



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**PROGRAMA DE MAESTRIA Y DOCTORADO EN  
INGENIERIA**

FACULTAD DE QUIMICA

**EVALUACIÓN DE OPCIONES DE  
MODERNIZACIÓN DE UNA PLANTA DE  
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
MUNICIPALES**

**T E S I S**

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

**MAESTRO EN INGENIERIA  
INGENIERÍA QUÍMICA - PROCESOS**

P R E S E N T A :

**ISRAEL FELIPE ISLAS BERNAL**

TUTOR:

**DR. ALFONSO DURÁN MORENO**

**2007**





Universidad Nacional  
Autónoma de México



**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.

## **JURADO ASIGNADO**

Presidente: Dr. Modesto Javier Cruz Gómez  
Secretario: Dr. José Fernando Barragán Aroche  
Vocal: Dr. Jorge Luis de Victorica Almeida  
1<sup>er</sup>. Suplente: Dra. Gabriela Moeller Chávez  
2<sup>do</sup>. Suplente: Dr. Alfonso Durán Moreno

### **Lugar donde se realizó la tesis:**

Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química, Conjunto E.  
UNAM, Ciudad Universitaria.

**TUTOR DE TESIS**  
**DR. ALFONSO DURÁN MORENO**

---

## ***AGRADECIMIENTOS***

A mi asesor, el Dr. Alfonso Durán Moreno, por ser la guía para el desarrollo y culminación de este proyecto, pero más aún, por ser de ese tipo de personas por las cuales siempre le agradecerás a la vida, el haberlos puesto en tu camino. Gracias por brindarme tu amistad.

Al Dr. Javier Cruz, al Dr. Fernando Barragán (el Fer), al Dr. Jorge Luis de Victorica, y a la Dra. Gabriela Moeller, por haberme brindado un poco de su tiempo en la revisión y enriquecimiento del presente trabajo.

Al laboratorio del PIQAYQA y sus integrantes (especialmente a la señora Irenita), por haberme brindado ayuda y un espacio durante parte del transcurso del proyecto.

Al Ing. Durán Preciado (aldupre), al Dr. Víctor Luna y a los Ing<sup>´</sup>s Poncelis, porque cada vez que se tiene la suerte de compartir una platica en cuestiones técnicas, o incluso una charla común y corriente, se aprende enormemente de la experiencia que emanan.

A los amigos de antaño que siempre están allí cuando los necesitas: Karina, Martha, Gisela, Janeth. Nunca olvides 52740876. A todos mis amigos de la Torre de Ingeniería: Amanda, Mauro, René, Pavel, Alex, Columba, la niña Rafa, Akemi, Donovan, Raúl, Jorge, Pam, Jon, Frantz, el Judío, los elfos, el N, el Yisus, los m&m<sup>´</sup>s, la Zamudio, Lulú, Lety, Marquitos, el Gómez, Marin e Isela. Gracias por todas las gratas experiencias y anécdotas compartidas durante este lapso de mi vida, gracias por su amistad.

A mis profesores de maestría, gracias por los nuevos conocimientos aportados en el ámbito profesional.

Al CONACYT, por el apoyo económico otorgado durante la realización de mis estudios.

A mis hermanos por su apoyo incondicional.

A mí querida Facultad de Química.

A la UNAM.

Agradezco especialmente a las tres personas que son actualmente parte fundamental en mi vida:

A mi padres, gracias por el apoyo que siempre me han brindado en todos los sentidos posibles. Espero algún día llegar a retribuirles un poco de lo mucho que me han dado.

A mi esposa Ana, nuevamente gracias por tu apoyo y comprensión durante este nuevo logro que me ayudaste a alcanzar, y que por tanto también te pertenece. Algún día compensaré todo el tiempo que dejo de brindarte, pero se que comprendes que lo hago por ustedes.

### ***Dedicatoria***

*A mi hijos: David Alejandro, Lissette y Sofi, Ustedes son mi principal logro y razón de existir. Les prometo que llegaré hasta donde tenga que llegar con tal de ofrecerles lo que se merecen. Espero que el día que sean capaces de leer esta pequeña dedicatoria, nunca olviden estas palabras que les ofrezco desde el fondo de mi ser... "Los Amo"*

*"Dios perdona, el hombre a veces, la naturaleza nunca"*

## ÍNDICE DE CONTENIDO

<b>RESUMEN</b> .....	<b>9</b>
<b>CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>10</b>
1.1 JUSTIFICACIÓN .....	10
1.2 OBJETIVO.....	12
1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	12
1.4 ALCANCES.....	12
<b>CAPÍTULO 2. FUNDAMENTOS</b> .....	<b>14</b>
2.1 USO DE AGUA EN REFINERIAS .....	14
2.2 REUSO DE AGUA TRATADA EN REFINERIAS .....	16
2.2.1 <i>REUSO DE AGUA NEGRA TRATADA EN REFINERÍAS</i> .....	18
2.3 CALIDAD DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES .....	19
2.4 PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES .....	21
2.4.1 <i>INTRODUCCIÓN</i> .....	21
2.4.2 <i>PROCESOS DE TRATAMIENTO FÍSICO Y QUÍMICO</i> .....	24
2.4.3 <i>PROCESOS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO</i> .....	29
2.4.3.1 FUNDAMENTOS DE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS AEROBIOS .....	30
2.4.3.2 EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS .....	34
2.4.3.3 SISTEMAS DE AERACIÓN EMPLEADOS EN PROCESOS BIOLÓGICOS AEROBIOS.....	54
2.5 AVANCES TECNOLÓGICOS EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	64
2.5.1 <i>AERACIÓN POR DIFUSORES DE BURBUJA FINA</i> .....	64
2.5.2 <i>REACTORES DE BIOMASA FIJA (LECHOS MOVILES)</i> .....	68
2.5.3 <i>REACTORES DE BIOMEMBRANA (MBR)</i> .....	76
<b>CAPÍTULO 3. CASO DE ESTUDIO</b> .....	<b>87</b>
3.1 DESCRIPCIÓN DE LA PTAN .....	87
3.1.1 <i>INTRODUCCIÓN</i> .....	87
3.1.2 <i>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO</i> .....	87
3.2 CONVERSIÓN DE LA PLANTA DE LODOS A PLANTA TRATADORA DE AGUAS.....	94
3.2.1 <i>SITUACIÓN ACTUAL</i> .....	94
3.2.2 <i>DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PROPUESTA</i> .....	95
3.3 MODERNIZACIÓN DE REACTORES BIOLÓGICOS.....	98
3.3.1 <i>SITUACIÓN ACTUAL</i> .....	98
3.3.2 <i>JUSTIFICACIÓN DE LA PROPUESTA DE MODERNIZACIÓN</i> .....	98
3.3.3 <i>DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PROPUESTA</i> .....	100
<b>CAPÍTULO 4. PLANTEAMIENTO Y EVALUACIÓN DE OPCIONES</b> .....	<b>102</b>
4.1 CONVERSIÓN DE LA PLANTA DE LODOS A PLANTA TRATADORA DE AGUAS.....	102
4.1.1 <i>JUSTIFICACIÓN DE LA CONVERSIÓN</i> .....	102
4.1.2 <i>ALTERNATIVA 1</i> .....	103
4.1.3 <i>ALTERNATIVA 2</i> .....	109
4.1.4 <i>ALTERNATIVA 3</i> .....	113
4.1.5 <i>ALTERNATIVA 4</i> .....	118
4.1.6 <i>PLANTEAMIENTO FINAL DE LA ALTERNATIVA MÁS VIABLE</i> .....	123
4.2 MODERNIZACIÓN DE REACTORES BIOLÓGICOS.....	132
4.2.1 <i>REACTOR BIOLÓGICO DE BURBUJA FINA</i> .....	132
4.2.2 <i>REACTOR BIOLÓGICO DE LECHO MOVIL (MBBR)</i> .....	144
4.2.3 <i>REACTOR BIOLÓGICO DE BIOMEMBRANA (MBR)</i> .....	149

<b>CAPÍTULO 5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....</b>	<b>154</b>
5.1       RESULTADOS DE LAS OPCIONES DE CONVERSIÓN DE LA PLANTA DE LODOS .....	154
5.2       RESULTADOS DE LAS OPCIONES DE MODERNIZACIÓN DE REACTORES.....	162
<b>CAPÍTULO 6. CONCLUSIONES .....</b>	<b>170</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>172</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>TABLA 2.1.</b>	<b>EFLUENTE TÍPICO DE AGUA RESIDUAL DE UNA REFINERÍA .....</b>	<b>16</b>
<b>TABLA 2.2.</b>	<b>COMPOSICIÓN TÍPICA DE UN AGUA RESIDUAL MUNICIPAL SIN TRATAR.....</b>	<b>20</b>
<b>TABLA 2.3.</b>	<b>OPERACIONES FÍSICAS EMPLEADAS EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....</b>	<b>25</b>
<b>TABLA 2.4.</b>	<b>PROCESOS QUÍMICOS EMPLEADOS EN EL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES.....</b>	<b>25</b>
<b>TABLA 2.5.</b>	<b>PARÁMETROS DE DISEÑO TÍPICOS PARA SEDIMENTADORES PRIMARIOS.....</b>	<b>28</b>
<b>TABLA 2.6.</b>	<b>FUNCIÓN Y RELACIÓN DE PARÁMETROS EMPLEADOS EN EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.....</b>	<b>49</b>
<b>TABLA 2.7.</b>	<b>PARÁMETROS DE DISEÑO TÍPICOS PARA REACTORES DE AERACIÓN DE LODOS ACTIVADOS (CONVENCIONAL).....</b>	<b>53</b>
<b>TABLA 2.8.</b>	<b>PARÁMETROS DE DISEÑO TÍPICOS PARA REACTORES DE AERACIÓN DE LODOS ACTIVADOS (AERACIÓN EXTENDIDA).....</b>	<b>53</b>
<b>TABLA 2.9.</b>	<b>PARÁMETROS DE DISEÑO TÍPICOS PARA SEDIMENTADORES SECUNDARIOS.....</b>	<b>54</b>
<b>TABLA 2.10.</b>	<b>INTERVALOS TÍPICOS DE PARÁMETROS DE SISTEMAS DE AERACIÓN MECÁNICA.....</b>	<b>63</b>
<b>TABLA 2.11.</b>	<b>INTERVALOS TÍPICOS DE PARÁMETROS DE SISTEMAS DE AERACIÓN POR DIFUSORES.....</b>	<b>63</b>
<b>TABLA 2.12.</b>	<b>VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SISTEMAS DE DIFUSIÓN POR BURBUJA FINA.....</b>	<b>68</b>
<b>TABLA 2.13.</b>	<b>PARÁMETROS DE DISEÑO Y OPERACIÓN TÍPICOS DE UN SISTEMA MBBR .....</b>	<b>74</b>
<b>TABLA 2.14.</b>	<b>PARÁMETROS DE DISEÑO Y OPERACIÓN TÍPICOS DE UN SISTEMA MBBR/SC .....</b>	<b>74</b>
<b>TABLA 2.15.</b>	<b>VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE SISTEMAS MBBR.....</b>	<b>75</b>
<b>TABLA 2.16.</b>	<b>OPERACIÓN TÍPICA Y DATOS DE COMPORTAMIENTO PARA UN REACTOR DE BIOMEMBRANA.....</b>	<b>84</b>
<b>TABLA 2.17.</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DEL EFLUENTE DE ALTA CALIDAD.....</b>	<b>84</b>
<b>TABLA 2.18.</b>	<b>PARÁMETROS SUPERADOS CON LAS MBR EN COMPARACIÓN CON LOS SISTEMAS CONVENCIONALES*.....</b>	<b>85</b>
<b>TABLA 2.19.</b>	<b>RESULTADOS DE EFLUENTE ALCANZADOS DE LAS MBR EN LAS AGUAS RESIDUALES TÍPICAS MUNICIPALES O DOMÉSTICAS*.....</b>	<b>85</b>
<b>TABLA 3.1.</b>	<b>DATOS HISTÓRICOS DE CALIDAD DE AGUA NEGRA COLECTADA EN LA PTAN .....</b>	<b>89</b>
<b>TABLA 3.2.</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DEL SEDIMENTADOR PRIMARIO DE LA PTAN .....</b>	<b>89</b>
<b>TABLA 3.3.</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DE LOS REACTORES BIOLÓGICOS DE LA PTAN.....</b>	<b>90</b>
<b>TABLA 3.4.</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO DE LA PTAN .....</b>	<b>91</b>
<b>TABLA 3.5.</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DEL ESPESADOR PRIMARIO DE LA PLANTA DE LODOS .....</b>	<b>92</b>
<b>TABLA 3.6.</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DE LOS DIGESTORES DE LA PLANTA DE LODOS .....</b>	<b>92</b>

