2004). En la Figura 1.14 se puede apreciar un tipo de

soporte de película biológica empleado en el proceso de RBLM y en la Figura 1.15 se puede apreciar un esquema del proceso de tratamiento mediante RBLM.

A lo largo de los últimos años se han desarrollado numerosos tipos de soporte de película biológica en cuyo caso, cada proveedor tiene la patente y sobre todo el estudio de su correspondiente soporte. Cabe remarcar es que cada producto ofrece distintas características, pero sobre todo ofrecen áreas superficiales de película biológica por cantidad de volumen impresionantes, las cuales van desde  $450 \text{ m}^2/\text{m}^3$  hasta  $1,200 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (WEF, 2010).



Fig. 1.14 Ejemplo de distintos tipos de soporte de película biológica en el RBLM (Lenntech, 2011)

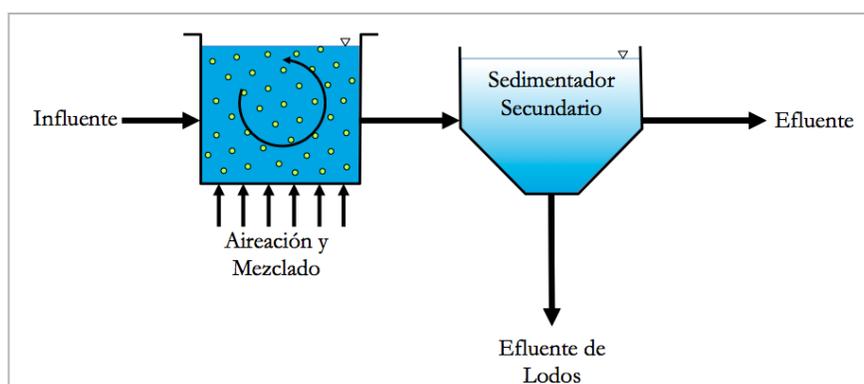


Fig. 1.15 Proceso de tratamiento con RBLM (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Las aplicaciones principales de este sistema están en el rediseño de plantas ya existentes, aumentando la capacidad de la planta sin necesidad de obra civil, facilitando la operación y obteniendo robustez en el sistema ante la entrada de inhibidores del proceso (Larrea y col., 2004). Por otro lado Ødegaard (2006) menciona, que el reactor RBLM reúne la mayoría de las ventajas de los lodos activados y de los sistemas de cultivo fijo, excluyendo las desventajas de ambos. En la Tabla 1.18 se resumen algunas ventajas y desventajas de este innovador proceso de tratamiento.

Tabla 1.18 Ventajas y desventajas los RBLM

Ventajas	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- A diferencia de los demás reactores de película biológica el RBLM utiliza todo el volumen del reactor.</li> <li>- La biomasa adherida en cada reactor se va especializando cada vez más en la degradación de cierto microorganismo aumentando la eficiencia con el tiempo.</li> <li>- Volúmenes considerablemente pequeños.</li> <li>- No requiere recircular los lodos.</li> </ul>	Ødegaard, 2006
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Reducción del reactor biológico debido a que el soporte proporciona una superficie elevada para el crecimiento de la biomasa.</li> <li>- Reducción de tamaño en el sistema de separación de sólidos, debido a una menor concentración de sólidos en suspensión.</li> <li>- Procesos con gran flexibilidad, la eficiencia del proceso está en función del porcentaje de soporte plástico empleado (se puede modificar la superficie en base al porcentaje).</li> <li>- No hay recirculación de lodos al reactor biológico, de esta forma la biomasa no depende de la separación final del lodo.</li> <li>- Operación y control sencillo, evitando atascamientos y periodos de limpieza.</li> <li>- No se requiere un control de purga de lodos debido a que el sistema mantiene la biomasa hasta que se desprende del soporte.</li> <li>- Admite cargas muy altas.</li> <li>- Sistema fácil de implementar en el rediseño de instalaciones ya existentes.</li> <li>- Costo de inversión similar a una planta de lodos activados.</li> <li>- La reducción del volumen del reactor y del decantador secundario equivale a la inversión del soporte plástico.</li> </ul>	Larrea y col., 2004
Desventajas	
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Debido a la complejidad que existe para comprender el comportamiento de la película biológica, el proceso de diseño hasta el momento es de carácter empírico y esta basado en observaciones de plantas piloto y resultados a escala real.</li> </ul>	Metcalf y Eddy, 2004

### 1.4.3.2. Procesos de tratamiento anaerobio

En el tratamiento anaerobio se produce la descomposición de la materia orgánica e inorgánica en ausencia del oxígeno. Es un proceso utilizado cuando se presenta una alta carga orgánica ya que los costos por suministro de oxígeno en un tratamiento aerobio para cargas fuertes son muy elevados. Al igual que el proceso aerobio, en este tipo de tratamientos, las aguas residuales se mezclan con una gran cantidad de microorganismos, pero la gran diferencia reside en que estos microorganismos no dependen de la presencia del oxígeno para desarrollarse. Bajo esta condición de ausencia de oxígeno las bacterias son capaces de convertir el desecho orgánico en metano (60-80%) y dióxido de carbono (40-20%). A esta producción de gases se le conoce como biogás. El proceso anaerobio se realiza en

tres etapas: hidrólisis, acidogénesis y metanogénesis (Rodríguez y col., 2006; Sans y Ribas, 2004; McCarty, 1964).

- Hidrólisis.- Ruptura de las moléculas grandes, solubles e insolubles en células de menor tamaño que pueden ser transportadas dentro de las células y metabolizadas.
- Acidogénesis.- Los productos finales de la hidrólisis son transformados en ácidos orgánicos de cadena corta, otros compuestos de bajo peso molecular, hidrógeno y dióxido de carbono.
- Metanogénesis.- La formación de metano siendo éste, el último producto de la degradación anaerobia.

En la Tabla 1.19 se reflejan las ventajas y desventajas de un proceso de tratamiento anaerobio.

Tabla 1.19 Ventajas y desventajas del proceso de tratamiento anaerobio

Ventajas	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta eficacia de los sistemas, incluso en aguas residuales de alta carga.</li> <li>- Bajo consumo de energía.</li> <li>- Pequeña producción de lodos.</li> <li>- Pequeño requerimiento de nutrientes.</li> <li>- Eficacia ante alteraciones importantes de carga y posibilidad de grandes periodos de parada sin alteración importante en la población bacteriana.</li> </ul>	Rodríguez y col., 2006
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Producción de metano, fuente potencial de energía.</li> <li>- Volumen de reactor menor.</li> <li>- Con aclimatación, la mayoría de los compuestos orgánicos pueden ser transformados.</li> <li>- Respuesta rápida a la adición de sustratos después de un largo periodo sin alimentación.</li> </ul>	Metcalf y Eddy, 2004
Desventajas	
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baja efectividad en la eliminación de nutrientes y patógenos.</li> <li>- Generación de malos olores.</li> <li>- Necesidad de un post-tratamiento, generalmente aerobio para alcanzar los niveles de depuración demandados.</li> <li>- Largos periodos de puesta en marcha.</li> <li>- Largos tiempos de residencia, debido a la lentitud del proceso.</li> </ul>	Rodríguez y col., 2006
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se requiere de tiempos de arranque muy largos para desarrollar la biomasa necesaria en el proceso.</li> <li>- Bajas eficiencias en remoción de materia orgánica.</li> <li>- Probablemente se requiere de un tratamiento aerobio posterior para satisfacer los requerimientos de descarga.</li> <li>- Gran sensibilidad a las temperaturas bajas.</li> <li>- Susceptible a trastornos por la presencia de sustancias tóxicas.</li> <li>- Producción potencial de olores y gases corrosivos.</li> </ul>	Metcalf y Eddy, 2004

Al igual que los tratamientos aerobios, los tratamientos anaerobios se pueden clasificar en procesos con cultivo en suspensión, procesos con cultivo de lecho y en procesos con cultivo fijo. A continuación se desarrollarán los de cultivo suspendido y de lecho por ser los más empleados en tratamiento de aguas residuales, haciendo más énfasis en el tratamiento de lecho de lodos.

#### 1.4.3.2.1. Procesos de tratamiento anaerobio de cultivos en suspensión

Existen tres tipos de procesos de tratamiento anaerobios de cultivo en suspensión: degradación anaerobia de mezcla completa, proceso de contacto anaerobio y el reactor secuencial Batch anaerobio. Dado que el reactor anaerobio de mezcla completa por lo general se utiliza para tratar concentraciones de desecho muy altas como los lodos primarios y secundarios, no se describirá este proceso a continuación (Metcalf y Eddy, 2004; McCarty, 1964).

##### 1.4.3.2.1.1. Proceso de contacto anaerobio

El proceso de contacto anaerobio es muy parecido al de lodos activados aerobio, el cual consiste en un reactor cerrado con una entrada para el influente y dos salidas, una para el biogás y la otra para el efluente (Figura 1.16). Este efluente pasa a un sedimentador de donde se recircula la biomasa de nuevo al reactor y así evitar la pérdida de la misma. El principal problema de este sistema es la necesidad de recircular los lodos y de sedimentar la biomasa (Rodríguez y col., 2006).

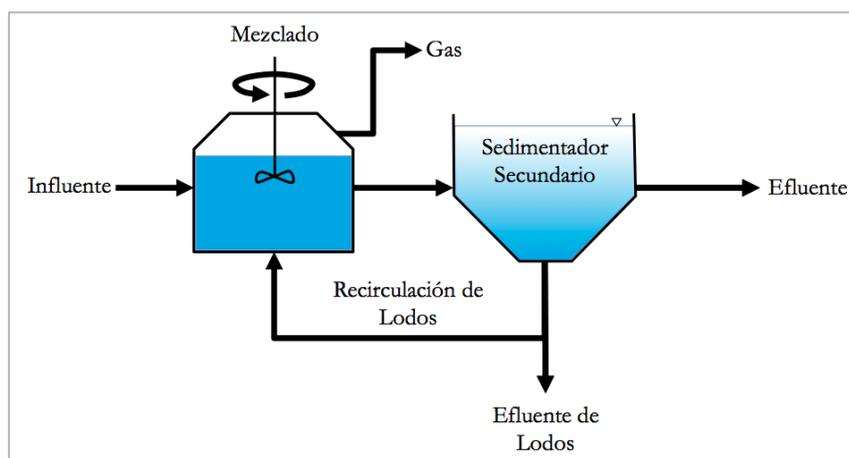


Fig. 1.16 Proceso de contacto anaerobio (Realizado a partir de Rodríguez y col., 2006)

##### 1.4.3.2.1.2. Reactor secuencial Batch anaerobio

El reactor secuencial Batch anaerobio funciona exactamente igual que la versión aerobia, con dos grandes diferencias: Es un reactor cerrado y no hay aireación, únicamente mezclado. Las etapas que se llevan a cabo en este reactor son 4: Llenado, reacción, sedimentación y decantación. Al igual que

en el RSB aerobio en la versión anaerobia no existe recirculación de lodos. En la Figura 1.17 se esquematiza el proceso de RSB anaerobio.

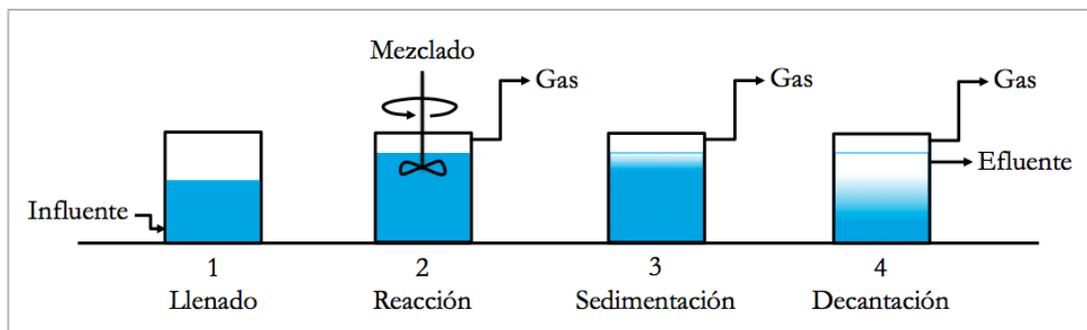


Fig. 1.17 Reactor secuencial Batch anaerobio (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

#### 1.4.3.2.2. Proceso anaerobio de lecho de lodos

Hoy en día existen tres procesos anaerobios de lecho de lodos: El reactor de lecho de lodos y flujo ascendente (RALLFA), Reactor anaerobio con baffles (ABR), Reactor anaerobio de lecho migratorio (AMBR). Sin embargo únicamente se desarrollará el tratamiento mediante RALLFA por su amplia utilización y buenos resultados en tratamiento de aguas residuales municipales.

##### 1.4.3.2.2.1. Reactor de lecho de lodos y flujo ascendente (RALLFA)

En el reactor de lecho de lodos con flujo ascendente el influente entra por la parte inferior del tanque y debe pasar a través de un lecho de lodos muy denso en donde se encuentran las bacterias que degradarán la materia orgánica. La clave de este reactor es que permite cargas volumétricas de DQO muy altas. Este reactor resuelve el problema de la recirculación de lodos, aumentando la concentración de biomasa y manteniéndola en su interior. El éxito de un reactor RALLFA consiste en el lecho de lodos de gran densidad que se depositan en el fondo y en donde se lleva a cabo todo el proceso biológico. Este lecho está compuesto de la acumulación de sólidos suspendidos y de el crecimiento de bacterias. (Rodríguez y col., 2006; Seghezzi y col., 2004).

Dado que el efluente de un sistema de tratamiento RALLFA simple tiene ciertas limitaciones en la eficiencia del tratamiento, se recomienda un pos-tratamiento que consiste en agregar un filtro de goteo, un filtro sumergido aireado o un estanque de estabilización, los cuales tienen como resultado un efluente de muy buena calidad (Jordão y Além, 2004).

En la Tabla 1.20 se reflejan las ventajas y desventajas de este sistema de tratamiento.

Tabla 1.20 Ventajas y desventajas de un sistema RALLFA

Ventajas	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sistema compacto, requiere un superficie muy pequeña.</li> <li>- Buena concentración del lodo en exceso (5-6 %) y buenas características de secado.</li> <li>- No se requiere calefacción en climas cálidos.</li> </ul>	Jordão y Além, 2004
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta eficiencia con altas cargas volumétricas.</li> <li>- Simplicidad y flexibilidad de operación.</li> <li>- Bajo requerimiento energético y de espacio.</li> <li>- Baja producción de lodos.</li> </ul>	Seghezzo y col., 2004
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Niveles de síntesis reducida.</li> <li>- Bajos requerimientos de nutrientes.</li> <li>- Ahorro eléctrico (no hay suministro de oxígeno).</li> <li>- Beneficio del metano como producto del proceso.</li> </ul>	Bermúdez y col., 2003
Desventajas	
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Posibilidad de malos olores.</li> <li>- Baja capacidad para recibir cargas tóxicas ( por lo general no es el caso de las aguas de carácter doméstico).</li> <li>- El arranque requiere inoculación.</li> <li>- Eficiencia limitada final limitada sin pos-tratamiento.</li> <li>- Por lo general el efluente no cumple con las normas.</li> </ul>	Jordão y Além, 2004
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Requiere pos-tratamiento.</li> <li>- Generación de olores.</li> <li>- Arranque muy lento.</li> </ul>	Seghezzo y col., 2004

#### 1.4.4. Tratamiento avanzado

El tratamiento avanzado o también conocido como tratamiento terciario está definido como un tratamiento adicional necesario para remover componentes suspendidos, coloidales o disueltos remanentes de un tratamiento secundario convencional. Por otro lado, alrededor del mundo la conciencia por el tratamiento de las aguas residuales está creciendo y con esta cada vez aumenta la exigencia de las regulaciones de descarga y reúso del agua tratada.

Hoy en día existen muchas tecnologías para satisfacer estas necesidades. Metcalf y Eddy (2004) establecen que la necesidad de aplicar un tratamiento avanzado se basa en los siguientes factores:

- Remoción de materia orgánica y sólidos suspendidos más allá de lo que se puede alcanzar mediante un sistema de tratamiento secundario convencional, con el fin de cumplir con normas de descarga y reúso más exigentes.
- Remover sólidos suspendidos residuales con el objetivo de acondicionar el agua residual para una desinfección más eficiente.
- Eliminar algunos nutrientes para evitar la eutrofización en los cuerpos de agua.

Existen muchos procesos de tratamiento avanzado que se han desarrollado exitosamente en los últimos años, sin embargo si el objetivo es remover los coloides orgánicos e inorgánicos y remover los sólidos en suspensión, los procesos más comunes son los de filtración (Metcalf y Eddy, 2004).

#### 1.4.4.1. Procesos avanzados de filtración

Los procesos de filtración se pueden clasificar en: Filtración profunda, filtración superficial y filtración por membrana. La filtración profunda y superficial no tienen la capacidad de remover bacterias, ventaja que sí posee la filtración mediante membranas, por lo que se profundizará más en estos procesos de tratamiento avanzado.

##### 1.4.4.1.1. Filtración por membrana

A su vez, la filtración por membrana se puede clasificar en 4 tipos de procesos: Microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa. En la Tabla 1.21 se refleja cuáles son los componentes que logra remover cada una de estas tecnologías.

Tabla 1.21 Aplicación de las tecnologías de filtración por membrana (Metcalf y Eddy, 2004)

Componente	Microfiltración	Ultrafiltración	Nanofiltración	Ósmosis Inversa
Organismos Biodegradables		✓	✓	✓
Dureza			✓	✓
Metales pesados			✓	✓
Nitratos			✓	✓
Contaminantes orgánicos de prioridad			✓	✓
Componentes orgánicos sintetizados			✓	✓
Sólidos disueltos totales			✓	✓
Sólidos suspendidos totales	✓	✓		
Bacterias	✓	✓	✓	✓
Protozoarios, huevos de helminto	✓	✓	✓	✓
Virus			✓	✓

### **1.4.5. Desinfección**

A lo largo de los procesos de tratamiento, la concentración de contaminantes disminuye significativamente, sin embargo existen algunos organismos patógenos para el ser humano que no se eliminan a lo largo del tratamiento tradicional. Para poder eliminar estos organismos se aplica un último proceso de tratamiento llamado desinfección. En éste se aplican mecanismos y procedimientos para la desactivación o destrucción de los organismos infecciosos para prevenir la dispersión de enfermedades transmitidas a través del agua tanto a los usuarios que estarán en contacto con ella como al ambiente.

Hoy en día, existen muchos procesos de desinfección para el tratamiento de aguas residuales en donde se puede aplicar agentes químicos para la eliminación organismos patógenos o mediante la aplicación de medios físicos. Los procesos de desinfección más importantes, al día de hoy, son mediante la aplicación de: Cloro, ozono, luz ultravioleta y dióxido de cloro (Metcalf y Eddy, 2004).

Según la EPA (1999c) la selección de un desinfectante adecuado para una instalación de tratamiento depende de los siguientes criterios:

- La capacidad de penetrar y destruir los gérmenes infecciosos en condiciones normales de operación.
- La facilidad y seguridad en el manejo, el almacenamiento y el transporte.
- La ausencia de residuos tóxicos y de compuestos mutagénicos o carcinógenos.
- Costos razonables de inversión de capital y de operación y mantenimiento.

Los desinfectantes empleados en el tratamiento de aguas residuales deben de ser tóxicos para los microorganismos que se desean eliminar pero totalmente inofensivos para el ser humano y los animales. Por otro lado deben de ser lo suficientemente rápidos pero su efecto debe persistir un periodo suficiente para evitar la reproducción de los organismos patógenos (Vázquez y Valdez, 2003).

#### **1.4.5.1.1. Cloro**

El cloro es el desinfectante más usado para el tratamiento del agua residual porque destruye los organismos mediante la oxidación del material celular. El cloro puede ser suministrado en muchas formas que incluyen el gas de cloro, las soluciones de hipoclorito y otros compuestos del cloro en forma sólida o líquida. Sin embargo tiene ciertos limitantes en términos de salubridad y seguridad (EPA, 1999c). En la Tabla 1.22 se muestran las ventajas y desventajas de este proceso de desinfección.

Tabla 1.22 Ventajas y desventajas de la cloración (Realizado a partir de EPA, 1999c)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Es una tecnología bien establecida.</li> <li>- Desinfección efectiva.</li> <li>- El cloro residual prolonga el efecto de desinfección</li> <li>- Fácil monitoreo.</li> <li>- Alta confiabilidad en la eliminación de un amplio espectro de organismos patógenos.</li> <li>- El cloro es efectivo en la oxidación de ciertos compuestos orgánicos e inorgánicos.</li> <li>- La cloración permite un control flexible de la dosificación.</li> <li>- El cloro puede eliminar ciertos olores molestos durante la desinfección.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- El cloro residual, aún a bajas concentraciones, es tóxico a los organismos acuáticos.</li> <li>- Todas las formas de cloro son muy corrosivas y tóxicas, por lo tanto se considera de alto riesgo.</li> <li>- Tiempo de contacto relativamente largo.</li> <li>- El nivel total de sólidos disueltos se incrementa en el agua efluente.</li> <li>- Algunas especies de parásitos y huevos de gusanos, han mostrado resistencia a dosis bajas de cloro.</li> <li>- Se desconocen los efectos a largo plazo de la descarga.</li> </ul>

#### 1.4.5.1.2. Luz ultravioleta (UV)

La desinfección mediante un sistema de luz ultravioleta consiste en la transferencia de energía electromagnética, generada con una lámpara de vapor de mercurio, al material genético del organismo. La desinfección con luz UV puede ser utilizada en plantas de diversos tamaños que cuenten con niveles de tratamiento secundario o avanzado y las ventajas y desventajas de este proceso se reflejan en la Tabla 1.24 (EPA, 1999e).

Tabla 1.23 Ventajas y desventajas de la UV (Realizado a partir de EPA, 1999e)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Eficaz para la desactivación de la mayoría de los virus, esporas y quistes.</li> <li>- Se considera un proceso, lo cual elimina la necesidad de generar, manejar, transportar, o almacenar productos químicos tóxicos, peligrosos o corrosivos.</li> <li>- No existe ningún efecto residual.</li> <li>- Operación sencilla.</li> <li>- Tiempo de contacto corto.</li> <li>- El equipo de desinfección con luz UV requiere menos espacio que otros métodos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- La baja dosificación puede no desactivar efectivamente algunos virus, esporas y quistes.</li> <li>- Algunas veces los organismos pueden reparar o invertir los efectos destructivos de la radiación UV mediante un “mecanismo de reparación”, también conocido como fotoreactivación o en ausencia de radiación, como “reparación en oscuro”.</li> <li>- Se requiere de un programa de mantenimiento preventivo es necesario para controlar la acumulación de sólidos en la parte externa de los tubos de luz.</li> <li>- La turbidez y SST en el agua residual hacen que la desinfección con luz UV sea ineficaz.</li> <li>- La desinfección con luz UV no es tan económica como la desinfección con cloro.</li> </ul>

### 1.4.5.1.3. Ozono

El ozono utilizado para la desinfección en aguas tratadas se produce disociando moléculas de oxígeno utilizando una fuente de energía. De esta forma se producen átomos de oxígeno separados los cuales al chocar con una molécula de oxígeno forman un gas inestable, el cual se conoce como ozono, el cual es un oxidante y agente germicida de virus muy fuerte. Una vez que se genera este gas se incorpora a un reactor de contacto en donde, éste se disuelve en el agua y comienza su función desinfectante. El ozono es generado en la planta debido a que el gas es inestable y se descompone en oxígeno elemental en un período corto de tiempo luego de su generación (EPA, 1999d). Algunas ventajas y desventajas de este sistema se resumen en la Tabla 1.23.

Tabla 1.24 Ventajas y desventajas de la ozono (Realizado a partir de EPA, 1999d)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Desinfección efectiva.</li> <li>- Tiempo de contacto corto.</li> <li>- No existen residuos peligrosos.</li> <li>- Después del proceso de ozonización, los microorganismos no crecen nuevamente, a excepción de aquellos que están protegidos por las partículas en la corriente de agua residual.</li> <li>- El ozono es generado dentro de la planta, disminuyendo los problemas de seguridad industrial asociados con el envío y el transporte.</li> <li>- El proceso de ozonización eleva la concentración de oxígeno disuelto (O.D.) del efluente. El incremento O.D. puede eliminar la necesidad de reaeración y también puede incrementar el nivel de O.D. en la corriente de agua receptora.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- La baja dosificación puede no desactivar efectivamente algunos virus, esporas o quistes.</li> <li>- Se requieren equipos complicados y sistemas de contacto eficientes.</li> <li>- El ozono es muy reactivo y corrosivo, requiriendo así de materiales resistentes a la corrosión tales como el acero inoxidable.</li> <li>- El proceso de ozonización no es económico para las aguas residuales con altas SS, DBO, DQO, o carbono orgánico total.</li> <li>- El ozono es muy irritante y posiblemente tóxico, así que los gases de escape que salen de la cámara de contacto deben ser destruidos.</li> <li>- Costos elevados de inversión inicial y de operación.</li> </ul>

La desinfección con ozono se utiliza generalmente en plantas de tamaño mediano o grande una vez que el agua residual haya recibido por lo menos tratamiento secundario. Además de la desinfección, otro uso común del ozono en el tratamiento del agua residual es el control de malos olores.

### 1.4.5.1.4. Dióxido de cloro

El dióxido de cloro ( $\text{ClO}_2$ ) es un desinfectante cuya eficiencia sobrepasa a la del cloro y sus derivados. Debido a sus cualidades oxidantes selectivas, su aplicación es una alternativa a ser considerada donde además de la desinfección se requiere mejorar la calidad organoléptica del agua.

El dióxido de cloro no se vende como un producto listo para su uso, por lo que debe generarse in situ. Además, sólo se utiliza como desinfectante primario y su producción y manejo entrañan complejidad y riesgos. Por ello, no se recomienda para comunidades pequeñas con poca capacidad técnica; de allí su escasa popularidad en los países en desarrollo y su limitada aplicación en sistemas de mediano a gran porte en los países desarrollados (Metcalf y Eddy, 2004).

En la Tabla 1.25 se muestran las ventajas y desventajas de este sistema de desinfección.

Tabla 1.25 Ventajas y desventajas del dióxido de cloro (Realizado a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Ventajas	Desventajas
- Desinfección efectiva.	- Muy inestable
- Más efectivo en la eliminación de virus y esporas que el cloro	- Se debe producir en el sitio
- El proceso no se ve influenciado por el PH	- Descomposición con la luz solar
- Muy inestable	- Puede participar en la generación de olores
	- Costos de operación muy altos.

### 1.5. Sostenibilidad en el tratamiento de aguas residuales

La gran mayoría de la ciudades del mundo deben su crecimiento, al círculo vicioso generado por el aumento de población y a su vez que éste favorece el flujo de personas que buscan un desarrollo económico. Como consecuencia de esto, la demanda de agua potable aumenta considerablemente y por lo tanto la aportación de aguas residuales de la población también. Aunado a esto, en los países en vías de desarrollo esta necesidad no se ha visto satisfecha y la infraestructura existente ya es obsoleta o queda muy por debajo de los estándares de calidad. Por lo tanto, el desarrollo, explotación y tratamiento de los recursos hidráulicos deben de ser sostenibles en todos los sentidos: Económica, social y ambientalmente hablando (Mara, 2003).

Tanto las redes de alcantarillado como el tratamiento de aguas residuales tienen como objetivo proteger la salud humana y ambiental. Los beneficios son bien conocidos, sin embargo los aspectos negativos no son tan obvios y por lo tanto resultan menos reconocidos y por consecuencia tienen cierto impacto en la sociedad y en el medio ambiente. Un aspecto positivo de la recolección y transporte de las aguas residuales a un tratamiento apropiado, es la remoción de materia orgánica, patógenos y componentes químicos, antes de ser vertidas de nuevo a un cuerpo de agua. Sin embargo, este aspecto positivo tiene como consecuencia una serie de aspectos negativos como el posible desbalance del ciclo hidrológico y ambiental sobre todo el alto consumo de energía durante su construcción y sobre todo durante su vida operacional, contribuyendo a la emisión de dióxido de carbono a la atmosfera (Muga y Mihelcic, 2008).

Hoy en día, es necesario desarrollar tecnologías en el tratamiento de aguas residuales cuyo desempeño se encuentre en un balance ambiental, económico y social. Para evaluar la sostenibilidad

de un sistema de tratamiento de aguas residuales se puede recurrir a elaborar un análisis energético, un análisis económico y una evaluación de ciclo de vida. La selección de la tecnología de tratamiento de aguas residuales no puede basarse desde un punto de vista tecnológico (técnico), es necesario considerar las actividades humanas y ambientales involucradas en el entorno de este proceso (Muga y Mihelcic, 2008).

En la Tabla 1.26 se hace un resumen de los criterios de diseño más importantes para lograr la sostenibilidad en los proyectos de tratamiento de aguas residuales y en general de cualquier proyecto.

Tabla 1.26 Criterios para el diseño de un tratamiento sostenible de aguas residuales

Criterios	Referencia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Evitar la dilución de altas concentraciones de desechos en el agua limpia</li> <li>- Máxima recuperación y reúso del agua tratada; utilización de los productos generados en el proceso</li> <li>- Aplicar un sistema de tratamiento eficiente, robusto y confiable</li> <li>- Bajo costo</li> <li>- Larga vida útil</li> <li>- Operación y mantenimiento estable</li> <li>- Aplicable a cualquier escala</li> <li>- Tendencia a ser auto suficientes en todos los aspectos</li> <li>- Aceptable para la población local</li> </ul>	Volkman, 2003
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bajos costos de inversión, operación y mantenimiento</li> <li>- Baja o nula utilización de energía eléctrica (costos de operación)</li> <li>- Baja o nula utilización de químicos dañinos para el medio ambiente como el cloro y otros desinfectantes.</li> <li>- Producir un efluente de alta calidad</li> <li>- Baja producción de lodos.</li> </ul>	Mara, 2004

Esta página se dejó intencionalmente en blanco

## 2. METODOLOGÍA

### 2.1. Caso de estudio

Actualmente Ciudad Universitaria genera 110 l/s de aguas residuales, de las cuales 70 l/s son captados por el sistema de alcantarillado que abastece a las plantas de tratamiento de Cerro del Agua y de Ciencias Políticas. En conjunto estas dos plantas solamente pueden tratar 47 l/s (Guerrero y col., 2009).

El caso de estudio seleccionado para realizar el trabajo, fue la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria de Cerro del Agua (PTARCU), en la Universidad Nacional Autónoma de México. La PTARCU se encuentra localizada en la parte más baja de ciudad universitaria al noreste del campus y colinda con avenida Cerro de Agua y el Circuito Escolar, frente a la Facultad de Medicina como se puede apreciar en la Figuras 2.1 y 2.2.



Fig. 2.1 Localización de la PTARCU en Ciudad Universitaria (GE, 2011)



Fig. 2.2 Acercamiento de la PTARCU (GE, 2011)

Montejano y col. (1968), profesores e investigadores de la facultad de ingeniería de la UNAM realizaron un anteproyecto de una planta de tratamiento de aguas residuales, en Ciudad Universitaria. Las necesidades bajo las cuales se proyectó la PTARCU, fueron las siguientes (Montejano y col., 1968):

- Proporcionar agua tratada de excelente calidad para la irrigación de las áreas verdes de Ciudad Universitaria.
- Apoyar la investigación universitaria en el tratamiento de las aguas residuales, otorgando facilidad y espacios físicos para la instalación de unidades experimentales.
- Operar para fines didácticos e investigación, tres sistemas biológicos aerobios, los cuales son de uso común: Lodos activados, discos biológicos rotatorios y filtro percolador.