TABLA 3.7.	LISTA DE INSTALACIONES Y DIMENSIONES DE LOS SISTEMAS.....	95
TABLA 3.8.	LISTA DE INSTALACIONES Y DIMENSIONES DE LOS SISTEMAS.....	100
TABLA 4.1.	CÁLCULOS DEL SEDIMENTADOR PRIMARIO.....	104
TABLA 4.2.	CÁLCULOS DEL REACTOR DE AERACIÓN. ....	104
TABLA 4.3.	CÁLCULOS DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO.....	106
TABLA 4.4.	CÁLCULOS DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO (2).....	107
TABLA 4.5.	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA DE CONVERSIÓN 1 .....	107
TABLA 4.6.	CÁLCULOS DEL SEDIMENTADOR PRIMARIO DE LA PTAN .....	110
TABLA 4.7.	CÁLCULOS DEL REACTOR DE AERACIÓN .....	110
TABLA 4.8.	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA DE CONVERSIÓN 2.....	112
TABLA 4.9.	CÁLCULOS DEL REACTOR DE AERACIÓN. ....	115
TABLA 4.10.	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA DE CONVERSIÓN 3.....	116
TABLA 4.11.	CÁLCULOS DEL REACTOR DE AERACIÓN EXTENDIDA. ....	119
TABLA 4.12.	COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS DE LODOS ACTIVADOS CONVENCIONALES Y DE AERACIÓN EXTENDIDA.....	121
TABLA 4.13.	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA DE CONVERSIÓN 4 .....	121
TABLA 4.14.	CÁLCULOS FINALES DEL REACTOR DE AERACIÓN. ....	124
TABLA 4.15.	CÁLCULOS FINALES DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO.....	126
TABLA 4.16.	ARREGLO REQUERIDO DE TUBERÍAS.....	128
TABLA 4.17.	CATALOGO DE CONCEPTOS REQUERIDOS.....	129
TABLA 4.18.	CÁLCULOS DEL SISTEMA ACTUAL DE AERADORES MECANICOS DE LA PTAN.....	133
TABLA 4.19.	CÁLCULOS PARA UN SISTEMA DE AERADORES DE BURBUJA FINA.....	134
TABLA 4.20.	CÁLCULOS DE OPERACIÓN DE LOS REACTORES DE AERACIÓN DE LA PTAN...	136
TABLA 4.21.	CÁLCULOS COMPARATIVOS DE POTENCIA REQUERIDA CON AERADORES MECÁNICOS Y AERADORES DE BURBUJA FINA .....	138
TABLA 4.22.	CARACTERÍSTICAS DEL INFLUENTE.....	144
TABLA 4.23.	CALIDAD DEL EFLUENTE QUE DEBERÁ OBTENERSE .....	145
TABLA 4.24.	DIMENSIÓN Y DISEÑO DEL REACTOR .....	146
TABLA 4.25.	DATOS DE OPERACIÓN Y PARÁMETROS DE AERACIÓN. ....	146
TABLA 4.26.	SUMINISTRADOS POR TEC2.....	146
TABLA 4.27.	MEMORIA DE CÁLCULO .....	148
TABLA 4.28.	CALIDAD DE AGUA TRATADA ALCANZADA CON EL SISTEMA MBR DE TEC3.....	150
TABLA 4.29.	PARÁMETROS DE DISEÑO .....	151
TABLA 4.30.	DISEÑO PRELIMINAR DEL PROCESO .....	151
TABLA 4.31.	CASSETTES DE MEMBRANA DE ULTRAFILTRACIÓN.....	152
TABLA 4.32.	COSTOS ESTIMADOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL SISTEMA.....	152

---

<b>TABLA 5.1.</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS.....</b>	<b>154</b>
<b>TABLA 5.2.</b>	<b>RESULTADOS COMPARATIVOS PARA SEDIMENTACIÓN PRIMARIA.....</b>	<b>155</b>
<b>TABLA 5.3.</b>	<b>RESULTADOS COMPARATIVOS PARA REACTORES BIOLÓGICOS. ....</b>	<b>155</b>
<b>TABLA 5.4.</b>	<b>RESULTADOS COMPARATIVOS PARA SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA.....</b>	<b>156</b>
<b>TABLA 5.5.</b>	<b>RESULTADOS COMPARATIVOS DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS.....</b>	<b>157</b>
<b>TABLA 5.6.</b>	<b>EVALUACIÓN DE OPCIONES DE MODERNIZACIÓN DE LOS REACTORES BIOLÓGICOS.....</b>	<b>163</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 2.1. USOS DEL AGUA EN UNA REFINERÍA.....	15
FIGURA 2.2. GRADOS DE TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL.....	22
FIGURA 2.3. DIFUSORES DE BURBUJA FINA DE MEMBRANA.....	65
FIGURA 2.4. DIFUSORES DE BURBUJA FINA DE PLACA.....	65
FIGURA 2.5. DIFUSORES DE BURBUJA FINA TUBULARES.....	65
FIGURA 2.6. ARREGLO TIPO MALLA DE SISTEMAS DE DIFUSORES DE BURBUJA FINA.....	66
FIGURA 2.7. PROCESO DE LODOS ACTIVADOS CON BIOPELÍCULA INTEGRADA.....	70
FIGURA 2.8. SISTEMA DE MALLAS PARA RETENCIÓN DE SOPORTES EN PROCESOS MBBR.....	71
FIGURA 2.9. MATERIAL DE SOPORTE (EMPAQUES) EMPLEADO EN SISTEMAS MBBR.....	72
FIGURA 2.10. REMOCIÓN INTENSIVA DE DBO EN UN REACTOR MBBR.....	73
FIGURA 2.11. REMOCIÓN DE DBO Y NITRÓGENO EN UN REACTOR MBBR.....	73
FIGURA 2.12. PROCESO DE TRATAMIENTO TERCIARIO CONVENCIONAL MULTI-PASOS.....	76
FIGURA 2.13. PROCESO DE TRATAMIENTO SIMPLIFICADO DE MBR.....	77
FIGURA 2.14. DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE LOS REACTORES DE BIOMEMBRANA.....	79
FIGURA 2.15. ESQUEMA BÁSICO DE UN SISTEMA MBR.....	80
FIGURA 2.16. ESQUEMA DEL SISTEMA DE MBR.....	81
FIGURA 2.17. ESQUEMAS LONGITUDINALES DE UNA MEMBRANA REFORZADA UTILIZADA EN MBR.....	83
FIGURA 3.1. PLOT PLAN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS NEGRAS.....	93
FIGURA 3.2. DIAGRAMA DE LA PLANTA TRATADORA DE LODOS EN SU CONFIGURACIÓN ACTUAL.....	97
FIGURA 4.1. ESQUEMA DE LA PROPUESTA 1.....	103
FIGURA 4.2. ESQUEMA DE LA PROPUESTA 2.....	109
FIGURA 4.3. ESQUEMA DE LA PROPUESTA 3.....	114
FIGURA 4.4. ESQUEMA DE LA PROPUESTA 4.....	118

## ANEXOS

ANEXO: DIAGRAMA DE LA CONFIGURACIÓN ACTUAL DE LA PLANTA DE LODOS Y DIAGRAMA DE LA PROPUESTA DE CONVERSIÓN FINAL DE LA PLANTA DE LODOS.....	176
--	-----

## NOMENCLATURA

AE	Eficiencia de aeración, [kgO <sub>2</sub> /KWH] (Aeration Efficiency)	OTR	Rapidez de transferencia de oxígeno, [kg/h] (Oxygen Transfer Rate)
C*	Concentración de saturación de oxígeno disuelto, [mg/L]	Plot Plan	Plano de localización de equipos
CV	Carga Orgánica Volumétrica, [kg/(m <sup>3</sup> d)]	P <sub>x</sub>	Producción de Lodos, [kg/d]
f	Factor de corrección de DBO <sub>5</sub> a DBO <sub>u</sub>	Q	Flujo, [L/s, m <sup>3</sup> /d]
F	Factor de corrección por taponamiento, [adim.]	Q <sub>r</sub> /Q	Relación de recirculación, [adim.]
F/M	Relación Alimento-Microorganismos, [kg/(kgSSV d)] (Food to Microorganism)	S	Concentración de sustrato, [mg/L]
IVL	Índice Volumétrico de Lodo, [mL/g]	SAE	Eficiencia de aeración estándar, [kgO <sub>2</sub> /KWH] (Standard Aeration Efficiency)
K <sub>d</sub>	Coefficiente de decaimiento endógeno, [d <sup>-1</sup> ]	TRC, θ <sub>c</sub>	Tiempo de Retención Celular, [d]
SDI	Índice de ensuciamiento, [adim.] (Silt Density Index)	TRH, θ, θ <sub>H</sub>	Tiempo de Retención Hidráulico, [h]
SF	Flujo másico de sólidos, [kg/d] (Solids Flow)	V	Volumen, [m <sup>3</sup> ]
SLR	Carga de Sólidos, [kg/m <sup>2</sup> d] (Solids Loading Rate)	X	Concentración de biomasa, [mg/L]
SOR	Carga superficial, [m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> d] (Surface Overflow Rate)	Y	Coefficiente de producción celular, [kgSSV/kgDBO]
SOTE	Eficiencia estándar de transferencia de oxígeno, [%] (Standard Oxygen Transfer Efficiency)	ZENO GEM®	Reactor de biomembrana con tecnología del grupo Zenon Environmental Inc.
SOTR	Rapidez estándar de transferencia de oxígeno, [kg/h] (Standard Oxygen Transfer Rate )	α	Factor de corrección para agua residual, [adim.]
N-NH <sub>3</sub>	Nitrógeno amoniacal, [mg/L]	β	Factor de corrección por salinidad, [adim.]
NTU	Unidades Nefelométricas de turbidez, [NTU] (Nefelometric Turbidity Unit)	θ	Factor de corrección por temperatura, [adim.]
OTE	Eficiencia de transferencia de oxígeno, [%] (Oxygen. Transfer Efficiency)		

## ABREVIATURAS

ASP	Agua de Sedimentación primaria	PEMEX	Petróleos Mexicanos
ATR	Agua tratada	PL	Purga de Lodos
COT	Carbono Orgánico Total	PLC	Controlador lógico programable (Programmable Logic Controller)
COV's	Compuestos Orgánicos Volátiles	PTAN	Planta de Tratamiento de Aguas Negras
CPI	Separador de placas corrugadas (Coalescent Plate Interceptor)	PTAR	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales
DBO	Demanda Biológica de Oxígeno, [mg/L]	SAAM	Sustancias Activas al Azul de Metileno, [mg/L]
DQO	Demanda Química de Oxígeno, [mg/L]	SBR	Reactor discontinuo secuencial (Sequencing Batch Reactor)
EPA	Agencia norteamericana de protección ambiental (Environmental Protection Agency)	SDT	Sólidos Disueltos Totales, [mg/L]
FT	Fósforo Total, [mg/L]	SS	Sólidos Sedimentables, [mL/L]
IFAS-BNR	Lodos activados con biopelícula integrada (Integrated Fixed Film Activated Sludge for BOD and Nutrient Removal)	SSLM	Sólidos Suspendidos en el Licor Mezclado, [mg/L]
LB	Lodos Biológicos	SSVLM	Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado, [mg/L]
LM	Licor Mezclado	SST	Sólidos Suspendidos Totales, [mg/L]
LSN	Lodos Sobrenadantes	SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles, [mg/L]
MBBR	Reactor de lechos móviles (Moving-Bed Biofilm Reactor)	ST	Sólidos Totales, [mg/L]
MBR	Reactor de biomembrana (Membrane Biological Reactor)	UDA's	Unidades Desmineralizadoras de Agua
MOP	Manual de prácticas sobre tratamiento de aguas (Manual Of Practice)	WEF	Federación ambiental del agua (Water Environment Federation)
NT	Nitrógeno Total, [mg/L]	WPCF	Federación para el control de la contaminación del agua (Water Pollution Control Federation)
NTK	Nitrógeno Total Kjeldahl, [mg/L]		

## RESUMEN

En el presente trabajo, se planteó como objetivo proponer y desarrollar opciones de modernización de una PTAN con una antigüedad mayor a 20 años. Este trabajo se justificó por la necesidad de incrementar la capacidad de tratamiento y para mejorar la calidad del efluente final de la PTAN, además de efectuar un ahorro energético. Todo lo anterior con la finalidad de ofrecer al usuario del agua tratada una mayor cantidad de producto con una mejor calidad y un menor costo de producción.

Para el análisis del caso de estudio, se presentaron los fundamentos teóricos del funcionamiento de los diferentes procesos que constituyen el tren de tratamiento, así como conceptos de tecnologías modernas susceptibles de aplicarse para el mejoramiento de dicho tren de tratamiento.

Se analizaron dos casos particulares: La modernización de una planta convencional de lodos activados de aeración mecánica y, la conversión de una planta tratadora de lodos en una planta de tratamiento de aguas negras. Este último caso se planteó debido a que la planta tratadora de lodos, desde su construcción no se ha puesto en funcionamiento, debido a que los lodos son enviados a un sistema municipal para su tratamiento.

Aplicando conceptos básicos de Ingeniería de Procesos y de Tratamiento de Aguas, se plantearon y evaluaron diversas opciones tanto para la modernización de la planta en cuestión, como para la conversión de la planta tratadora de lodos, analizando cada uno de los escenarios planteados, y concluyendo con la selección de la mejor opción que permite alcanzar los objetivos perseguidos.

## CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1 JUSTIFICACIÓN

En la actualidad, el agua es un recurso natural que se ha vuelto indispensable y costoso, ya que su disponibilidad es cada vez menor. Debido a esto, desde hace ya varias décadas, comenzaron los esfuerzos por encontrar solución a este problema. Una de estas soluciones, sobre todo a nivel industrial, es la recuperación de las aguas residuales provenientes de una inmensa diversidad de procesos que se llevan a cabo en la industria a nivel mundial. A pesar de que en sus inicios, el tratamiento de aguas residuales era visto por las industrias simplemente como un requisito para cumplir con normatividades y disposiciones gubernamentales, este concepto ha cambiado y hoy en día el tratamiento de agua residual es uno de los avances tecnológicos más importantes para el abastecimiento de agua de uso industrial.

En México, grandes sectores de la industria, incluyendo la industria de la refinación del petróleo, han implantado en sus centros de producción, sistemas y procesos de tratamiento de sus aguas residuales, que les ha permitido abastecerse de agua para algunos de sus procesos, evitando de esta forma utilizar agua de primer uso.

Generalmente, el tratamiento del agua residual que genera la propia industria, no es suficiente para cubrir al 100% sus requerimientos, ya que este reuso del agua a nivel industrial, no puede ser ilimitado debido a la cantidad de agua que necesariamente debe ser purgada del sistema para evitar acumulación de sustancias en el proceso. Esto ha originado que industrias, incluso paraestatales como Petróleos Mexicanos (PEMEX), hayan llegado a acuerdos para tratar parte de las aguas residuales locales (municipales) y obtener de aquí otra fuente de agua para sus procesos.

El problema de abastecimiento de agua en las industrias, en conjunto con el crecimiento de las mismas y su consecuente aumento en requerimientos de materia prima y servicios, incluida el agua, ha llevado a aquellas industrias que cuentan con una planta

de tratamiento de aguas residuales, a modernizar aquellas plantas de tratamiento que tienen varios años de servicio mediante la introducción de nuevas tecnologías, procesos o equipos. Lo anterior, con la finalidad de asegurar el abastecimiento de agua de esta fuente y de ser posible incrementar su capacidad de tratamiento de agua. En otros casos, sólo se requiere realizar rehabilitaciones o mantenimiento integral a equipos o a una parte del proceso, para asegurar el funcionamiento continuo y eficiente de la planta de tratamiento, e incrementar la vida útil de dicha planta.