Sin embargo fue hasta el año de 1982 que la PTARCU entró en operación (Jiménez, 1986).

### 2.1.1. Diseño original

La PTARCU se diseñó originalmente para tratar el agua residual generada en Ciudad Universitaria y además de una pequeña aportación proveniente de la colonia Copilco el alto. El gasto de diseño fue de 40 l/s, sin embargo al inicio de operaciones únicamente fue de 23 l/s. El tren de tratamiento original se puede apreciar en el diagrama de flujo que se presenta a continuación en la Figura 2.3 y la descripción correspondiente de cada operación y proceso unitario (Jiménez, 1986).

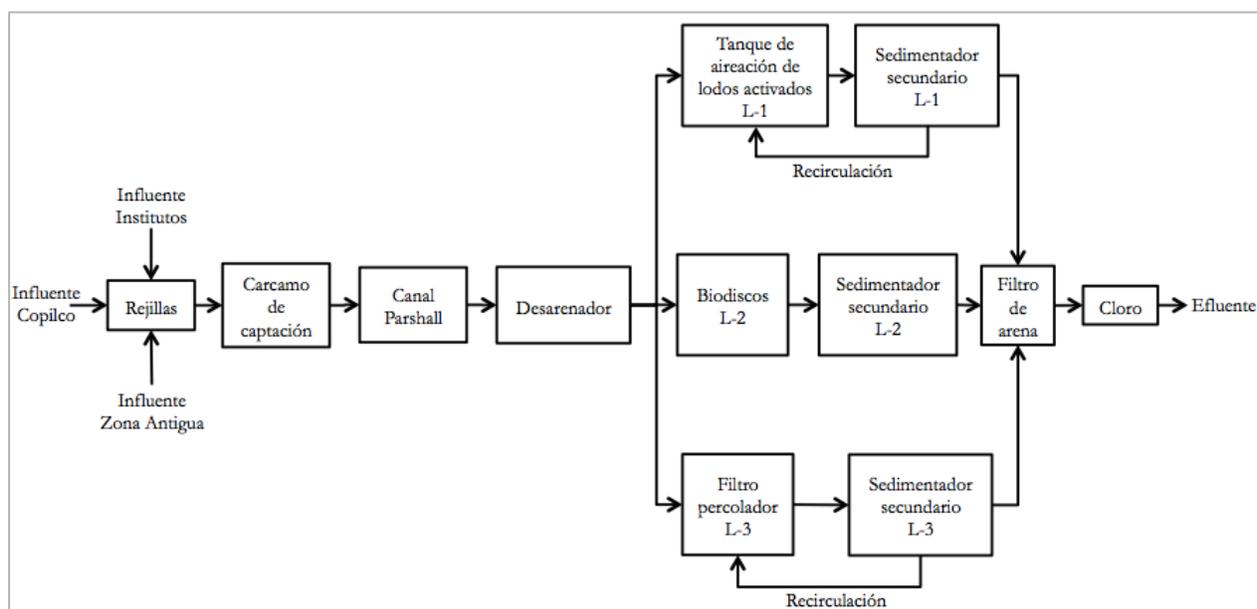


Fig. 2.3 Diagrama de flujo original (Adaptado de Jiménez, 1986)

### **2.1.1.1. Pre-tratamiento y tratamiento primario**

#### **2.1.1.1.1. Colectores**

El caudal que llega a la PTARCU a través de tres colectores de aguas residuales provenientes de Copilco, todos los Institutos y de la Zona Antigua (edificios del primer cuadro construido en 1954) de Ciudad Universitaria. Los colectores descargan a un cárcamo de bombeo de donde el agua se lleva hasta el inicio del tren de tratamiento.

#### **2.1.1.1.2. Rejillas**

Cada colector tiene un rejilla con barras de 4 mm y debido a su mal estado, la separación es variable. El ángulo de las rejillas con respecto a la vertical es de 30° y la limpieza se hace de manera manual. Estas rejillas tienen como función separar los residuos sólidos de gran tamaño, antes del bombeo para evitar que se dañen las bombas.

#### **2.1.1.1.3. Cárcamo de bombeo**

El cárcamo instalado en la PTARCU es de tipo húmedo y se encuentra bajo el nivel de tanque regulador de tormentas. El volumen de almacenamiento es de 34 m<sup>3</sup> con un tiempo de retención hidráulica de 14 min. para un gasto de 40 l/s. El cárcamo se diseñó con tres bombas de 10 hp., sin embargo desde 1985 la planta opera con una sola bomba de 10 hp, limitando el gasto a 23 l/s.

#### **2.1.1.1.4. Desarenador**

Una vez que el agua pasa por las rejillas, ésta continua a un desarenador cuya función es sedimentar las partículas discretas como las arenas y las gravas. Este es de tipo cuadrado con una sección de 3 m x 3 m. Los sedimentos se extraen con ayuda de rastras.

### **2.1.1.2. Tratamiento secundario**

#### **2.1.1.2.1. Reactores biológicos**

Una vez que el caudal pasa por el desarenador pasa a una caja distribuidora, donde el caudal se reparte a tres reactores biológicos trabajando en paralelo con las siguientes características cada uno:

- Lodos activados: El sistema es de tipo completamente mezclado con aireación mecánica. Se diseñó para un gasto de 20 l/s y con una eficiencia de remoción de DBO en un rango de 80-90%. Las dimensiones del tanque de aireación son: 17.70 m de largo, 8.80 m de ancho y 3.5 m de profundidad. El agua tiene un tirante de 3 m por lo que el volumen útil del tanque es de 467 m<sup>3</sup>.
- Discos Biológicos Rotatorios: Se diseñaron para un gasto de 10 l/s y con una eficiencia de remoción de DBO en un rango de 80-90%. Los discos se encuentran dentro de un tanque

trapezoidal donde el tirante de agua cubre el 40% de su superficie. El reactor cuenta con 3 etapas en donde el diámetro de cada unidad es de 3.6 m.

- Filtros Percoladores: Fueron diseñados para un gasto de 10 l/s y con una eficiencia de remoción de DBO en un rango de 75-85%. El tanque del filtro tiene un diámetro de 3.44 m y una profundidad de 6.44 m, por lo que el volumen útil del tanque es de 60 m<sup>3</sup>.

#### **2.1.1.2.2. Sedimentación secundaria**

Posteriormente al paso por los reactores biológicos, se cuenta con sedimentadores secundarios de tipo circular, para cada uno de ellos.

- Lodos activados: Tiene una superficie de sedimentación de 27.3 m<sup>2</sup>, con un diámetro de 6.75 m y una profundidad promedio de 4.5 m, con un volumen útil de 123 m<sup>3</sup>.
- Discos Biológicos Rotatorios: Tiene una superficie de sedimentación de 14.18 m<sup>2</sup>, con un diámetro de 4.25 m y una profundidad promedio de 4.5 m, con un volumen útil de 60 m<sup>3</sup>.
- Filtros Percoladores: Tiene una superficie de sedimentación de 14.18 m<sup>2</sup>, con un diámetro de 4.25 m y una profundidad promedio de 4.5 m, con un volumen útil de 60 m<sup>3</sup>.

#### **2.1.1.3. Tratamiento avanzado**

##### **2.1.1.3.1. Filtración**

El tratamiento terciario se realiza a través de 6 filtros de arena rápidos a cielo abierto. Colocados en un tanque de 1.8 m de ancho 12.2 m de largo y 5.65 m de alto, con un volumen útil de 120 m<sup>3</sup>.

##### **2.1.1.4. Desinfección**

Ésta se logra en el cárcamo de aguas tratadas que abastece las cisternas de irrigación de Ciudad Universitaria, ya que no se tiene un tanque específico de contacto. El volumen del tanque es de 28 m<sup>3</sup>, con un tiempo de contacto de 22 min para el gasto de 22 l/s. La desinfección se logra aplicando una dosis de cloro de 4.2 mg /l.

#### **2.1.2. Situación actual**

Jiménez (1986) elaboró un informe sobre la operación de la PTARCU en donde observó que hasta 1985, la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria mostraba buenos rendimientos de operación. Sin embargo el gasto medio tratado era tan sólo de 23 l/s, el cual se encontraba muy por debajo del gasto de diseño de 40 l/s.

Jiménez (1986) menciona que la razón más importante, por la que la planta de tratamiento no tenía el desempeño esperado, era la gran deficiencia del sistema de pre-tratamiento y el mal diseño de los

sedimentadores secundarios. Aunado a esto, todas las operaciones y procesos unitarios tenían una baja eficiencia.

García (2010) comenta, que años después se instaló un sistema de retrolavado de aire para el desarenador, el cual aumentó la capacidad de tratamiento considerablemente. Sin embargo, la capacidad de tratamiento de la planta fue disminuyendo al paso del tiempo por muchas razones, entre ellas la mitigación del uso de agua en el sistema de sanitarios en gran parte de Ciudad Universitaria. Ésto debido a la instalación de mingitorios de poco o nulo uso de agua y W.C. con un gasto por descarga mucho menor, aumentando la concentración de contaminantes por volumen y disminuyendo así la capacidad de tratamiento de los reactores biológicos.

A principios de 2010, la PTARCU únicamente podía tratar gastos entre 16 y 18 l/s por las razones antes mencionadas y para finales del mismo año, la Dirección General de Obras de la UNAM llevó a cabo una remodelación en la PTARCU para elevar la capacidad y calidad de tratamiento.

Esta remodelación consistió en el aumento del gasto de operación de 16-18 a 25 l/s y la calidad del efluente considerablemente, con una concentración final de sólidos suspendidos totales (SST) de 2 mg/l y de demanda bioquímica de oxígeno (DBO) de 5 mg/l (García, 2010).

Las modificaciones realizadas para cumplir con dicho objetivo fueron las siguientes:

- Instalación de un sistema de separación, lavado y secado de arena centrifugo o Vortex “COANDA Complete plant R0 5C” de la marca Huber para un gasto de operación máximo de 25 l/s, sustituyendo al antiguo desarenador.
- Construcción de un muro divisorio en el tanque de aireación de lodos activados para dividir éste en dos tanques, en donde la primero funciona como tanque de aireación y el segundo alberga un reactor biológico de membrana rotatoria de la marca Huber para un gasto de operación de 25 l/s, con calidad del efluente de ultrafiltración.

En la Figura 2.4 se puede apreciar el diagrama de flujo después de ésta remodelación.

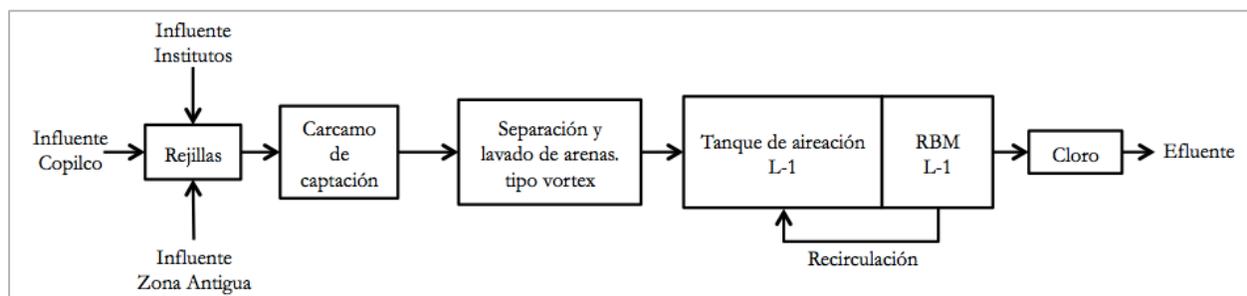


Fig. 2.4 Diagrama de flujo después de la primera remodelación de la PTARCU

Después de la remodelación de la PTARCU tanto la Línea 2 como la Línea 3, del diseño original de la planta (Fig. 2.3), quedaron fuera de servicio. Por lo tanto la capacidad actual de la planta es únicamente de 25 l/s y como se mostrará más adelante, el caudal que llega a la planta durante un día de operación típico, supera fácilmente la capacidad de tratamiento.

## **2.2. Justificación de la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU**

Aunque la remodelación realizada en el año 2010, aumentara ligeramente la capacidad y considerablemente la calidad de tratamiento de la PTARCU, durante las horas pico no se cubre el cien por ciento del gasto y por las noches la planta queda subutilizada. Ahora, si analizamos la situación a futuro, la planta hoy en día no puede tratar la totalidad del gasto de ingreso, por lo tanto en un futuro tampoco lo hará.

Es por esto, que la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU que se presenta en este trabajo, tiene como objetivo el tratar la totalidad del gasto que se presente en la planta en un periodo de diseño de 10 años. Es decir que no solo se pretende cubrir el 100% del caudal que se presenta el día de hoy, el propósito es cubrir el 100% del gasto que se presente en diez años.

Esta propuesta podría contribuir en el desarrollo de proyectos ambientales en cuanto a control de contaminantes en los cuerpos de agua, así como en el reutilización de las aguas generadas en el campus universitario. Así mismo contribuirá al compromiso de la universidad con el medio ambiente.

## **2.3. Ingeniería básica de la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU**

Para esta propuesta se requiere de un sistema de tratamiento paralelo (Línea-2) al que se instaló en la remodelación del año 2010 (Línea-1). Aunado a esto, debe de cumplir con las siguientes condiciones:

- Tratar el 100% del gasto excedente de la Línea 1, al final del periodo de diseño
- Mantener los objetivos académicos de la PTARCU
- Adaptar la propuesta al espacio disponible y a la topografía de la PTARCU
- Igualar la calidad del efluente con el de la Línea 1
  - DBO=5 mg/l
  - SST=2 mg/l
- Ser sostenible en el ámbito económico, ambiental y social.
- Tener flexibilidad y facilidad de operación
- No generar olores de ningún tipo debido a las comunidades urbanas aledañas a la planta.

La distribución actual de la planta y el espacio disponible no permiten hacer grandes cambios para aumentar la capacidad; por lo tanto el sistema de pre-tratamiento, tendrá que seguir el mismo

esquema de la Línea 1. Por consiguiente la propuesta se definirá principalmente por el tratamiento secundario, paralelo al de la Línea 1. Dicho tratamiento se puede llevar a cabo mediante operaciones de carácter biológico o fisicoquímico. Sin embargo, como se comentó en el Capítulo 1, el tratamiento secundario a través de operaciones fisicoquímicas no es muy utilizado en sistemas municipales de tratamiento por el alto costo de inversión, operación y consecuencias ambientales, por lo que el sistema de tratamiento secundario propuesto en este trabajo será de carácter biológico. En la Figura 2.5 se puede apreciar el diagrama de flujo de la propuesta de este trabajo.

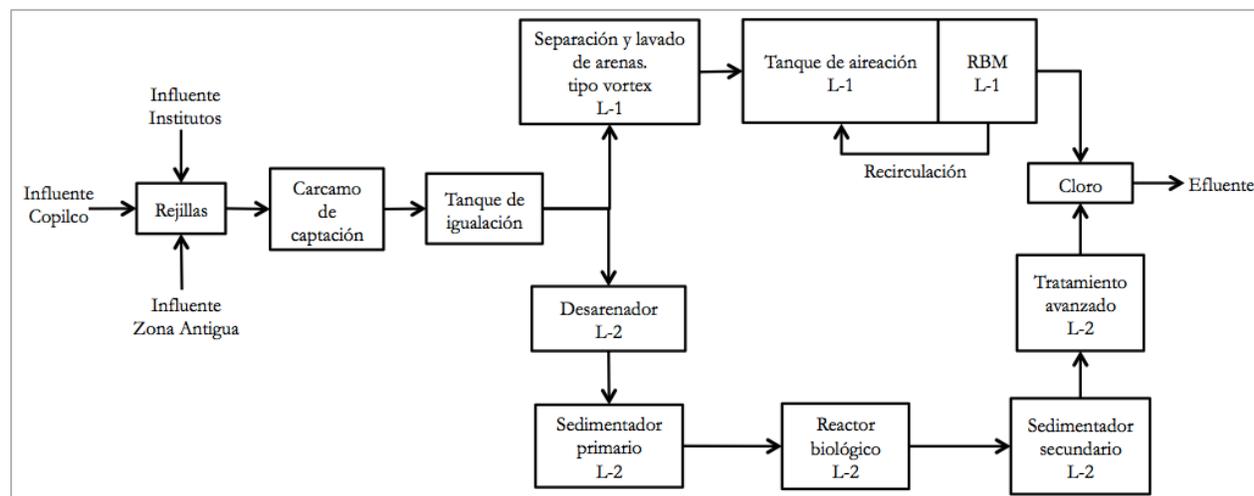


Fig. 2.5 Diagrama con la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU

El sistema de tratamiento secundario será el que rijan el diseño de la propuesta, por lo que se elaboró una comparación de algunos procesos biológicos para tomar la decisión de cual será el óptimo para este proyecto. Una vez que se decida cual es el indicado, se podrá determinar cuales son las operaciones y procesos unitarios que deberán complementar el tren de tratamiento de la Línea 2 y así desarrollar la propuesta completa.

### 2.3.1. Primera comparación de sistemas de tratamiento biológico

Hoy en día existen muchos sistemas de tratamiento, por lo que se realizó una primera comparación para seleccionar un sistema de tratamiento biológico, analizando las ventajas y desventajas mencionadas en el Capítulo 1, de una gran variedad de ellos. En este caso, la disponibilidad de espacio es muy limitada por lo tanto, las opciones se reducen a sistemas de tratamiento biológicos que no sean lagunas o estanques o de grandes requerimientos de superficie.

Los procesos propuestos en la primera comparación son:

- Discos rotatorios
- Filtros percoladores

- Reactor secuencial Batch (RSB)
- Reactor biológico de lecho móvil (RBLM)
- Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)
- Reactor biológico de membrana (RBM)

Las alternativas de filtros percoladores y discos biológicos rotatorios se descartan por que es la actual tecnología que se desea reemplazar por la propuesta. Por lo tanto, se elaboró una comparación con base en la información presentada en el Capítulo 1, entre los cuatro tratamientos restantes para hacer una selección del proceso de tratamiento biológico. Ésta comparación se realizó de forma unitaria y a nivel cualitativo y se refleja en la Figura 2.6.

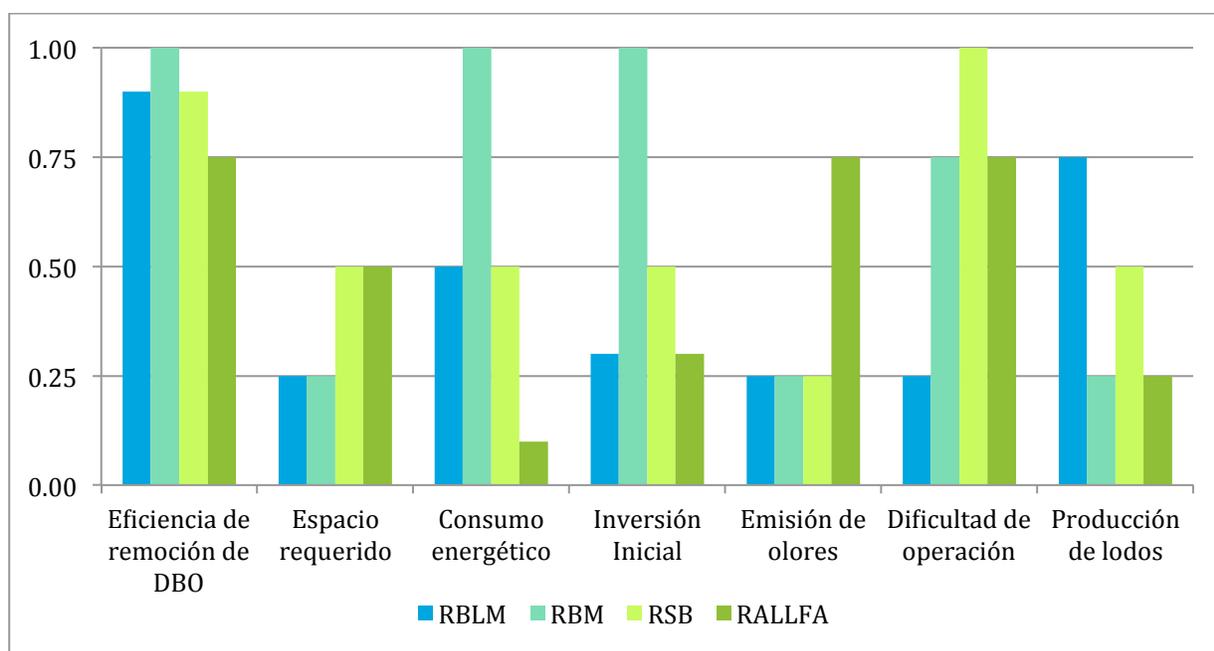


Fig. 2.6 Comparación unitaria de tratamientos secundarios

Dados los resultados de la primera comparación realizada se pueden descartar dos sistemas de tratamiento biológico más. El primero a descartar sería el reactor biológico de membrana por lo siguiente: Este sistema de tratamiento es el mismo que el instalado en la remodelación de la PTARCU llevada a cabo en el año 2010 y por lo tanto con el fin de mantener el enfoque académico de la planta se propondrá un sistema distinto al RBM; Por otro lado, como se puede ver en la Figura 2.6, el consumo energético de este sistema es muy alto, así como la inversión inicial del equipo, razones suficientes para descartar esta opción.

El reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA) es una excelente opción de tratamiento debido a los bajos consumos energéticos y la baja producción de lodos que éste tiene. Además de generar gas metano aprovechable como fuente de energía. Sin embargo la mala operación de estos procesos repercute en la producción de malos olores lo cual podría generar problemas con la comunidad de Copilco el Alto. Por otro lado, es muy común que se requiera de un pos-tratamiento para cumplir con las normas que regulan la calidad del efluente de una planta de tratamiento. Por lo tanto se decidió que estas eran razones suficientes para descartar esta opción.

Por último, para poder eliminar uno de los dos sistemas restantes (RSB y RBLM) es necesario hacer una comparación un poco más elaborada ya que con lo hecho hasta el momento no es posible hacer una eliminación justificada. Para elegir el sistema de tratamiento secundario que se adapte a las necesidades de la PTARCU y a la vez sea la más sostenible, se desarrollaron los dos reactores, a nivel de ingeniería básica, con el objetivo decidir correcta y justificadamente.

### 2.3.2. Área disponible para la propuesta

El espacio disponible para la propuesta, corresponde al área que ocupan las siguientes instalaciones originales de la PTARCU: El desarenador, el canal Parshall, los filtros percoladores y discos biológicos con sus respectivos tanques de sedimentación secundaria y también el área que ocupan los filtros de arena. Como se comentó con anterioridad, después de la remodelación de la PTARCU, todos estos procesos y operaciones unitarias quedarán fuera de servicio. Para determinar el área disponible para la propuesta de este trabajo se realizó un levantamiento directamente en la PTARCU, del área sombreada en la Figura 2.7.



Fig. 2.7 Área disponible para la propuesta de ampliación de la PTARCU

La superficie disponible para la propuesta de este trabajo, determinada durante el levantamiento, resultó de 516 m<sup>2</sup> aproximadamente.

### 2.3.3. Población de diseño

La población que aporta aguas residuales a la PTARCU está formada por toda la zona antigua de Ciudad Universitaria, la zona cultural de ciudad universitaria así como la facultad de ciencias políticas no tiene aportación a la planta. Por otro lado, la planta recibe un caudal que proviene de la colonia Copilco el alto.

La población de diseño para este proyecto se dividió en dos cálculos. El primero consistió en determinar la población correspondiente a Ciudad Universitaria (únicamente la que aporta a la PTARCU) y la segunda la correspondiente a la colonia de Copilco el Alto.

#### 2.3.3.1. Población de Ciudad Universitaria

Para determinar la población de diseño se definió un periodo de diseño de 10 años según las recomendaciones de la Comisión Nacional del Agua (CNA, 1994). Por lo tanto, la población objetivo será el año 2020, debido a que este trabajo se inicio en el año 2010.

Para proyectar la población de diseño en el año 2020, se recopiló la información correspondiente a la población de cada facultad que aporta a la planta, así como las poblaciones correspondientes a posgrado y especializaciones que se ubican en los institutos y en las mismas facultades desde el año 2000 hasta el año 2008. En las Tablas 2.1, 2.2 y 2.3 se muestra el resumen de poblaciones de licenciatura, maestría y doctorado y especialización, respectivamente.

Tabla 2.1 Resumen poblaciones por facultad para licenciatura (Realizado a partir de DGPL, 2000; DGPL, 2001; DGPL, 2002; DGPL, 2003; DGPL, 2004; DGPL, 2005; DGPL, 2006; DGPL, 2007; DGPL, 2008)

Facultad	Año								
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Arquitectura	5,401	4,894	4,934	4,864	4,968	5,140	5,430	5,558	5,675
Ciencias	4,453	4,396	4,479	4,651	4,751	5,114	5,258	5,522	5,837
Contaduría	11,822	11,422	10,540	10,765	11,477	12,374	12,618	12,495	14,360
Derecho	8,437	7,965	7,697	7,673	7,799	8,055	8,280	8,636	11,155
Economía	2,679	2,734	2,804	2,893	2,891	2,954	3,042	3,125	3,812
Filosofía	6,119	5,925	6,211	6,473	6,485	6,779	6,886	7,262	9,018
Ingeniería	8,329	7,376	8,249	8,501	8,663	9,098	9,796	10,429	10,833
Medicina	5,540	5,634	5,021	5,450	5,608	5,454	4,102	5,808	5,926
Veterinaria	2,420	2,320	2,268	2,302	2,335	2,381	2,624	2,757	2,798
Odontología	2,711	2,654	2,613	2,615	2,645	2,839	2,827	2,850	2,799
Psicología	1,772	2,296	2,384	2,499	2,544	2,716	2,727	2,691	3,804
Química	4,509	4,236	4,182	4,326	4,379	4,512	4,800	5,145	5,368
Total	64,192	61,852	61,382	63,012	64,545	67,416	68,390	72,278	81,385

Tabla 2.2 Resumen poblaciones por facultad para maestría y doctorado (Realizado a partir de DGPL, 2000; DGPL, 2001; DGPL, 2002; DGPL, 2003; DGPL, 2004; DGPL, 2005; DGPL, 2006; DGPL, 2007; DGPL, 2008)

Área/Programa	Año								
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Física, Matemáticas e Ingenierías	1,712	1,419	1,870	1,947	2,060	2,104	2,127	2,256	2,439
Ciencias Biológicas y de la Salud	2,238	2,182	2,126	2,164	2,267	2,462	2,609	2,675	3,270
Ciencias Sociales*	1,858	2,579	3,263	3,343	3,604	3,457	3,610	3,550	3,567
Humanidades y artes	419	1,023	1,580	1,592	1,971	2,138	2,385	2,447	2,539
Total	6,227	7,203	8,839	9,046	9,902	10,161	10,731	10,928	11,815

\*Nota: Descontando la facultad de ciencias políticas.

Tabla 2.3 Resumen poblaciones por facultad para especializaciones (Realizado a partir de DGPL, 2000; DGPL, 2001; DGPL, 2002; DGPL, 2003; DGPL, 2004; DGPL, 2005; DGPL, 2006; DGPL, 2007; DGPL, 2008)

Facultad	Año								
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Arquitectura	209	76	35	87	92	113	117	117	88
Ciencias	387	186	5	6	5	2	9	6	7
Contaduría	870	351	413	436	414	427	432	434	420
Derecho	340	339	540	572	579	529	588	702	940
Economía	119	72	-	-	-	-	78	110	132
Filosofía	553	327	-	13	32	15	17	10	-
Ingeniería	494	266	1	-	9	34	59	16	95
Medicina	6,765	6,746	6,741	6,993	7,201	7,699	7,660	7,854	8,016
Veterinaria	25	12	31	39	26	49	36	38	159
Odontología	31	22	-	178	147	160	218	241	243
Psicología	58	30	-	-	-	-	-	-	-
Química	2,48	72	20	22	20	23	22	18	15
Total	10,099	8,499	7,786	8,346	8,525	9,051	9,236	9,546	10,115

Por último, se realizó la sumatoria por año de la población escolar y se determinó la tasa de crecimiento de cada año para conocer la tasa de crecimiento promedio para la proyección de la población y se resumió en la Tabla 2.4.

Tabla 2.4 Población de Ciudad Universitaria que aporta a la PTARCU y la tasa de crecimiento

Año	Población	i
2000	80,518	-
2001	77,554	-4%
2002	78,007	1%
2003	80,404	3%
2004	82,972	3%
2005	86,628	4%
2006	88,357	2%
2007	92,752	5%
2008	103,315	11%

### 2.3.3.2. Población Copilco el Alto

Para considerar la población de la colonia Copilco el Alto, no se contaba con mucha información ya que los datos censales que están disponibles por parte del INEGI se clasifican por delegación. Sin embargo, en el año 2003 la delegación Coyoacán elaboró un reporte llamado “Programa Integrado Territorial para el Desarrollo Social”. En donde se hizo una subdivisión de todas las colonias de la delegación Coyoacán y en el cual se obtuvieron las poblaciones correspondientes a cada una de ellas. De este informe se obtuvo una población de Copilco el Alto de 6,033 personas y Copilco Universidad de 1,684 personas para el año 2003. Teniendo así una población total de aportación a la PTARCU de 7,717 habitantes para este año.

Por otro lado se investigó la tasa de crecimiento de la delegación Coyoacán para el periodo 2000-2010, la cual resultó de -0.5 % y para el periodo del 2010-2020 de -0.6 %. Para efectos de diseño se empleará la tasa de crecimiento de -0.5 % (GDF, 2000).

### 2.3.3.3. Cálculo de la población de diseño

La población de diseño se calculó empleando el método del interés compuesto que establece la siguiente ecuación para la proyección de poblaciones (Valdez, 1994):

$$P = P_0(1 + i)^t \quad (2.1)$$

Donde:

P=Población final

P<sub>0</sub>=Población cuando t=0

t=Tiempos en años entre la P<sub>0</sub> y P

i=Tasa de crecimiento promedio

En la Tabla 2.5 se presenta el resumen de la proyección de las poblaciones al año 2020. La población total de diseño es de 158,593 personas.

Tabla 2.5 Proyección de la población de diseño

Parámetro	Unidades	C. U.	Copilco
Tasa de Crecimiento (i)	%	3.2	-0.5
Población Inicial (P <sub>0</sub> )	hab.	103,315	7,717
Población Final (P)	hab.	151,506	7,087

### 2.3.4. Gasto de diseño

El gasto de diseño se calculó utilizando la ecuación del gasto medio diario anual (Valdez, 1994):

$$Q_m = \frac{D \times P}{86400} \quad (2.2)$$

Donde:

$Q_m$ =Gasto medio diario anual ( $m^3/s$ )

$D$ =Dotación (l/hab.·día)

$P$ =Población de diseño (hab.)

86,400=Factor de conversión de días a segundos

Para este caso se adaptó la Ecuación 2.2 utilizando como dotación la aportación ( $A$ ) de aguas residuales en l/hab./día. Debido a que las actividades en ciudad universitaria no son las mismas que las actividades que se realizan en la colonia Copilco. El cálculo del gasto de diseño se que hace por separado ya que la aportación de agua residual depende de la actividad socioeconómica que se realice.

Las aportaciones por habitante al día, se obtuvieron de Metcalf y Eddy (2004), considerando que en este libro la aportaciones son las típicos en Estados Unidos se tomaron valores de medios a bajos ya que las condiciones en México de consumo son menores, sobre todo en las universidades. Ésto debido a que en Estados Unidos las instalaciones en las universidades son mucho más completas y la gran mayoría de los estudiantes suelen bañarse teniendo una aportación mayor a la descarga, situación que es muy diferente en México. En la Tabla 2.6 se definen las aportaciones por habitante al día para diseño dependiendo de la actividad socioeconómica de la población.

Tabla 2.6 Aportación de agua residual por habitante al día dependiendo la actividad económico realizada

Población	Actividad	Unidades	Aportación	Referencia
Ciudad Universitaria	Escuela (sin dormitorios)	l/hab.·día	40	Metcalf y
Colonia Copilco	Habitacional	l/hab.·día	170	Eddy, 2004

Una vez obtenida la aportación de diseño se calculó el gasto de diseño de forma individual utilizando la Ecuación 2.2, y posteriormente se sumaron para obtener el gasto de diseño de la propuesta. La Tabla 2.7 refleja los gastos por población y el gasto de diseño final. El gasto de diseño para un periodo de 10 años es de 85 l/s.

Tabla 2.7 Gastos de diseño por población y gasto de diseño final

Población	Unidades	Gasto
Ciudad Universitaria	l/s	70.1
Colonia Copilco	l/s	13.9
Total	l/s	85.0

### 2.3.5. Caracterización del agua residual

Para hacer una propuesta que satisfaga las necesidades de la PTARCU fue necesario elaborar una caracterización de las aguas residuales que llegan a ésta, con el objetivo de obtener los parámetros de

diseño y definir los límites del proyecto, así como conocer cual es el comportamiento de la entrada de aguas residuales a la planta y así elaborar un hidrograma de diseño. Para ésto es necesario realizar un aforo y muestreo del influente.

Para realizar el aforo y muestreo se programaron dos días de la última semana de clases del semestre 2010-2 (Enero 2010 - Junio 2010). Durante los días 25 (día 1) y 26 (día 2) de mayo del año 2010 se obtuvieron muestras de agua en los tres colectores para determinar los parámetros de diseño como DBO, DQO, SST, SSV, SSF y pH. También se realizó un aforo donde se midieron las velocidades de flujo y la altura de tirante en cada colector para calcular el área hidráulica y de esta forma conocer el gasto. Se seleccionaron estas fechas por que era la última semana de clases antes de exámenes finales y justo antes de que comenzara la época de lluvias. En exámenes finales, el comportamiento de la población escolar no es la común, por lo tanto, debía hacerse el muestreo antes de esta semana. Por otro lado, se seleccionó este semestre ya que el tratamiento del caudal es más crítico debido a que no se presentan lluvias por lo que la concentración de contaminantes es mayor que en el semestre de agosto-diciembre que si se presentan. En la Figura 2.8 se pueden apreciar los tres colectores en donde se realizó el aforo y muestreo.



Fig. 2.8 Colectores de agua residual de la PTARCU

#### 2.3.5.1. Aforo

El equipo que se utilizó para la medición de las velocidades es un medidor de velocidad flujo a superficie libre marca Valeport Modelo BFM 002 S-N1879 propiedad del Laboratorio de Hidráulica de la Facultad de Ingeniería. Este equipo consiste en una propela que mide la velocidad radial (rad/s) a la que gira la propela y al mismo tiempo presenta la conversión a velocidad lineal (m/s), la cual es la que se utiliza para registrar la velocidad. Este equipo mide una velocidad lineal mínima de 0.01 m/s. En la Figura 2.9 y 2.10 se puede apreciar el equipo utilizado.



Fig. 2.9 Equipo medidor de velocidad de flujo a superficie libre



Fig. 2.10 Equipo realizando una medición de flujo a superficie libre

#### 2.3.5.1.1. Calibración del medidor de flujo

Para asegurar que las mediciones fueran representativas, se realizó una prueba de calibración para verificar que el equipo estuviera dando como resultado mediciones confiables. Esta calibración se realizó mediante una comparación en un canal de sección rectangular del laboratorio de hidráulica de la Facultad de Ingeniería de la UNAM, con un ancho de 0.25 m y para un tirante de 0.193 m. La comparación se realizó entre dos configuraciones diferentes “Meter-Lab” y “Meter 2”, con respecto a un resultado teórico utilizando la Ecuación 2.3 para calcular el gasto con vertedor (Sotelo 2008):

$$Q = H^{2/5} C \quad (2.3)$$

Donde:

Q=Gasto (m<sup>3</sup>/s)

H=Tirante (m)

C=Coeficiente del vertedor

El resultado de la comparación se resume en la Tabla 2.8. Con base en los resultados obtenidos de la calibración, la configuración para la medición de los caudales de agua residual de la PTARCU sería “Meter 2”. Una vez calibrado el equipo, se programó para medir cada segundo durante un minuto y posteriormente el mismo equipo arroja un promedio de las 60 velocidades.

Tabla 2.8 Resumen de Calibración del equipo de medición de velocidad de flujo

Método	Unidades	Velocidad	Error
Teórica	m/s	0.957	
Meter-2	m/s	0.936	2.15%
Meter Lab	m/s	0.826	13.65%

### 2.3.5.1.2. Procedimiento de aforo

El procedimiento para medir el gasto consistió en medir la velocidad de cada colector, al 60% de la profundidad del caudal con el objetivo de obtener una medición lo más cercana a la velocidad media. Al mismo tiempo, la varilla que sujeta la propela tiene marcas a cada cm, lo cual permite medir el tirante presente al momento de la medición, esencial para determinar la sección hidráulica del colector.

La determinación de la sección hidráulica de los colectores se da por (Gardea, 1995):

$$Ac = \frac{\pi(r^2)}{180} \cos^{-1} \left( \frac{r-h}{r} \right) - (r-h) \sqrt{h(D-h)} \quad (2.4)$$

Donde:

Ac=Área hidráulica para canal abierto de sección circular (m<sup>2</sup>)

D=Diámetro de la sección circular (m)

r=Radio de la sección circular (m)

h= Tirante medido en el aforo

$$Ar = b(y) \quad (2.5)$$

Donde:

$A_r$ =Área hidráulica para canal abierto de sección rectangular ( $m^2$ )

$b$ =Ancho del canal (m)

$y$ =Tirante medido en el aforo (m)

Una vez determinada la sección hidráulica para cada colector, se utilizó la Ecuación 2.6 (Aparicio, 2009) para aplicar el método de relación sección-velocidad en donde el gasto obtenido esta en  $m^3/s$ . Posteriormente se sumaron los gastos de los tres colectores para obtener el gasto total para cada hora de registro.

$$Q = VA \quad (2.6)$$

Donde:

$Q$ = Gasto ( $m^3/s$ )

$V$ =Velocidad (m/s)

$A$ = Área ( $m^2$ )

El intervalo de aforo de velocidades se definió en una hora y el intervalo para la muestra compuesta en un intervalo de 4 horas. El día 25 de mayo del 2010 se inició con la velocidad del caudal en los tres colectores que llegan a la PTARCU. La primera medición se llevó a cabo a las 9:00 hrs. de la mañana, las mediciones de las 10:00 hrs. y 11:00 hrs. no se tomaron por complicaciones con el equipo pero una vez puesto en marcha de nuevo, las mediciones se continuaron una vez cada hora hasta las 24:00 hrs. del día 1.

Al día siguiente se reanudaron las mediciones a las 6:00 hrs. y se suspendieron a las 20:30 hrs. por motivo de la primera lluvia de la temporada, la cual no solo afectaría las mediciones de los caudales si no también la concentración de los contaminantes.

Para las mediciones entre las 24:00 hrs. del día 1 y las 6:00 hrs. del día 2 se supuso una variación lineal. Con los gastos calculados de los días 1 y 2 se realizó un promedio. Para aquellas horas donde, no se contaban con los dos registros para la misma hora, se tomó el valor único como el valor final. En la Figura 2.11 se muestra el hidrograma del día 1, del día 2 y el promedio.

Este hidrograma representa el comportamiento promedio del influente de la PTARCU, en donde se puede apreciar la enorme variación del influente a lo largo del día, consecuencia de las actividades escolares. A diferencia de una población habitacional, las poblaciones escolares y laborales tienen un comportamiento de aportación con horas pico muy contrastantes durante el día y una aportación muy baja e incluso nula durante la noche.

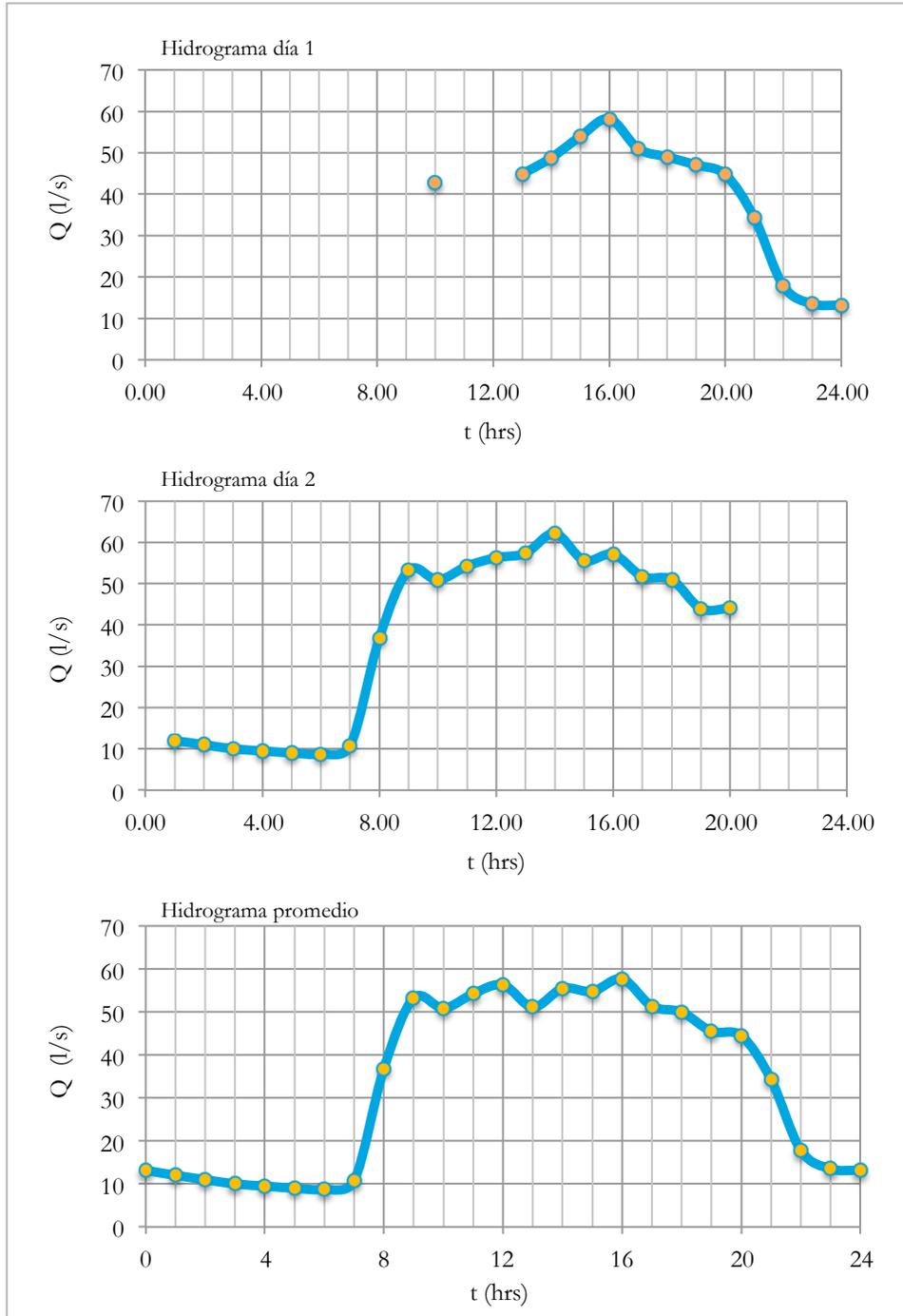


Fig. 2.11 Hidrograma del día 1, del día 2 e hidrograma promedio

Por otro lado, la generación de aguas residuales en fines de semana considerablemente inferior a la que se presenta durante los días hábiles. Para el caso especial de las instituciones de educación, también existe el factor de las vacaciones, en donde prácticamente las instalaciones se encuentran

vacías y hay una generación muy baja, producto de la actividad administrativa, mantenimiento y operación.

Esta variación del influente puede representar un gran problema para las eficiencias del sistema de tratamiento, tanto para el que se instaló en la remodelación como el que se propone en este trabajo como una ampliación, Los microorganismos tienen que adaptarse constantemente a las distintas cargas hidráulicas, lo cual los aleja frecuentemente de su actividad principal que es degradar la materia orgánica. Por otro lado se puede observar que el gasto que se presenta a lo largo del día supera considerablemente los 25 l/s de capacidad que tiene la planta después de la remodelación realizada en el año 2010, por lo tanto hoy en día la PTARCU no tiene la capacidad de tratar todo el gasto que llega. Esto justifica totalmente la necesidad de llevar a cabo una propuesta para aumentar la capacidad y tratar la totalidad del gasto.

### 2.3.5.2. Muestreo

Para el muestreo se empleó la técnica de la muestra compuesta la cual consiste en elaborar una colección de aguas residuales en forma continua durante un intervalo de tiempo dado, o bien con la composición de varias muestras instantáneas tomadas a cada cierto tiempo. Esta muestra representa el promedio de las características a medir durante el tiempo que dure su colección (Vázquez y Valdez, 2003).

El muestreo del agua residual consistió en tomar un ejemplar de cada colector, cada cuatro horas para formar dos muestras compuestas, una para el día 1 y otra para el día 2. Se tomó la decisión de hacer un muestra compuesta por falta de material de laboratorio y hacer una muestra instantánea para cada hora de medición de velocidad de flujo se requiere mucho material disponible. La falta de material se debe a que la planta de tratamiento se encuentra en operación los 365 días del año y parte de sus actividades diarias consiste en realizar diversas pruebas, las cuales comprometen la cantidad disponible de material para otras pruebas. Vázquez y Valdez (2003) comentan que para realizar una muestra compuesta es necesario tomar en cuenta lo siguiente: “Como la cantidad de cada muestra simple es proporcional al gasto instantáneo, se calcula el volumen de muestra necesario por unidad de gasto, de acuerdo con la siguiente expresión:”

$$V_n = \frac{V_t}{\bar{Q}n} \quad (2.7)$$

Donde:

$V_n$ =Volumen necesario

$V_t$ =Volumen total de la muestra compuesta

$\bar{Q}$ =Caudal promedio

$n$ =Número de muestras

En las Tablas 2.9 y 2.10 reflejan la relación de volúmenes conforme al gasto registrado a la misma hora que se tomó el espécimen, para elaborar la muestra compuesta de cada colector para el día 1 y 2 respectivamente.

Tabla 2.9 Relación de volúmenes para muestra compuesta, día 1

Día 1 Hora	Copilco			Institutos			Zona Antigua		
	Q (l/s)	Fracción	Vol. (ml)	Q (l/s)	Fracción	Vol. (ml)	Q (l/s)	Fracción	Vol. (ml)
10	9.5	1.00	100	12.6	0.93	93	20.7	0.55	55
13	7.7	0.81	81	13.5	1.00	100	23.6	0.63	63
16	8.2	0.87	87	12.3	0.91	91	37.5	1.00	100
19	6.2	0.66	66	10.5	0.77	77	30.2	0.81	81
22	7.0	0.74	74	4.3	0.32	32	6.4	0.17	17
1	3.0	0.31	31	2.0	0.15	15	2.0	0.05	5
4	3.0	0.31	31	2.0	0.15	15	2.0	0.05	5
7	6.0	0.63	63	5.0	0.37	37	8.0	0.21	21

Tabla 2.10 Relación de volúmenes para muestra compuesta, día 2

Día 2 Hora	Copilco			Institutos			Zona antigua		
	Q (l/s)	Fracción	Vol. (ml)	Q (l/s)	Fracción	Vol. (ml)	Q (l/s)	Fracción	Vol. (ml)
10	7.0	0.84	84	10.7	0.78	78	33.1	0.86	86
13	7.3	0.87	87	11.3	0.83	83	38.7	1.00	100
16	8.3	1.00	100	13.6	1.00	100	35.0	0.91	91
19	6.2	0.75	75	7.8	0.57	57	29.8	0.77	77

Las pruebas para determinar los parámetros: DBO<sub>5</sub>, DQO, SST, SSF, SSV y pH, de la muestra compuestas fueron realizadas por el laboratorio de la PTARCU. Los resultados de las muestras compuestas de cada colector de los días 1 y 2 se ven reflejados en la Tabla 2.11.

Tabla 2.11 Resultados de las muestras compuestas

Parámetro	Unidades	Copilco		Institutos		Z. Antigua	
		Día 1	Día 2	Día 1	Día 2	Día 1	Día 2
DBO <sub>5</sub>	mg/l	150	289	303	297	337	328
DQO	mg/l	426	530	624	745	663	806
SST	mg/l	78	152	216	212	216	236
SSF	mg/l	24	50	56	56	52	60
SSV	mg/l	54	102	160	156	164	176
pH		7.6	7.6	7.9	8.9	8.4	8.9

Una vez teniendo las muestra compuestas se hizo un promedio ponderado respecto al influente de cada uno de los tres colectores tanto para el día 1 como para el día 2, reflejados en las Tablas 2.12 y 2.13 respectivamente.

Tabla 2.12 Promedio ponderado de parámetros en función del gasto en cada colector, día 1

Día 1	Unidades	Copilco	Institutos	Zona Antigua	Promedio
DBO	mg/l	150	303	337	289.29
DQO	mg/l	426	624	663	603.58
SST	mg/l	78	216	216	187.20
SSF	mg/l	24	56	52	47.18
SSV	mg/l	54	160	164	140.02
pH		7.6	7.9	8.4	8.11

Tabla 2.13 Promedio ponderado de parámetros en función del gasto en cada colector, día 2

Día 2	Unidades	Copilco	Institutos	Zona Antigua	Promedio
DBO	mg/l	289	297	328	316.16
DQO	mg/l	530	745	806	755.14
SST	mg/l	152	212	236	219.39
SSF	mg/l	50	56	60	57.79
SSV	mg/l	102	156	176	161.61
pH		7.6	8.9	8.9	8.72

Por último, para hacer la caracterización de las aguas residuales que llegan a la PTARCU se hizo un promedio de los resultados de las Tablas 2.12 y 2.13, con respecto al gasto de cada día y se comparó con la composición típica de contaminantes en aguas residuales no tratadas como se puede apreciar en la Tabla 2.14.

Tabla 2.14 Comparación de los parámetros en el influente de la PTARCU con la composición típica de contaminantes en aguas residuales no tratadas

Parámetro	Unidades	Caracterización	Comparativa (Metcalf y Eddy, 2004)		
		Promedio	Fuerte	Media	Baja
DBO	mg/l	301	400	220	110
DQO	mg/l	673	1000	500	250
SST	mg/l	202	1200	720	350
SSF	mg/l	52	75	55	20
SSV	mg/l	150	275	165	80

Con esto se puede decir que, las aguas residuales que llegan a la PTARCU tienen todas las características de un agua residual municipal con una concentración de contaminantes de media a alta. Los datos de la Tabla 2.14 son los parámetros utilizados para la ingeniería básica de la propuesta.

### 2.3.6. Tanque de igualación

Una vez realizado el aforo y sus correspondientes hidrogramas se llegó a la conclusión de que es necesario incluir un tanque de homogenización de caudales en la propuesta. El cual proporcionará un gasto constante las 24 horas del día a las dos líneas del tren de tratamiento con una concentración homogénea de contaminantes, aumentando considerablemente la eficiencia de ambos procesos.

Por lo general, el tanque de igualación debe de ir después de las rejillas y desarenadores, sin embargo como se comentó con anterioridad para el caso particular de la PTARCU, el tanque debe estar después de las rejillas, entre el cárcamo de bombeo y el desarenador, por motivos de logística de la planta como se aprecia en la Figura. El tanque de igualación propuesto en este trabajo es de tipo activo, es decir que se encuentra integrado por completo al tren de tratamiento y funcionará las 24 horas del día.

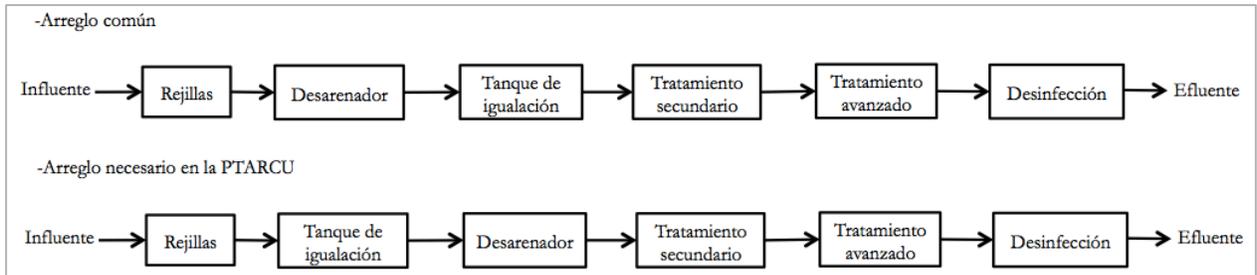


Fig. 2.12 Comparación entre un arreglo común de procesos y operaciones unitarias y el requerido en la PTARCU

Para diseñar el tanque de igualación se requiere de un hidrograma representativo del influente de la planta. En la Figura 2.11 se presenta el es el hidrograma promedio de la planta, sin embargo este hidrograma representa el influente promedio en un día escolar aleatorio bajo condiciones normales del año 2010. Por lo tanto, como el periodo de diseño de esta propuesta se estableció a 10 años, es necesario generar un hidrograma representativo para el año 2020.

Para lograr esto se utilizó el hidrograma promedio de la Figura 2.11 y se obtuvieron los porcentajes de entrada con respecto al gasto máximo del día, el cual sería el 100%. El resultado se refleja en la Figura 2.13.

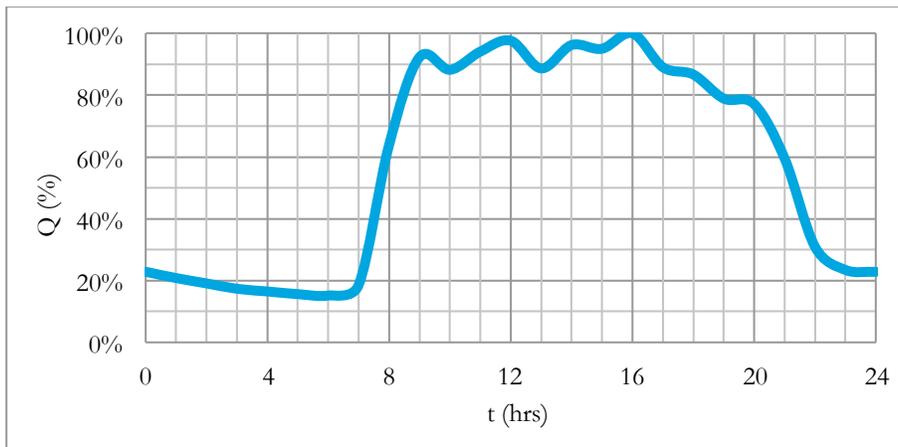


Fig. 2.13 Hidrograma representativo del influente de la PTARCU en porcentajes de entrada para diseño del tanque de igualación

Una vez obtenido este hidrograma en función del porcentaje de entrada, se obtuvo el hidrograma representativo para el año 2020 (Figura 2.14), multiplicando el gasto de diseño por el porcentaje correspondiente de entrada, teniendo como gasto máximo de entrada el gasto de diseño.

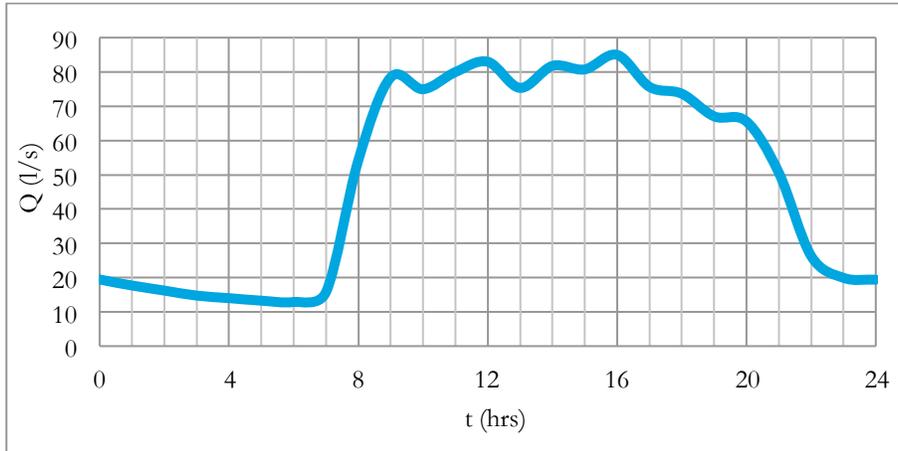


Fig. 2.14 Hidrograma de diseño para el tanque de igualación

En este caso no se considera ni el factor de gasto máximo instantáneo ni la aportación por lluvias, ya que si se considera el resultado, sería un tanque de igualación muy grande y el cual estaría subutilizado gran parte del tiempo.

Una vez teniendo el hidrograma de diseño se determinó la curva masa generada por los gastos entrantes y el gasto de salida que se tendría (pendiente de la recta). En la Figura 2.15 se representa la curva masa y el gasto de salida constante.

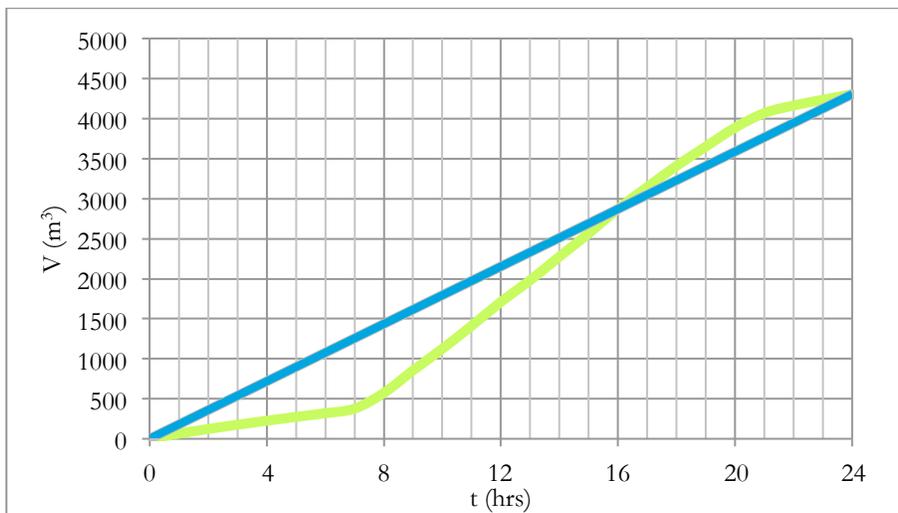


Fig. 2.15 Curva masa de los gastos de entrada y gasto de salida constante

La pendiente de la recta, la cual representa el gasto de salida del tanque, tuvo un valor de 179.44 por lo tanto, el gasto de salida es de 179.44 m<sup>3</sup>/hr lo cual equivale a 50 l/s. De estos 50 l/s se entregarán 25 l/s constantes a la Línea 1 correspondiente al reactor de membrana biológica y 25 l/s para el tratamiento secundario que se proponga en este trabajo (Línea 2).

Una vez obtenida la curva masa se determinaron las máximas diferencias de ésta, con respecto a la recta del gasto de salida para determinar el volumen requerido por el tanque de igualación y el cual resultó de 1,182 m<sup>3</sup>/día.

Por otro lado, es necesario suministrar de mezclado y aireación para evitar que se presenten condiciones sépticas y consecuentemente malos olores. Por lo general esto se suministra con sistemas de aireación y mezcladores mecánicos. Metcalf y Eddy (2004) comentan que el consumo energético de éstos sistemas esta en un rango de 20 a 40 kWh/1000 m<sup>3</sup>. Se seleccionó un valor promedio de 30 kWh/1000 m<sup>3</sup> y al multiplicarlo por el volumen diario requerido por el tanque se obtuvo un consumo energético de 35 kWh/día.

### **2.3.7. Pre-tratamiento y tratamiento primario**

El pre-tratamiento y tratamiento primario propuesto se describe a continuación:

#### **2.3.7.1. Rejillas**

Actualmente existe una rejilla para cada colector que llega a la PATRCU. Estas rejillas no se modificaron durante a remodelación de la planta y en esta propuesta tampoco se modificarán dado que actualmente cumplen satisfactoriamente con su función. Si en un futuro no lo hacen se podrían reemplazar fácilmente y no implicaría un costo mayor.

#### **2.3.7.2. Desarenador**

Como se comentó anteriormente, la PTARCU es un caso particular ya que usualmente el pre-tratamiento se encuentra antes del tanque de igualación, para evitar el daño en las bombas y equipos electromecánicos. Sin embargo debido a las restricciones de logística y topografía, en ésta propuesta las rejillas quedarán antes del tanque de igualación y el desarenador quedará después como se mostro anteriormente en la Figura 2.12.

Además de esto, otro detalle a considerar es que el sistema de separación y lavado de arena, instalado en la remodelación del año 2010, es para un gasto de 25 l/s. Si el tanque de igualación se instalara antes, éste quedaría totalmente superado por el gasto de diseño de 85 l/s. Por lo tanto, se consideró dejar este sistema después del tanque de igualación con el gasto constante de 25 l/s de la Línea 1. De esta manera, únicamente habría que diseñar un sistema de separación de arena para los 25 l/s de la Línea 2.

Para esta propuesta se hizo un análisis de los distintos sistemas de separación de arenas que se podrían instalar con base en la Tabla 1.9. Sin embargo, debido a la falta de espacio no todos los sistemas resultaron una opción viable. El primer proceso descartado fue el desarenador de flujo horizontal debido al espacio requerido y a variabilidad de eficiencia que tiene.

Otro sistema de separación de arenas que se descartó fue el desarenador aireado por el alto consumo energético, la posible generación de malos olores y la necesidad de espacio. Por lo tanto una de las opciones más viables fue el desarenador tipo vortex, igual al que se instaló en la primera remodelación de la PTARCU, por su baja necesidad de espacio, bajo consumo energético y alta eficiencia de remoción de arena.