La finalidad del presente trabajo, fue la de realizar un estudio para definir opciones viables que permitan modernizar una planta de tratamiento de agua residual municipal (aguas negras), mediante un caso práctico que permitirá a la industria paraestatal encargada de la refinación del petróleo en México (PEMEX), asegurar e incrementar el abastecimiento de agua para los servicios y procesos de una de sus Refinerías, a través del tratamiento y reuso de una fracción de las aguas municipales que el gobierno local le otorga. La planta de tratamiento de aguas negras, (PTAN), seleccionada como caso de estudio, tiene una antigüedad mayor a 20 años y cuenta con una planta de tratamiento de lodos que nunca ha sido puesta en servicio, y que puede ser transformada en un sistema de tratamiento de agua, adicional a los trenes de tratamiento existentes en la misma.

## 1.2 OBJETIVO

Evaluar opciones de rehabilitación y modernización de una planta de tratamiento de aguas negras, (PTAN), que aseguren el funcionamiento eficiente y permitan incrementar su capacidad de tratamiento.

## 1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Desarrollar y evaluar opciones viables de modernización de los reactores biológicos de la PTAN en estudio, para asegurar un funcionamiento eficiente y continuo de éstos, y de ser posible, incrementar la capacidad de tratamiento de la planta con la introducción de tecnologías modernas y probadas.
- Desarrollar y evaluar la alternativa de conversión de la planta tratadora de lodos con que cuenta la PTAN, y que se encuentra actualmente fuera de servicio, convirtiéndola en un tren más de tratamiento de agua residual dentro de la PTAN, permitiendo incrementar la capacidad global de tratamiento de aguas de toda la planta.

## 1.4 ALCANCES

El alcance referente a la modernización de los reactores biológicos, es desarrollar y evaluar opciones de introducción o cambio de tecnología en dichos reactores a un nivel de Ingeniería Conceptual, con el fin de plantear a la industria paraestatal, opciones viables y concretas para la modernización e incremento de capacidad de la planta de tratamiento de aguas negras, que abastece de agua a una de sus Refinerías.

En cuanto al planteamiento sobre la conversión de la planta tratadora de lodos en un nuevo tren de tratamiento de aguas dentro de la PTAN, el alcance es de igual forma el desarrollo de la Ingeniería Conceptual de dicho planteamiento, que permita conocer la

factibilidad de la conversión, la alternativa de conversión más adecuada, y la capacidad de tratamiento de agua residual que se puede obtener con la conversión.

El alcance en conjunto de los objetivos planteados, es elaborar con base en fundamentos teórico-prácticos, las bases que permitan a la industria paraestatal, visualizar y examinar algunas de las opciones factibles de modernización de su planta de tratamiento.

## CAPÍTULO 2. FUNDAMENTOS DE TRATAMIENTO Y REUSO DE AGUA

### 2.1 USO DEL AGUA EN LAS REFINERIAS

En la industria petroquímica, se llevan a cabo una gran variedad de procesos físicos, fisicoquímicos y químicos, para la transformación del petróleo en diferentes tipos de productos y/o subproductos, los cuales son generalmente la materia prima para generar productos de uso final.

El consumo de agua dentro de una Refinería, suele ser generalmente del orden de miles de metros cúbicos al día. Sin embargo, la calidad requerida de esta agua dependerá del tipo de proceso o servicio al cual esta destinada, pudiendo ser por tanto, de calidades muy distintas y en consecuencia puede requerir o no de un tipo específico de pretratamiento antes del uso requerido.

El consumo general de agua en una Refinería abarca principalmente los siguientes aspectos:

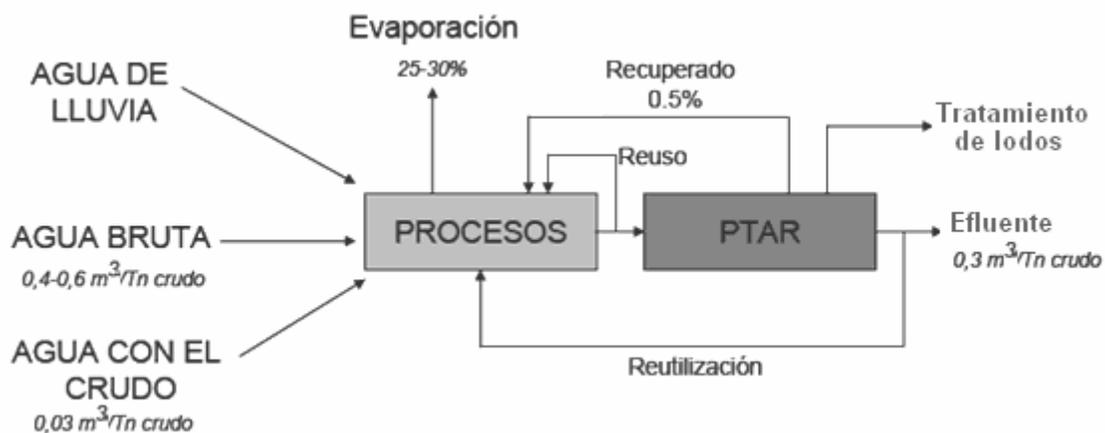
- Agua potable para consumo humano.
- Agua para enfriamiento.
- Agua para proceso.
- Agua para contraincendio.
- Agua para desalado de crudo.
- Agua para generación de vapor.
- Agua para servicios generales.
- Agua para riego de áreas verdes.

El consumo principal de agua dentro de una Refinería es para enfriamiento con aproximadamente el 60% del consumo total, seguido de consumo de agua enviada a

desmineralización para generación de vapor con el 17%, agua para servicios con el 8%, y agua potable, agua para riego y otros, el 15% restante (Baron et al, 2000).

El agua que se utiliza en los procesos, puede llegar a contener contaminantes o impurezas diversas, los cuales pueden afectar a los procesos y sus equipos, principalmente procesos como: evaporación, calentamiento y enfriamiento. Esto puede llegar a ocasionar incrustaciones o corrosión en los equipos de proceso, originando disminución en la eficiencia de estos equipos o incluso fallas, pudiendo ocasionar el paro de un equipo o incluso de la planta para efectuar trabajos de mantenimiento correctivo.

El agua que requiere la Refinería se puede obtener de fuentes naturales, servicios municipales, del tratamiento de sus aguas residuales, del agua de lluvia. En la siguiente figura se muestra un esquema general del consumo de agua en una Refinería (adaptado de: Agüera, 2005).



**Figura 2.1. Usos del agua en una Refinería.**

Las características típicas del efluente de agua residual que se envía a tratamiento en una Refinería, se muestran en la siguiente tabla (Agüera, 2005).

**Tabla 2.1. Efluente típico de agua residual de una Refinería**

<b>CONTAMINANTE</b>	<b>INTERVALO TÍPICO DE CONCENTRACIÓN</b>
Grasas y aceites	0.5 – 3 %
Sulfuros	500 – 200 ppm
COT	120 – 800 ppm
Fenoles	50 – 120 ppm
Nitrógeno amoniacal	100 – 150 ppm
pH	2 - 8
Temperatura	35 – 50 °C
Sólidos suspendidos	200 – 800 ppm
Sólidos disueltos totales	1500 – 3000 ppm

Además del impacto desfavorable tanto ambiental como social, que conlleva el gran consumo de agua dentro de una Refinería, existe también el impacto adverso como consecuencia de la alta generación de agua residual por parte de este tipo de industrias. Por ejemplo, las descargas de las purgas provenientes de las torres de enfriamiento generan un considerable impacto ambiental debido a los efectos de emisión de calor; descarga de químicos acondicionantes y contaminación con sustancias o productos químicos de los procesos. Debido a esto, se han realizado estudios para encontrar alternativas de sistemas de enfriamiento que permitan no sólo disminuir la cantidad de agua empleada y la generación de agua residual proveniente de estos sistemas, sino además, minimizar el impacto ambiental que este tipo de industrias genera sobre su entorno (Bloemkolk et al., 1996).

## **2.2 REUSO DE AGUA TRATADA EN REFINERIAS**

Actualmente, la disponibilidad del agua de primer uso es cada vez menor, por lo cual su costo va en aumento, así como las regulaciones en cuanto a la explotación del agua a nivel mundial. Es por esto, que resulta prácticamente imposible para la industria, especialmente las grandes industrias, solventar sus requerimientos de agua empleando únicamente agua de primer uso, la cual es también demandada por la población del lugar donde se asienta dicha industria.

El agua que es utilizada en una Refinería, requiere de una calidad característica de acuerdo al servicio o proceso para el cual vaya a ser empleada, incluso, procesos como generación de vapor requieren una calidad de agua aún mejor que la que puede ser obtenida de fuentes directas como ríos, lagos o pozos, por lo que requerirán de algún tipo especial de tratamiento (ósmosis inversa, intercambio iónico, etc.).

Sin embargo, existen servicios y procesos dentro de la Refinería, que no requieren de un agua de muy alta calidad, o en su defecto, en los casos en que el agua requerirá un tratamiento previo antes de ser empleada en algún servicio o proceso, no es necesario el empleo de agua cruda obtenida de las fuentes naturales ya mencionadas. Es debido a esto, que existe la posibilidad de reuso de agua dentro de muchas industrias, especialmente en la industria de la Refinación, ya que en ella intervienen una gran variedad de procesos así como también los servicios requeridos.

La industria de la refinación ha buscado fuentes alternas de abastecimiento de agua, entre las que se encuentra el uso de sus propios efluentes procesados en una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR), en donde se deben tener operaciones de tratamiento específicas para el tipo de agua residual que es generada en una Refinería (agua con alto contenido de grasas, aceites, fenoles, sulfuros y otros contaminantes específicos), como son los procesos de separación de grasas y aceites en separadores API, CPI, etc., procesos de flotación por aire disuelto o inducido, entre otros.

No obstante, muchas industrias tratan sus aguas residuales para posteriormente descargarlas a ríos, al mar o a diversos cuerpos de agua. Esta vieja costumbre que está siendo erradicada, es consecuencia de que dichas industrias se conformaban en cumplir normatividades y legislación en materia ambiental, sin considerar a fondo el posible empleo de esta agua tratada dentro de sus mismos procesos. Actualmente, la industria petroquímica y de refinación, está recuperando esta agua tratada, resultante generalmente de un tratamiento secundario, para ser empleada en torres de enfriamiento y alimentación a plantas de desmineralización y posteriormente a calderas

(Gioli et al., 1987), con pretratamientos como ultrafiltración u ósmosis inversa previos al proceso de desmineralización (Shu-Hai et al., 1999; Teodosiu et al., 1999).

Así mismo, se pueden realizar análisis de generación y consumo de las corrientes de agua en una Refinería, tomando en cuenta las características fisicoquímicas y calidad del agua que sale de un servicio y que puede ser empleado en otro. Esto puede reducir los flujos de agua residual con el reuso de esta agua en algún servicio o proceso, o su regeneración y reuso para empleo en otros (Zbontar, 2000).

### **2.2.1 REUSO DE AGUA NEGRA TRATADA EN REFINERÍAS**

El tratamiento y reuso de los efluentes en una Refinería, suele no ser suficiente para cubrir los requerimientos de agua de la misma, ya que siempre es necesario adicionar ciertas cantidades de agua para cubrir las pérdidas ocasionadas por la evaporación de agua en torres de enfriamiento, y por las purgas que son forzosamente requeridas para evitar acumulación de contaminantes en los sistemas. Además, existen tipos de agua que deben ser desechados totalmente, debido a que el tratamiento requerido para poder reutilizarla en alguno de los procesos o servicios de la Refinería, se torna considerablemente difícil.

Ante la dificultad de abastecerse con agua natural de ríos, lagos, pozos o la que es suministrada por el municipio, algunas industrias entre las que se encuentran la de refinación del petróleo, han optado por obtener agua para sus necesidades a partir del tratamiento de agua residual municipal, también conocida como agua negra.

Existen casos donde el agua residual que es generada en un área industrial incluyendo el agua sanitaria, es tratada y empleada para reuso en las industrias que conforman dicha área, incluyendo la industria petroquímica (Saleh Al-Muzaini, 1998). La mayoría de las veces, el agua obtenida del tratamiento convencional de aguas residuales

municipales, no puede emplearse directamente en algún proceso de la Refinería debido a la presencia de sólidos suspendidos y a una alta conductividad ocasionada generalmente por iones cloruro (Duyvesteijn, 1998), por lo que en estos casos, el agua tratada pasa por tratamientos adicionales antes de ser enviada a procesos como el de desmineralización de agua para generación de vapor.

### **2.3 CALIDAD DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES**

El agua residual municipal, está constituida por aguas residuales de tipo doméstico, agua de comercios, hospitales, empresas, instalaciones institucionales y de recreación, fuentes industriales, y de aguas residuales provenientes de todas las actividades de una comunidad o ciudad que consuman agua, además de agua pluvial. Las aguas residuales de tipo domestico presentan un olor a tierra recién revuelta y son de un color grisáceo si son frescas y contienen oxígeno disuelto. Sin embargo, si están estancadas y son sépticas, tienen un color negro debido principalmente a la precipitación de sulfuro de hierro y presentan un fuerte olor desagradable al olfato.

Un metro cúbico de agua residual municipal pesa aproximadamente una tonelada y contiene aproximadamente medio kilogramo de sólidos. La mitad de estos sólidos está disuelta y la mitad restante es insoluble. De los sólidos insolubles, una parte sedimenta en condiciones de reposo y se separa de la fracción líquida en 30 minutos (denominados sólidos sedimentables), el resto permanece en suspensión durante un largo tiempo (denominados sólidos suspendidos).

En la siguiente tabla, se muestran las características fisicoquímicas del agua residual de tipo municipal (Metcalf & Eddy, 2003):

**Tabla 2.2. Composición típica de un agua residual municipal sin tratar**

CONTAMINANTE	UNIDAD	DILUIDO	INTERMEDIO	CONCENTRADO
Sólidos totales (ST)	mg/L	390	720	1230
Sólidos disueltos totales (SDT)	mg/L	270	500	860
Fijos	mg/L	160	300	520
Volátiles	mg/L	110	200	340
Sólidos suspendidos totales (SST)	mg/L	120	210	400
Fijos	mg/L	25	50	85
Volátiles	mg/L	95	160	315
Sólidos sedimentables (SS)	mL/L	5	10	20
Demanda biológica de oxígeno 5-d (DBO <sub>5</sub> )	mg/L	110	190	350
Carbono orgánico total (COT)	mg/L	80	140	260
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg/L	250	430	800
Nitrógeno total (NT) como N	mg/L	20	40	70
Orgánico	mg/L	8	15	25
Amoniacal	mg/L	12	25	45
Nitritos	mg/L	0	0	0
Nitratos	mg/L	0	0	0
Fósforo total (FT) como P	mg/L	4	7	12
Orgánico	mg/L	1	2	4
Inorgánico	mg/L	3	5	8
Cloruros	mg/L	30	50	90
Sulfatos	mg/L	20	30	50
Grasas y aceites	mg/L	50	90	100
Compuestos orgánicos volátiles (COV's)	µg/L	<100	100-400	>400
Coliformes totales	No/100ml	10 <sup>6</sup> -10 <sup>8</sup>	10 <sup>7</sup> -10 <sup>9</sup>	10 <sup>7</sup> -10 <sup>10</sup>
Coliformes fecales	No/100ml	10 <sup>3</sup> -10 <sup>5</sup>	10 <sup>4</sup> -10 <sup>6</sup>	10 <sup>5</sup> -10 <sup>8</sup>

La concentración diluida esta basada en un flujo aproximado de agua residual de 750 L/habitante-d.

La concentración media esta basada en un flujo aproximado de agua residual de 460 L/habitante-d.

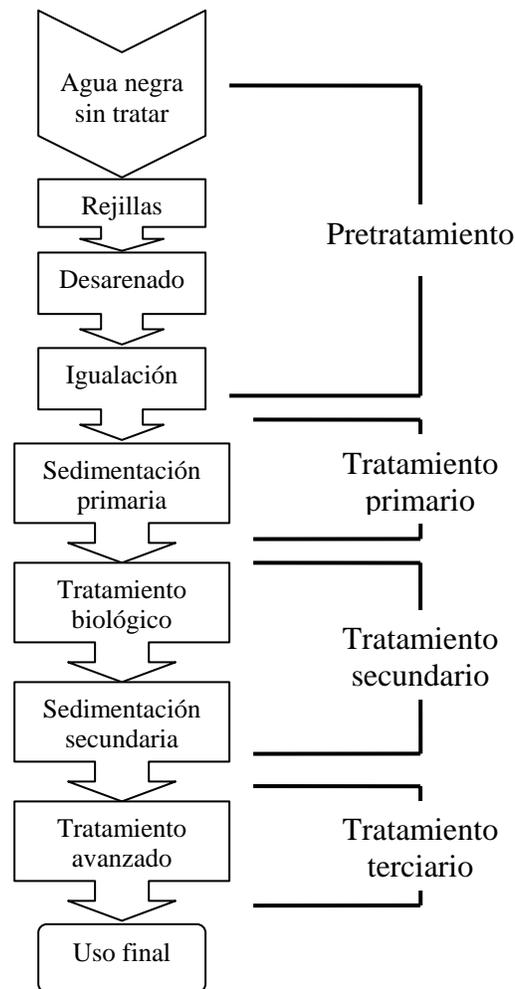
La concentración alta esta basada en un flujo aproximado de agua residual de 240 L/habitante-d.

## **2.4 PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES**

### **2.4.1 INTRODUCCIÓN**

El tratamiento convencional de aguas residuales, especialmente las de tipo municipal se centra primordialmente en tres categorías: 1) primario, 2) secundario, y 3) terciario o avanzado. Este tratamiento de aguas residuales incluye el llamado pretratamiento, en donde se retiran los sólidos y gruesos de gran tamaño, así como las arenas y grasas que el agua residual puede contener.

Cada etapa de tratamiento suele estar constituida de los pasos u operaciones que se muestran en la Figura 2.2 (adaptado de Davis, 1998). Generalmente, se presupone que al hablar de un nivel de tratamiento determinado, éste incluye los procesos de tratamiento previos, por ejemplo, cuando se habla de un tratamiento secundario, se presupone que este tratamiento incluye los procesos de pretratamiento y tratamiento primario.



**Figura 2.2. Grados de tratamiento del agua residual**

El objetivo principal del pretratamiento o tratamiento previo, es proteger las instalaciones y equipos de la planta de tratamiento que le prosigue, como bombas, tuberías, instrumentos, etc.

A continuación, el agua pasa al llamado tratamiento primario, donde se eliminan sólidos en suspensión fácilmente sedimentables, materia flotante y un poco de materia orgánica. Este tratamiento elimina generalmente el 60% de los sólidos suspendidos y aproximadamente el 35% de la Demanda Biológica de Oxígeno (DBO), sin eliminar los contaminantes disueltos (Davis y Masten, 2005).

La materia orgánica que queda disuelta y en suspensión así como el resto de las partículas sólidas que no se han eliminado en los tratamientos anteriores, son eliminadas mediante los denominados “Procesos Biológicos de Tratamiento de Agua Residual”, que constituyen los llamados tratamientos secundarios. Los tratamientos biológicos están diseñados de tal manera que aceleran la descomposición natural de los contaminantes orgánicos biodegradables, en un tiempo relativamente corto. Aunque estos procesos pueden eliminar más del 85% de la DBO y sólidos suspendidos, no eliminan cantidades importantes de sales o metales pesados, ni eliminan completamente las bacterias y los virus patógenos. El nitrógeno y fósforo no son eliminados eficientemente en sistemas secundarios convencionales, pero se pueden emplear tratamientos secundarios más complejos para efectuar su remoción.

Dentro del conjunto de estos procesos biológicos, se pueden definir los “Procesos Biológicos de Depuración Aerobia”, como aquellos realizados por determinado grupo de microorganismos (principalmente bacterias) que en presencia de Oxígeno, actúan sobre la materia orgánica, suspendida y coloidal existente en el agua residual, transformándola en gases y materia celular que puede separarse fácilmente mediante sedimentación. La mezcla de materia orgánica, bacterias y algunas otras sustancias, forma los llamados flóculos y el conjunto de flóculos es lo que se conoce comúnmente como lodos activados o lodos biológicos.

Este tipo de tratamientos, buscan la transformación de la materia orgánica contaminante, además de la coagulación y eliminación de los sólidos coloidales. En algunos casos, también se persigue la eliminación de nitrógeno y de fósforo. Finalmente, se consigue además una disminución de los microorganismos patógenos y fecales presentes en el agua residual.

Cuando las concentraciones residuales de los contaminantes presentes en el agua obtenida de tratamiento secundario, siguen siendo inadecuadas, se aplican procesos adicionales de tratamiento al efluente de tratamiento secundario, realizándose entonces

tratamientos avanzados o de tipo terciario al agua residual. Estos tipos de tratamientos pueden consistir en tratamientos químicos, o procesos como la filtración, desinfección, ósmosis inversa, desmineralización, entre otros.

Existen dos tipos principales de tratamiento biológico aerobio:

- Procesos de Cultivo en Suspensión (Lodos Activados).
- Procesos de Cultivo Fijo (Biopelícula).

Los procesos de cultivo en suspensión, son aquellos en donde los microorganismos forman conglomerados (flóculos), los cuales se encuentran suspendidos en el medio acuoso por medio de agitación. El proceso más conocido y empleado de este tipo de sistemas, es el llamado proceso de lodos activados.

Los procesos de cultivo fijo son aquellos en donde los microorganismos se adhieren y forman películas sobre materiales diversos como soporte, el cual puede encontrarse totalmente fijo o no dentro del sistema. Los procesos antiguamente empleados de este tipo de sistemas, son los denominados filtros percoladores y los biodiscos. Los sistemas modernos de biopelícula, se aplican principalmente en reactores de lecho fluidizado con soportes de carbón activado, arcillas expandidas o materiales plásticos. Otra de las opciones modernas para los reactores de biopelícula, son los reactores secuenciales por lotes, (SBR por sus siglas en inglés de *Sequencing Batch Reactor*), aunque en este caso se trata de reactores híbridos que combinan biomasa fija y biomasa en suspensión.

## **2.4.2 PROCESOS DE TRATAMIENTO FÍSICO Y QUÍMICO**

Los procesos u operaciones físicas, constituyen los primeros métodos empleados en el tratamiento de aguas residuales. Algunas de estas operaciones y sus principales aplicaciones se muestran en la siguiente tabla (Metcalf & Eddy, 2003):

**Tabla 2.3. Operaciones físicas empleadas en el tratamiento de aguas residuales**

<b>Operación</b>	<b>Aplicación</b>
Cribado o desbaste	Eliminación de sólidos gruesos y sedimentables por intercepción mediante rejillas
Dilaceración	Trituración de sólidos gruesos hasta conseguir un tamaño uniforme
Homogenización	Regulación del flujo y de las cargas de DBO y sólidos en suspensión
Mezclado	Mezclado de reactivos químicos y gases con el agua residual para mantener los sólidos en suspensión
Floculación	Provoca la agregación de pequeñas partículas aumentando el tamaño de las mismas, para mejorar su eliminación por sedimentación por gravedad
Sedimentación	Eliminación de sólidos sedimentables y espesamiento de lodos
Flotación	Eliminación de sólidos en suspensión finamente divididos y de partículas con densidades menores y cercanas a la del agua
Filtración	Eliminación de sólidos finos en suspensión que restan tras el tratamiento biológico o químico
Microtamizado	Elimina algas procedentes de las lagunas de estabilización

Los procesos químicos, se utilizan generalmente junto con las operaciones físicas y con los procesos biológicos, con el fin de conseguir los objetivos del tratamiento.

Algunas de las aplicaciones de estos procesos se listan en la siguiente tabla (Metcalf & Eddy, 2003):

**Tabla 2.4. Procesos químicos empleados en el tratamiento de las aguas residuales**

<b>Operación</b>	<b>Aplicación</b>
Precipitación química	Eliminación de fósforo y aumento de la eliminación de sólidos en suspensión en instalaciones de sedimentación primaria utilizadas en el tratamiento fisicoquímico
Transferencia de gases	Adición y eliminación de gases

**Continuación...**

<b>Operación</b>	<b>Aplicación</b>
Adsorción	Eliminación de materia orgánica no eliminada en los tratamientos químicos y biológicos. Descloración del agua residual.
Desinfección	Destrucción selectiva de microorganismos patógenos
Descloración	Eliminación del cloro combinado residual total remanente después de la cloración
Otros	Productos químicos utilizados con objetivos específicos en el tratamiento del agua residual

A continuación, se resumen las características básicas de algunas de estas operaciones que son de mayor importancia en el presente trabajo.

**Desarenadores**

Las arenas pueden causar daños a las bombas por abrasión, ocasionando dificultades de operación. La cantidad de arena dependerá de varios factores, tales como el sistema de alcantarillado. Puede esperarse un volumen de arenas de 7 a 80 litros por cada 1,000 m<sup>3</sup> de agua residual. Las unidades utilizadas en la remoción de arenas deben diseñarse de forma tal, que las arenas sean separadas del flujo residual, pero sin remoción de sólidos orgánicos.

Los principales tipos de unidades para remover las arenas son:

- Canales de flujo horizontal
- Desarenadores tipo vortex

Los desarenadores más comúnmente empleados son los de flujo horizontal, los cuales son canales rectangulares donde se mantiene una velocidad controlada del agua residual, de forma que las arenas sedimentan y los sólidos orgánicos pasan a las siguientes unidades de tratamiento. El parámetro principal de diseño es la velocidad horizontal del flujo a través de la unidad. Generalmente una velocidad de 0.3 m/s permite la sedimentación de partículas de 0.2 mm y mayores. El tiempo de retención varía de 20 segundos a 1 minuto. El ancho mínimo recomendable para estas unidades

es de 0.6 m. Debe de proveerse un espacio dentro de la cámara para la acumulación y almacenamiento de las arenas.

## **Sedimentación**

La sedimentación es la separación de las partículas más pesadas que el agua, mediante la acción de la gravedad. Esta operación se aplica para la eliminación de materia particulada en el tanque de sedimentación o clarificación primaria, para eliminación de flóculos químicos cuando se aplica la coagulación química, y para la concentración de sólidos en los espesadores de lodos.

El proceso de sedimentación se basa en la diferencia en gravedad específica entre el material sedimentable y el agua, por lo que cualquier factor que afecte esta característica, afectará la velocidad de sedimentación.

Los sedimentadores (también llamados clarificadores en algunas aplicaciones), son tanques donde se lleva a cabo el proceso de sedimentación. En las plantas de tratamiento de agua residual se emplean dos tipos básicos: rectangulares y circulares.

Los sedimentadores circulares, los cuales son de gran importancia para el desarrollo del presente trabajo, pueden ser de alimentación central y de alimentación periférica. Cuentan generalmente con mamparas a la entrada del agua residual, y con vertedores triangulares en la salida, con el objeto de retener la nata flotante.

El porcentaje de remoción de sólidos suspendidos es función de la carga hidráulica o superficial, (SOR, por sus siglas en inglés Surface Overflow Rate), la cual se expresa como el flujo medio diario de aguas residuales, dividido entre el área superficial del sedimentador.

Las características generales para el diseño de sedimentadores circulares son los que se muestran en la siguiente tabla, (WEF MOP-8, 1992; Metcalf & Eddy, 2003):

**Tabla 2.5. Parámetros de diseño típicos para sedimentadores primarios**

Parámetro	Unidad	Intervalo	Valor típico
SOR (a flujo promedio)	$\frac{m^3}{m^2 d}$	30 – 50	41
SOR (a flujo pico)	$\frac{m^3}{m^2 d}$	81 – 122	90
$\theta_H$	h	1.5 – 2.5	2
Carga en vertedero	$\frac{m^3}{m \cdot d}$	125 – 500	186
Profundidad	m	3 – 5	4.5
Diámetro	m	3 – 60	12 – 46

La siguiente, es una expresión que permite calcular la remoción de materia orgánica (DBO) en el sedimentador primario, en función del tiempo de retención del agua residual en este equipo (Crites, 1998).

$$R_{DBO_5} = \frac{\theta_{s1}}{0.018 + 0.02\theta_{s1}} \quad (2.1)$$

Donde:

$R_{DBO_5}$ : Remoción de DBO en el sedimentador primario (%).

$\theta_{s1}$ : Tiempo de retención en el sedimentador primario, en horas.

### Transferencia de gases

Es el proceso por el cual un gas es transferido de una fase a otra, en general de la fase gaseosa a la fase líquida. La aplicación más común en el tratamiento del agua residual es la transferencia de oxígeno en el tratamiento biológico del agua residual, por medio de sistemas de aeración. Los sistemas de aeración incluyen placas y tubos porosos, tubos perforados y combinaciones de difusores metálicos y plásticos. También se utilizan aparatos de cizalladura hidráulica; mezcladores de turbina, aeradores de superficie para exponer el líquido a la atmósfera, entre otros.