Como se puede apreciar en la tabla 1.19, una de las desventajas de los sistemas de remoción de arena de tipo vortex, es que el procedimiento de diseño es privado por lo que no se podrá desarrollar mas en este trabajo. El equipo propuesto es el mismo que el instalado en la Línea 1: Huber COANDA Complete Plant R0 5C, para un gasto máximo de 25 l/s. Éste equipo tiene una tasa de remoción de arenas, mayores a la malla 200, del 90% (Huber, 2011). Una gran ventaja que se tendría al instalar este sistema, es que tanto la Línea 1 como la Línea 2 tendrían las mismas características en el influente del tratamiento secundario, lo cual para fines académicos resulta muy conveniente ya que se podría hacer un análisis mucho más representativo entre los dos sistemas de tratamiento. El área requerida por este equipo es de 18 m<sup>2</sup> en una sección de 6 m x 3 m. En la Figura 2.16 se muestra un esquema del equipo propuesto.

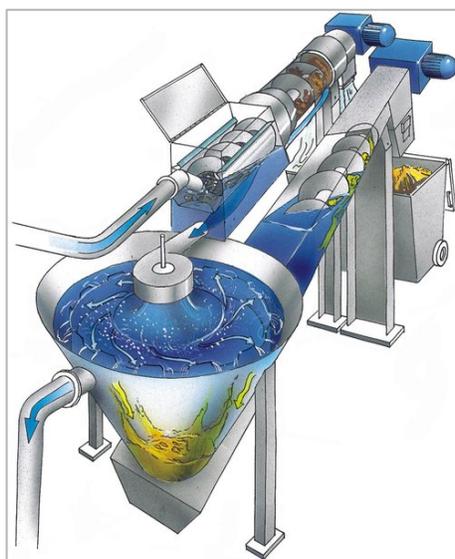


Fig. 2.16 Desarenador tipo vortex de Huber, COANDA Complete Plant R0 5C (Huber, 2011)

### 2.3.7.3. Sedimentación primaria

La sedimentación primaria es un operación unitaria muy común en los sistemas de tratamiento convencionales. Sin embargo existen muchos casos en donde esta etapa de tratamiento es excluida por falta de espacio y la falta de este se ve compensado en el tratamiento secundario. En cuanto al caso en estudio, en la propuesta con reactor RBLM simplemente no se consideró el sedimentador primario, por la falta de espacio, por lo que el efluente del desarenador pasa directamente al reactor RBLM.

En cuanto a la propuesta del RSB, normalmente para el caso de aguas de carácter municipal, los sedimentadores primarios no son requeridos con anterioridad a un reactor RSB. Sin embargo, el uso de esta unidad de tratamiento primario puede ser recomendable, si el total de sólidos suspendidos totales (SST) o la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) son mayores a valores entre 400 y 500 mg/l (EPA, 1999b). Dada la caracterización que se elaboró del influente de la PTARCU se considera que para el reactor RSB no es necesario instalar un sedimentador primario, ya que tanto la concentración de SST como la de DBO son menores a las establecidas por la literatura.

Por lo tanto en ninguna de las dos propuestas que se desarrollaron, se consideró una sedimentación primaria.

### 2.3.8. Tratamiento secundario

El tratamiento secundario es la unidad que regirá el diseño completo de la propuesta, es por esto que hasta esta sección del trabajo se puede descartar uno de los dos reactores que se están comparando. A continuación se presenta el diseño de los dos reactores para hacer una comparación y seleccionar el sistema de tratamiento óptimo para esta propuesta. El diseño de las dos opciones de tratamiento se realizará para remover únicamente DBO.

Los factores que rigieron la comparación fueron:

- Área requerida
- Volumen requerido
- Eficiencia de remoción de DBO
- Consumo de oxígeno
- Consumo energético
- Producción de lodos
- Dificultad de operación

#### 2.3.8.1. RBLM con lodos activados de mezcla completa

A lo largo de este trabajo se ha hecho mucho énfasis en la escasas de información sobre esta nueva tecnología para el tratamiento de aguas residuales. Hoy en día, la información acerca del funcionamiento del proceso biológico es cuestión de estudio de cada proveedor, los cuales no están

dispuestos a revelar cuales son las condiciones que rigen el comportamiento de estos innovadores sistemas, por obvias razones. Sin embargo existe información suficiente para hacer una aproximación de diseño, con el objetivo de comparar este sistema de tratamiento con el RSB.

Para esto se estableció contacto con la empresa AqWise, quienes son pioneros de esta tecnología en México y que actualmente tienen cerca de 50 plantas operando, con el fin de entender mejor el funcionamiento de este proceso de tratamiento. Para realizar una comparación justificada se diseñó este reactor con base en parámetros establecidos por la literatura y por algunas recomendaciones proporcionadas por AqWise. En la Tabla 2.15 se resume las características del influente al reactor RBLM.

Tabla 2.15 Características después del tanque de igualación (influyente al reactor RBLM)

Parámetro	Unidades	Promedio
$Q_{dL2}$	l/s	25
$Q_{dL2}$	$m^3/s$	0.025
$Q_{dL2}$	$m^3/día$	2146
$DBO_0$	mg/l	301
$DQO_0$	mg/l	673
$SST_0$	mg/l	202
$SSF_0$	mg/l	52
$SSV_0$	mg/l	150

Los sistemas de RBLM pueden tener distintos arreglos, dependiendo de cual es el objetivo del tratamiento. Para el caso de remoción de  $DBO$ , existen muchas configuraciones distintas, sin embargo los más comunes son (Ødegaard, 2006):

- Dos o más etapas de RBLM y posteriormente una sedimentación secundaria asistida por químicos floculantes.
- Una etapa de RBLM funcionando como un reactor de alta tasa, antes de un reactor biológico como lodos activados, discos rotatorios, filtros percoladores entre otros y posteriormente una sedimentación secundaria convencional.

Con el fin de evitar el uso de químicos floculantes, los cuales pueden representar un problema posterior en el tratamiento de lodos, se propuso una primer etapa de RBLM con una segunda etapa de lodos activados de mezcla completa. La aireación y mezclado se suministrará mediante difusores de burbuja fina, en ambos reactores. El efluente del reactor pasará a un sedimentador secundario para la separación de sólidos y líquidos y por último, para tener la calidad de efluente que se requiere es necesario aplicar un tratamiento avanzado. Cabe mencionar que en la etapa de RBLM no se requiere de recirculación de lodos (Metcalf y Eddy, 2004). En la Figura 2.18 se muestra el diagrama de flujo de la PTARCU con la propuesta de RBLM con lodos activados.

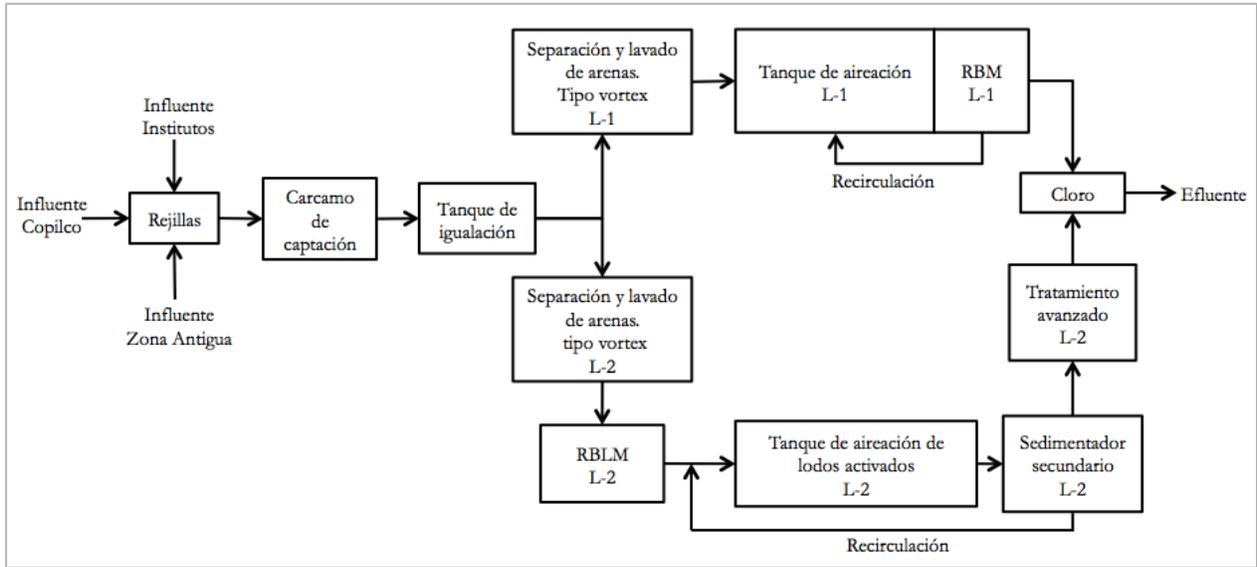


Fig. 2.17 Diagrama de flujo de la propuesta con RBLM+LA de tratamiento secundario.

### 2.3.8.1.1. Procedimiento de diseño del reactor RBLM

Debido a la complejidad y los problemas relacionados con la comprensión del comportamiento del área activa de las película biológicas, los procesos de diseño de esta tecnología son empíricos y se basan en plantas piloto, resultados a escala o en software especializados en donde se hacen simulaciones mediante procesos semi-empíricos dinámicos (Metcalf, 2004). Aunado a esto cada proveedor de soporte de película biológica tiene su propio proceso de diseño patentado y graduados al producto que ofrecen. Sin embargo, gracias a la información existente en la literatura y algunas recomendaciones proporcionadas por AqWise se realizó un diseño con el fin de hacer una comparación con el RSB. A continuación se resume el procedimiento de diseño que se siguió para determinar los factores de comparación de la propuesta de RBLM con lodos activados de mezcla completa.

#### 1. Determinación de la tasa de carga de DBO por área superficial para el diseño.

En la Tabla 2.16 se presentan las distintas tasas de carga.

Tabla 2.16 Criterio de carga de diseño de DBO típico (WEF, 2010)

Tasa	Objetivo	Tasa de carga de DBO por área superficial ( $\alpha$ ) (gDBO/m <sup>2</sup> día)
Baja	Remoción DBO 70-80%	> 20
Normal	Remoción DBO 80-90%	5-15
Alta	Nitrificación	< 5

En este caso, la empresa AqWise, hizo la recomendación de utilizar una tasa baja buscando una eficiencia de remoción de 70-80% y el resto de la remoción llevarla a cabo en el reactor de lodos activados (Gadot, 2011). Por lo tanto, la carga de DBO por área superficial ( $\alpha$ ) seleccionada para este diseño fue de 20 gDBO/m<sup>2</sup>·día suponiendo una eficiencia de remoción ( $\sigma$ ) de DBO del 70%. A continuación se determinó la cantidad de DBO generada en un día:

$$DBO_{generada} = (S_0)(Qd_{L2}) \quad (2.8)$$

Donde:

$DBO_{generada}$  = DBO generada (gDBO/día)

$S_0$  = DBO influente (g/m<sup>3</sup>)

$Qd_{L2}$  = Gasto (m<sup>3</sup>/día)

El resultado de emplear la Ecuación 2.8 fue:

$$DBO_{generada} = 647,615 \text{ gDBO/día}$$

## 2. Cálculo del área de película biológica requerida, con base en la tabla 2.16:

$$A_{bp} = \frac{DBO_{generada}}{\alpha} \quad (2.9)$$

Donde:

$A_{bp}$  = Área de película biológica requerida (m<sup>2</sup>)

$DBO_{generada}$  = DBO generada (gDBO/día)

$\alpha$  = carga de DBO por área superficial (gDBO/m<sup>2</sup>·día)

El resultado de emplear la Ecuación 2.9 fue:

$$A_{bp} = 32,381 \text{ m}^2 \text{ de película biológica}$$

## 3. Determinación del volumen requerido por los soportes.

Para esto se seleccionó un soporte de biopelícula fija para conocer el área específica proporcionada por la partícula y así determinar el volumen requerido por los soportes. La partícula seleccionada corresponde al modelo utilizado por la empresa AqWise con nombre de patente "ABC5" la cual cuenta con un área específica ( $A_c$ ) de 650 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (WEF, 2010). Una vez determinado el tipo de soporte a emplear se calculó el volumen requerido por las partículas:

$$V_{rp} = \frac{A_{bp}}{A_e} \quad (2.10)$$

Donde:

$V_{rp}$  = Volumen requerido por las partículas de soporte ( $m^3$ )

$A_{bp}$  = Área de película biológica requerida ( $m^2$ )

$A_e$  = Área específica del soporte ( $m^2/m^3$ )

El resultado de emplear la ecuación 2.10 fue:

$$V_{rp} = 49.82 \text{ m}^3$$

#### 4. Cálculo del volumen total del reactor RBLM.

Normalmente cuando se aplican las partículas de soporte representan entre un 30-60% del volumen total del reactor, esto con el objetivo de que los soportes se muevan libremente durante la aireación y mezclado (WEF, 2010). AqWise recomienda no utilizar la máxima fracción de llenado para diseño con el objetivo de que cuando la planta llegue a su vida útil, todavía se pueda agregar un porcentaje adicional de soportes, lo cual aumentaría la capacidad de tratamiento y como consecuencia la vida útil de la planta (Gadot, 2011). Por esta razón se seleccionó una fracción de llenado ( $F_{LL}$ ) intermedia de 50% y se determinó el volumen total del reactor:

$$V_t = \frac{V_{rp}}{F_{LL}} \quad (2.11)$$

Donde:

$V_t$  = Volumen total del reactor ( $m^3$ )

$V_{rp}$  = Volumen requerido por las partículas de soporte ( $m^3$ )

$F_{LL}$  = Fracción de llenado de soportes en el reactor (%)

Aplicando la Ecuación 2.11, el resultado es:

$$V_t = 100 \text{ m}^3$$

#### 5. Determinación del tiempo de retención hidráulica del reactor RBLM.

El tiempo de retención hidráulica ( $\theta$ ) para un reactor RBLM con un proceso aerobio, debe estar en un rango de 3.5-4.5 hrs (Metcalf y Eddy, 2004). Sin embargo, Ødegaard (2006) menciona que para que el reactor funcione a alta tasa, el tiempo de retención hidráulica debe de estar entre 15 y 90 min. Por otro lado, lo mas recomendable es que este tiempo sea menor a una hora. El tiempo de retención se determinó:

$$\theta = \frac{V_t}{Qd_{L2}} \quad (2.12)$$

Donde:

$\theta$ = Tiempo de retención hidráulica (h)

$Qd_{L2}$ =Gasto de diseño para la línea 2 (m<sup>3</sup>/hrs.)

$V_t$ =Volumen total del reactor RBLM

Aplicando la ecuación 2.12 el resultado es:

$$\theta = 1.15 \text{ hrs.}$$

El tiempo de retención hidráulica está dentro de los parámetros establecidos por Ødegaard (2006) y a pesar de que lo más recomendable es que  $\theta$  sea menor a una hora para que el reactor funcione como de alta tasa, se decidió el diseño 15% arriba de una hora, con el fin de que cuando la planta llegue a su vida útil y el caudal siga aumentando, el tiempo de retención hidráulico ira disminuyendo hasta que sea menor a una hora. Si de inicio se buscara un  $\theta < 1$  hr, sería necesario diseñar el reactor para una fracción de llenado de 60%, lo cual no dejaría holgura para aumentar la capacidad del reactor en un futuro.

#### **6. Aproximación del oxígeno que se requiere para llevar a cabo la reacción y determinación del consumo energético esperado por el suministro de oxígeno.**

Hoy en día no existen parámetros de diseño o alguna ecuación en la literatura para determinar la demanda de oxígeno de un reactor RBLM ya que este es uno de los conceptos más reservados por las empresas que desarrollan esta tecnología. Sin embargo, AqWise hizo la observación de que el oxígeno requerido, corresponde únicamente a la respiración necesaria por los microorganismos para degradar la materia orgánica (Gadot, 2011). Por lo tanto con el objetivo de determinar un consumo de oxígeno, para compararlo con el del RSB, se utilizó una aproximación establecida. Metcalf y Eddy (2004) proponen que para la remoción de DBO, la demanda de oxígeno se considera entre 0.9 y 1.3 kgO<sub>2</sub>/kgDBO<sub>removida</sub>. Conociendo este parámetro se eligió un valor de 1.2 kgO<sub>2</sub>/kgDBO y se utilizó la Ecuación 2.13.

$$DO_2 = 1.2(DBO_{removida}) \quad (2.13)$$

Donde:

DO<sub>2</sub>=Demanda de oxígeno (kgO<sub>2</sub>/día)

DBO<sub>removida</sub>=DBO removida (kgDBO<sub>removida</sub>/día)

Para aplicar la Ecuación 2.13, es necesario conocer la cantidad de DBO removida y se determina con la siguiente ecuación:

$$DBO_{removida} = DBO_{generada} (\sigma) \quad (2.14)$$

Donde:

$DBO_{removida}$  = DBO removida (kgDBO removida/día)

$DBO_{generada}$  = DBO generada (kgDBO/día)

$\sigma$  = Eficiencia de remoción de DBO (%)

Una vez aplicada la Ecuación 2.14, la cantidad de DBO removida fue de 453 kgDBO<sub>removida</sub>/día y así emplear la Ecuación 2.13 donde se determinó el consumo de oxígeno aproximado de 544 kgO<sub>2</sub>/día.

Para este tipo de tecnología de depuración se pueden utilizar diversos sistemas de aireación. Sin embargo, AqWise recomendó aplicar la aireación mediante difusores de burbuja fina, ya que aunque la inversión inicial es mayor, los costos de operación son menores debido a la eficiencia de transferencia de oxígeno que tiene la burbuja fina con los soportes. Estos funcionan mejor en reactores con una profundidad muy grande (Gadot, 2011). Los difusores de burbuja fina tienen un rendimiento de transferencia (RT) de 1.3 kg O<sub>2</sub>/kWh en condiciones medias y de servicio (Hernández, 2001). El consumo energético se determinó con la siguiente Ecuación:

$$CE = \frac{DO_2}{RT} \quad (2.15)$$

Donde:

CE= Consumo energético por aireación en una hora (kWh/día)

DO<sub>2</sub>=Demanda de oxígeno (kgO<sub>2</sub>/día)

RT= Rendimiento de transferencia (kgO<sub>2</sub>/kWh)

El resultado de aplicar la Ecuación 2.15 fue:

$$CE=418 \text{ kWh/día}$$

## 7. Resumen de las condiciones del influente y efluente del reactor RBLM.

El resumen se elaboró con base en las eficiencias de remoción que se supusieron en un inicio y en donde las condiciones del efluente del RBLM fueron las condiciones de entrada a los lodos activados.

Algunos estudios realizados a plantas de tratamiento en Noruega, han logrado reflejar que la remoción de DBO es un poco mayor a la de DQO (Ødegaard, 1999), por lo que para este trabajo se consideró que la remoción de DBO sería 10% mayor a la remoción de DQO. Por otro lado AqWise

hizo la observación de que, así como la DBO en un reactor RBLM se logra remover en un gran porcentaje, la concentración de sólidos suspendidos después del reactor RBLM se mantiene igual. Hay momentos en los que llega a aumentar hasta en un 10% debido a la película biológica que llega a desprender de los soportes cuando estos chocan durante la agitación y aireado. Por lo tanto se consideró un crecimiento del 10% en la concentración del efluente del RBLM, con el objetivo de considerar esta situación. Las características del influente y efluente del reactor RBLM se resumen en la Tabla 2.17.

Tabla 2.17 Resumen de las concentraciones a la entrada y a la salida del reactor RBLM

Parámetro	Porcentaje de remoción	Concentración del influente (mg/l)	Concentración del efluente (mg/l)
DBO	70%	301	90
DQO	60%	673	270
SST	-10%	202	222
SSF	-10%	52	57
SSV	-10%	150	165

### 2.3.8.1.2. Procedimiento de diseño del reactor de lodos activados mezcla completa

El reactor de lodos activados se diseñó conforme al procedimiento que establece Metcalf y Eddy (2004) y que se resume a continuación. Las características del influente al reactor se muestran en la Tabla 2.18.

Tabla 2.18 Características del influente al reactor de lodos activados

Parámetro	Unidades	Valor
$Q_{d_{1,2}}$	l/s	25
$Q_{d_{1,2}}$	$m^3/s$	0.025
$Q_{d_{1,2}}$	$m^3/día$	2,146
$DBO_0$	mg/l	90
$DQO_0$	mg/l	270
$SST_0$	mg/l	222
$SSF_0$	mg/l	57
$SSV_0$	mg/l	170

1. **Determinación de la DQO biodegradable (bDQO) (Metcalf y Eddy, 2004).** Las condiciones y parámetros propuestos para el diseño se resumen a en la Tabla 2.19.

$$bDQO_0 = \left(\frac{bDQO}{DBO}\right)(DBO_0) \quad (2.16)$$

Donde:

$bDQO_0$ =Demanda química de oxígeno biodegradable (mg/l)

$bDQO/DBO$ = Relación de bDQO y DBO

$DBO_0$ =Demanda bioquímica de oxígeno a la entrada del reactor (mg/l)

Tabla 2.19 Condiciones y parámetros propuestos para el diseño de un reactor de lodos activados

Parámetro	Unidades	Valor	Referencia
sDBO/DBO	%	70	Propuesto
sDBO <sub>0</sub>	mg/l	63.3	Calculado
sDQO/DQO	%	70	Propuesto
sDQO <sub>0</sub>	mg/l	188.6	Calculado
bDQO/DBO	mg/l	1.64	Metcalf & Eddy, 2004
T	°C	20	Propuesto
X <sub>MLSS</sub>	g/m <sup>3</sup>	3,500	Propuesto

El resultado de aplicar la Ecuación 2.16 fue  $bDQO_0=148$  mg/l

## 2. Cálculo de la concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (Metcalf y Eddy, 2004):

$$\frac{bpDQO}{pCOD} = \frac{\left(\frac{bDQO}{DBO} (DBO_{influyente} - sDBO_{influyente})\right)}{(DQO_{influyente} - sDQO_{influyente})} \quad (2.17)$$

Donde:

bpDQO=DQO biodegradable particular

pDQO= DQO particular

bDQO/DBO=Relación de bDQO y DBO

DBO<sub>0</sub>= DBO a la entrada del reactor (mg/l)

sDBO<sub>0</sub>= DBO soluble a la entrada del reactor (mg/l)

DQO<sub>0</sub>= DQO a la entrada del reactor (mg/l)

sDQO<sub>0</sub>= DQO soluble a la entrada del reactor (mg/l)

El resultado de aplicar la Ecuación 2.17 fue  $bpDQO/pDQO=0.55$

$$nbSSV = \left(1 - \frac{bpDQO}{pCOD}\right)(SSV_0) \quad (2.18)$$

Donde:

nbVSS= concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (g/m<sup>3</sup>)

SSV<sub>0</sub>= SSV a la entrada del reactor (mg/l)

Una vez aplicada la ecuación 2.18 el resultado fue:

$$nbSSV=74 \text{ g/m}^3$$

### 3. Determinación de la producción de sólidos biológicos ( $P_{X,BIO}$ ).

Para determinar la  $P_{X,BIO}$  primero se calculó la concentración de bDQO en el efluente (S), empleando la Ecuación 2.19 (Metcalf y Eddy, 2004). Una vez que se obtuvo S, se calculó la  $P_{X,BIO}$  con la Ecuación 2.20 (Metcalf y Eddy, 2004). Los parámetros necesarios para la determinación de la  $P_{X,BIO}$  y de S se resumen a continuación en la Tabla 2.20 y en donde el TRS debe estar en el intervalo de 3-15 días.

Tabla 2.20 Parámetros definidos para la determinación de TRS

Parámetro	Unidades	Valor	Referencia
nbSSV	g/m <sup>3</sup>	74	Calculado
S <sub>o</sub> = (bDQO <sub>0</sub> )	mg/l	148	Calculado
Y	gSSV/g bDQO	0.4	Metcalf y Eddy, 2004
K <sub>s</sub>	g/m <sup>3</sup>	20	Metcalf y Eddy, 2004
μ <sub>m</sub> , 20°C	g/g•día	6	Metcalf y Eddy, 2004
K <sub>d</sub> , 20°C	g/g•día	0.12	Metcalf y Eddy, 2004
fd	g/g	0.15	Metcalf y Eddy, 2004
TRS	día	3	Metcalf y Eddy, 2004

$$S = \left( \frac{(K_s)(1 + (k_d)(TRS))}{TRS(\mu_m - k_d) - 1} \right) \quad (2.19)$$

Donde:

S= Sustrato a la salida del reactor, en este caso bDQO (g/m<sup>3</sup>)

TRS=Tiempo de retención de sólidos (día)

Q<sub>dL2</sub>= Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

μ<sub>m</sub>=Coeficiente cinético de consumo alimento-microorganismo

K<sub>d</sub>= Coeficiente cinético de decaimiento celular

K<sub>s</sub>=Coeficiente cinético de reacción

El resultado de aplicar la Ecuación 2.19 fue de 1.6 mg/l de bDQO, lo que corresponde a 1 mg/l de DBO en el efluente.

$$P_{X,BIO} = \left( \frac{(Qd_{L2})(Y)(S_0 - S)}{(1 + (k_d)(TRS))} \right) + \left( \frac{(fd)(k_d)(Qd_{L2})(Y)(S_0 - S)(TRS)}{(1 + (k_d)(TRS))} \right) \quad (2.20)$$

Donde:

$P_{X,BIO}$ =Producción de sólidos biológicos (g/día)

TRS=Tiempo de retención de sólidos (día)

$Qd_{L2}$ = Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

Y=Coefficiente cinético de producción celular

Kd= Coeficiente cinético de decaimiento celular

$S_0$ =Sustrato a la entrada del reactor, en este caso bDQO<sub>0</sub> (g/m<sup>3</sup>)

S= Sustrato a la salida del reactor, en este caso bDQO (g/m<sup>3</sup>)

Aplicando la Ecuación 2.20, la producción de sólidos biológicos resultó  $P_{X,BIO}$ =97,686 g/día lo cual equivale a 97 kg/d de lodos biológicos.

#### 4. Determinación de la producción de SSV ( $P_{X,SSV}$ ) (Metcalf y Eddy, 2004):

$$P_{X,SSV} = P_{X,BIO} + (Qd_{L2}(nbSSV)) \quad (2.21)$$

Donde:

$P_{X,SSV}$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles (g/día)

$P_{X,BIO}$ =Producción de sólidos biológicos (g/día)

$Qd_{L2}$ = Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

nbVSS= Concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (g/m<sup>3</sup>)

El resultado de emplear la ecuación 2.21 fue:  $P_{X,SSV}$ =256,730 g/día lo cual equivale a 256 kg/día.

#### 5. Determinación de la producción de sólidos suspendidos totales (Metcalf y Eddy, 2004):

$$P_{X,SST} = \frac{P_{X,BIO}}{0.85} + (Qd_{L2}(nbSSV)) + (Qd_{L2}(SST_0 - SSV_0)) \quad (2.22)$$

Donde:

$P_{X,SST}$ =Producción de sólidos suspendidos totales (g/día)

$P_{X,SSV}$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles (g/día)

$P_{X,BIO}$ =Producción de sólidos biológicos (g/día)

$Qd_{L2}$ = Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

nbVSS= Concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (g/m<sup>3</sup>)

$SST_0$ = SST a la entrada del reactor (mg/l)

$SSV_0$ = SSV a la entrada del reactor (mg/l)

Una vez aplicada la Ecuación 2.22 el resultado fue:  $P_{X,SSV}=396,934$  g/día lo cual equivale a 397 kg/día.

#### 6. Cálculo de la masa de sólidos suspendidos volátiles y totales en el reactor (Metcalf y Eddy, 2004):

$$MLSSV = P_{X,SSV}(TRS) \quad (2.23)$$

Donde:

MLVSS=Masa de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (kg)

$P_{X,SSV}$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles (kg/día)

TRS=Tiempo de retención de sólidos (día)

El resultado de aplicar la ecuación 2.23 fue de 770 kg de MLSSV.

$$MLSS = P_{X,SSV}(TRS) \quad (2.24)$$

Donde:

MLSS=Masa de sólidos suspendidos en el licor mezclado (kg)

$P_{X,SSV}$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles (kg/día)

TRS=Tiempo de retención de sólidos (día)

El resultado de aplicar la Ecuación 2.24 fue de 1191 kg de MLSS.

#### 7. Determinación del volumen del reactor (Metcalf y Eddy, 2004):

$$Vt = \frac{MLSS}{X_{MLSS}} \quad (2.25)$$

Donde :

MLSS=Masa de sólidos suspendidos en el licor mezclado (g)

$X_{MLSS}$ =Concentración de sólidos suspendidos en el reactor ( $g/m^3$ )

Una vez aplicada la Ecuación 2.25 el volumen total del reactor resultó de 340  $m^3$ .

#### 8. Revisión del tiempo de retención hidráulica ( $\theta$ ).

Metcalf y Eddy (2004) establecen que para un reactor de lodos activados de mezcla completa  $\theta$  debe estar entre 3 y 5 hrs. Para determinar el tiempo de retención hidráulico se empleó la Ecuación 2.12, la cual se obtuvo con anterioridad y el resultado fue de 3.80 hrs., por lo tanto se acepta.

**9. Determinación del oxígeno requerido (DO<sub>2</sub>) (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$DO_2 = Qd_{L2}(S_0 - S) - 1.42(P_{X,BIO}) \quad (2.26)$$

Donde:

DO<sub>2</sub>=Demanda de oxígeno (kgO<sub>2</sub>/día)

Qd<sub>L2</sub>= Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

S<sub>0</sub>=Sustrato a la entrada del reactor, en este caso bDQO<sub>0</sub> (kg/m<sup>3</sup>)

S= Sustrato a la salida del reactor, en este caso bDQO (kg/m<sup>3</sup>)

P<sub>X,BIO</sub>=Producción de lodos biológicos (kg/día)

Aplicado la Ecuación 2.26, el requerimiento de oxígeno fue de 176 kgO<sub>2</sub>/día

**10. Determinación del consumo energético.**

El consumo energético se determinó con las Ecuaciones 2.13 y 2.14 obtenidas anteriormente, con el mismo rendimiento de transferencia (RT) de 1.3 kg O<sub>2</sub> /kWh en condiciones medias y de servicio dado que también se utilizaran aireadores de burbuja fina. El resultado de aplicar esta ecuación fue: CE =136 kWh/día.

**11. Revisión de la intensidad de carga.**

La intensidad de carga (A/M), que no es otra cosa mas que la relación entre la carga orgánica alimentada y la cantidad de microorganismos disponibles en el sistema.

$$A/M = \frac{(Qd_{L2})(S_0)}{(X_{MLSSV})(Vt)} \quad (2.27)$$

Donde:

A/M=Intensidad de carga (g/g-día)

Q<sub>dL2</sub>= Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

S<sub>0</sub>=Sustrato a la entrada del reactor, en este caso bDQO<sub>0</sub> (g/m<sup>3</sup>)

X<sub>MLSSV</sub>= Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (g/m<sup>3</sup>)

Vt= Volumen total (m<sup>3</sup>)

Aplicando la Ecuación 2.28 la intensidad de carga A/M resultó de 0.25, donde según Metcalf y Eddy (2004) ésta debe estar entre 0.2 y 0.4 g/g-día, para reactores de lodos activados de mezcla completa, por lo tanto se acepta el diseño.

**12. Cálculo de la remoción de DBO (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$DBO_{removida} = \frac{(Qd_{L2})(S_0 - S)}{(bDQO/DBO)} \quad (2.28)$$

Donde:

$Qd_{L2}$  = Gasto de diseño ( $m^3/día$ )

$S_0$  = Sustrato a la entrada del reactor, en este caso  $bDQO_0$  ( $kg/m^3$ )

$S$  = Sustrato a la salida del reactor, en este caso  $bDQO$  ( $kg/m^3$ )

$bDQO/DBO$  = Relación de  $bDQO$  y  $DBO$

La cantidad de  $DBO$  removida en el proceso resultó de  $192 \text{ kg/día}$ .

**2.3.8.1.3. Procedimiento de diseño del sedimentador secundario**

El último elemento de la propuesta de RBLM con lodos activados de mezcla completa, antes del tratamiento avanzado, es el sedimentador secundario. En esta unidad el objetivo es hacer una separación de sólidos y líquidos, mediante una sedimentación zonal o tipo 3. El procedimiento de diseño que se llevó a cabo fue el siguiente:

**1. Definición del gasto de diseño.**

Éste es el mismo que se ha utilizado en todo el tren de tratamiento de la Línea 2 y que para facilidad en el diseño se expresará en  $m^3/día$ .

$$Qd_{L2} = 2146 \text{ m}^3/día$$

**2. Determinación de la tasa de recirculación de los lodos activados (R).**

Para ésto tuvo que proponerse una concentración de lodos en el sedimentador secundario ( $X_r$ ) que puede estar entre  $4000$  y  $12,000 \text{ g/m}^3$  (Metcalf y Eddy, 2004). Para este caso se seleccionó una concentración de  $8,000 \text{ g/m}^3$ . Una vez propuesto, este parámetro se determinó la tasa de recirculación (Metcalf y Eddy, 2004):

$$R = \frac{X_{MLSS}}{(X_r - X_{MLSS})} \quad (2.29)$$

Donde:

$R$  = Tasa de recirculación

$X_r$  = Concentración de lodos en el sedimentador secundario ( $g/m^3$ )

$X_{MLSS}$  = Concentración de sólidos suspendidos en el reactor ( $g/m^3$ )

La tasa de recirculación, resultado de utilizar la Ecuación 2.29 fue de 0.78.

### 3. Concentración de SST en el efluente.

La WEF (1992) establece que para asegurar una concentración promedio anual de SST en el efluente del sedimentador sea de 30 mg/l, es necesario que la tasa de aplicación hidráulica (TAH) esté muy cerca y de preferencia por debajo de 0.8 m/h es decir 19.2 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·día.

### 4. Selección de la tasa de aplicación hidráulica (TAH) y cálculo del área superficial necesaria para la sedimentación.

Para el sedimentador secundario de cualquier proceso de lodos activados (excluyendo aireación extendida), la TAH es de 16-28 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>-día (Metcalf y Eddy, 2004). Para el diseño en este trabajo se tomó una carga promedio de 19 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>-día, con el objetivo de tener un efluente promedio anual de 30 mg/l. El área superficial ideal es (Metcalf y Eddy, 2004):

$$AS = \left( \frac{Qd_{L2}}{TAH} \right) \quad (2.30)$$

Donde:

AS=Área superficial ideal para la sedimentación (m<sup>2</sup>)

TAH=Tasa de aplicación hidráulica (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>-día)

Qd<sub>L2</sub>=Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

El área superficial requerida, resultado de aplicar la Ecuación 2.30 fue de 113 m<sup>2</sup>.

### 5. Determinación del volumen del sedimentador secundario.

WEF (1992) establece que la profundidad del sedimentador secundario después de un sistema de lodos activados debe estar entre 4 y 5 m. Para esta propuesta se seleccionó una profundidad de 4.5 m, con la cual se obtuvo un volumen de sedimentador secundario de 508 m<sup>3</sup>.

### 6. Revisión de la carga de sólidos del sedimentador.

Para corroborar que se estuviera dentro del rango que establece la literatura de 4 y 6 kg /m<sup>2</sup>hr. Se emplea (Metcalf y Eddy, 2004):

$$CS = \frac{(1 + R)(Qd_{L2})(X_{MLSS})}{(AS)(24 \text{ hrs/día})} \quad (2.31)$$

Donde:

CS=Carga de sólidos en el sedimentador secundario ( $\text{kg} / \text{m}^2\text{hr.}$ )

R=Tasa de recirculación

$Q_{d12}$ =Gasto de diseño ( $\text{m}^3/\text{día}$ )

$X_{\text{MLSS}}$ = Concentración de sólidos suspendidos en el reactor ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

AS=Área superficial del sedimentador secundario ( $\text{m}^2$ )

La carga de sólidos del sedimentador, resultado de aplicar la Ecuación 2.31 fue de  $4.93 \text{ kg} / \text{m}^2\text{hr.}$

#### 2.3.8.1.4. Resumen del reactor RBLM con lodos activados de mezcla completa y sedimentación secundaria.

Los parámetros de comparación obtenidos a través del diseño del reactor RBLM con lodos activados de mezcla completa y sedimentación secundaria, se reflejan a continuación en la Tabla 2.21.

Tabla 2.21 Parámetros de comparación del reactor RBLM con lodos activados de mezcla completa y sedimentación secundaria convencional.

Parámetro	Unidades	Valor
Área total requerida	$\text{m}^2$	225
Volumen total requerido	$\text{m}^3$	948
Consumo de oxígeno	$\text{kgO}_2/\text{día}$	720
Consumo energético	$\text{kWh}/\text{día}$	554
Eficiencia de remoción de DBO	%	100 %
DBO en el efluente	$\text{mg}/\text{l}$	1
Producción de lodos	$\text{kg}/\text{d}$	396

#### 2.3.8.2. Reactor secuencial Batch (RSB)

El Reactor secuencial Batch, como se comentó en el Capítulo 1, es una alternativa muy buena para plantas que tienen poco espacio disponible y requieren de flexibilidad de operación. Esta tecnología, a diferencia del RBLM, ya se ha estudiado por muchos años y los procedimientos de diseño son accesibles en la literatura.

El reactor RSB por lo general requiere dos o más tanques, ya que en cada uno de ellos se lleva a cabo el llenado, la aireación y mezclado, la sedimentación, la decantación y la purga de lodos. Lo cual disminuye significativamente la necesidad de espacio, al eliminar el sedimentador secundario. De igual forma, como se comentó con anterioridad para concentraciones de DBO y SST menores a  $500 \text{ mg}/\text{l}$  y  $400 \text{ mg}/\text{l}$  respectivamente, no se requiere de un sedimentador primario lo cual es la situación del caso en estudio (Figura 2.18).

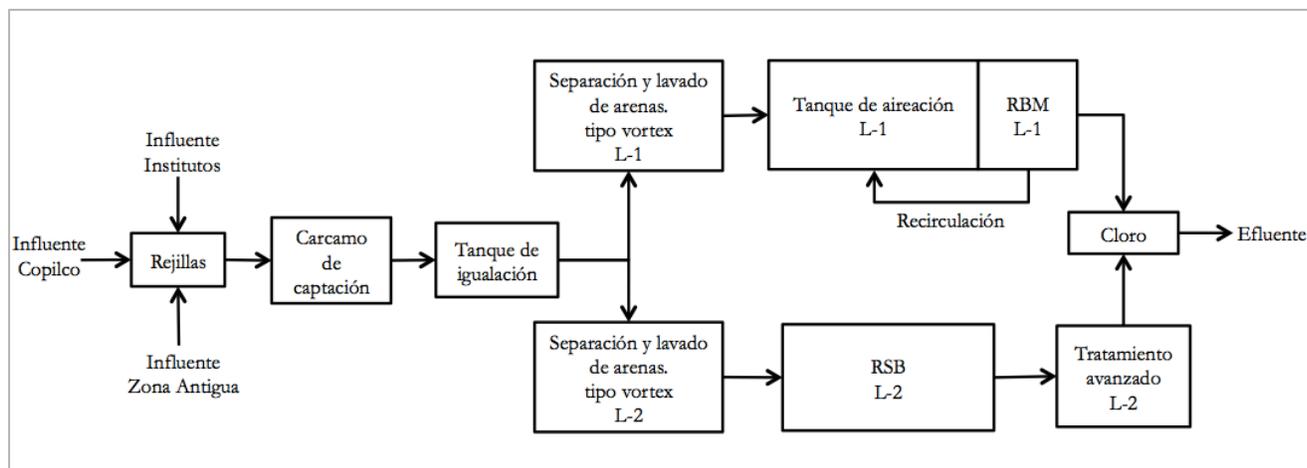


Fig. 2.18 Diagrama de flujo de la propuesta con RSB de tratamiento secundario

Las características del influente se resumen a continuación en la Tabla 2.22.

Tabla 2.22 Características después del tanque de igualación (influyente al reactor RSB)

Parámetro	Unidades	Promedio
$Q_{d_{L2}}$	l/s	25
$Q_{d_{L2}}$	$m^3/s$	0.025
$Q_{d_{L2}}$	$m^3/d$	2146
$DBO_{\text{influyente}}$	mg/l	301
$DQO_{\text{influyente}}$	mg/l	673
$SST_{\text{influyente}}$	mg/l	202
$SSF_{\text{influyente}}$	mg/l	52
$SSV_{\text{influyente}}$	mg/l	150
$SSV/SST$	%	74%

### 2.3.8.2.1. Procedimiento de diseño del reactor RSB

El procedimiento de diseño del reactor RSB que se empleó en este trabajo fue el establecido por Metcalf y Eddy (2004). Este procedimiento de diseño consiste en tantas variables que requiere de muchas iteraciones para satisfacer todas las condiciones de diseño (Metcalf y Eddy, 2004). Para el diseño de este reactor se realizaron las iteraciones y a continuación se resume aquella que cumple con las condiciones de diseño óptimamente.

El primer paso del diseño de un reactor RSB consistió en definir las condiciones y parámetros propuestos para el diseño, las cuales se resumen en la Tabla 2.23.

Tabla 2.23 Condiciones y parámetros propuestos para el diseño de un reactor RSB.

Parámetro	Unidades	Valor	Referencia
sDBO/DBO	%	70	Propuesto
sDBO <sub>influyente</sub>	mg/l	211	Calculado
sDQO/DQO	%	70	Propuesto
sDQO <sub>influyente</sub>	mg/l	471	Calculado
bDQO/DBO	mg/l	1.64	Metcalf & Eddy
IVL	ml/g	125	Metcalf y Eddy
T	°C	20	Propuesto
Número de Tanques	Nº	5	Propuesto
Fracción de llenado de diseño (Vf/Vt) <sub>d</sub>	%	25%	Propuesto
X <sub>MSS</sub>	g/m <sup>3</sup>	5,000	Propuesto

El desarrollo de los parámetros necesarios para el diseño se resume a continuación:

### 1. La determinación de la DQO biodegradable en el influente (bDQO<sub>0</sub>)

Se realizó utilizando la Ecuación 2.16 y cuyo resultado fue: bDQO<sub>0</sub>=495 mg/l.

### 2. Determinación de la concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (nbSSV) utilizando las Ecuaciones 2.17 y 2.18 obtenidas anteriormente.

El resultado de aplicar la Ecuación 2.17 fue:

$$b_{pDQO}/pDQO=0.73$$

Una vez aplicada la Ecuación 2.18 el resultado fue:

$$nbSSV=40 \text{ g/m}^3$$

### 3. Determinación del ciclo de operación de cada tanque del RSB.

El ciclo consiste en definir el tiempo correspondiente a las etapas de llenado (T<sub>f</sub>), reacción/aireación (T<sub>a</sub>), sedimentación (T<sub>s</sub>), decantación (T<sub>d</sub>) y opcionalmente purga (T<sub>p</sub>). El tiempo total del ciclo de un tanque (T<sub>c</sub>) es (Metcalf y Eddy, 2004):

$$T_c = T_f + T_a + T_s + T_d + T_p \quad (2.32)$$

Donde:

T<sub>c</sub>= Tiempo total del ciclo de un tanque

T<sub>f</sub>=Tiempo de llenado

T<sub>a</sub>=Tiempo de reacción y aireado

T<sub>s</sub>=Tiempo de sedimentación

T<sub>d</sub>=Tiempo de decantación

$T_p$ =Tiempo de purga

El tiempo de cada etapa se definió con respecto a los porcentajes del tiempo total de ciclo, recomendados por Metcalf y Eddy, 2004. Para este caso la purga se realizará durante el tiempo de decantación por lo tanto su tiempo y porcentaje dentro del tiempo de ciclo es cero. Los tiempos del ciclo se resumen en la Tabla 2.24.

Tabla 2.24 Tiempos de ciclo para el diseño del RSB

Tiempo	Unidad	Valor	Porcentaje
$T_f$	h	1.50	25%
$T_a$	h	2.00	33%
$T_s$	h	1.25	20%
$T_d$	h	1.25	20%
$T_p$	h	0.00	0%
$T_c$	h	6.00	100%

**4. Cálculo del número de ciclos por tanque en un día (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$N_c = \frac{(24 \text{ h/d})}{T_c} \quad (2.33)$$

Donde:

$N_c$ =Número de ciclos por tanque en un día (ciclos/día)

$T_c$ = Tiempo total del ciclo por tanque (h)

Al aplicar la Ecuación 2.33 se obtuvieron 4 ciclos por tanque en un día

**5. Determinación del número total de ciclos en un día (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$NT_c = N_c (\text{Numero de Tanques}) \quad (2.34)$$

Donde:

$NT_c$ =Número total de ciclos en un día (ciclos/día)

$N_c$ =Número de ciclos por tanque en un día (ciclos/día)

El resultado de aplicar la Ecuación 2.34 fue de 20 ciclos en un día.

**6. Cálculo del volumen de llenado ( $V_f$ ) (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$V_f = \frac{Qd_{L2}}{NT_c} \quad (2.35)$$

Donde:

$V_f$  = volumen de llenado ( $m^3$ )

$Q_{d12}$  = Gasto de diseño ( $m^3/día$ )

$N_{Tc}$  = Número total de ciclos en un día (ciclos/día)

Como resultado de aplicar la Ecuación 2.35 se obtiene un volumen de llenado de  $108 m^3$

### 7. Cálculo de la fracción de llenado por ciclo ( $V_f/V_t$ ) y comparación con la fracción de llenado de diseño ( $V_f/V_t$ )<sub>a</sub> seleccionada de 25%.

Para determinar la fracción de llenado por ciclo se desarrolló el balance de masas de sólidos en el reactor (Metcalf y Eddy, 2004):

$$V_t(X_{MLSS}) = V_s(X_{sMLSS}) \quad (2.36)$$

Donde:

$V_t$  = Volumen total del reactor ( $m^3$ )

$X_{MLSS}$  = Concentración del licor mezclado (MLSS) con el volumen total ( $g/m^3$ )

$V_s$  = Volumen sedimentado después de la decantación ( $m^3$ )

$X_{sMLSS}$  = Concentración del licor mezclado (MLSS) con el volumen sedimentado después de la decantación ( $g/m^3$ )

Para solucionar el balance de masas de sólidos en el reactor fue necesario determinar la concentración de sólidos suspendidos en el reactor ( $X_{sMLSS}$ ) con la Ecuación 2.37, contemplando un índice volumétrico de lodos (IVL) de 125 ml/g (Metcalf y Eddy, 2004).

$$X_{sMLSS} = \frac{(10^3 mg/g)(10^3 ml/l)}{IVL} \quad (2.37)$$

Donde:

IVL = Índice volumétrico de lodos (ml/g)

$X_{sMLSS}$  = Concentración de sólidos suspendidos con el volumen sedimentado ( $g/m^3$ )

Una vez aplicada la Ecuación 2.37 el resultado fue  $X_{sMLSS} = 8,000 g/m^3$

Posteriormente se determinó la fracción de sedimentación ( $V_s/V_t$ ) con la Ecuación 2.38 (Metcalf y Eddy, 2004). Es recomendable proveer de un 20% de líquido por encima del lecho de lodos con el fin de que estos no se remuevan por el sistema de decantación, por lo tanto el resultado se multiplica por un factor de 1.2 para considerar este porcentaje de líquido.

$$\frac{Vs}{Vt} = 1.2 \left( \frac{X_{MLSS}}{X_{S_{MLSS}}} \right) \quad (2.38)$$

Donde:

$V_s/V_t$  = Fracción de sedimentación

$X_{MLSS}$  = Concentración de sólidos suspendidos ( $g/m^3$ )

$X_{S_{MLSS}}$  = Concentración de sólidos suspendidos con el volumen sedimentado ( $g/m^3$ )

Aplicando la Ecuación 2.38 la fracción de sedimentación resultó de 0.75.

Conociendo la fracción de sedimentación fue posible calcular la fracción de llenado ( $V_f/V_t$ ) (Metcalf y Eddy, 2004):

$$\frac{V_f}{V_t} = 1 - (V_s/V_t) \quad (2.39)$$

Donde:

$V_f/V_t$  = Fracción de llenado

$V_s/V_t$  = Fracción de sedimentación

El resultado de aplicar la Ecuación 2.39 dio una fracción de llenado de 0.25 comparando con la fracción de diseño  $(V_f/V_t)_d$  de 0.25, por lo tanto la relación se acepta.

#### 8. Cálculo del volumen total del tanque ( $V_t$ ) (Metcalf y Eddy, 2004):

$$V_t = \frac{V_f}{(V_f/V_t)_d} \quad (2.40)$$

Donde:

$V_t$  = Volumen total por tanque ( $m^3$ )

$V_f$  = Volumen de llenado por tanque ( $m^3$ )

$(V_f/V_t)_d$  = Fracción de llenado de diseño

El volumen total por tanque, resultado de aplicar la Ecuación 2.40 fue de  $432 m^3$  por tanque.

#### 9. La determinación del tiempo de retención hidráulica total ( $\theta$ ) debe de estar en un rango de 15-40 hrs. (Metcalf y Eddy, 2004):

$$\theta = \frac{(\text{Número de tanques})(V_t)(24h/d)}{Qd_{L2}} \quad (2.41)$$

Donde:

$\theta$ =Tiempo de retención hidráulica (h)

Vt= Volumen total por tanque (m<sup>3</sup>)

Qd<sub>12</sub>= Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/día)

Una vez aplicada la Ecuación 2.41 se obtuvo el siguiente resultado:

$$\theta=24 \text{ h}$$

15 <  $\theta$  < 40 Por lo tanto se acepta el diseño

### 10. Cálculo del tiempo de retención de sólidos (TRS).

Para esto se llevó a cabo una igualación entre las Ecuaciones 2.42 y 2.43 (Metcalf y Eddy, 2004) en donde el TRS de la Ecuación 2.43 se varió hasta igualar el resultado obtenido en la ecuación 2.42.

$$P_{X,SST}(TRS) = Vt(X_{MLSS}) \quad (2.42)$$

Donde:

P<sub>X,SST</sub>=Producción de sólidos suspendidos totales (g/día)

TRS=Tiempo de retención de sólidos (día)

Vt= Volumen total por tanque (m<sup>3</sup>)

X<sub>MLSS</sub>=Concentración de sólidos suspendidos (g/m<sup>3</sup>)

El resultado de emplear la Ecuación 2.42 fue:

$$P_{X,SST}(TRS)=2,160,000 \text{ (g/d)}$$

Para emplear la Ecuación 2.43 primero fue necesario definir ciertos parámetros requeridos en las ecuaciones los cuales se resumen en la Tabla 2.25. El TRS debe estar en el intervalo de 10-30 días. Por otro lado también es necesario calcular la concentración de bDQO en el efluente (S) con la Ecuación 2.19 y el cual también irá variando conforme se vaya modificando el TRS.

Tabla 2.25 Parámetros definidos para la determinación de TRS

Parámetro	Unidades	Valor	Referencia
nbSSV	g/m <sup>3</sup>	40	Calculado
S <sub>o</sub> = (bDQO <sub>influyente</sub> )	mg/l	495	Calculado
Qd <sub>12</sub>	m <sup>3</sup> /tanque•día	716	Calculado
iTSS <sub>0</sub>	g/m <sup>3</sup>	52	Caracterización
Y	gSSV/g bDQO	0.40	Metcalf y Eddy, 2004
K <sub>d, 20°C</sub>	g/g•día	0.12	Metcalf y Eddy, 2004
fd	g/g	0.15	Metcalf y Eddy, 2004

Conocidos los parámetros se aplicó la Ecuación 2.43 y se fue variando el valor de TRS hasta que se obtuvo el mismo resultado de la Ecuación 2.42.

$$\begin{aligned}
 P_{X,SSV}(TRS) = & \left( \frac{(Qd_{L2})(Y)(S_0 - S)(TRS)}{(1 + (k_d)(TRS))(SSV/SST)} \right) \\
 + & \left( \frac{(fd)(k_d)(Qd_{L2})(Y)(S_0 - S)(TRS^2)}{(1 + (k_d)(TRS))(SSV/SST)} \right) + (Qd_{L2})(nbSSV)(TRS) \\
 + & (Qd_{L2})(SST_0 - SSV_0)(TRS) \quad (2.43)
 \end{aligned}$$

Donde:

$P_{X,SSV}$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles (g/día)

TRS=Tiempo de retención de sólidos (día)

$Qd_{L2}$ = Gasto de diseño ( $m^3$ /tanque·día)

Y= Coeficiente cinético de producción celular

$K_d$ = Coeficiente cinético de decaimiento celular

$S_0$ =Sustrato a la entrada del reactor, en este caso bDQO<sub>0</sub>(g/m<sup>3</sup>)

S= Sustrato a la salida del reactor, en este caso bDQO (g/m<sup>3</sup>)

nbSSV= Concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (g/m<sup>3</sup>)

$SST_0$ = Concentración de sólidos suspendidos totales en el influente (g/m<sup>3</sup>)

$SSV_0$ = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el influente (g/m<sup>3</sup>)

SSV/SST=Relación de sólidos suspendidos volátiles y totales.

El TRS necesario para igualar las Ecuaciones 2.42 y 2.43 resultó de 27 días, siendo  $10 < TRS < 30$ , se acepta el diseño. Una vez determinado el TRS se resolvió la Ecuación 2.43 (Metcalf y Eddy, 2004) con el TRS obtenido en el paso anterior. La concentración de sólidos necesaria para satisfacer el resultado anterior fue de 0.91 mg/l de bDQO lo cual equivale a 1.5 mg/l de DBO.

#### 11. Cálculo de la producción de sólidos suspendidos volátiles (Metcalf y Eddy, 2004):

$$\begin{aligned}
 P_{X,SSV}(TRS) = & \left( \frac{(Qd_{L2})(Y)(S_0 - S)(TRS)}{(1 + (k_d)(TRS))} \right) \\
 + & \left( \frac{(fd)(k_d)(Qd_{L2})(Y)(S_0 - S)(TRS^2)}{(1 + (k_d)(TRS))} \right) + (Qd_{L2})(nbSSV)(TRS) \quad (2.44)
 \end{aligned}$$

Donde:

$P_{X,SSV}$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles (g/d)

TRS=Tiempo de retención de sólidos (d)

$Qd_{1,2}$ = Gasto de diseño ( $m^3$ /tanque•d)

Y= Coeficiente cinético de producción celular

Kd= Coeficiente cinético de decaimiento celular

$S_0$ =Sustrato a la entrada del reactor, en este caso bDQOinfluyente ( $g/m^3$ )

S= Sustrato a la salida del reactor, en este caso bDQOefluente( $g/m^3$ )

nbSSV= Concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables ( $g/m^3$ )

La solución a la Ecuación 2.44 resultó  $P_{X,SSV}(TRS) = 1,272,070 m^3g/m^3$

**12. Cálculo la concentración de sólidos suspendidos volátiles ( $X_{MLSSV}$ ).**

Para esto se empleó el resultado de la Ecuación 2.44 y aplicarla en Ecuación 2.45 (Metcalf y Eddy, 2004).

$$X_{MLSSV} = \frac{P_{X,SSV}(TRS)}{Vt} \quad (2.45)$$

Donde:

$X_{MLSSV}$ = Concentración sólidos suspendidos volátiles ( $g/m^3$ )

$P_{X,SSV}$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles ( $g/día$ )

TRS=Tiempo de retención de sólidos (día)

Vt= Volumen total por tanque ( $m^3$ )

La concentración del licor de mezcla de sólidos suspendidos volátiles obtenida mediante la Ecuación 2.45 resultó  $X_{MLSSV} = 2,945 g/m^3$ .

**13. Cálculo de la fracción de sólidos suspendidos volátiles en el reactor (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$Fracción MLSSV = \frac{X_{MLSSV}}{X_{MLSS}} \quad (2.46)$$

Donde:

Fracción MLVSS=Fracción de sólidos suspendidos volátiles en el reactor.

$X_{MLSSV}$ = Concentración sólidos suspendidos volátiles ( $g/m^3$ )

$X_{MLSS}$ = Concentración sólidos suspendidos ( $g/m^3$ )

La fracción resultante de la Ecuación 2.46 fue de 0.589.

**14. Cálculo de la producción de sólidos biológicos empleando la Ecuación 2.20, obtenida anteriormente y cuyo resultado fue:**

$$P_{X,BIO}=29,908 \text{ g/día}$$

**15. Cálculo de la tasa de decantación ( $\beta$ ) (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$\beta = \frac{Vf}{Td} \quad (2.47)$$

Donde:

$\beta$ =Tasa de decantación (m<sup>3</sup>/min)

Vf=Volumen de llenado (m<sup>3</sup>)

Td=Tiempo de decantación (min)

La tasa de decantación resultante de la Ecuación 2.47 fue de 1.4 m<sup>3</sup>/min

**16. Determinación del oxígeno requerido (OR) por tanque empleando la Ecuación 2.48 (Metcalf y Eddy, 2004).**

$$DO_2 = (Qd_{L2})(S_0 - S) - 1.42(P_{X,BIO}) \quad (2.48)$$

Donde:

DO<sub>2</sub>=Demanda de oxígeno (kg O<sub>2</sub>/día)

Qd<sub>L2</sub>= Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/tanque-día)

S<sub>0</sub>=Sustrato a la entrada del reactor, en este caso bDQOinfluyente (kg/m<sup>3</sup>)

S= Sustrato a la salida del reactor, en este caso bDQOefluente(kg/m<sup>3</sup>)

P<sub>X,BIO</sub>=Producción de lodos biológicos (kg/día)

Aplicado la Ecuación 2.48 la demanda de oxígeno por tanque resultó de 171 kg O<sub>2</sub>/d, siendo 5 tanques, el oxígeno requerido total al día sería de 854 kg O<sub>2</sub>/d.

**17. Determinación del consumo energético.**

El suministro de oxígeno en un reactor RSB debe ser mediante aireadores superficiales, ya que la sedimentación se realiza en el mismo reactor que la aireación y si se utilizaran difusores éstos se verían obstruidos por los sólidos que se depositan en el fondo. El rendimiento de transferencia (RT) de los aireadores superficiales se encuentra entre 1.3 y 1.8 kgO<sub>2</sub>/kWh en condiciones medias y de servicio (Hernández, 2001). Por lo tanto el consumo energético se determinó con la Ecuación 2.15 obtenida anteriormente, con un rendimiento de transferencia (RT) promedio de 1.55 kgO<sub>2</sub>/kWh en condiciones medias y de servicio. El resultado de aplicar la Ecuación 2.15 fue:

$$CE = 551 \text{ kWh/día.}$$

**18. Determinación de la producción de lodos (Metcalf y Eddy, 2004):**

$$P_{X,SST} = \frac{(Vt)(\text{Numero de tanques})(X_{MLSS})}{TRS} \quad (2.49)$$

Donde:

$P_{X,SST}$  = Producción de sólidos suspendidos totales (kg/día)

$Vt$  = Volumen total por tanque ( $m^3$ )

$X_{MLSS}$  = Concentración del licor mezclado (MLSS) con el volumen total ( $kg/m^3$ )

$TRS$  = Tiempo de retención de sólidos (día)

La producción de lodos que resultó de aplicar la Ecuación 2.49 fue de 400 kg/día.

**19. Cálculo de la remoción de DBO utilizando la Ecuación 2.28 y cuyo resultado fue de 650 kg/día.**

**20. Revisión de la intensidad de carga A/M.**

Para esto se empleó la Ecuación 2.27. y cuyo resultado fue de 0.1. Según Metcalf y Eddy (2004) ésta debe de estar entre 0.04 y 0.1 g/g-día, para RSB, por lo tanto se acepta el diseño.

**21. Determinación del área requerida por el reactor.**

Para determinar el área requerida, se estableció la profundidad del tanque. Para esto Metcalf y Eddy (2004) establecen que la profundidad para un reactor aireado mediante un sistema superficial o mecánico oscila entre 3 y 6 m. Dado que el espacio disponible para alojar la propuesta es muy limitado se seleccionó la profundidad máxima de 6 m. Posteriormente se dividió el volumen total entre la profundidad seleccionada para determinar el área requerida, la cual resultó de 360  $m^2$ .

**2.3.8.2.2. Resumen de diseño del RSB**

Los parámetros de comparación obtenidos del diseño del reactor RSB se resumen en la Tabla 2.26.

Tabla 2.26 Parámetros de comparación del reactor RBLM con lodos activados y sedimentación secundaria convencional.

Parámetro	Unidades	Valor
Área total requerida	$m^2$	360
Volumen total requerido	$m^3$	2160
Consumo de oxígeno	$kgO_2/día$	854
Consumo energético	$kWh/día$	551
Eficiencia de remoción de DBO	%	100 %
DBO en el efluente	$mg/l$	1.5
Producción de lodos	$kg/día$	400

### 2.3.9. Tratamiento avanzado

Como se comentó en el Capítulo 1, hoy en día existen muchos procesos de tratamiento avanzado para aguas residuales municipales. Sin embargo, la selección depende directamente de las necesidades del proyecto. De todos los procesos que existen se requiere uno que pueda eliminar los sólidos en suspensión y DBO remanentes, así como bacterias y huevos de helminto que lograron pasar a través del tratamiento secundario, con el fin de igualar la calidad del efluente de la propuesta con el de la Línea 1. Los procesos de filtración mediante membranas cumplen con estas condiciones, sin embargo la nanofiltración y la ósmosis inversa, superan por mucho las necesidades y por lo mismo el costo de inversión, mantenimiento y operación también. Es por esto que la selección del tratamiento avanzado reside en la microfiltración y la ultrafiltración. En donde la ultrafiltración queda descartada, ya que el efluente del tratamiento secundario tiene la calidad necesaria, para que con una microfiltración sea suficiente para cumplir con las requisiciones del efluente.

Para este tratamiento no existe un procedimiento de diseño como tal, ya que por lo general son equipos electromecánicos que se venden mediante proveedores. Sin embargo, en este trabajo se obtuvo el consumo eléctrico generado por este equipo y también se determinó cual equipo cumple con las necesidades del proyecto, así como que tasas de remoción ofrece el equipo para conocer la calidad del efluente.

El primer paso consistió en definir el gasto de diseño, el cual es el mismo en ambas propuestas y es el que se ha estado empleando a lo largo de todo el diseño del proyecto:

$$Q_{d_{L.2}} = 2146 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q_{d_{L.2}} = 90 \text{ m}^3/\text{hr}$$

El siguiente paso es establecer el factor de consumo eléctrico, en donde Metcalf y Eddy (2004) mencionan que un equipo de microfiltración consume 0.4 kWh por cada  $\text{m}^3$  que pasa por la membrana. Cabe mencionar que el mismo factor de consumo en un equipo de ultrafiltración es de 3 kWh/ $\text{m}^3$ , 7.5 veces mayor consumo eléctrico que la microfiltración, como se puede apreciar en la Figura 2.19.