## Cloración

La cloración es empleada como un proceso de desinfección, en donde el cloro es utilizado como gas cloro y como sus compuestos químicos: hipocloritos de sodio y calcio, dióxido de cloro y la cal clorada. El amplio uso del cloro se debe a su disponibilidad como gas, líquido y polvos; a su economía y a su fácil aplicación, debido a sus solubilidades.

Existen dos tipos de dosificadores de cloro, básicamente: aquellos que dosifican directamente el gas y los que lo dosifican mediante una solución concentrada de cloro en agua. La distancia mínima del equipo al punto de aplicación debe de ser 8 m para evitar problemas de corrosión en válvula y equipo. Los dosificadores de solución se localizan cercanos al punto de aplicación para evitar la pérdida de carga en la conducción.

Los tanques de cloro en servicio se deben instalar sobre básculas para verificación de su contenido. Además, se debe contar con equipo e instalaciones de emergencia así como de un detector de cloro conectado a un sistema de alarma.

### 2.4.3 PROCESOS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

Los procesos de tratamiento biológico de aguas residuales, se dividen de acuerdo a la ruta de metabolismo empleada, fundamentalmente en los siguientes tipos (Davis y Masten, 2005; Metcalf & Eddy, 2003):

- **Aerobios:** Son aquellos procesos en donde se tiene presencia de oxígeno molecular ( $O_2$ ) en el medio donde se localizan los microorganismos responsables del tratamiento biológico, lo cual permite la oxidación por vía biológica de la materia orgánica presente en el agua residual.

- Anaerobios: Son aquellos procesos en donde hay ausencia de oxígeno molecular en el medio donde se desarrollan los microorganismos, produciéndose la degradación biológica de la materia orgánica presente en el agua residual por vías como la acidogénesis y metanogénesis.
- Anóxicos: Son procesos donde hay ausencia de oxígeno molecular, sin embargo, se encuentra oxígeno en forma de nitratos ( $\text{NO}_3^-$ ) o nitritos ( $\text{NO}_2^-$ ), el cual es empleado por los microorganismos en sustitución del oxígeno molecular convirtiendo estos radicales en nitrógeno gas ( $\text{N}_2$ ), produciéndose la denominada desnitrificación.

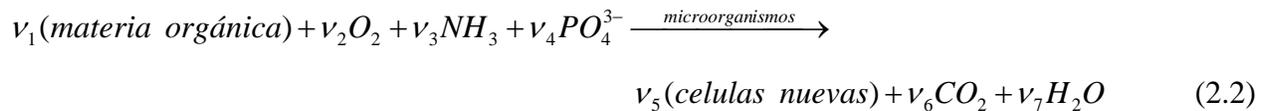
Existen además gran variedad de procesos donde se combinan los tres tipos mencionados, además de aquellos procesos donde los microorganismos realizan sus funciones metabólicas tanto en presencia como en ausencia de oxígeno molecular denominados procesos facultativos.

Por ser sólo de interés para el presente trabajo los procesos de tipo aerobio y en menor grado el proceso anóxico o de desnitrificación, se profundizará más en estos dejando de lado los procesos biológicos anaerobios.

### **2.4.3.1 FUNDAMENTOS DE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS AEROBIOS**

#### **LOS PROCESOS DE OXIDACIÓN BIOLÓGICA**

La oxidación biológica es el mecanismo mediante el cual los microorganismos degradan la materia orgánica contaminante del agua residual. Los microorganismos se alimentan de la materia orgánica disuelta y particulada presente en el agua residual, donde además deben encontrarse también oxígeno y nutrientes, transformando estos sustratos en productos finales simples y biomasa adicional. La siguiente ecuación representa la oxidación biológica aerobia de la materia orgánica (Metcalf & Eddy, 2003), realizada por medio de microorganismos:



Donde  $v_i$ = coeficiente estequiométrico.

Esta ecuación representa de manera global el proceso de metabolismo que es efectuado por los microorganismos responsables de la oxidación de la materia orgánica del agua residual. El metabolismo se divide en dos fases principales: El anabolismo, donde se efectúa la síntesis de material celular, y el catabolismo, donde se da una producción de energía debido a la oxidación de la materia orgánica.

Existen diversos factores que afectan el desarrollo de los procesos biológicos aerobios, los cuales deben ser tomados en cuenta para lograr una depuración eficiente del agua residual. Los principales factores a considerar son: fuentes de carbono, fuentes de energía, nutrientes, oxígeno disuelto, temperatura, pH, salinidad, tóxicos o inhibidores.

## CRECIMIENTO MICROBIANO

Cuando se tienen microorganismos en un medio de cultivo apropiado, los mismos comienzan a dividirse activamente empleando los nutrientes que le aporta el medio de cultivo produciendo de esta forma nuevos microorganismos. Este proceso continúa hasta que algún nutriente del medio se agota (sustrato limitante), y el crecimiento se detiene. También puede detenerse el crecimiento por acumulación de alguna sustancia inhibidora formada por los mismos microorganismos, pero estos casos son menos probables de llevarse a cabo. Existen dos aspectos claramente diferenciables que forman al crecimiento microbiano: uno *estequiométrico*, por el cual la concentración final de microorganismos obtenidos dependerá de la concentración y composición del medio, y el otro *cinético*, que dirá con que velocidad se lleva a cabo el proceso de crecimiento (Winkler, 1996; Metcalf & Eddy, 2003).

La aplicación de la estequiometría requiere conocer los rendimientos. Estos se definen como la relación entre el producto obtenido y el sustrato consumido que usualmente es la fuente de carbono y energía. El rendimiento o producción celular ( $Y$ ) se define como:

$$Y = -\frac{dX}{dS} \quad (2.3)$$

Donde  $X$  y  $S$  representan la concentración de biomasa y sustrato respectivamente.

En la práctica, el cálculo de  $Y$  se realiza mediante la siguiente expresión:

$$Y = \frac{\text{g de biomasa producida}}{\text{g de sustrato utilizado}} = -\frac{\Delta X}{\Delta S} \quad (2.4)$$

## PROCESOS DE NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN

Este tipo de procesos son llevados a cabo por grupos específicos de microorganismos bacterianos, que se utilizan en aquellas plantas de tratamiento de aguas residuales donde se requiere la eliminación de nitrógeno además de la eliminación de la materia orgánica del agua residual.

### Nitrificación

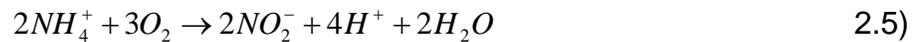
La nitrificación es el proceso en el que el nitrógeno orgánico y amoniacal se oxida, transformándose primero en nitrito y, posteriormente en nitrato. Estas reacciones las llevan a cabo bacterias muy especializadas, diferentes de aquellas que se encargan de degradar la materia orgánica del medio (Metcalf & Eddy, 2003).

Las bacterias responsables del proceso de nitrificación son bacterias autótrofas aerobias. Este tipo de bacterias, se reproducen más lentamente y son muy sensibles a los cambios de su medio habitual. La nitrificación es un proceso de dos pasos que involucra principalmente dos grupos de bacterias: Las bacterias denominadas

nitrosomonas, las cuales transforman el amonio en nitritos, y las bacterias denominadas nitrobacter que transforman los nitritos del medio en nitratos.

Las reacciones de oxidación que se llevan a cabo son las siguientes:

Por acción de nitrosomonas:



Por acción de nitrobacter:



La reacción global de oxidación es:



Con base en la reacción anterior, el oxígeno requerido para completar la oxidación del nitrógeno amoniacal es 4.57 g O<sub>2</sub>/g N oxidado. Debido a que también se debe considerar un consumo de alcalinidad, y la síntesis de material celular con consumo de nitrógeno, la cantidad de oxígeno requerido es ligeramente menor. Se ha encontrado que dicho consumo de oxígeno es cercano a 4.33 g O<sub>2</sub>/g N oxidado.

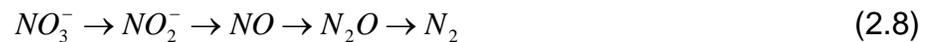
## Desnitrificación

El proceso denominado desnitrificación, es el proceso de reducción de nitratos a óxido nítrico, óxido nitroso y finalmente a nitrógeno gas. Dicha forma de nitrógeno tenderá a salir a la atmósfera, consiguiéndose así, la eliminación de nitrógeno en el agua residual, por lo cual este proceso es muy importante para la remoción biológica de nitrógeno en tratamiento de aguas residuales (Metcalf & Eddy, 2003).

En resumen, la desnitrificación consiste en el paso de los nitratos a nitrógeno atmosférico. Este proceso es realizado por la acción de un grupo de bacterias llamadas

desnitrificantes. Dichas bacterias, no son bacterias tan especializadas como en el caso de las bacterias nitrificantes, encontrándose una amplia variedad de bacterias capaces de efectuar la desnitrificación, hallándose tanto bacterias autótrofas como heterótrofas. El proceso de desnitrificación esta asociado a la cadena respiratoria de transporte de electrones, en donde el nitrato y los nitritos son usados como un receptor de electrones en sustitución del oxígeno disuelto. La desnitrificación está asociada a las denominadas condiciones anóxicas, en donde esencialmente no existe oxígeno en el sistema y el oxígeno asociado a los nitratos es la única fuente de oxígeno necesaria para que las bacterias desnitrificantes puedan llevar a cabo sus funciones vitales. De esta forma, los niveles de oxígeno libre en el medio donde actúan, deben de ser inferiores a los 0.2 mg O<sub>2</sub>/L.

Los pasos generales que se efectúan para llevar los nitratos hasta nitrógeno gas son los siguientes:



Para que las bacterias desnitrificantes actúen eficientemente, es necesario que el agua residual tenga suficiente carga de materia orgánica, una fuente de nitratos elevada, nulo o muy poco oxígeno libre y un pH situado entre 7 y 8.

### 2.4.3.2 EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

El proceso de lodos activados es un sistema de tratamiento de las aguas residuales en el que se mantiene un cultivo biológico formado por diversos microorganismos (principalmente bacterias), los cuales se agrupan en conglomeraciones conocidas como flóculos que se encuentran suspendidos mediante agitación en el agua residual a tratar. Estos microorganismos se alimentarán de las sustancias que lleva el agua residual para obtención de energía y para generar más microorganismos, formando a su vez más flóculos los cuales son partículas fácilmente sedimentables y que en conjunto constituyen los denominados lodos activados o biológicos.

Existen diversas variaciones del proceso de tratamiento de agua residual por lodos activados, entre los que se encuentran (WEF MOP-8, 1992; Metcalf & Eddy, 2003):

- Flujo pistón
- Mezcla completa
- Alimentación escalonada
- Aeración prolongada
- Canales de oxidación
- Contacto-estabilización
- Proceso de doble etapa
- Sistemas de oxígeno puro

## **PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO**

En el proceso de lodos activados pueden distinguirse dos operaciones principales: la oxidación biológica y la separación sólido-líquido.

La primera tiene lugar en el denominado reactor biológico o tanque de aeración, donde se mantiene el cultivo biológico en contacto con el agua residual. El cultivo biológico denominado licor mezclado, está formado por gran número de microorganismos agrupados en flóculos junto con la materia orgánica y sustancias minerales que se encuentran en el agua residual. Dichos microorganismos transforman la materia orgánica mediante reacciones de oxidación biológica anteriormente mencionadas.

La población de microorganismos, a quien se suele asociar directamente con los sólidos suspendidos volátiles (SSV), debe de mantenerse a un determinado nivel o concentración de sólidos en suspensión en el licor mezclado (SSLM), para alcanzar un equilibrio entre la carga orgánica a eliminar y la cantidad de microorganismos necesarios para que se elimine dicha carga.

En esta fase del proceso que ocurre en el reactor biológico, es necesario un sistema de agitación y aeración, que introduzca en el agua residual el oxígeno necesario para la acción depuradora de las bacterias aerobias, y que además permita la homogenización del licor mezclado contenido en el reactor, permitiendo de esta forma que todo el alimento se distribuya de manera uniforme entre los microorganismos presentes en el tanque, y que por otro lado, se evite la sedimentación de los flóculos y el lodo en el fondo del reactor biológico.

Para que la materia orgánica pueda ser suficientemente oxidada por la acción de los microorganismos, se requiere que el agua residual permanezca un cierto tiempo dentro del reactor, para posteriormente pasar como licor mezclado al denominado sedimentador o clarificador secundario. En este último equipo, el agua con lodo se deja reposar, con lo cual los lodos floculados tienden a sedimentarse, consiguiéndose separar el agua clarificada de los lodos biológicos.

El agua clarificada constituye el efluente resultante del tratamiento secundario. Los lodos sedimentados en el fondo del clarificador, son recirculados de nuevo al reactor biológico para mantener en el mismo una concentración suficiente de microorganismos. Una parte excedente de estos lodos, se extrae del sistema y se envía hacia el tratamiento de lodos.

En función de los objetivos de calidad requeridos en el efluente, el tratamiento puede consistir en la eliminación de la materia orgánica carbonosa, o también llevar asociada la reducción de la materia nitrogenada.

## PARÁMETROS PARA EL CONTROL DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

Durante la operación de una planta de lodos activados, es necesario tener en consideración una serie de parámetros que permitan realizar un análisis del proceso para tener siempre el control sobre éste. Muchos de estos parámetros son también utilizados durante el diseño y aunque se pudiera pensar que estos parámetros son fijos y sólo es necesario mantenerlos en un nivel constante, esto no es tan cierto, ya que durante la operación de la planta de tratamiento de aguas, no siempre es posible controlar parámetros como el flujo de agua residual que entra a la PTAN y aunque este se pudiera controlar (empleando por ejemplo tanques de balance, medidores controladores de flujo, etc.), resulta muy difícil controlar la concentración de contaminantes que llegan con el flujo de agua mencionado, ya que esto depende de factores que en general están fuera del alcance de la planta de tratamiento.

Debido a lo anterior, otros parámetros de proceso de lodos activados pueden verse afectados por las perturbaciones ya mencionadas, pudiendo llevar el sistema a un descontrol total o incluso al paro de un equipo completo o parte del sistema, o en casos extremos, al paro de la planta de tratamiento. Esto hace que sea de vital importancia no sólo el monitoreo de las características del agua residual que esta siendo tratada de principio a fin del proceso, sino también es indispensable realizar otros análisis que permitan dar seguimiento a algunos otros parámetros y por lo tanto también permitan su control.