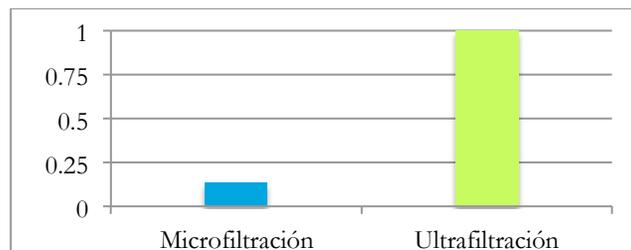


Fig. 2.19 Comparación de consumo energético unitario entre la ultrafiltración y la microfiltración (Realizada a partir de Metcalf y Eddy, 2004)

Por lo tanto, la microfiltración es una mejor opción dado que tendrá una calidad de efluente muy cercana a la ultrafiltración, gracias a la calidad del tratamiento secundario, y el consumo energético es mucho menor.

El consumo eléctrico diario del equipo microfiltración es:

$$CE = 0.4(Qd_{L2}) \quad (2.50)$$

Donde:

CE=Consumo energético (kWh/día)

$Qd_{L2}$ = Gasto de diseño ( $m^3$ /tanque-día)

El resultado de aplicar la Ecuación 2.50 fue el mismo para ambas propuestas y este fue de 864 kWh/día.

Una vez determinado el consumo eléctrico se buscaron equipos de microfiltración, para determinar cual es el espacio requerido. Hoy en día existe una gran variedad de marcas con esta tecnología. Sin embargo, no todas ofrecen equipos completos de microfiltración, es decir la gran mayoría ofrece las piezas por separado y hay que ensamblar el equipo con piezas de distintas empresas. Es por esto que se propuso un sistema de microfiltración mediante membrana SIEMENS ya que esta marca ofrece un equipo completo de microfiltración y no hay que estar buscando las piezas por separado. Aunado a esto las dimensiones de este equipo se ajustan muy bien al área disponible en la PTARCU. El modelo EFC-10800 (Figura 2.20) tiene una capacidad de tratamiento de 4 a 98  $m^3$ /hr y requiere un área de 96  $m^2$  distribuidos en una área rectangular de 12 m x 8 m. (SIEMENS, 2007).



Fig. 2.20 Sistema de microfiltración SIEMENS EFC-10800 (SIEMENS, 2007)

Para conocer la calidad del efluente después de la microfiltración, se hizo referencia a los parámetros mencionados por Metcalf y Eddy (2004) en donde establecen que para un sistema de microfiltración la tasa de remoción de DBO oscila entre un 75-90% y para SST de 95-98%.

### 2.3.10. Desinfección

El sistema propuesto para llevar a cabo la desinfección es la cloración ya que desde el diseño original de la planta se ha estado empleando este sistema y por consecuente existe mucha experiencia en cuanto a la operación del mismo. Por otro lado, la ampliación del sistema de cloración probablemente sea más económico que instalar un sistema distinto trabajando en paralelo. Por último la cloración es uno de los sistemas de desinfección con menor consumo eléctrico lo cual disminuye considerablemente los costos de operación.

El sistema de cloración instalado actualmente en la PTARCU consiste en una primera etapa en donde se prepara una solución de gas cloro con agua y esta se diluye dentro del cárcamo de bombeo del efluente, el cual tiene como destino las cisternas de riego de áreas verdes de Ciudad Universitaria. Este cárcamo tiene un volumen aproximado de 170 m<sup>3</sup> (García, 2010).

Metcalf y Eddy (2004) establecen que el efluente de un proceso de microfiltración tiene una concentración de coliformes fecales de 10-1000 NMP/100 ml. Como se mencionó en la Tabla 1.7 la NOM-03-SEMARNAT-1997 establece que el límite máximo permisible de 240 NMP/100 ml cuando hay contacto directo del usuario y de 1000 NMP cuando hay contacto indirecto del usuario. Por lo tanto para contacto indirecto no haría falta que el efluente de la microfiltración se desinfectara, sin embargo dado que puede llegar a haber un contacto directo se calculó la dosis necesaria de cloro para cumplir con el límite máximo permisible establecido por la SEMARNAT para contacto directo del usuario tanto en verano como en invierno.

Para poder estimar la dosis de cloro requerida para cumplir con la NOM-03-SEMARNAT-1997, se utilizaron las Ecuaciones 2.51 y 2.52, para las cuales se definieron algunos parámetros y se resumen en la Tabla 2.27.

Tabla 2.27 Parámetros para la determinación de la dosis de cloro requerida

Parámetro	Unidades	Valor	Referencia
Conteo de coliformes fecales antes de desinfección después de una microfiltración	NMP/100 ml	1000	Metcalf y Eddy, 2004
Conteo de coliformes Fecales requerido	NMP/100 ml	20	Propuesto
Demanda de decaimiento durante el contacto de cloro ((D <sub>d</sub> ))	mg/l	3.00	Metcalf y Eddy, 2004
Demanda inicial de cloro en el efluente (C <sub>0</sub> )	mg/l	4.00	Metcalf y Eddy, 2004
Tiempo de contacto (t)	min	60	Metcalf y Eddy, 2004
Coeficiente (b)	-	3.00	Metcalf y Eddy, 2004
Pendiente de la curva de inactivación (n)	-	2.80	Metcalf y Eddy, 2004

El cloro residual requerido para el efluente de un tratamiento secundario con microfiltración (Metcalf y Eddy, 2004):

$$C_R = \frac{\left( \left( \frac{-n \sqrt{\left( \frac{N}{N_0} \right)}}{\sqrt{\left( \frac{N}{N_0} \right)}} \right) (b) \right)}{t} \quad (2.51)$$

Donde:

$C_R$ =Cloro residual requerido (mg/l)

$N$ = Conteo de coliformes fecales requerido (NMP/100 ml)

$N_0$ = Conteo de coliformes fecales antes de desinfección después de una microfiltración (NMP/100 ml)

$n$ = Pendiente de la curva de inactivación

$b$ = Coeficiente para coliformes fecales

$t$ =Tiempo de contacto (min)

El resultado de aplicar la Ecuación 2.51 fue de 0.2 mg/l.

Para determinar la dosis de cloro requerida se utilizó la Ecuación 2.52 (Metcalf y Eddy, 2004).

$$D_c = C_0 + D_d + C_R \quad (2.52)$$

Donde:

$C_0$ = Demanda inicial de cloro en el efluente (mg/l)

$C_R$ =Cloro residual requerido (mg/l)

$D_d$ = Demanda de decaimiento durante el contacto de cloro (mg/l)

La dosis de cloro necesaria para tener un conteo de coliformes fecales de 20 NMP/100ml estimada con la Ecuación 2.52 fue de 7.2 mg/l. Una vez calculada la dosis de cloro necesaria se revisó que el cárcamo de bombeo actual tuviera el volumen necesario para que el efluente tenga el tiempo de contacto deseado. El gasto influente a este cárcamo es de 50 l/s, correspondiente a los 25 l/s de la Línea 1 y a los 25 l/s de la Línea 2. Como se comentó anteriormente el cárcamo de bombeo en donde se realiza la cloración originalmente tenía 28 m<sup>3</sup>. Sin embargo, García (2010) comenta que este cárcamo se ha ampliado numerosas veces y al día de hoy este tiene un volumen útil de 170 m<sup>3</sup>. Si el cárcamo tiene un volumen de 170 m<sup>3</sup> y se busca un tiempo de contacto de 60 minutos, se divide el volumen entre el tiempo de contacto y nos da un gasto de 0.47 m<sup>3</sup>/s, es decir 47 l/s. Aunque el gasto

influyente es un poco mayor, no es necesario ampliar éste cárcamo ya que con un gasto de 50 l/s el tiempo de contacto es de 57 minutos, lo cual es muy cercano a los 60 requeridos.

### 3. RESULTADOS

En éste Capítulo se resume y comparan los parámetros que resultaron del diseño de ambas propuestas de tratamiento, para determinar cual es la más adecuada desde un punto de vista sostenible. A lo largo del capítulo, se desarrolla la propuesta seleccionada, donde se presenta la factibilidad ambiental, técnico y económica.

#### 3.1. Comparación final y selección de la propuesta

En el Capítulo 2 se realizó el diseño de las dos propuestas a nivel de ingeniería básica, y cuyos parámetros de comparación se presentan en la Tabla 3.1, con el fin de hacer la selección final.

Tabla 3.1 Comparación final entre RBLM con lodos activados y RSB

Parámetro	Unidades	RBLM+LA	RSB
Área Requerida	m <sup>2</sup>	225	360
Volumen Requerido	m <sup>3</sup>	948	2160
Consumo de Oxígeno	kg O <sub>2</sub> /d	720	854
Consumo Energético	kWh/día	554	551
Remoción de DBO	%	100%	100%
DBO en el efluente	mg/l	1	1
Producción de lodos	kg/d	397	400
Dificultad de Operación	Alta-Media-Baja	Baja	Alta

Aunque la información mostrada en la Tabla 3.1 es clara, se elaboró una gráfica donde se hace una comparación unitaria de algunos parámetros de la Tabla 3.1 como se puede ver en la Figura 3.1.

La Figura 3.1 refleja que las dos propuestas tienen características muy similares, como lo es el consumo energético, remoción de DBO y producción de lodos. Sin embargo, en cuanto al área y volumen requerido, la propuesta del RBLM con lodos activados de mezcla completa es una mejor opción. Ya que como se había hecho énfasis anteriormente, el espacio disponible es una de las restricciones más importantes en este proyecto. Por otro lado esta propuesta es considerablemente más fácil de operar, lo cual indirectamente aumentará calidad real del efluente de la PTARCU.

**Por ello que la selección final que se adopta es la propuesta de RBLM con lodos activados, con una microfiltración de tratamiento avanzado y un sistema de desinfección mediante cloración.**

En la Figura 3.2 se muestra el diagrama de flujo de la propuesta final de este trabajo donde se aprecia tanto el flujo de tratamiento de la Línea 1, como el de la Línea 2, que se mezclan en el cárcamo de bombeo donde se realiza la cloración; por lo que el efluente final sería una mezcla de ambos flujos, como se resume en la Tabla 3.2.

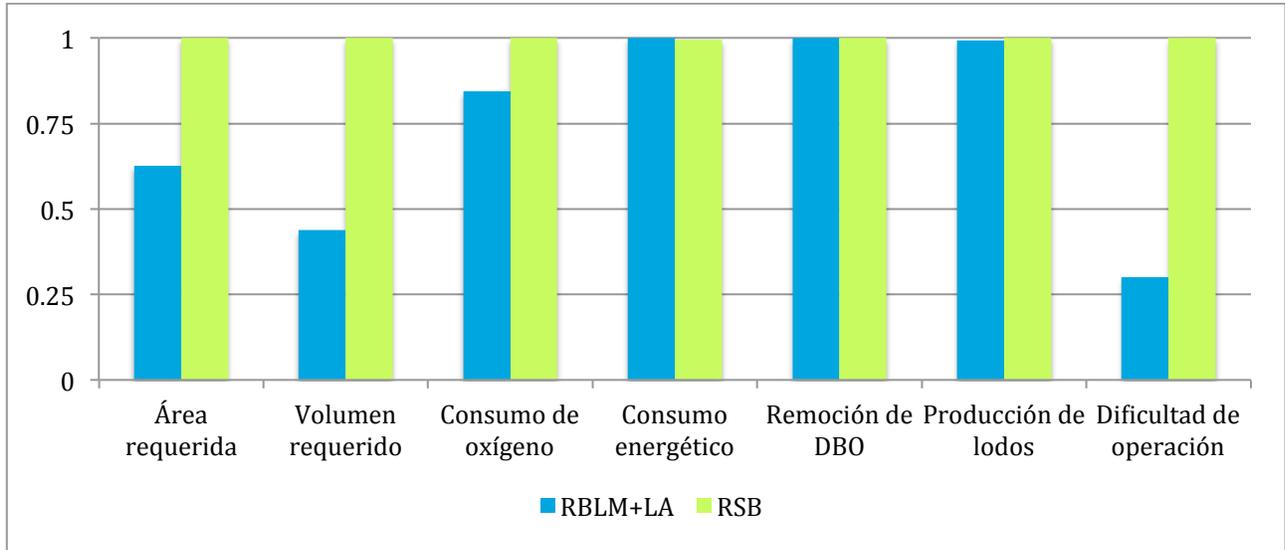


Fig. 3.1 Comparación unitaria entre RBLM con Lodos Activados y RSB

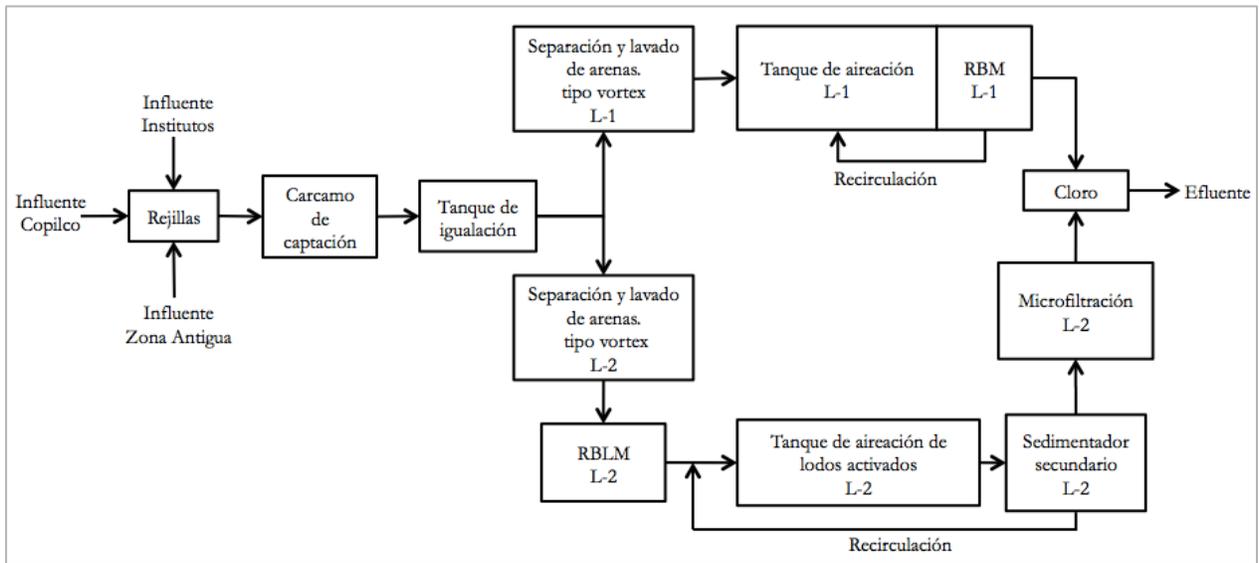


Fig. 3.2 Diagrama de flujo de la propuesta final para aumentar la capacidad de la PTARCU

Tabla 3.2 Efluente de la Línea 1, Línea 2 y efluente final

Efluente	Q (l/s)	DBO (mg/l)	SST (mg/l)
Efluente L1	25	5.00	2.00
Efluente L2	25	0.25	0.90
Efluente Final	50	2.62	1.45

### 3.2. Análisis de resultados

Una vez que se obtuvo la propuesta final se realizó un análisis para apreciar el desarrollo de la remoción de DBO y SST con el consumo energético asociado a cada etapa de tratamiento y de esta forma conocer cuales son los puntos críticos del tratamiento (Figura 3.3).

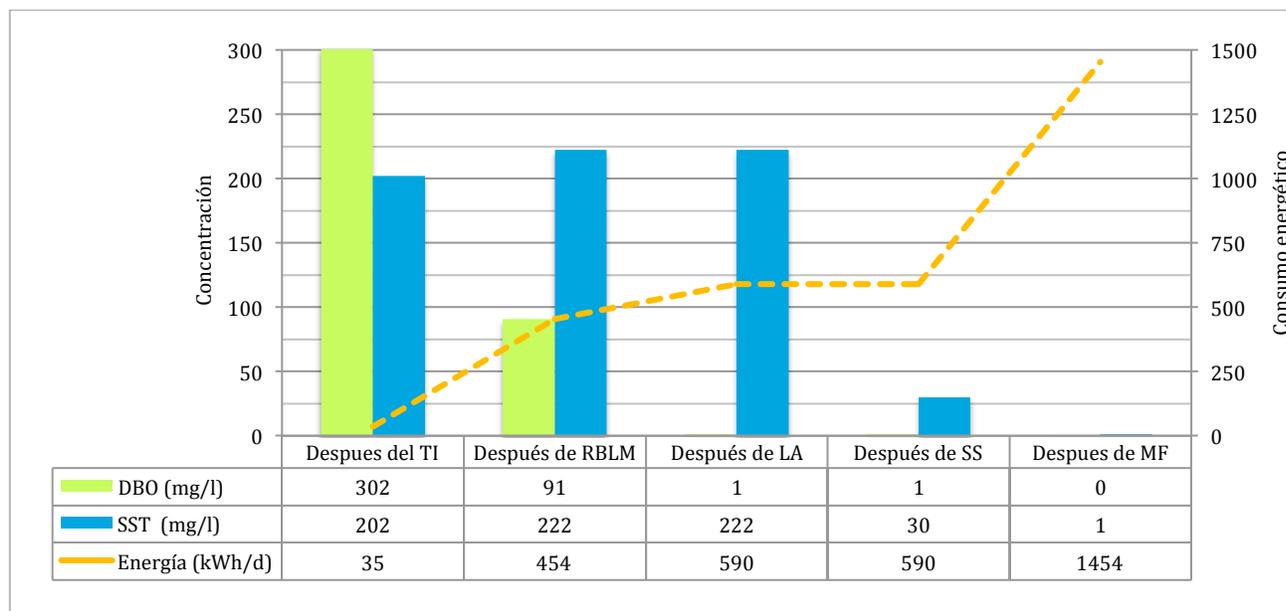


Fig. 3.3 Desarrollo de la DBO, SST y del consumo energético a través del proceso de tratamiento

Dónde:

Después del TI=Condiciones después del tanque de igualación.

Después de RBLM=Condiciones después de haber pasado por el reactor RBLM

Después de LA=Condiciones después de haber pasado por el reactor de lodos activados de mezcla completa.

Después de SS=Condiciones después de haber pasado por el sedimentador secundario.

Después de MF=Condiciones después de haber pasado por el equipo de microfiltración.

Los resultados mostrados en la Figura 3.3 permiten analizar lo siguiente:

- La concentración de sólidos suspendidos aumenta después del reactor RBLM. Esto se debe a que la película biológica adherida a los portadores se desprende con el contacto que existe entre los mismos.
- Después de los lodos activados de mezcla completa la concentración de DBO es prácticamente nula, cumpliendo con la NOM-03-SEMARNAT-1997.

- La concentración de sólidos suspendidos totales después de la sedimentación secundaria, disminuye considerablemente.
- La energía requerida para eliminar la pequeña concentración de sólidos suspendidos totales después de la sedimentación secundaria, aumenta considerablemente debido al equipo de microfiltración.

Por lo tanto, si el objetivo de esta propuesta fuera únicamente cumplir con la NOM-03-SEMARNAT-1997, se podría disminuir la concentración de SST después de la sedimentación secundaria con un procedimiento convencional de filtración de arena, el cual tendría un consumo energético mucho menor que la microfiltración. Sin embargo, como se estableció al inicio del Capítulo 2, el objetivo de la propuesta es igualar la calidad del efluente de la Línea 1, por lo que bajo esta condición es necesario emplear la microfiltración.

### 3.3. Factibilidad Ambiental

Con el fin de hacer una aproximación del ahorro energético de la propuesta final, se comparó el consumo aproximado de la Línea 1 y el calculado de la Línea 2 en esta propuesta. Según Metcalf y Eddy (2004) para tratar un  $m^3$  de aguas residuales mediante un sistema de ultrafiltración como el instalado en la Línea 1, se requieren de  $3 \text{ kWh}/m^3$ . Por lo tanto, el consumo energético aproximado es de  $6,480 \text{ kWh}/\text{día}$ . Mientras que para la Línea 2, como se había calculado anteriormente, el consumo energético de la propuesta final es de  $1454 \text{ kWh}/\text{día}$ . Siendo el consumo energético aproximado de la Línea 1, 4.45 veces mayor al de la propuesta de este trabajo, como se aprecia en la Figura 3.4.

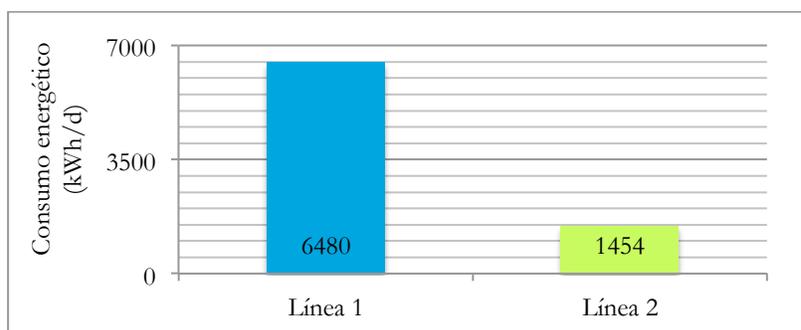


Fig. 3.4 Consumo energético de la Línea 1 y de la Línea 2

El ahorro energético que representa la propuesta de la Línea 2, comparado con la el sistema instalado en la Línea 1, es de  $5026 \text{ kWh}/\text{día}$ . Ésto representa un ahorro de 1277 toneladas métricas de  $\text{CO}_2$  en un año, equivalente a las emisiones de  $\text{CO}_2$  generadas 155 casas o 250 automóviles de pasajeros en el mismo tiempo (EPA, 2011). Por lo tanto, se considera que la propuesta de este trabajo es factible ambientalmente.

### 3.4. Factibilidad técnica

Para determinar la factibilidad técnica de la propuesta, se estableció la geometría final de los tanques y equipos de las operaciones y procesos unitarios y distribuir el sistema de tratamiento dentro del área disponible para dicha propuesta.

#### 3.4.1. Dimensionamiento

De todos los procesos y operaciones unitarios de los cuales está compuesta la propuesta, aquellos que varían en la geometría para distribuirlos en el área disponible son: el tanque de igualación, el reactor de RBLM, el reactor de lodos activados y el sedimentador secundario. Por lo tanto, a continuación se resume el proceso mediante el cual se estableció la geometría de éstos.

##### 3.4.1.1. Dimensionamiento del tanque de igualación

En el Capítulo 2 se determinó que el volumen requerido para el tanque de igualación propuesto, es de  $1,182 \text{ m}^3$ . El tanque de igualación propuesto está estructurado con muros de concreto reforzado con una altura propuesta de 12 m mas 0.5 m de bordo libre. Para la altura propuesta, el área requerida por el tanque es de  $100 \text{ m}^2$ . Metcalf y Eddy (2004) comentan que el uso de compartimentos múltiples ayuda a evitar la generación de olores y disminuye los costos de limpieza. Sabiendo esto, se propuso un tanque de igualación a base de muros de concreto reforzado, dividido en 2 compartimentos, con una sección de 6.65 m por 7.53 m cada uno. La sección final del tanque de igualación resultó de 15.35 m x 6.65 m, proporcionando un área de  $103 \text{ m}^2$ . Para fines de construcción, se consideró un espesor en los muros de concreto de 30 cm, debido a la altura que se está proponiendo. Finalmente con la geometría establecida, el volumen útil del tanque es de  $1,201 \text{ m}^3$ . En las Figuras 3.5, 3.6 y 3.7 se muestra la geometría final del tanque de igualación.

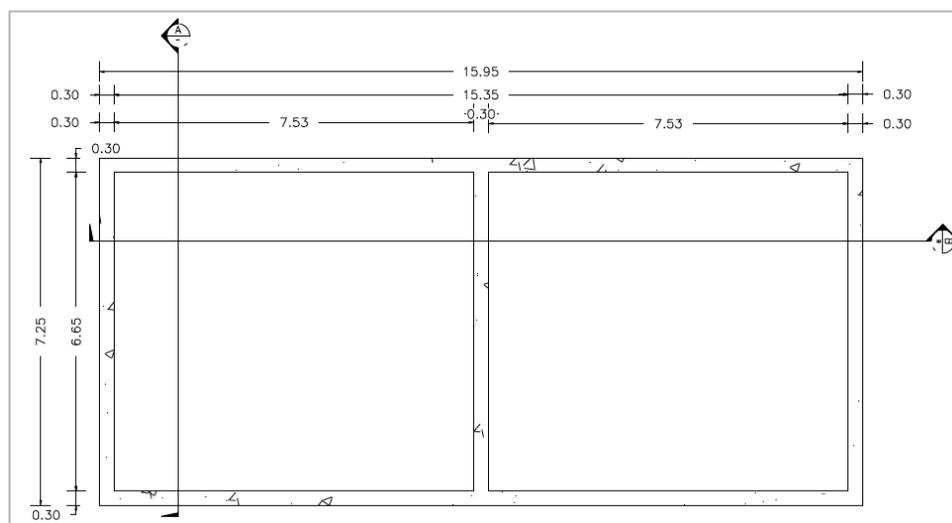


Fig. 3.5 Tanque de igualación-Planta

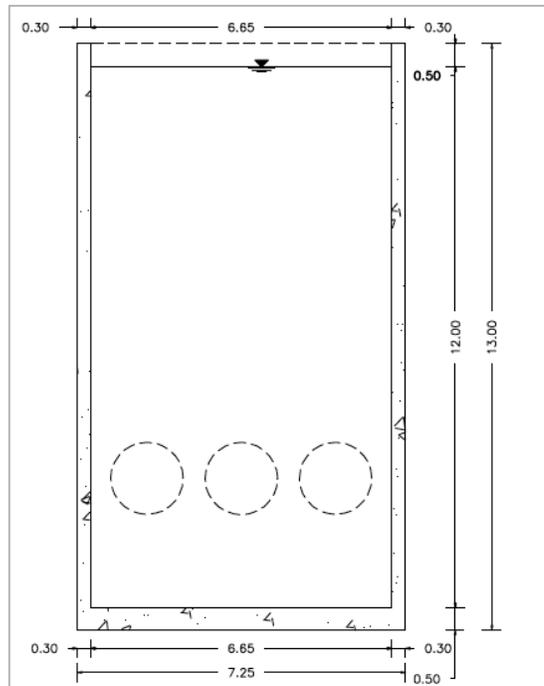


Fig. 3.6 Tanque de igualación-Corte A-A

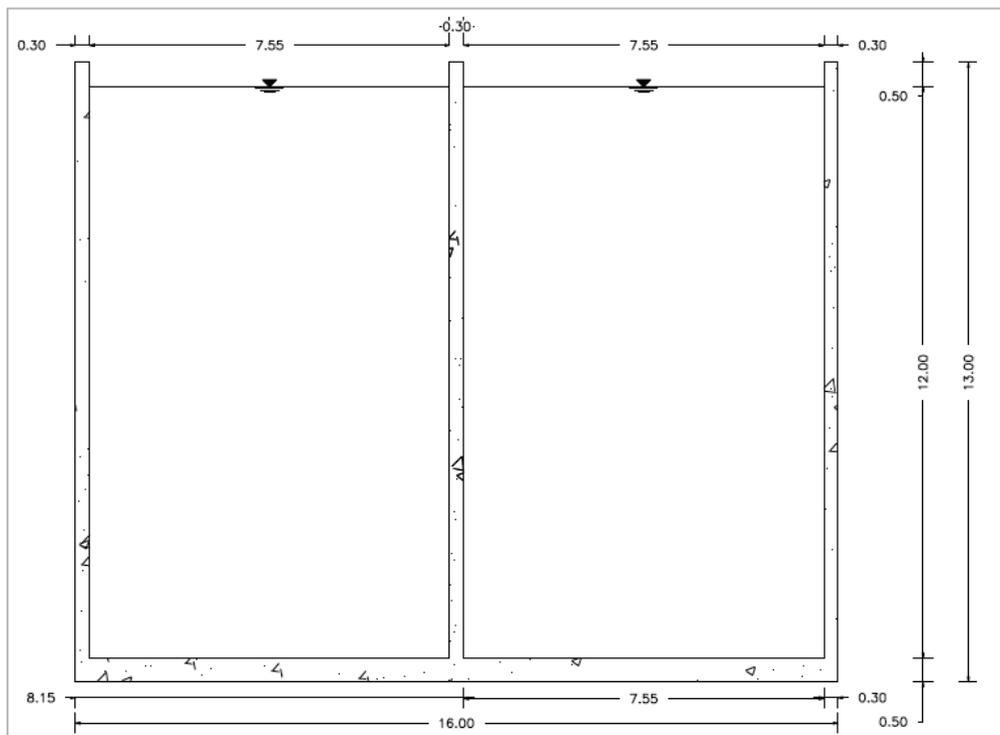


Fig. 3.7 Tanque de igualación-Corte B-B

### 3.4.1.2. Dimensionamiento del reactor RBLM

Durante el procedimiento de diseño se determinó que el volumen requerido por el reactor RBLM sea de  $100 \text{ m}^3$ . AqWise comenta que el reactor RBLM tiene un funcionamiento hidráulico muy similar a un tanque de aireación de mezcla completa (Gadot, 2011). Por lo tanto, la geometría del reactor RBLM debe cumplir con condiciones de diseño de un tanque de aireación de mezcla completa. Metcalf y Eddy comentan que la geometría para estos tanques debe tener una relación ancho-profundidad entre 1:1 hasta 2.2:1 y una relación largo-ancho de 5:1. Sin embargo, para el caso de los reactores de mezcla completa con difusores la relación largo-ancho, se puede disminuir con el objetivo de reducir los costos de construcción. Para el reactor RBLM se utilizó una relación ancho-profundidad de 1:1 y debido a la falta de espacio para distribuir la propuesta, se disminuyó la relación largo-ancho a 4:1. Por lo que el reactor RBLM propuesto tiene una sección de 2.95 m de ancho, 11.80 m de largo y una profundidad de 2.95 m. Además se consideró un bordo libre de 0.45 m para tener una profundidad final de 3.40. El volumen útil del tanque de aireación resultó de  $103 \text{ m}^3$  cubriendo con el requerido de  $100 \text{ m}^3$ . Para fines de construcción se consideró un espesor de muros de 15 cm. En las Figuras 3.8, 3.9 y 3.10 se muestra la geometría final del reactor RBLM.

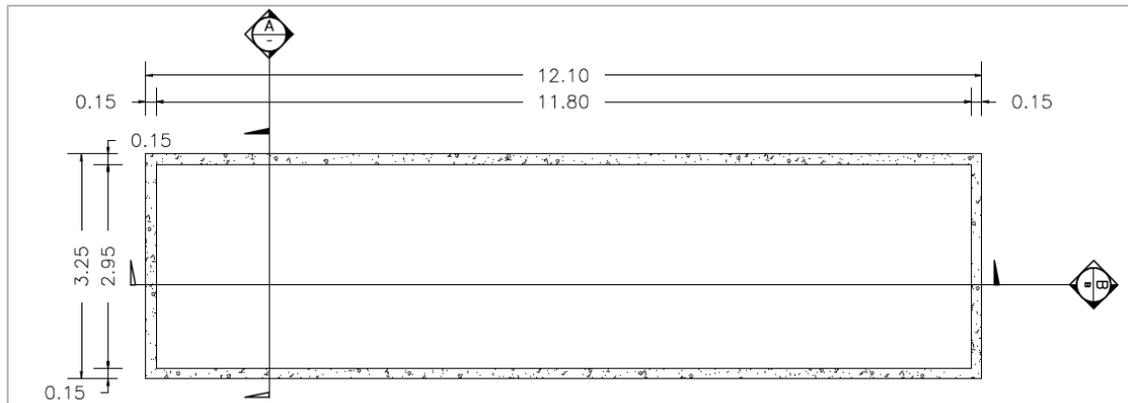


Fig. 3.8 Tanque de aireación de RBLM-Planta

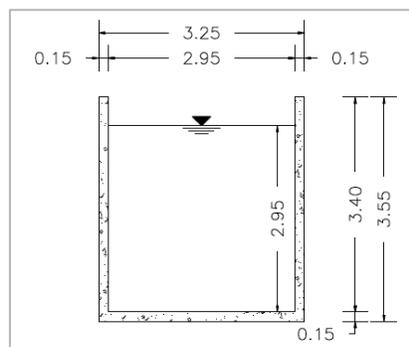


Fig. 3.9 Tanque de aireación de RBLM-Corte A-A

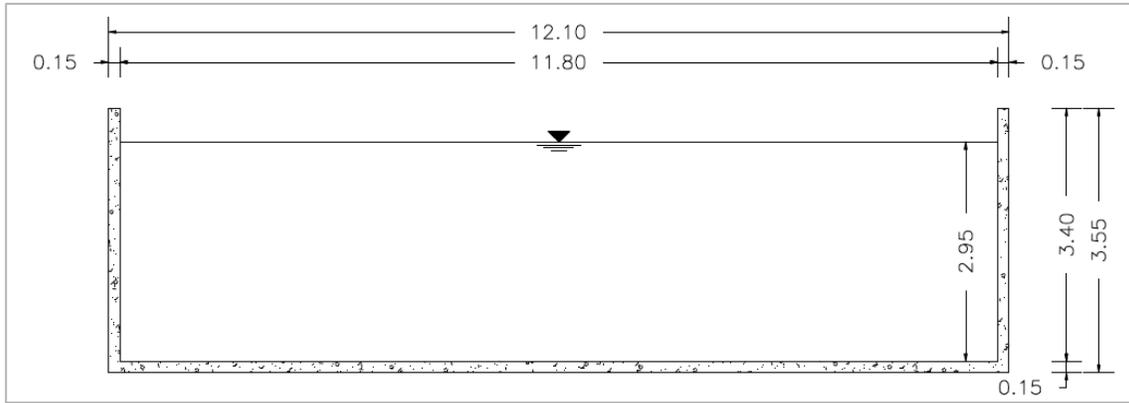


Fig. 3.10 Tanque de aireación de RBLM -Corte B-B

### 3.4.1.3. Dimensionamiento del reactor de lodos activados de mezcla completa

El volumen necesario para este reactor, calculado en el Capítulo 2, resultó de  $340 \text{ m}^3$ . En este caso se utilizaron las mismas relaciones ancho-profundidad y largo-ancho que las establecidas para el tanque de aireación del reactor RBLM. Por lo tanto, el tanque de aireación para los lodos activados de mezcla completa tiene una sección de 4.40 m de ancho, 17.50 m de largo y una profundidad de 4.40 m. Se consideró un bordo libre de 0.60 m para tener una profundidad final de 5.00 m. El volumen útil del tanque de aireación resultó de  $341 \text{ m}^3$  cubriendo con el requerido de  $340 \text{ m}^3$ . Para fines de construcción se consideró un espesor de muros de 15 cm. En las Figuras 3.11, 3.12 y 3.13 se muestra la geometría final del tanque de aireación del reactor de lodos activados de mezcla completa.

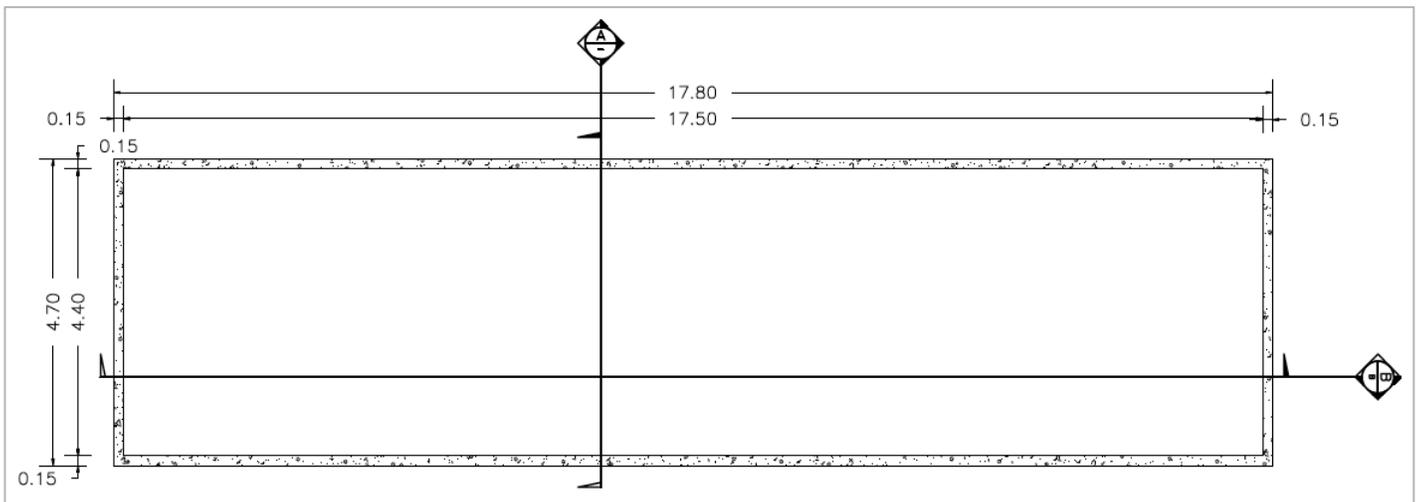


Fig. 3.11 Tanque de aireación de lodos activados -Planta

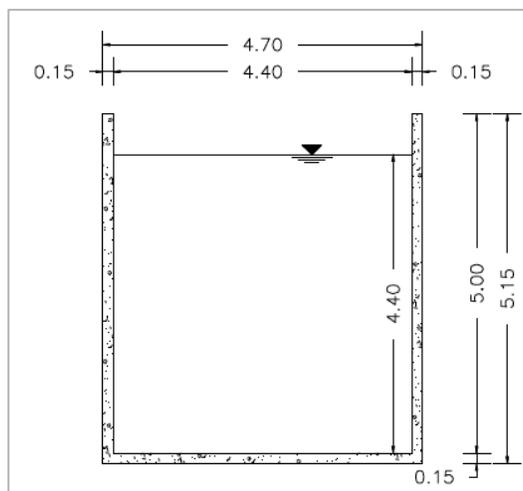


Fig. 3.12 Tanque de aireación de lodos activados -Corte A-A

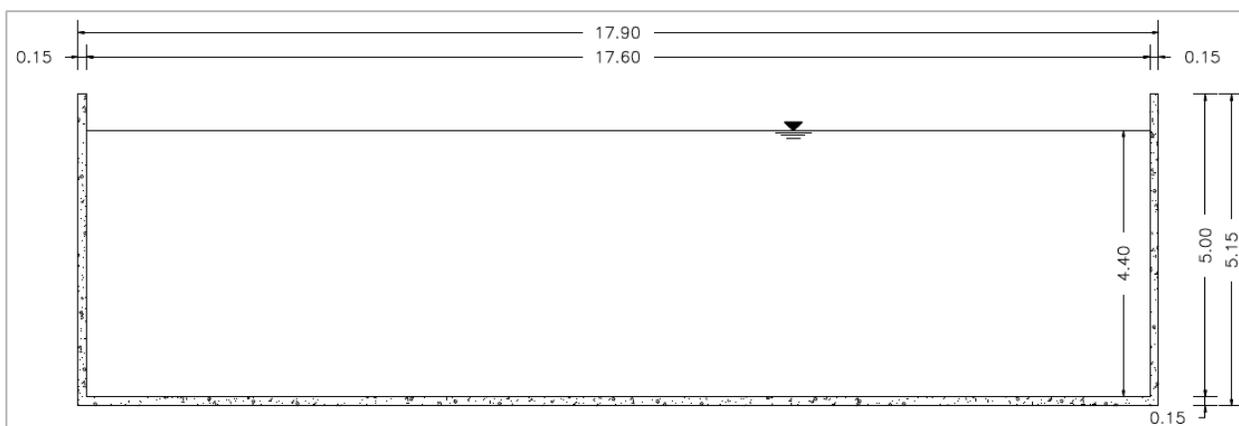


Fig. 3.13 Tanque de aireación de lodos activados-Corte B-B

#### 3.4.1.4. Dimensionamiento del sedimentador secundario

El sedimentador secundario que se propone en este trabajo, requiere de un área de sedimentación de  $113 \text{ m}^2$ . Dar-Lin (2007) comenta que la geometría para los sedimentadores secundarios, a continuación de un proceso de lodos activados, puede ser de sección cuadrada, circular o rectangular. Sin embargo Metcalf y Eddy (2004) mencionan que los sedimentadores cuadrados no son tan efectivos para la retención de sólidos como lo son el circular y el rectangular. Sabiendo esto se propuso un tanque de sección rectangular con una longitud de 22.5 m y un ancho de 5.1 m proporcionando un área superficial de  $112.5 \text{ m}^2$ . Metcalf y Eddy establecen que para sedimentadores rectangulares es recomendable que la longitud sea menor a 10 veces el ancho, condición que se cumple satisfactoriamente. La profundidad del sedimentador propuesta es de 4.5 m promedio de la

profundidad recomendada por la WEF (1992) que establece que ésta debe de estar entre 4 y 5 m, mas un bordo libre de 0.5 m para tener una profundidad final de 5 m. En la Figura 3.14, 3.15 y 3.16 se muestra la geometría final del sedimentador secundario.

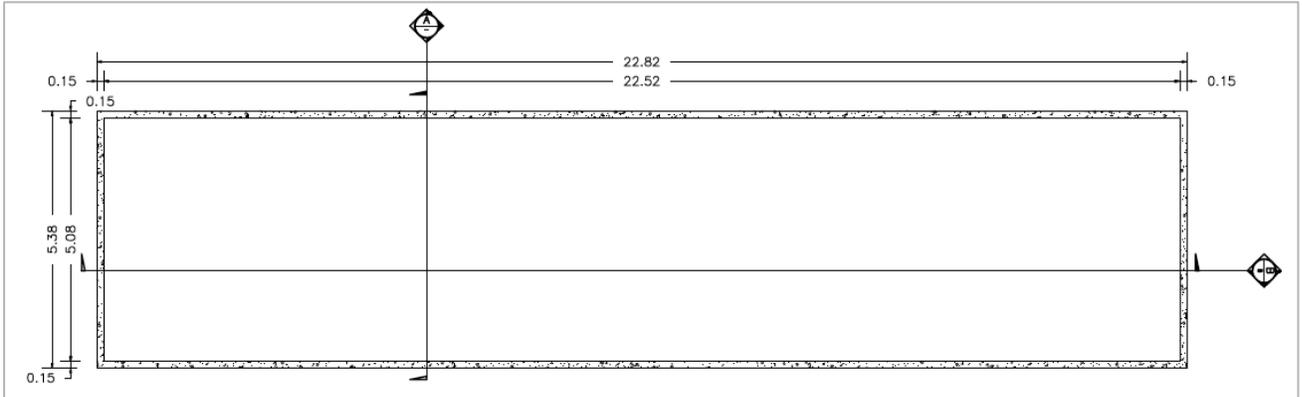


Fig. 3.14 Sedimentador secundario. Planta

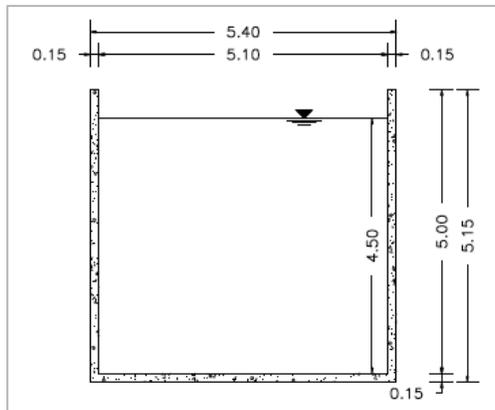


Fig. 3.15 Sedimentador secundario-Corte A-A

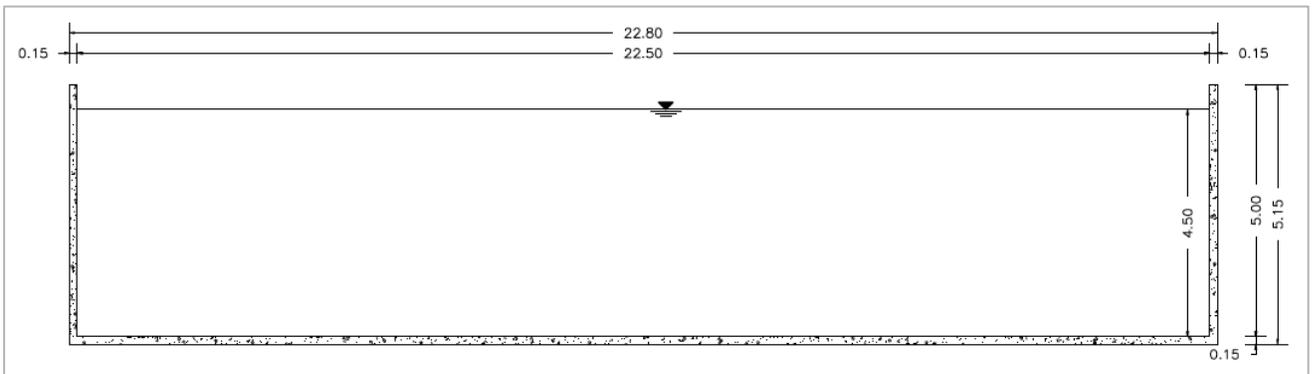


Fig. 3.16 Sedimentador secundario. Corte B-B

### 3.4.1.5. Resumen del dimensionamiento

En la Tabla 3.3 se resume el dimensionamiento tren de tratamiento de la propuesta de este trabajo.

Tabla 3.3 Resumen del dimensionamiento del tren de tratamiento

Operación o proceso unitario	Ancho (m)	Largo (m)	Prof. (m)	Bordo libre (m)	Espesor (m)	Volumen útil (m <sup>3</sup> )
Tanque de igualación	6.65	15.35	12.00	0.50	0.30	1201
RBLM	2.95	11.80	2.95	0.45	0.15	103
Reactor de lodos activados	4.40	17.60	4.40	0.60	0.15	340
Sedimentador secundario	5.08	22.50	4.50	0.50	0.15	514

### 3.4.1.6. Ubicación del sistema de tratamiento en el espacio disponible de la PTARCU

La ubicación de las operaciones y procesos unitarios de la propuesta resultaron en un arreglo de planta un inusual. Esto se debe a que el espacio disponible para alojar la propuesta es muy pequeño y además tiene una geometría irregular, lo cual complica de forma considerable la distribución de las operaciones y procesos unitarios. Sin embargo proponiendo elementos rectangulares, se logró aprovechar muy bien el espacio. La ubicación de las operaciones y procesos unitarios de la propuesta para aumentar la capacidad de la PTARCU se muestra a continuación en la Figura 3.17.



Fig. 3.17 Distribución de los procesos y operaciones unitarios de la propuesta.

### 3.4.2. Balance de masa del tren de tratamiento

El balance de masa es una forma muy conveniente y práctica de definir, que esta ocurriendo a través de los reactores del tren de tratamiento. Esto se basa en el principio de que la materia, ni se crea ni se destruye solo se transforma. El balance de masas de la propuesta se muestra en la Figura 3.18.

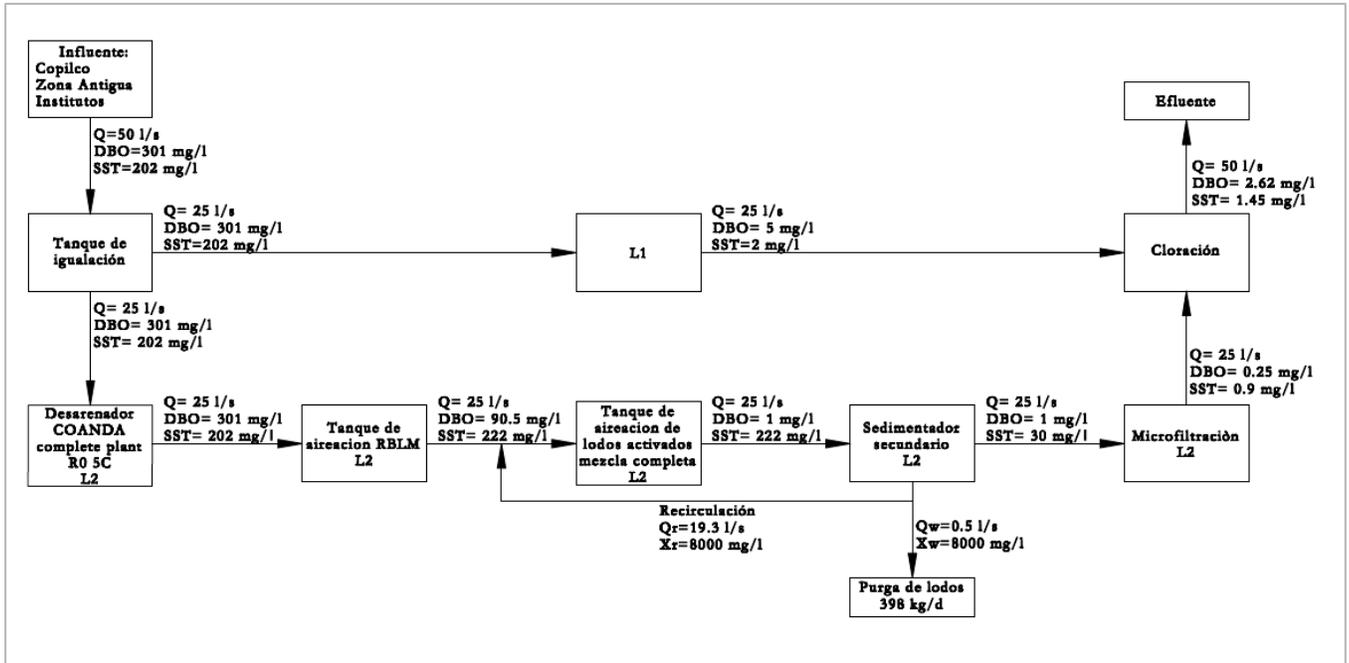


Fig. 3.18 Balance de masas de la propuesta

### 3.4.3. Perfil hidráulico de la propuesta

Para establecer el perfil hidráulico de la propuesta, se realizó un levantamiento de elevaciones aproximadas de la PTARCU. Si las operaciones y procesos unitarios de esta propuesta se construyeran e instalaran en la elevación actual de donde fueron ubicados (Figura 3.15), sin realizar excavación o elevación alguna, el perfil hidráulico de la propuesta sería como se muestra en la Figura 3.19.

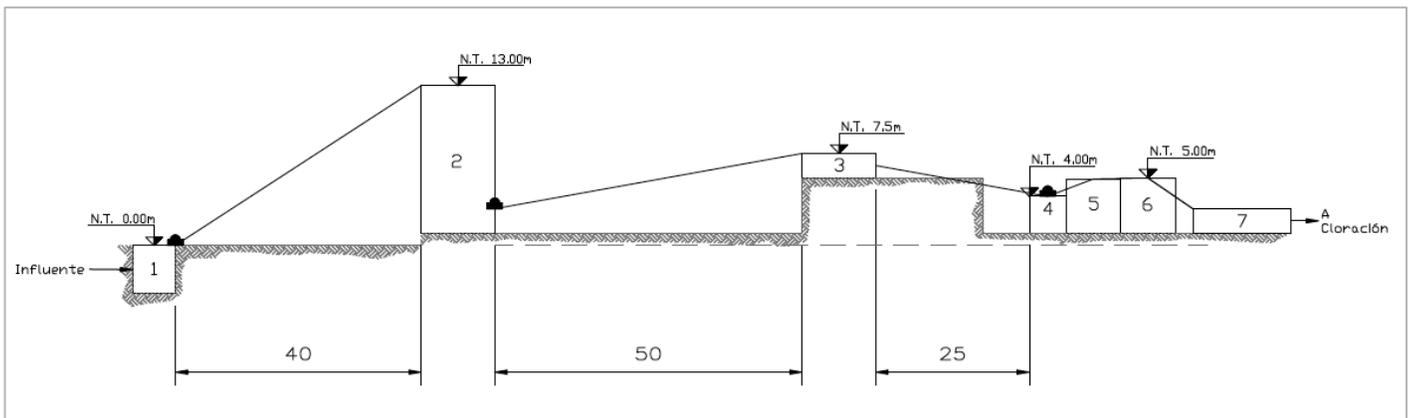


Fig. 3.19 Elevación de las operaciones y procesos unitarios, sin excavación

Dónde:

1=Cárcamo de captación

2=Tanque de igualación

3=Desarenador

4=RBLM

5=Lodos activados

6=Sedimentación Secundaria

7=Microfiltración

Sin embargo, este perfil hidráulico puede llevar a un consumo energético por bombeo muy alto. Por lo que fue necesario realizar un análisis para establecer la elevación y diámetro óptimo de cada tramo de conducción de la propuesta. Esto con el objetivo encontrar el consumo energético por bombeo mínimo, dentro de las limitaciones constructivas. Es decir, para que el consumo energético por bombeo sea menor, algunas operaciones y procesos unitarios se pueden enterrar o elevar, disminuyendo así la carga de bombeo y además se puede variar el diámetro, para disminuir la influencia de las pérdidas por fricción. Se establecieron las siguientes acciones para modificar las elevaciones y así tener el perfil hidráulico óptimo, el cual se aprecia en la Figura 3.20.

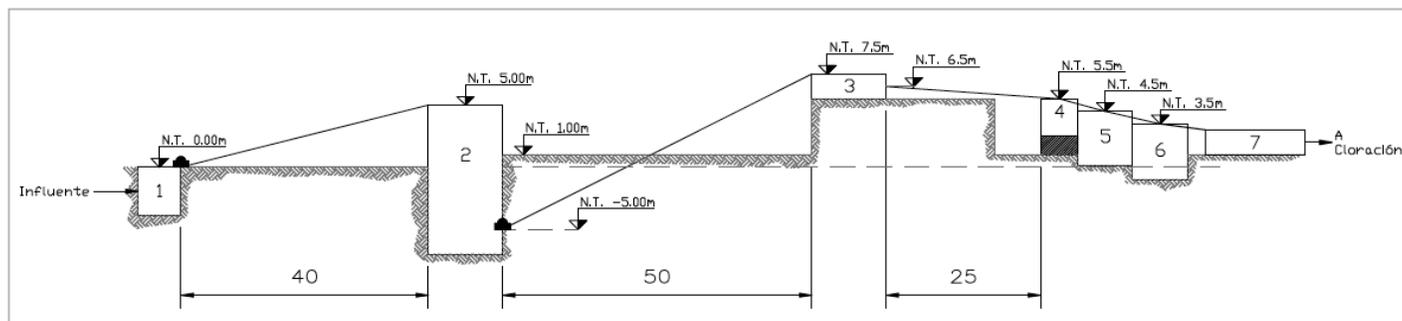


Fig. 3.20 Perfil Hidráulico de la propuesta.

1. El elemento 1 se dejó en la elevación original.
2. El elemento 2 se enterró 7 m, a partir del nivel 0.00 m.
3. El elemento 3 se dejó en la elevación original.
4. El elemento 4 se elevó 1.5 m de su elevación original.
5. El elemento 5 se enterró 0.9 m de su elevación original.
6. El elemento 6 se enterró 2 m de su elevación original.

Como se puede ver en la Figura 3.19, se propuso que los tramos 3-4, 4-5 y 5-6 tuvieran flujo por gravedad, aprovechando que las diferencias de elevación no son muy grandes y que la excavación necesaria para lograr esto sería mínima. Para estos tramos se propuso una tubería de acero de 152 mm de diámetro.

Posteriormente se observó que los del tramo 1-2 y 2-3 serían los únicos con flujo por bombeo, por lo tanto fue necesario elaborar una análisis de elevaciones de estos dos tramos, para determinar la altura óptima de cada elemento. A continuación se presenta el análisis elaborado de dicha elevación de los elementos 1, 2 y 3.

### 3.4.3.1. Análisis por bombeo tramo 1-2

Para el diseño de la conducción se estableció una longitud aproximada de 40 m y un gasto de diseño de 85 l/s, el cual corresponde al gasto de diseño obtenido en el Capítulo 2. El procedimiento de análisis del perfil hidráulico óptimo en cuanto a consumo energético por bombeo, se resume a continuación.

#### 1. Cálculo del diámetro de tubería necesario con la Ecuación 3.1, proponiendo una velocidad de flujo de 1.5 m/s.

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi V}} \quad (3.1)$$

Dónde:

D=Diámetro de la tubería (m)

Q=Gasto de diseño (m<sup>3</sup>/s)

V=Velocidad (m/s)

El diámetro requerido para el tramo 1-2 es de 270 mm lo cual llevó a proponer un diámetro comercial de 273 mm.

#### 2. Determinación de la velocidad con el diámetro comercial establecido utilizando la Ecuación 3.2 (Valdez, 1994).

$$V_r = \left( \frac{Q}{0.785(D_c^2)} \right) \quad (3.2)$$

Dónde:

V<sub>r</sub>=Velocidad real con diámetro comercial (m/s)

Q=Gasto de diseño (m<sup>3</sup>)

D<sub>c</sub>=Diámetro comercial (m)

La velocidad obtenida con la Ecuación 3.2 fue de 1.45 m/s, la cual debe de estar entre 0.3 y 5 m/s (Barranco, 2009).

### 3. Determinación de las pérdidas por fricción y locales de la conducción.

Para determinar las pérdidas por fricción se utilizó la ecuación 3.3 (Valdez, 1994).

$$h_f = \left( \frac{10.3(n^2)}{0.75^{16/3}} \right) (L)(Q^2) \quad (3.3)$$

Dónde:

$h_f$ =Pérdidas por fricción (m)

$n$ =Coeficiente de rugosidad de Manning

$L$ =Longitud de la conducción (m)

$Q$ =Gasto de diseño ( $m^3/s$ )

La tubería propuesta es de acero con recubrimiento, el cual tiene una “n” de Manning de 0.011. Las pérdidas por fricción obtenidas con la Ecuación 3.3 resultaron de 0.37 m. En cuanto a las pérdidas secundarias, se consideró que estas serían de una magnitud cercana al 10% de las pérdidas por fricción, debido a que no existen muchas válvulas, codos o dispositivos en la conducción. Por lo tanto las pérdidas secundarias resultaron de 0.037 m y las totales de 0.40 m.

### 4. Determinación de la carga hidráulica a vencer por el bombeo empleando la Ecuación 3.4 (Valdez, 1994).

$$H_b = h_f + h_s + h_i + h_a \quad (3.4)$$

Dónde:

$H_b$ =Carga de bombeo (m)

$h_f$ =Pérdidas por fricción en la tubería (m)

$h_s$ =Pérdidas secundarias o locales (m)

$h_i$ =Elevación de impulsión (m)

$h_a$ =Elevación de aspiración (m)

Considerando que la elevación de impulsión es de 5.00 m y la de aspiración es la elevación 0.00 m, según la Figura 3.10, el resultado de aplicar la Ecuación 3.4 fue una carga de bombeo de 5.4 m.

### 5. Revisión de la resistencia del conducto propuesto, ante la sobrepresión del golpe de ariete empleando la Ecuación 3.5 (Valdez, 1994).

$$h_{ga} = \frac{145 V}{\sqrt{1 + \frac{Ea(D)}{Et(e)}}} \quad (3.5)$$

Dónde:

$h_{ga}$  = Sobrepresión por golpe de ariete (m.c.a.)

$V$  = Velocidad (m/s)

$E_a$  = Módulo de elasticidad del agua

$E_t$  = Módulo de elasticidad de la tubería

$D_c$  = Diámetro comercial de la tubería (cm)

$e$  = Espesor de la tubería (cm)

El módulo de elasticidad del agua es de 20,670 kg/cm<sup>2</sup> y el del acero de la tubería es de 2,100,000 kg/cm<sup>2</sup>. La tubería propuesta tiene un espesor de 0.27 cm y con el cual la carga de trabajo que resiste es de 247 m.c.a. La sobrepresión que resultó de aplicar la Ecuación 3.5 fue de 160.14 m.c.a. Sin embargo, únicamente el 20% de la sobrepresión es absorbida por la tubería, el resto, lo toma la válvula de cierre. Por lo tanto, la carga total que se puede presentar en la tubería, sería la carga de bombeo (H<sub>b</sub>) mas 20% de la sobrepresión por golpe de ariete. Siendo así, la carga total resulta de 37.53 m.c.a. misma que la tubería la resiste sin problema alguno.

## 6. Determinación del consumo energético por bombeo

El tramo 1-2 , consiste en la conducción anterior al tanque de igualación, por lo que el gasto no es constante a lo largo de todo el día. Por lo tanto, el consumo energético por bombeo se obtuvo utilizando el hidrograma de diseño (Figura 2.15) obtenido en el Capítulo 2 y así determinar el consumo energético por hora, dependiendo el gasto utilizando (Adaptada de Valdez, 1994):

$$CE_b = 0.7458 \left( \frac{QH}{76 \eta} \right) \quad (3.6)$$

Dónde:

$CE_b$  = Consumo energético por bombeo (kWh)

$Q$  = Gasto de entrada

$H_b$  = Carga de bombeo (m)

$\eta$  = Eficiencia de la bomba (%)

Para la propuesta se estableció una eficiencia de las bombas del 70%, con el cual se calculó el consumo energético de la bomba del tramo 1-2 en cada hora, con respecto al gasto de entrada del hidrograma de diseño. En la Tabla 3.3 se resume el consumo energético por hora donde se puede apreciar la variación de éste dependiendo el gasto de entrada.

Tabla 3.4 Consumo energético por hora, del tramo 1-2

Hora	Q (l/s)	CE <sub>b</sub> (kWh)	Hora	Q (l/s)	CE <sub>b</sub> (kWh)
1	17.688	1.34	13	75.356	5.71
2	16.214	1.23	14	81.776	6.19
3	14.740	1.12	15	80.762	6.12
4	14.003	1.06	16	85.000	6.44
5	13.266	1.00	17	75.671	5.73
6	12.883	0.98	18	73.670	5.58
7	15.785	1.20	19	67.052	5.08
8	54.297	4.11	20	65.552	4.96
9	78.427	5.94	21	50.621	3.83
10	74.977	5.68	22	26.294	1.99
11	79.981	6.06	23	19.923	1.51
12	82.978	6.28	24	19.392	1.47

### 3.4.3.2. Análisis por bombeo tramo 2-3

El tramo 2-3 se analizó siguiendo el mismo procedimiento que el tramo 1-2, con la diferencia de que el gasto de diseño si es de 25 l/s, correspondiente al gasto de diseño después del tanque de igualación para la Línea 2. Aunado a esto, el gasto es constante las 24 horas del día, ya que es el tramo posterior al tanque de igualación por lo que el consumo energético no se tiene que calcular con ningún hidrograma. A continuación se resume el análisis del tramo 2-3

#### 1. Cálculo del diámetro de tubería necesario con la Ecuación 3.1.

Obtenida por deducción de unidades, proponiendo una velocidad de flujo de 2.5 m/s. El diámetro requerido para el tramo 2-3 es de 150 mm lo cual llevó a proponer un diámetro comercial de 152 mm.