Los parámetros que son más frecuentemente utilizados en el proceso de lodos activados, su descripción, usos y ecuación general para su cálculo (sin los factores correspondientes de conversión de unidades), son los que se detallan a continuación (WEF MOP-8, 1992; WPCF MOP-11, 1990; Metcalf & Eddy, 2003):

**Tiempo de retención hidráulico, TRH,  $\theta$  ó  $\theta_H$ .**

El tiempo de retención hidráulico, representa el tiempo promedio que una partícula que entra junto con el influente al tanque de aeración permanece en el tanque y sale con el efluente, es decir, representa un tiempo promedio en que el agua residual permanece dentro del reactor biológico y durante el cual puede ser tratada para después salir con el efluente de dicho reactor hacia el sedimentador. Este tiempo, se calcula y se define también como el cociente del volumen del reactor dividido entre el flujo que es enviado a tratamiento al reactor mencionado (sin tomar en cuenta la recirculación de lodos del sistema).

Este parámetro también es empleado para evaluar la operación en el equipo clarificador (sedimentador). En el caso de sedimentadores secundarios, es muy importante conocer y controlar este parámetro, ya que si el tiempo de sedimentación es muy corto puede provocar una sedimentación deficiente. La ecuación para su cálculo es:

$$\theta_H = \frac{V}{Q} \quad (2.9)$$

donde:

$\theta_H$ : Tiempo de retención hidráulico.

**V**: Volumen del equipo evaluado (tanque de aeración o sedimentador), el cual es un valor fijo y conocido.

**Q**: Flujo hacia el equipo (en el caso del reactor biológico no se toma en cuenta el flujo de recirculación)

**Tiempo de retención celular (o de sólidos), TRC, TRS,  $\theta_c$ .**

El tiempo de retención celular o tiempo de retención de sólidos, representa el tiempo promedio que los lodos biológicos (SSV o microorganismos) permanecen en el sistema. Este parámetro es muy importante ya que puede afectar a otros parámetros en el sistema como la misma producción de lodos y los requerimientos de oxígeno además de algunos otros. Este valor puede ser tan bajo como tres días o incluso menos, hasta

valores de 30 días o más en casos de aeración extendida. El tiempo de retención celular también es muy importante cuando se quiere controlar la nitrificación en el reactor biológico, ya que con valores de TRC muy bajos se limita el crecimiento de bacterias nitrificantes disminuyendo entonces la conversión a nitratos del nitrógeno amoniacal presente en el agua residual, por otro lado, TRC altos aumentan la proporción de bacterias nitrificantes presentes en los SSVLM (Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado) incrementando la conversión del nitrógeno amoniacal a nitratos. La ecuación para su cálculo es:

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_p X_p + Q_e X_e} \quad (2.10)$$

donde:

$\theta_c$ : Tiempo de retención celular.

**V**: Volumen del reactor.

**X**: Concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV) en el reactor, SSVLM

**Q<sub>p</sub>**: Flujo purgado de lodos

**X<sub>p</sub>**: Concentración de SSV en la purga

**Q<sub>e</sub>**: Flujo efluente del tratamiento (después de sedimentación),  $Q_e \approx Q$

**X<sub>e</sub>**: Concentración de SSV en el efluente de tratamiento.

Generalmente los SSV en el efluente de tratamiento son muy bajos y a veces despreciables, por lo que la ecuación 2.10 se puede reducir a:

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_p X_p} \quad (2.11)$$

### **Relación alimento-microorganismos, F/M.**

Este es un parámetro muy empleado para caracterizar el proceso de lodos activados desde el diseño hasta su operación y control. Este parámetro a veces llamado carga orgánica, es importante ya que indica la cantidad de alimento disponible (DBO) para una cantidad dada de microorganismos presentes en el reactor (SSVLM), lo cual puede afectar de forma notoria el funcionamiento y rendimiento del proceso de lodos

activados. Este parámetro es empleado para evaluar sistemas de lodos activados como sistemas de baja carga o alta carga, que a su vez suelen estar muy vinculados con valores altos a bajos de TRC respectivamente, lo cual como ya se ha expuesto anteriormente es de gran importancia para ayudar o evitar procesos de nitrificación y otros más. La ecuación para su cálculo es:

$$\frac{F}{M} = \frac{QS_0}{VX} = \frac{S_0}{\theta_H X} \quad (2.12)$$

donde:

**F/M**: Relación alimento-microorganismos.

**V**: Volumen del reactor.

**S<sub>0</sub>**: Concentración de sustrato orgánico en el influente a tratamiento, (generalmente como DBO)

**X**: Concentración de SSV en el reactor, SSVLM

**Q**: Flujo influente a tratamiento.

**θ<sub>H</sub>**: Tiempo de retención hidráulico.

### **Carga orgánica volumétrica, CV.**

Este parámetro se define como la cantidad de sustrato (DBO ó DQO) aplicada al día por metro cúbico de tanque de aeración. Este parámetro puede indicar si los requerimientos de oxígeno serán grandes a altas cargas o viceversa. Por otro lado, el empleo de este parámetro no es adecuado cuando se quiere predecir a través de este la calidad del efluente sobre todo cuando se trata de aguas residuales que contienen residuos industriales o cuando se requiere remover nitrógeno y fósforo biológicamente en el tanque de aeración. La ecuación para su cálculo es:

$$CV = \frac{QS_0}{V} = \frac{S_0}{\theta_H} \quad (2.13)$$

donde:

**CV**: Carga volumétrica.

**V**: Volumen del reactor.

**S<sub>0</sub>**: Concentración de sustrato en el influente a tratamiento.

**Q**: Flujo influente a tratamiento.

**θ<sub>H</sub>**: Tiempo de retención hidráulico.

### Producción de lodos, P<sub>x</sub>.

Este es un parámetro importante que se requiere evaluar sobre todo durante el diseño de las instalaciones para el tratamiento de lodos, ya que un mal diseño puede resultar en instalaciones que no permitan un efectivo tratamiento de los lodos provocando la acumulación de lodos en el sistema de lodos activados. Esto puede provocar que eventualmente un exceso de sólidos salga junto con el efluente de sedimentación secundaria. Este es un parámetro que está ligado directamente a la purga de lodos del proceso ya que es precisamente esta producción de lodos la que debe de ser purgada continua o periódicamente del sistema para evitar la acumulación de sólidos en el proceso. La ecuación para su cálculo es:

$$P_x = Y_{obs} Q(S_0 - S) = \frac{Y}{(1 + K_d \theta_c)} Q(S_0 - S) \quad (2.14)$$

donde:

**P<sub>x</sub>**: Producción neta de lodos activados (como SSV) que deben ser purgados del sistema, kg/d.

**Y<sub>obs</sub>**: Producción observada, kg SSV/kg de sustrato removido.

**Q**: Flujo influente a tratamiento.

**S<sub>0</sub>**: Concentración de sustrato en el influente a tratamiento.

**S**: Concentración de sustrato en el efluente de tratamiento.

**Y**: Coeficiente de producción celular, kg SSV/kg de sustrato removido.

**θ<sub>c</sub>**: Tiempo de retención celular, d.

**K<sub>d</sub>**: Coeficiente de decaimiento endógeno, d<sup>-1</sup>.

La ecuación anterior depende del conocimiento de parámetros como Y y K<sub>d</sub>, los cuales deben ser evaluados mediante pruebas y análisis de laboratorio. Debido a lo anterior, algunas veces sólo se toman valores típicos de estos parámetros para realizar un

cálculo aproximado y rápido de dicha producción de lodos, ya que aún si se requiere realizar un cálculo más exacto de esta producción, se requiere evaluar otros parámetros más para incluir procesos como la producción de bacterias nitrificantes, el sustrato no biodegradable en el influente, entre otros, transformando y volviendo mucho más compleja la ecuación 2.14 ( $Y$ : intervalo 0.4-0.8; valor típico 0.6 kg SSV/kg DBO.  $K_d$ : intervalo 0.05-0.15; valor típico 0.1  $d^{-1}$ ). Aún si se emplea la ecuación 2.14 como se muestra, es necesario realizar una corrección para conocer la cantidad de sólidos suspendidos totales que son enviados hacia sedimentación secundaria, sobre todo cuando la relación SSV/SST es muy diferente a 1. Algunas veces, dicha producción es evaluada a partir del cálculo de lodos que deben ser purgados del sistema para mantener un tiempo de retención celular ya establecido. Esto se realiza con la siguiente ecuación:

$$P_x = \frac{VX}{\theta_c} \quad (2.15)$$

donde:

**$P_x$** : Producción neta de lodos activados (como SSV) que deben ser purgados del sistema, kg/d.

**$V$** : Volumen del reactor.

**$X$** : Concentración de SSV en el reactor,

**$\theta_c$** : Tiempo de retención celular.

La ecuación anterior, no es sino una variación de la ecuación 2.14 relacionada con otras ecuaciones básicas del tratamiento vía lodos activados. Sin embargo, la ecuación 2.15 puede resultar mucho más inexacta que la ecuación 2.14 debido a que no toma directamente en cuenta parámetros cinéticos ni condiciones del influente de agua residual, por lo que es más recomendable utilizar la ecuación 2.14. No obstante, se puede realizar el cálculo de producción y/o purga de lodos con la ecuación 2.15 y comparar el resultado obtenido con ésta y la ecuación 2.14 con datos históricos reales (si es que se tienen) para definir cual y en que forma puede ser aplicada cada una de estas ecuaciones.

### Requerimientos de oxígeno, $R_0$ .

Este parámetro influye directamente en la calidad de tratamiento del agua, ya que el oxígeno es un factor indispensable en el proceso de lodos activados, para realizar el tratamiento biológico del agua residual. La cantidad requerida de oxígeno, depende principalmente de la cantidad de materia orgánica soluble (como DBO), la cantidad de lodos producidos (o purgados), y la producción de nitratos y nitritos a partir del NTK presente en el agua residual. Este parámetro está ligado a una concentración de oxígeno disuelto en el tanque de aeración. Dicha concentración debe mantenerse a niveles de aproximadamente 2 mg/L, una menor concentración (<1 mg/L) puede provocar un deficiente tratamiento del agua residual y por otro lado concentraciones mayores a 4 mg/L resultan en un apreciable incremento en la potencia y energía requerida para el proceso de aeración sin que se establezca un incremento significativo en la calidad de tratamiento. La ecuación para su cálculo es:

$$R_0 = \frac{Q(S_0 - S)}{f} - 1.42P_x + 4.33Q(NO_x) \quad (2.16)$$

donde:

$R_0$ : Oxígeno total requerido.

$Q$ : Flujo influente a tratamiento.

$S_0$ : Concentración de sustrato en el influente a tratamiento.

$S$ : Concentración de sustrato en el efluente de tratamiento.

$P_x$ : Purga de lodos del sistema.

$NO_x$ : NTK oxidado a nitrato.

$f$ : factor de corrección de  $DBO_5$  a  $DBO_u$ , generalmente entre 0.6 a 0.7.

### Índice volumétrico de lodo, IVL.

El índice volumétrico de lodo es el volumen que ocupa un gramo de lodo después de un tiempo de sedimentación (generalmente 30 minutos) de 1 L de licor mezclado. El IVL se determina generalmente, tomando una muestra de un litro de licor mezclado del tanque

de aeración colocado en una probeta o cilindro graduado de un litro, dejándolo reposar durante 30 minutos para que el lodo sedimente. Después de los 30 minutos se puede medir el *volumen de lodo sedimentado* y con la concentración conocida correspondiente de sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM), es posible evaluar el IVL mediante una sencilla ecuación que se muestra a continuación:

$$IVL = \frac{(\text{Volumen sedimentado de lodo, mL/L})(1000 \text{ mg/g})}{(\text{Sólidos suspendidos en el reactor (SSLM), mg/L})} \quad (2.17)$$

### Recirculación de lodos activados, $Q_r$ .

La principal función de la recirculación de lodos activados desde el sedimentador secundario hasta el tanque de aeración, es mantener una concentración apropiada de lodos dentro del reactor, con el fin de obtener el grado requerido de tratamiento del agua residual en el periodo de tiempo deseado. La concentración de sólidos en el fondo del clarificador puede variar dependiendo del flujo y de las variaciones de carga de sólidos hacia el clarificador. Dichas concentraciones de lodos en la recirculación se encuentran típicamente entre 4,000 y 12,000 mg/L. Existen diversas técnicas para determinar el flujo deseable de recirculación de lodos. Las estrategias principales consisten en mantener una cantidad relativamente fija de SSV en el reactor, o en nivel determinado de lodos en los clarificadores secundarios. Las técnicas más empleadas para determinar la relación de lodos de retorno ( $R=Q_r/Q$ ) y por consiguiente el flujo de retorno son las pruebas de sedimentabilidad, el control del nivel de lodos en el sedimentador y los balances de masa en el clarificador secundario o en el tanque de aeración. La ecuación para su cálculo es la siguiente:

$$Q_r = R \cdot Q \quad (2.18)$$

donde:

$Q_r$ : Flujo de recirculación de lodos.

$R$ : Relación de recirculación.

$Q$ : Flujo influente a tratamiento.