#### 2. Determinación de la velocidad con el diámetro comercial establecido utilizando la Ecuación 3.2 (Valdez, 1994).

La velocidad obtenida con la Ecuación 3.2 fue de 1.37 m/s, la cual debe de estar entre 0.3 y 5 m/s (Barranco, 2009).

#### 3. Determinación de las pérdidas por fricción y locales de la conducción.

Para determinar las pérdidas por fricción se utilizó la Ecuación 3.3 (Valdez, 1994). La tubería propuesta es de acero con recubrimiento, la cual tiene una n de Manning de 0.011. Las pérdidas por fricción obtenidas con la Ecuación 3.3 resultaron de 0.89 m. En cuanto a las pérdidas secundarias, se consideró que estas serían de una magnitud cercana al 10% de las pérdidas por fricción, debido a que

no existen muchas válvulas, codos o dispositivos en la conducción. Por lo tanto las pérdidas secundarias resultaron de 0.09 m y las totales de 0.98 m.

#### 4. Determinación de la carga hidráulica a vencer por el bombeo.

Para lo cual se empleó la Ecuación 3.4 (Valdez, 1994), considerando que la elevación de impulsión es de 7.50 m y la de aspiración es la elevación -5.00 m, según la Figura 3.10. El resultado de aplicar la Ecuación 3.4 fue una carga de bombeo de 12.5 m.

#### 5. Revisión de la resistencia del conducto propuesto, ante la sobrepresión del golpe de ariete empleando la Ecuación 3.5 (Valdez, 1994).

El módulo de elasticidad del agua es de 20,670 kg/cm<sup>2</sup> y el del acero de la tubería es de 2,100,000 kg/cm<sup>2</sup>. La tubería propuesta tiene un espesor de 0.19 cm y con el cual la carga de trabajo que resiste es de 328 m.c.a. La sobrepresión que resultó de aplicar la Ecuación 3.5 fue de 185.92 m.c.a., sin embargo únicamente el 20% de la sobrepresión es absorbida por la tubería, el resto lo toma la válvula de cierre. Por lo tanto la carga total que se puede presentar en la tubería, sería la carga de bombeo (H<sub>b</sub>) mas 20% de la sobrepresión por golpe de ariete. Siendo así, la carga total resulta de 50.66 m.c.a. la cual la tubería la resiste sin problema alguno.

#### 6. Determinación del consumo energético por bombeo utilizando la Ecuación 3.7 (Adaptada de Valdez, 1994).

$$CE_b = 0.7458 \left( \frac{QH}{76 \eta} \right) (24 \text{ hr/día}) \quad (3.7)$$

Dónde:

CE<sub>b</sub>=Consumo energético por bombeo (kWh)

Q=Gasto de entrada

H<sub>b</sub>=Carga de bombeo (m)

η=Eficiencia de la bomba (%)

El resultado de aplicar la Ecuación 3.7 fue de 112 kWh/día. Por lo tanto, el consumo total de energía por día debido al bombeo sería de 203 kWh/día.

### 3.5. Factibilidad económica

El alcance de la factibilidad económica de este trabajo es únicamente hacer una aproximación de los costos de inversión, operación y mantenimiento a valor presente neto, con el objetivo de la magnitud

económica del proyecto. Para ésto, se dividió el cálculo en costos de inversión y costos de operación anual por consumo energético.

### 3.5.1. Costos de inversión

Para calcular los costos de inversión de la propuesta, primero se elaboró un cálculo aproximado de los volúmenes de excavación en roca, demolición y construcción de elementos de concreto armado, los cuales se resumen a continuación en la Tabla 3.4.

Tabla 3.5 Resumen del volumen de excavación en roca, demolición y construcción de elementos de concreto armado

Demolición de elementos actuales de concreto		Volumen (m <sup>3</sup> )		
Discos biológicos				18.2
Filtros percoladores				12.5
Sedimentador secundario de lodos activados				10.5
Sedimentador secundario discos biológicos				6.5
Sedimentador secundario filtros percoladores				6.5
Filtros de arena				15.4
Total				69.6

Excavación en roca	Largo (m)	Ancho (m)	Profundidad (m)	Volumen (m <sup>3</sup> )
Tanque de igualación	15.95	7.25	7.0	809
Lodos activados	17.80	4.70	0.9	75
Sedimentador secundario	22.82	5.38	2.0	245
Total				1130

Construcción de firmes de concreto armado	Largo (m)	Ancho (m)	Espesor (m)	Volumen (m <sup>3</sup> )
Tanque de igualación	15.95	7.25	0.50	58
Desarenador	6.00	3.00	0.10	2
RBLM	12.10	3.25	0.15	6
Lodos activados	17.80	4.70	0.15	13
Sedimentador secundario	22.62	5.38	0.15	18
Total				96

Construcción de muros de concreto armado	Longitud (m)	Altura (m)	Espesor (m)	Volumen (m <sup>3</sup> )
Tanque de igualación	53.65	12.50	0.30	201
RBLM	38.70	3.40	0.15	20
Lodos activados	45.00	5.00	0.15	34
Sedimentador secundario	56.00	5.00	0.15	42
Total				297

Una vez obtenidos los volúmenes de excavación en roca, demolición y construcción de elementos de concreto armado, se procedió a elaborar el cálculo de los costos de inversión (Tabla 3.5) en donde se incluye el costo de los equipos más representativos de la propuesta.

Tabla 3.6 Costos de inversión en pesos

Concepto	Unidad	Cantidad	Unidades	P. U. + IVA	Importe	Referencia
Demolición de elementos de concreto armado a mano	m <sup>3</sup>	35	\$/m <sup>3</sup>	\$ 180	\$ 6,210	Carmona y Belmont, 2011
Demolición de elementos de concreto armado a maquina	m <sup>3</sup>	35	\$/m <sup>3</sup>	\$ 130	\$ 4,485	Carmona y Belmont, 2011
Excavación en roca a maquina	m <sup>3</sup>	1130	\$/m <sup>3</sup>	\$ 140	\$ 158,242	Carmona y Belmont, 2011
Construcción de firmes de concreto armado	m <sup>3</sup>	96	\$/m <sup>3</sup>	\$ 2,500	\$ 240,802	Carmona y Belmont, 2011
Relleno de concreto ciclópeo para elevar reactores	m <sup>3</sup>	59	\$/m <sup>3</sup>	\$ 2,000	\$ 118,000	Carmona y Belmont, 2011
Construcción de muro de concreto armado a gran altura	m <sup>3</sup>	297	\$/m <sup>3</sup>	\$ 3,000	\$ 890,024	Carmona y Belmont, 2011
Tubería de acero de 152 mm	m	75	\$/m	\$ 1,330	\$ 99,750	Varela, 2008
Tubería de acero de 270 mm	m	40	\$/m	\$ 2,476	\$ 99,750	Varela, 2008
Soportes de película biológica para el RBLM tipo "ABC5"	m3	50	\$/m <sup>3</sup>	\$ 10,940	\$ 544,968	Gadot, 2011
Equipo Microfiltración SIEMENS EFC 10800	unidad	1	\$/unidad	\$ 745,000	\$ 745,000	CATA, 2011
Desarenador Huber - COANDA complete plant Ro 5C"	unidad	1	\$/unidad	\$ 928,000	\$ 928,000	García, 2010
Bomba para aguas residuales de 85 l/s (25 HP)	unidad	1	\$/unidad	\$ 124,000	\$ 124,000	CATA, 2011
Bomba para aguas residuales de 25 l/s (25 HP)	unidad	2	\$/unidad	\$ 89,000	\$ 178,000	CATA, 2011
Soplador para una tasa de oxígeno de 7.5 kg O <sub>2</sub> /hr	unidad	1	\$/unidad	\$ 68,000	\$ 68,000	CATA, 2011
Soplador para una tasa de oxígeno de 23 kg O <sub>2</sub> /hr	unidad	1	\$/unidad	\$ 205,000	\$ 205,000	CATA, 2011
Difusores de burbuja fina	unidad	100	\$/unidad	\$ 299.25	\$ 29,925	Koslan, 2011
Mezclador mecánico para 600 m <sup>3</sup> .	unidad	2	\$/unidad	\$ 285,000	\$ 570,000	CATA, 2011
Tablero de control automático	unidad	1	\$/unidad	\$ 250,000	\$ 250,000	García, 2010
Medidor de flujo	unidad	1	\$/unidad	\$ 88,000	\$ 88,000	García, 2010
Analizador de O <sub>2</sub> disuelto	unidad	2	\$/unidad	\$ 100,000	\$ 200,000	García, 2010
Ingeniería avanzada: Detalle mecánico, detalle arquitectónico, instalación y control (15% del total)	Lote	1	\$/Lote	\$ 832,117	\$ 832,117	García, 2010
<b>Inversión total</b>					<b>\$ 6,379,563</b>	

### 3.5.2. Costos de operación anual por consumo energético

Los costos de operación anuales por consumo energético más representativos de la propuesta se resumen a continuación en la Tabla 3.6. Para el cálculo de éstos se tomó una tarifa promedio de 2.2 \$/kWh, establecida por la Comisión Federal de Electricidad como tarifa para servicio público (CFE, 2011).

Tabla 3.7 Costos de operación anual por consumo energético más representativos de la propuesta, en pesos

Concepto	Unidad	Cantidad	Días	Unidades	Precio Unitario	Importe
Energía Tanque de igualación	kWh/día	35	365	\$/kWh	\$ 2.2	\$ 28,307
Energía RBLM	kWh/día	418	365	\$/kWh	\$ 2.2	\$ 334,083
Energía lodos activados	kWh/día	136	365	\$/kWh	\$ 2.2	\$ 108,334
Energía microfiltración	kWh/día	864	365	\$/kWh	\$ 2.2	\$ 689,787
Energía bombeo	kWh/día	203	366	\$/kWh	\$ 2.2	\$ 162,723
<b>Total</b>						<b>\$ 1,323,234</b>

### 3.5.3. Valor presente neto de la propuesta

Por último se llevó a cabo un análisis de valor presente neto a los 10 años de proyecto de la propuesta, con una tasa de 400 puntos base sobre la Tasa de Interés Interbancaria de Equilibrio (TIIE) interés fijada por el Banco de México para el mes de marzo del año 2011 de 4.5% (BANXICO, 2011). Tomando la TIIE de 4.5% mas los 400 puntos base, la tasa de interés sería de 9.5%. El análisis a valor presente (Tabla 3.7) únicamente toma en cuenta la inversión inicial y el consumo energético anual.

Tabla 3.8 Valor presente neto de la propuesta, en pesos

Periodo	Característica	Costo	VPN
Año 0	Inversión	\$ 6,379,563	\$ 6,379,563
Año 1	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 1,448,941
Año 2	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 1,586,591
Año 3	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 1,737,317
Año 4	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 1,902,362
Año 5	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 2,083,086
Año 6	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 2,280,980
Año 7	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 2,497,673
Año 8	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 2,734,952
Año 9	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 2,994,772
Año 10	Consumo energético	\$ 1,323,234	\$ 3,279,275
<b>VPN-Acumulado</b>			<b>\$ 28,925,512</b>

Esta página se dejó intencionalmente en blanco

## 4. CONCLUSIONES E INVESTIGACIONES FUTURAS

### 4.1. Conclusiones

A lo largo del trabajo se presentó una propuesta para tratar la totalidad del gasto excedente de la Línea 1 en la PTARCU, dentro de un periodo de diseño de 10 años. Se llegó a la conclusión de que en el espacio hoy disponible en la planta, es factible instalar un proceso de tratamiento paralelo al que se encuentra actualmente operando y con un efluente de la misma calidad. Económicamente la propuesta es realizable con una inversión inicial de \$6,379,563 de pesos y un VPN a 10 años de \$28,925,512 de pesos.

Es importante hacer énfasis en que esta propuesta cumple con el objetivo de mantener los fines académicos de la PTARCU, ya que el sistema presentado trabaja en paralelo a otro distinto, en donde los dos tienen el mismo gasto y concentración de contaminantes gracias al tanque de igualación, además de tener el mismo sistema de remoción de arenas. Razón por la cual el análisis y comparación entre sistemas de tratamiento sería muy confiable y representativo. Por otro lado debido al origen aerobio del sistema propuesto, no hay generación de olores nocivos a la comunidad de Copilco el Alto, aumentando la aceptación social de este proyecto.

En cuanto al beneficio ambiental, el proceso de tratamiento propuesto consume 5026 kWh/día menos que el sistema de la Línea 1, lo cual representa 1,277 toneladas métricas de CO<sub>2</sub> en un año. Por lo tanto esta propuesta pretende tratar el mismo gasto de 25 l/s pero con un consumo energético 4.45 veces menor que el sistema paralelo.

Cabe mencionar, que el equipo de microfiltración, representa el 52% del consumo energético diario de la propuesta y el 12% de la inversión inicial. Por lo que si el objetivo fuera únicamente cumplir con la NOM-03-SEMARNAT-1997, en lugar de tratar de igualar la calidad de ultrafiltración de la Línea 1, bastaría con un tratamiento avanzado de filtración convencional, reduciendo considerablemente el consumo energético diario y como consecuencia los costos de operación anuales. Haciendo una aproximación, esta propuesta sin microfiltración tendría un consumo energético 5890 kWh/día menor a la Línea 1, lo cual equivale a 1495 toneladas métricas de CO<sub>2</sub> en un año. En cuanto a la inversión inicial esta sería muy similar con \$5,522,813 de pesos, pero con un VPN muy distinto de \$16,315,814 de pesos, debido a la disminución del consumo energético.

Por último, la propuesta tiene un valor agregado para un futuro incierto, ya que en el momento que se presente el gasto de diseño, la capacidad del reactor RBML se puede aumentar, agregando el 10% de partículas restantes en el RBLM. Esto permite aumentar la vida útil de la planta sin la necesidad de hacer una inversión muy grande.

#### **4.2. Investigaciones futuras**

Las investigaciones futuras que este proyecto podría generar, estarían fuertemente vinculadas con la investigación de tecnologías innovadoras en el tratamiento de agua, en donde es necesario llegar a sistemas con un consumo energético mínimo e incluso nulo como lo son los sistemas de tratamiento anaerobio, pero a la vez ser factibles desde el punto de vista socioeconómico.

## REFERENCIAS

Aparicio, F. 2009. Fundamentos de Hidrología de Superficie. Editorial Limusa. México D.F., México.

BANXICO, 2011. Datos sobre la tasa de interés objetivo marzo 2011. Publicación del Banco de México. México D.F, México.

Barranco, E. 2009. Apuntes de la Materia: Abastecimiento de agua potable y alcantarillado. Carrera de Ingeniería Civil. Facultad de Ingeniería, UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

Bermúdez, R., Rodríguez, S., Martínez, M. y Terry, A. 2003. Ventajas del empleo de reactores RALLFA en el tratamiento de residuales líquidos para la obtención de biogás. Publicación del Centro de Estudios de Biotecnología Industrial, de la Universidad de Oriente. Santiago de Cuba, Cuba.

Buchanan, J. y Seabloom, R. 2004. Aerobic Treatment for Waste Water And Aerobic Units. University Curriculum Development for Decentralized Wastewater Management. University of Tennessee; University of Washington, EEUUA.

Carmona y Belmont, 2011. Presupuestos económicos obtenidos por entrevista. Empresa de construcción civil, remodelaciones, excavaciones y demoliciones. Carmona Belmont Asociados S.A. de C.V. México D.F., México.

CATA, 2011. Presupuestos económicos obtenidos por entrevista. Empresa de control ambiental. Control Ambiental y Tecnologías Aplicadas S.A. de C.V. México D.F., México.

CCA, 2003. Introducción a los Bioreactores de Membranas. Publicación del Centro Canario del Agua. Santa Cruz de Tenerife; España.

CFE, 2011. Tarifas de consumo energético 2011. Publicación de la Comisión Federal de Electricidad. México, D.F., México.

CEA, 2009. La Memoria del Agua, Trabajos, Retos y Logros de la Comisión Estatal de Aguas de Querétaro 2001-2009. Producido por Armida y Asociados S.A. de C.V. Querétaro, México.

CNA, 1994. Lineamientos Técnicos para la elaboración de estudios y proyectos de agua potable y alcantarillado sanitario. Publicación de la Comisión Nacional del Agua. México D.F., México.

CNA, 2009a. Atlas del agua 2009. Publicación de la Comisión Nacional del Agua. Editado por SEMARNAT, México D.F., México. Págs. 52-56.

CNA, 2009b. Situación del Subsector Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento. Comisión Nacional del Agua. Editado por SEMARNAT, México D.F., México. Págs. 41-45.

Dar-Lin, S. 2007. *Water and Wastewater Calculations Manual*, 2<sup>nd</sup> ed. Editorial McGraw Hill. Nueva York, EEUUA.

Davis, M. y Cornwell, D. 1998. *Introduction to Environmental Engineering*. Tercera edición. Editado por McGraw Hill. Boston, EEUUA.

DGPL, 2000. *Agenda Estadística UNAM 2000*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2001. *Agenda Estadística UNAM 2001*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2002. *Agenda Estadística UNAM 2002*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2003. *Agenda Estadística UNAM 2003*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2004. *Agenda Estadística UNAM 2004*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2005. *Agenda Estadística UNAM 2005*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2006. *Agenda Estadística UNAM 2006*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2007. *Agenda Estadística UNAM 2007*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

DGPL, 2008. *Agenda Estadística UNAM 2008*. Publicación de la Dirección General de Planeación UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

Droste, L. 1997. *Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment*. Editado por John Wiley and sons Inc. Nueva York, EEUUA.

EPA, 1999a. Folleto informativo de tecnología de aguas residuales: Zanjas de oxidación, EPA 832-F-00-013. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C., EEUUA.

EPA, 1999b. Folleto informativo de tecnología de aguas residuales Reactores secuenciales por tandas, EPA 832-F-99-073. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C., EEUUA.

EPA, 1999c. Folleto informativo de tecnología de aguas residuales, Desinfección con cloro, EPA 832-F-99-062. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C. , EEUUA.

EPA, 1999e. Folleto informativo de tecnología de aguas residuales, Desinfección con luz ultravioleta, EPA 832-F-99-064. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C., EEUUA.

EPA, 1999d. Folleto informativo de tecnología de aguas residuales, Desinfección con ozono, EPA 832-F-99-063. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C. , EEUUA.

EPA, 2000a. Wastewater Technology Fact Sheet Trickling Filters, EPA 832-F-00 -014. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C., EEUUA.

EPA, 2000b. Folleto informativo de sistemas descentralizados -Tratamiento Aeróbico, EPA 832-F-00 -031. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C., EEUUA.

EPA, 2004. Primer For Municipal Wastewater Systems, EPA 832-R-04 -001. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C., EEUUA.

EPA, 2008. Onsite Wastewater Treatment Systems Technology Fact Sheet 2, EPA 625/R-00/008. Publicación de United States Environmental Protection Agency Office of Water, Washington, D.C., EEUUA.

EPA, 2011. Greenhouse Gas Equivalencies Calculator. United States Environmental Protection Agency. <http://www.epa.gov/cleanenergy/energy-resources/calculator.html#results>. 28/03/2011-9:36 am.

Gadot, G. 2011. Entrevista realizada al Jefe de ventas en Latinoamérica de la empresa AqWise. Empresa originaria de Israel. México D.F., México.

García, H. 2010. Entrevista realizada al superintendente de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria de la UNAM. México D.F., México.

Gardea, H. 1995. Hidráulica canales. Publicación de la Facultad de Ingeniería de la UNAM y Fundación ICA. México D.F., México.

GDF, 2000. Breviario 2000 Coyoacán. Publicación del Gobierno del Distrito Federal. México D.F., México.

GE, 2011. Sistema de Información Geográfica (SIG), creado por la empresa Keyhole Inc. para Google. <http://www.google.com/earth/index.html>.

Guerrero, T., Rives, C., Rodríguez, A., Saldivar, Y. y Cervantes, V. 2009. El agua en la Ciudad de México. Publicación de la Universidad Nacional Autónoma de México. *Ciencias*. Núm. 94, abril-junio, 16-23.

Henry, J. y Heinke, G. 1999. Ingeniería Ambiental. Editado por Prentice Hall Hispanoamérica, México D.F., México.

Hernández, A., 2001. Depuración Y Desinfección De Aguas Residuales. Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. 5ta Edición. Madrid, España.

Huber, 2011. COANDA complete plant Ro 5C Broshure, Huber Technology, EEUUA.

Jáuregui, U., Zarragoitia, A. y Quesada, I. 2007. Biorreactores de Membrana y Ultrasonido: Tecnologías Emergentes para el Tratamiento de Líquidos Residuales Hospitalarios. VII Congreso De La Sociedad Cubana De Bioingeniería. La Habana, Cuba.

Jiménez, B. 1986. Informe de la operación de la planta de aguas residuales de C.U., Comentarios Actividades y Propuestas; Proyecto 5308. Publicación del Instituto de Ingeniería, UNAM. México D.F., México.

Jordão, E. y Além, P. 2004. Investigación y Experiencia con el Pos-Tratamiento para Reactores RALLFA en Brasil. *Agua Latinoamérica*. Nivel III AIDIS, noviembre/diciembre. EEUUA.

Koslan, 2011. Difusor de burbuja fina. Empresa de soluciones de eficiencia e impulsión y distribución de agua. Santiago, Chile.

Larrea, A., Zalakain, G., Larrea, L. y Abad, A., 2004. Ventajas y Aplicaciones de la Tecnología de Lecho Móvil en Aguas Residuales Urbanas e Industriales. *Tecnología del agua*. 24 (35): 30-37.

Lenntech, 2007. Moving Bed Biofilm Reactor. Lenntech, división de la universidad de Delft, Holanda dedicada a desarrollar, diseñar, fabricar e instalar sistemas de purificación de aire y de agua no dañinas con el medioambiente para la industria. Delf, Países Bajos.

Mara, D. 2003. Domestic Wastewater Treatment in Developing Countries. Editorial Earthscan. Londres, Inglaterra.

McCarty, P. 1964. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals, Sanitary Engineering Stanford University, California, EEUUA.

Metcalf y Eddy. 1991. Wastewater engineering: Treatment, disposal, and reuse. Editorial McGraw-Hill, Nueva York, EEUUA.

Metcalf y Eddy. 2004. Water Engineering Treatment and Reuse, 4<sup>th</sup> ed. Editorial McGraw Hill. Nueva York, EEUUA.

Montejano, F., Murguía, E., List, A. 1968. Planta de Tratamiento de Aguas Negras en Ciudad Universitaria, México. Facultad de Ingeniería, UNAM. México D.F., México.

Muga, H. y Mihelcic, J. 2008. Sustainability of wastewater treatment technologies. *Journal of Environmental Management*. 88:437–447.

Musset, A. 1992. El agua en el valle de México Siglos XVI-XVIII. Editado por Pórtico de la Ciudad de México, Centro de Estudios Mexicanos y Centroamericanos. México D.F., México. Pág. 97.

Nodal, E. 2001. Procesos Biológicos Aplicados al Tratamiento de Agua Residual. *Ingeniería Hidráulica y Ambiental*. 22(4): 52-56

Ødegaard, H. 1999. The Moving Bed Biofilm Reactor. Publicación de Faculty of Civil Engineering and Environmental Engineering, Norwegian University of Science and Technology. Trondheim, Noruega.

Ødegaard, H. 2006. Innovations in Wastewater Treatment: The Moving Bed Biofilm Process. *Water Science and Technology*. 53(9): 17–33.

Raynolds, T. 1982. Unit Operations And Processes In Environmental Engineering. Editado por PWS Publishing Company. Boston, EEUUA.

Reynolds, K. 2002. Tratamiento de aguas residuales en Latinoamérica, Identificación del Problema. *Agua Latinoamérica*, De la Llave. Septiembre-Octubre 2002. EUA.

Rodríguez, A., Letón, P., Rosal, R., Dorado, M., Villar, S. y Sanz, J. 2006. Informe de Vigilancia Tecnológica Tratamientos Avanzados de Aguas Residuales Industriales. Madrid, España.

Rolim-Mendonça, S. 1999. La operación y mantenimiento de las lagunas de oxidación: Garantía de la calidad del tratamiento. Congreso Nacional ACODAL Hacia la Calidad: Necesidad para el Próximo Milenio, Barranquilla, Colombia.

Rusten, B., Eikebrokk, B., Ulgenes, Y. y Lygren, E. 2005. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aq. Eng.* 34: 322–331

Sans, R. y Ribas, J. 2004. Impacto Ambiental, Contaminación y Tratamientos. Editorial Alfaomega-Marcombo. Barcelona, España. Págs. 67,98-99,117-143.

Seghezze, L. 2004. Anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions. Publicación de Wageningen University, Wageningen, Países Bajos.

SEMARNAT, 1996. Norma oficial mexicana NOM-01-SEMARNAT-1996. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. México D.F., México.

SEMARNAT, 1997. Norma oficial mexicana NOM-003-SEMARNAT-1997. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. México D.F., México.

SIEMENS, 2007. Membrane Microfiltration Systems (EF and EFC Series), Siemens Water Technologies. Warrendale, PA, EEUUA.

Sotelo, G. 2008. Hidráulica General Volumen 1 Fundamentos. Editorial Limusa. México D.F., México.

UNEP, 2010. Water quality facts and statistics: World Water Day 2010, Clean Water for a Healthy World. Publicación de la United Nations Environment Programme. EEUUA.

UNESCO, 2003. The 1st UN World Water Development Report: Water for People, Water for Life. Publicación The United Nations World Water Development Report. EEUUA.

Valdez E. 1994. Abastecimiento de Agua Potable, Volumen 1, 4<sup>ta</sup> ed. Publicación de la División de Ingeniería Civil y Topográfica y Geodésica, Facultad de Ingeniería, UNAM. México D.F., México.

Varela, L. 2008. Costos de construcción industrial. Publicación de Varela ingeniería de costos. México D.F. México.

Vázquez, A. y Valdez, E. 1994. Impacto Ambiental. Publicación del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. Facultad de Ingeniería, UNAM. México D.F., México.

Vázquez, A. y Valdez, E. 2003. Ingeniería de los sistemas de tratamiento y disposición de aguas residuales. Publicación de Fundación ICA. México D.F., México.

Vázquez, A. 2010. Apuntes de la Materia: Tratamiento de aguas residuales. Carrera de Ingeniería Civil. Facultad de Ingeniería, UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F., México.

Volkman, S. 2003. Sustainable Wastewater Treatment and Reuse in Urban Areas of the Developing World. Michigan Technological University, Michigan, EEUUA.

WEF, 1992. Design of municipal wastewater treatment plants, 3rd ed., Manual of Practice no. 8. Publicación de Water Environment Federation, Alexandria Virginia, EEUUA.

WEF, 2010. Biofilm Reactors, 1st ed., Manual of Practice no. 35. Publicación de Water Environment Federation, Alexandria Virginia, EEUUA.

WHO, 2000. Global Water Supply and Sanitation Assessment 2000 Report. Publicación de World Health Organization, UNICEF. Pág. 19. EEUUA.

WWF, 2003. Water Facts And Figures. World Wildlife Fund International. Avenue du Mont-Blanc 1196 Gland, Suiza.

## GLOSARIO

- $\alpha$ = carga de demanda bioquímica de oxígeno por área superficial
- $\beta$ =Tasa de decantación
- $\theta$ = Tiempo de retención hidráulica
- $\sigma$  =Eficiencia de remoción de DBO
- $A_{bp}$ =Área de película biológica requerida
- $A_e$ =Área específica del soporte
- $AS$ =Área superficial ideal para la sedimentación
- $b$ = Coeficiente para coliformes fecales
- Biopelícula=Película biológica
- $C_R$ =Cloro residual requerido
- $CE$ =Consumo energético
- $DBO$ =Demanda bioquímica de oxígeno
  - $DBO_{generada}$ =Demanda bioquímica de oxígeno generada
  - $DBO_0$ = Demanda bioquímica de oxígeno a la entrada del reactor
  - $sDBO_0$ = Demanda bioquímica de oxígeno soluble a la entrada del reactor
- $DQO$ =Demanda química de oxígeno
  - $DQO_0$ = Demanda química de oxígeno a la entrada del reactor
  - $bDQO$ =Demanda química de oxígeno biodegradable
  - $bpDQO$ =Demanda química de oxígeno biodegradable particular
  - $pDQO$ =Demanda química de oxígeno particular
  - $sDQO_0$ = Demanda química de oxígeno soluble a la entrada del reactor
- $DO_2$ =Demanda de oxígeno
- $F_{TL}$ =Fracción de llenado de soportes en el reactor
- $IVL$ = Índice volumétrico de lodos
- $K_d$ = Coeficiente cinético de decaimiento celular
- $K_s$ =Coeficiente cinético de reacción
- $n$ = Pendiente de la curva de inactivación
- $N$ = Conteo de coliformes fecales requerido
- $N_0$ = Conteo de coliformes fecales antes de desinfección después de una microfiltración
- $nbSSV$ = Sólidos suspendidos volátiles no biodegradables
- $O_2$ =Oxígeno
- $PX,SST$ =Producción de sólidos suspendidos totales
- $PX,SSV$ =Producción de sólidos suspendidos volátiles
- $PTARCU$ =Planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria
- $Q_d$ =Gasto de diseño
- $Q_{dL2}$ =Gasto de diseño de la Línea 2
- $R$ =Tasa de recirculación
- $RALLFA$ =Reactor anaerobio de lecho e lodos de flujo ascendente
- $RBLM$ =Reactor biológico de lecho móvil
- $RBS$ =Reactor secuencial Batch
- $RBM$ =Reactor biológico de membrana
- $RDB$ =Reactor de discos biológicos
- $RT$ = Rendimiento de transferencia
- $SST$ =Sólidos suspendidos totales
- $SSF$ =Sólidos suspendidos fijos
- $SSV$ =Sólidos suspendidos volátiles
- $S_0$ =Sustrato a la entrada del reactor
- $S$ = Sustrato a la salida del reactor
- $t$ =Tiempo de contacto
- $T_a$ =Tiempo de reacción y aireado
- $TAH$ =Tasa de aplicación hidráulica
- $T_c$ = Tiempo total del ciclo de un tanque
- $T_d$ =Tiempo de decantación
- $T_f$ =Tiempo de llenado
- $T_p$ =Tiempo de purga
- $T_s$ =Tiempo de sedimentación
- $TRS$ =Tiempo de retención de sólidos
- $V_f$ =Volumen de llenado
- $V_{rp}$ =Volumen requerido por las partículas de soporte
- $V_s$ =Volumen sedimentado después de la decantación
- $V_t$ =Volumen total del reactor
- $XMLSS$ =Concentración del licor mezclado
- $XsMLSS$ =Concentración del licor mezclado con el volumen sedimentado después de la decantación
- $X_r$ =Concentración de lodos en el sedimentador secundario
- $Y$ = Coeficiente cinético de producción celular