La relación de recirculación (R) puede ser calculada mediante las siguientes expresiones:

1. A partir de un balance de masa en el tanque de aeración:

$$R = \frac{X}{X_r - X} \quad (2.19)$$

donde:

**R**: Relación de recirculación.

**X**: Concentración de SSV en el reactor.

**X<sub>r</sub>**: Concentración de SSV en la recirculación de lodos.

2. A partir de pruebas de sedimentabilidad.

$$R = \frac{P_w IVL}{100 - P_w IVL} \quad (2.20)$$

donde:

**R**: Relación de recirculación.

**P<sub>w</sub>**: SSLM expresados como porcentaje ( $P_w = (\text{SSLM, mg/L}) / 10,000$ ).

**IVL**: Índice volumétrico de lodo.

Es conveniente emplear la ecuación 2.20 cuando se requiere alcanzar cierto valor de SSLM y se tiene un valor muy diferente al esperado. En este caso  $P_w$  es el porcentaje de SSLM que se quiere alcanzar y no el actual. Cuando el valor de SSLM actual es el deseado, se puede emplear cualquiera de las dos ecuaciones antes mencionadas o la siguiente ecuación que es en realidad una simplificación de la ecuación 2.20:

$$R = \frac{(\text{Volumen sedimentado de lodos, mL/L})}{1000 - (\text{Volumen sedimentado de lodos, mL/L})} \quad (2.21)$$

### Flujo purgado de lodos, $Q_p$ .

Para poder mantener un tiempo de retención celular determinado, el exceso de lodos activados producidos cada día debe ser purgado del sistema. Dicha purga suele

realizarse de la línea de recirculación de lodos debido a que aquí existe una mayor concentración de lodos y el flujo de purga es el mínimo. En algunas plantas de tratamiento dicha purga se realiza desde el tanque de aeración debido a que aquí la concentración de lodos es más uniforme aunque debe purgarse un flujo mayor que con respecto a la purga realizada desde la recirculación de lodos, debido a que en el reactor la concentración de lodos es menor que en dicha línea. La ecuación para su cálculo es la siguiente:

$$Q_p = \frac{\frac{VX}{\theta_c} - Q_e X_e}{X_p} \quad (2.22)$$

donde:

**Q<sub>p</sub>**: Flujo purgado de lodos

**V**: Volumen del reactor.

**X**: Concentración de SSV en el reactor

**θ<sub>c</sub>**: Tiempo de retención celular.

**Q<sub>e</sub>**: Flujo efluente del tratamiento (después de sedimentación),  $Q_e \approx Q$

**X<sub>e</sub>**: Concentración de SSV en el efluente de tratamiento.

**X<sub>p</sub>**: Concentración de SSV en la purga

El cálculo del flujo purgado se suele realizar cuando se fija un valor requerido para  $\theta_c$ , ya que cabe recordar que el cálculo del tiempo de retención celular depende del valor de  $Q_p$ . Por otro lado, la concentración de SSV en el efluente suele ser muy bajo y generalmente despreciable. Cuando esto sucede, se toma la consideración de eliminar el término de flujo de sólidos en el efluente, por lo que la ecuación 2.22 se simplifica en la ecuación 2.23 cuando la purga se realiza desde la recirculación ( $X_p = X_r$ ), y en la ecuación 2.24 si la purga es realizada desde el tanque de aeración.

$$Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_r} \quad (2.23)$$

$$Q_p = \frac{V}{\theta_c} \quad (2.24)$$

### **Carga superficial, SOR.**

La carga superficial (también conocida como carga hidráulica), es un parámetro muy empleado que se aplica al sedimentador secundario, aunque suele también aplicarse al sedimentador primario. Este parámetro equivale a una velocidad ascendente en el sedimentador por lo que es un parámetro importante para controlar la sedimentación de lodos en dicho equipo. También por lo anterior, la carga superficial suele calcularse con el flujo que entra a tratamiento y no con el flujo del efluente de licor mezclado, ya que el flujo de lodos de retorno en el sedimentador secundario es descendente y no contribuye a dicha velocidad ascendente, y el flujo de agua a tratamiento es aproximadamente igual al efluente de agua tratada del sedimentador. Una carga superficial muy elevada y fuera de intervalos recomendados puede provocar deficiencias en la sedimentación, provocando que una gran cantidad de sólidos escapen con el efluente de tratamiento biológico. La ecuación para su cálculo es la siguiente:

$$SOR = \frac{Q}{A_s} \quad (2.25)$$

donde:

**SOR:** Carga superficial al sedimentador.

**Q:** Flujo influente a tratamiento.

**A<sub>s</sub>:** Área superficial para sedimentación,  $A_s = \pi D^2/4$

### **Carga de sólidos a sedimentación, CS, SLR.**

La carga de sólidos a sedimentación, representa la cantidad de sólidos que son enviados al tanque de sedimentación por unidad de área superficial del equipo sedimentador. Este parámetro constituye un valor característico para la suspensión bajo consideración, por lo que en un tanque de sedimentación donde el área superficial está ya fija, la calidad del efluente puede verse deteriorada si la carga de sólidos se

incrementa más allá de un valor característico para la suspensión del efluente. A diferencia de la carga superficial, la carga de sólidos se evalúa con el flujo efluente del tanque de aeración y no sólo con el flujo enviado a tratamiento, ya que el primero también incluye el flujo de recirculación que también sale en el efluente del reactor. Aunque la carga superficial es un parámetro que se considera más importante que la carga de sólidos, existen casos donde la carga superficial tiene menos efecto en la operación que la carga de sólidos, por lo que también es importante monitorear y controlar dicha carga de sólidos para asegurar un proceso de sedimentación eficiente, que contribuya a la eficiencia global de tratamiento del proceso de lodos activados. La ecuación para calcular este parámetro es la siguiente:

$$CS = \frac{(Q + Q_r)X}{A_s} \quad (2.26)$$

donde:

**CS:** Carga de sólidos al sedimentador secundario.

**Q:** Flujo influente a tratamiento.

**Q<sub>r</sub>:** Flujo de recirculación de lodos.

**X:** Concentración de SSV en el reactor

**A<sub>s</sub>:** Área superficial para sedimentación,  $A_s = \pi D^2/4$

## MEDICIÓN, CÁLCULO Y CONTROL DE PARÁMETROS

Para poder efectuar la medición y el control de varios de los parámetros antes descritos, es necesario realizar varios análisis o pruebas de laboratorio. Es por esto, que debe existir una estrecha interacción entre el laboratorio y el control del proceso, lo cual permitirá mantener el proceso dentro de características que permitan el buen funcionamiento de éste, ayudando a alcanzar los objetivos que se persiguen como el obtener una buena calidad en el efluente de tratamiento. Algunos de estos parámetros deben ser evaluados a partir de la obtención de otros, por medio de ecuaciones o fórmulas. Además, existen otros parámetros que pueden ser difíciles o que toman mucho tiempo evaluar con exactitud, por lo que en estos casos generalmente se toman valores estándares encontrados en la literatura.

En la siguiente tabla, se muestra en resumen las ecuaciones que son utilizadas para calcular los parámetros más importantes ya mencionados, con base en la bibliografía ya referida. Se indican los parámetros que deben ser evaluados primero y la principal función que tienen dentro del proceso de lodos activados. Cabe señalar que en muchas de las ecuaciones que emplean la concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV), también es posible emplear la concentración de sólidos suspendidos totales (SST), no obstante en algunas ecuaciones sólo es posible emplear uno u otro parámetro (debido al mismo significado o definición del parámetro), por lo cual se debe tener cuidado en emplear indistintamente los parámetros mencionados.

**Tabla 2.6. Función y relación de parámetros empleados en el proceso de lodos activados.**

Parámetro	Ecuación(es) para su cálculo	Parámetros que deben ser evaluados o medidos primero.	Función principal
Tiempo de retención hidráulico ( $\theta_H$ )	$\theta_H = \frac{V}{Q}$	<b>Q:</b> Flujo (El volumen V del equipo es fijo y conocido)	Evaluar el tiempo de reacción en el tanque de aeración o el tiempo de sedimentación.
Tiempo de retención celular ( $\theta_C$ )	$\theta_C = \frac{VX}{Q_p X_p + Q_e X_e}$ $\theta_C = \frac{VX}{Q_p X_p}$	<b>Q<sub>p</sub>:</b> Flujo de lodos purgado. Concentración de sólidos suspendidos (volátiles o totales), en el reactor ( <b>X</b> ), en la purga ( <b>X<sub>p</sub></b> ) y en el efluente ( <b>X<sub>e</sub></b> ). (El flujo en el efluente puede ser medido o considerar que <b>Q=Q<sub>e</sub></b> )	Evaluar el tiempo que permanecen los microorganismos responsables del tratamiento biológico dentro del sistema. Muchas veces este parámetro no es calculado sino fijado para poder evaluar otros parámetros como el flujo de lodos purgado.
Relación alimento-microorganismos ( <b>F/M</b> )	$\frac{F}{M} = \frac{QS_0}{VX} = \frac{S_0}{\theta_H X}$	<b>Q:</b> Flujo a tratamiento. <b>S<sub>0</sub>:</b> Concentración de sustrato en el influente a tratamiento (DBO). <b>X:</b> Concentración de SSV en el reactor	Estimar la cantidad diaria de alimento disponible por cada kg de microorganismos presentes en el reactor.
Carga orgánica volumétrica ( <b>CV</b> )	$CV = \frac{QS_0}{V} = \frac{S_0}{\theta_H}$	<b>Q:</b> Flujo a tratamiento. <b>S<sub>0</sub>:</b> Concentración de sustrato en el influente a tratamiento (DBO).	Estimar la cantidad diaria de sustrato que llega a tratamiento por cada metro cúbico de reactor.

**Continuación...**

Parámetro	Ecuación(es) para su cálculo	Parámetros que deben ser evaluados o medidos primero.	Función principal
Producción de lodos, ( $P_x$ )	$P_x = \frac{Y}{(1 + K_d \theta_c)} Q(S_0 - S)$ $P_x = \frac{VX}{\theta_c}$	<b>Q:</b> Flujo a tratamiento. <b>S<sub>0</sub>:</b> Concentración de sustrato en el influente a tratamiento (DBO). <b>S:</b> Concentración de sustrato en el efluente de tratamiento (DBO). <b>θ<sub>c</sub>:</b> Tiempo de retención celular (este pudo haber sido fijado). <b>Y:</b> Coeficiente de producción celular. <b>K<sub>d</sub>:</b> Coeficiente de decaimiento endógeno.	Estimar la cantidad de lodos producidos y que deben ser purgados del sistema para evitar la acumulación de estos en el sistema y mantener la concentración de SSVLM homogénea.
Requerimientos de oxígeno, ( $R_0$ )	$R_0 = \frac{Q(S_0 - S)}{f} - 1.42P_x + 4.33Q(NO_x)$	<b>Q:</b> Flujo a tratamiento. <b>S<sub>0</sub>:</b> Concentración de sustrato en el influente a tratamiento (DBO). <b>S:</b> Concentración de sustrato en el efluente de tratamiento (DBO). <b>P<sub>x</sub>:</b> Purga de lodos del sistema. <b>NO<sub>x</sub>:</b> NTK oxidado a nitrato. <b>f:</b> factor de corrección de DBO <sub>5</sub> a DBO <sub>u</sub>	Estimar la cantidad de oxígeno (y a su vez aire requerido) para realizar el tratamiento del agua residual. Estos requerimientos deben permitir mantener la concentración de oxígeno disuelto en el tanque de aeración en niveles de 1.5-2 mg/L.
Índice volumétrico de lodo, ( <b>IVL</b> )	$IVL = \frac{(\text{Vol sedim, } \frac{mL}{L})(1000 \frac{mg}{g})}{(\text{SSLM, mg/L})}$	<b>Volumen sedimentado</b> de lodos a partir de pruebas de sedimentabilidad. <b>SSLM:</b> Concentración de sólidos suspendidos totales en el reactor.	Evaluar las características de sedimentabilidad de los lodos que serán enviados al sedimentador secundario. Un IVL de 100 indica buena sedimentabilidad. Un IVL mayor a 150 indica posibles problemas de sedimentación.

## Continuación...

Parámetro	Ecuación(es) para su cálculo	Parámetros que deben ser evaluados o medidos primero.	Función principal
Recirculación de lodos activados, ( $Q_r$ )	$Q_r = R \cdot Q$ $R = \frac{X}{X_r - X}$ $R = \frac{P_w IVL}{100 - P_w IVL}$ $R = \frac{(\text{Vol sedim}, \frac{mL}{L})}{1000 - (\text{Vol sedim}, \frac{mL}{L})}$	<b>Q:</b> Flujo a tratamiento. <b>R:</b> Relación de recirculación a partir de una de las ecuaciones mostradas. Concentración de sólidos suspendidos, en el reactor ( <b>X</b> ), en la recirculación ( <b>X<sub>r</sub></b> ). <b>IVL:</b> Índice volumétrico de lodo. <b>P<sub>w</sub>:</b> SSLM expresados como porcentaje =SSLM/10000	Evaluar el flujo de recirculación de lodos para mantener una concentración constante de SSV en el reactor.
Flujo purgado de lodos ( $Q_p$ )	$Q_p = \frac{\frac{VX}{\theta_c} - Q_e X_e}{X_p}$ $Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_p}$	<b>θ<sub>c</sub>:</b> Tiempo de retención celular, debe ser fijado en un valor conveniente para el proceso. Concentración de sólidos suspendidos (volátiles o totales), en el reactor ( <b>X</b> ), en la purga ( <b>X<sub>p</sub></b> ) y en el efluente ( <b>X<sub>e</sub></b> ). (El flujo en el efluente puede ser medido o considerar que <b>Q=Q<sub>e</sub></b> )	Evaluar el flujo de lodos que deben ser purgados del sistema para evitar la acumulación de estos en el mismo.
Carga superficial, ( <b>SOR</b> )	$SOR = \frac{Q}{A_s}$	<b>Q:</b> Flujo a tratamiento. <b>A<sub>s</sub>:</b> Área superficial del sedimentador, calculada como $A_s = \pi D^2/4$ .	Evaluar una "velocidad ascendente" del flujo enviado a sedimentación que permita asegurar una eficiente sedimentación de los sólidos y la obtención de un agua tratada libre de éstos.
Carga de sólidos a sedimentación secundaria, ( <b>SLR</b> )	$SLR = \frac{(Q + Q_r)X}{A_s}$	<b>Q:</b> Flujo a tratamiento. <b>Q<sub>r</sub>:</b> Flujo de recirculación de lodos activados. <b>X:</b> Concentración de SSV en el reactor. <b>A<sub>s</sub>:</b> Área superficial del sedimentador, calculada como $A_s = \pi D^2/4$ .	Evaluar la cantidad diaria de sólidos por metro cuadrado de área de sedimentación, que son enviados a dicho equipo, para asegurar que este parámetro se encuentre dentro de intervalos recomendados que permitan una eficiente sedimentación de los sólidos.

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

Existen diversos factores y consideraciones que deben ser tomados en cuenta antes y durante la selección de un proceso de tratamiento biológico y sus criterios de diseño, ya que su aplicación tiene una gran influencia en la magnitud y costos de la planta de tratamiento.

Conceptualmente, el proceso de tratamiento biológico por lodos activados consta principalmente de dos equipos fundamentales para su operación que son:

- El reactor de aeración: donde se lleva a cabo la remoción de contaminantes orgánicos por la oxidación biológica que efectúan los microorganismos que conforman los lodos activados.
- El sedimentador o clarificador secundario: donde se efectúa la decantación y separación de los lodos biológicos para su retorno al reactor y obtención de un efluente de agua tratada clarificada.

Dichos equipos suelen diseñarse con base en diversos parámetros ya anteriormente descritos. La selección de un valor apropiado para establecer un parámetro determinado, se ha realizado a lo largo del diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales a través de desarrollos teóricos, experimentales, y muchas veces a través de la experiencia obtenida de la operación de plantas similares de tratamiento de aguas residuales.

Para efectuar una evaluación de un sistema de lodos activados, es indispensable conocer los valores típicos de los parámetros de diseño y operación, que son generalmente empleados para la evaluación de reactores biológicos de estos sistemas, y por consiguiente, los valores típicos de los parámetros que son empleados en el diseño y operación de sedimentadores secundarios.

A continuación, se muestran algunas tablas con los parámetros típicos de diseño y operación de sistemas de lodos activados y que resultan importantes para el desarrollo del caso en estudio (WEF MOP-8, 1992; Ramalho, 1996; Metcalf & Eddy, 2003).

**Tabla 2.7. Parámetros de diseño típicos para reactores de aeración de lodos activados (convencional).**

Parámetro	Unidad	Intervalo
F/M	$\frac{kg\ DBO_5\ aplicada}{kg\ SSVLM \cdot d}$	0.2 – 0.4
Carga Volumétrica CV	$\frac{kg\ DBO_5\ aplicada}{m^3 \cdot d}$	0.3 – 0.6
$\theta_c$	d	5 – 15
SSLM	$\frac{mg}{L}$	1500 – 3000
$\theta$	h	4 – 8
$Q_r/Q$	Adim.	0.25 – 0.5
Y	$\frac{g\ SSV}{g\ DBO_5}$	0.4 – 0.8
$k_d$	$d^{-1}$	0.02 – 0.1

**Tabla 2.8. Parámetros de diseño típicos para reactores de aeración de lodos activados (aeración extendida).**

Parámetro	Unidad	Intervalo
F/M	$\frac{kg\ DBO_5\ aplicada}{kg\ SSVLM \cdot d}$	0.05 – 0.15
Carga Volumétrica CV	$\frac{kg\ DBO_5\ aplicada}{m^3 \cdot d}$	0.1 – 0.4
$\theta_c$	d	20 – 40
SSLM	$\frac{mg}{L}$	3000 – 6000
$\theta$	h	18 – 36
$Q_r/Q$	Adim.	0.5 – 1.5
Y	$\frac{g\ SSV}{g\ DBO_5}$	0.5 – 0.7
$k_d$	$d^{-1}$	0.1
$\phi$	$\frac{kg\ SSVLM\ biod.}{kg\ SSVLM\ prod.}$	0.77

**Tabla 2.9. Parámetros de diseño típicos para sedimentadores secundarios.**

Parámetro	Unidad	Intervalo
SOR (a flujo promedio)	$\frac{m^3}{m^2 d}$	16.3 – 32.6
SOR (a flujo pico)	$\frac{m^3}{m^2 d}$	40.8 – 81.6
Carga de sólidos (a flujo promedio)	$\frac{kg}{m^2 d}$	98 - 147
Carga de sólidos (a flujo pico)	$\frac{kg}{m^2 d}$	244
$\theta_H$	h	1. – 2.5
Profundidad	m	3 – 6.7
Diámetro	m	3 – 60

### 2.4.3.3 SISTEMAS DE AERACIÓN EMPLEADOS EN PROCESOS BIOLÓGICOS AEROBIOS

En un proceso de tratamiento de agua residual, se introduce al líquido aire para provocar un ambiente aerobio para la degradación de la materia orgánica. En general, la mayoría de los dispositivos de aeración utilizan el oxígeno contenido en la atmósfera para oxigenar el agua. El propósito de la aeración es:

- 1) Suministrar el oxígeno requerido para el metabolismo de microorganismos.
- 2) Proporcionar mezclado para que los microorganismos entren en contacto íntimo con la materia orgánica disuelta y suspendida.

Una gran variedad de equipos de transferencia de oxígeno están disponibles para su empleo en sistemas de tratamiento de aguas residuales. En general, los sistemas de aeración se dividen en dos grupos principales (WEF MOP-8, 1992; WPCF MOP-13; Metcalf & Eddy, 2003: [www.aireadores.net](http://www.aireadores.net); [www.difusores.net](http://www.difusores.net)):

- Sistemas de aeración mecánica (aeradores mecánicos)
- Sistemas de aeración por burbujas (difusores)

## **SISTEMAS DE AERACIÓN MECÁNICA**

La transferencia de oxígeno de este tipo de aeradores se consigue de dos formas:

1. El mecanismo de turbulencia que comprende la transferencia de oxígeno en la superficie turbulenta del líquido.
2. El mecanismo de dispersión que comprende la transferencia de oxígeno a las gotas esparcidas por las paletas del aerador.

Existen tres tipos principales de aeración mecánica: Aeradores superficiales, sistemas jet y sistemas de agitación y aspersion o sistemas combinados. Los sistemas de aeración superficial es el tipo de aeradores mecánicos más comúnmente empleados en el tratamiento de aguas negras. La profundidad que se usa para el líquido es convencionalmente de 4 m aproximadamente.

### **Aeradores superficiales**

Existen dos tipos básicos de aeradores superficiales que se distinguen por su plano de rotación. Los aeradores de turbina giran en un plano horizontal sobre un eje vertical y los aeradores de paletas giran en un plano vertical sobre un eje horizontal.

#### Aeradores de paletas.

En este tipo de aeradores, una rueda de paletas parcialmente sumergida, gira sobre un eje horizontal y se puede usar para romper y agitar una superficie líquida y mezclar el líquido aireado con el volumen principal. El cepillo de Kessener es una versión muy difundida de este dispositivo, en el que paletas de acero inoxidable de aproximadamente 0.4 m de diámetro giran a una velocidad cercana a  $2 \text{ s}^{-1}$ . La eficiencia

de oxigenación depende de la configuración y tamaño del tanque pero suele ser de 1.8 kg de oxígeno/kWh dentro de un intervalo de 0.8 a 2.4 kg de oxígeno/kWh.

La tasa de oxigenación de este tipo de aeradores se puede variar, si se cambia la velocidad de rotación del cepillo o la profundidad de inmersión del cepillo dentro del líquido. Este tipo de aeradores se adapta mejor a unidades con canales largos debido al flujo lineal que le imponen al líquido, por lo cual cuando se usan en un estanque estático se debe proveer de deflectores y mantener el área de la sección del tanque en una proporción pequeña para alcanzar suficiente turbulencia con el fin de tener una buena mezcla del líquido y una buena suspensión de lodos.

### Aeradores de turbina.

Una turbina que gira en un eje vertical en la superficie del líquido, extrae líquido del tanque de aeración y lo lanza sobre la superficie manteniendo una circulación del líquido que suele ser radial con respecto a la turbina. La profundidad de inmersión de la turbina en el líquido tiene un efecto crítico sobre el funcionamiento del equipo y se debe controlar cuidadosamente. El ensamble de este tipo de sistemas se puede montar sobre una estructura de soporte permanente, sobre ejes extensibles o sobre flotantes. Las variaciones de la carga se pueden compensar con cambios en la velocidad de rotación y profundidad de inmersión.

Las eficiencias de oxigenación de los aeradores de turbina se encuentran entre 1.5 y 2.8 kg de oxígeno/kWh. El valor “alfa” en estas unidades tiende a empezar con un valor mayor de la unidad y baja por debajo de uno al proceder la purificación.

## **SISTEMAS DE AERACIÓN POR BURBUJAS**

Actualmente, muchas instalaciones están siendo convertidas con la implementación de sistemas de transferencia de oxígeno del tipo difusores de aire de burbuja fina. Lo

anterior se debe a la eficiencia energética y facilidades de operación de dichos sistemas.

En estos sistemas la aeración se efectúa por la acción de las burbujas formadas dentro del licor particularmente de tres formas: 1) Se fuerza aire comprimido a través de toberas o perforaciones conocidas como “aspersores”, 2) a través de medios porosos llamados “difusores” o, 3) por disolución de aire a presión en una parte del líquido para luego ser liberado en el licor provocando efervescencia. La aspersion produce por lo general las burbujas más gruesas de entre 3 a 5 mm de diámetro. El término aeración por difusor suele ser empleado para describir los sistemas de aeración por burbujas en general incluyendo los sistemas de aspersion.

Casi el 90% del gas que se hace pasar por el licor, contribuye muy poco a la transferencia de oxígeno y sólo ejerce una función mezcladora. La eficiencia de uso aumenta al disminuir el tamaño de las burbujas y aumentar la profundidad del líquido a través de la cual se elevan las burbujas, pero ambos efectos aumentan los costos de la compresión de aire. Lo anterior se debe a que los difusores de burbuja fina tienen mayor resistencia al paso de aire que aquellos que producen burbujas gruesas, además, el uso de mayores profundidades de líquido tiene un efecto en la mayor presión hidrostática que se ha de superar utilizando presiones más altas en la descarga del compresor. En profundidades de líquido menores de 3 m, el tiempo de residencia de las burbujas es corto y por tanto su uso también, esto se puede compensar con un aumento en la tasa de flujo pero esto produce también aumento en los costos de compresión.

Para el tratamiento normal de aguas negras se utilizan tasas de flujo de aire de 7 a 10 m<sup>3</sup> de aire/m<sup>3</sup> de aguas negras, que corresponden aproximadamente a 30 a 40 m<sup>3</sup> de aire/kg de DBO. Los difusores se pueden instalar como un montaje fijo en el tanque de aeración, sistema conocido como tipo red o de “piso plano”. En otro sistema los difusores se montan como una serie a lo largo de un lado del tanque, lo que imparte al

flujo del líquido un patrón helicoidal, por lo cual se le suele llamar “sistema de flujo espiral”.

### **Difusores de burbujas finas**

Los difusores de burbujas finas se fabrican de material sintetizado, cerámico o de plástico comprimido formando placas, tubos o domos. El diámetro de las burbujas producidas por este tipo de difusores es de aproximadamente 1.5 a 2 mm. El tamaño de las burbujas que se generan depende del tamaño de los poros del medio poroso y de su capacidad de ser humedecido. Lo anterior se ve afectado por la presencia de materiales tensoactivos en las aguas residuales. Este tipo de difusores ofrecen una resistencia mayor al flujo de aire que los dispositivos que generan burbujas medianas o gruesas. Otro inconveniente de estos sistemas, es que el aire debe ser filtrado antes de pasar al difusor ya que el polvo podría llegar a bloquear los poros en el interior del medio poroso. También se puede generar el crecimiento de lama en la superficie mojada ya que ésta es una región de alta disolución de oxígeno, por lo que resulta ventajoso montar los equipos en una distribución que permita un fácil acceso para su limpieza.

### **Difusores de burbuja gruesa**

En este tipo de sistemas se colocan una diversidad de toberas, placas o tubos, perforados o rasurados en diferentes tipos de arreglos para producir burbujas gruesas. Este tipo de dispositivos no requieren un suministro de aire filtrado, sólo la filtración necesaria antes de la toma para proteger el compresor. El montaje del orificio puede incluir un dispositivo unidireccional (tipo válvula check), para impedir que las aguas residuales entren en la línea de suministro de aire, en caso de que la presión de este suministro caiga por debajo de la presión hidrostática en el orificio.

## OTROS SISTEMAS DE AERACIÓN

Existen algunos otros sistemas de aeración que suelen ser empleados en tratamiento de agua residual, aunque en mucha menor frecuencia que los sistemas anteriores. Algunos de estos sistemas son: Aeración tipo Jet, sistemas combinados de agitación y aeración por aspersión, sistemas de gas disuelto, entre otros.

## EFICIENCIA DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN AGUAS RESIDUALES

La medición de la eficiencia de los equipos de transferencia de oxígeno, se realiza en función de diversos parámetros como la tasa de transferencia de oxígeno al agua residual u OTR (por sus siglas en inglés de, *Oxygen Transfer Rate*) expresado en unidades de kg O<sub>2</sub>/h ó lb O<sub>2</sub>/h. Típicamente, los sistemas de aeración mecánica se evalúan a partir de un parámetro conocido como SAE (por sus siglas en inglés, *Standard Aeration Efficiency*), expresado en unidades de kg O<sub>2</sub>/kWh ó lb O<sub>2</sub>/hP-h, medida en condiciones estándar. Las condiciones estándar son una atmósfera de presión, con una temperatura de 20°C (68°F) en agua pura a condiciones iniciales de 0 mg/L de oxígeno disuelto (OD). Por otro lado, los sistemas de difusión se evalúan a partir de un parámetro denominado SOTE (por sus siglas en inglés, *Standard Oxygen Transfer Efficiency*), expresado en porcentaje (%) y que suele ser proporcionado por el fabricante del sistema de aeración. El SAE representa la cantidad de oxígeno que puede ser transferido por unidad de potencia del aerador mecánico, por otro lado, el SOTE representa el porcentaje de oxígeno que puede realmente transferirse al sistema a partir de una cantidad dada de oxígeno que es introducida a dicho sistema (Crites, 1998; WEF MOP-8, 1988; Metcalf & Eddy, 2003).

La transferencia de oxígeno en aguas residuales de proceso, difiere de las condiciones estándar por tener una menor fuerza impulsora de transferencia de oxígeno y un coeficiente de transferencia de masa más bajo. Adicionalmente el área interfacial de esta agua puede también incrementar o disminuir las eficiencias de transferencia.

La fuerza impulsora en las aguas residuales es la diferencia entre la concentración de saturación de oxígeno disuelto y la concentración actual de oxígeno disuelto en el seno del líquido ( $C_T^* - C$ ). El coeficiente de transferencia de masa del agua residual es corregido por el efecto de la temperatura y el efecto de los contaminantes presentes en el agua residual. Todas estas correcciones transforman las eficiencias de aeración estándar a eficiencias de aeración a las condiciones de campo, es decir, la eficiencia de aeración estándar (SAE), se transforma en la eficiencia de aeración a las condiciones de campo denominada AE, mientras que la eficiencia estándar de transferencia de oxígeno (SOTE) se convierte en la eficiencia de transferencia de oxígeno a condiciones actuales o de campo denominada OTE.

Con las correcciones antes mencionadas, la expresión para el cálculo de la eficiencia de aeración o de transferencia de oxígeno queda de la siguiente forma:

$$N = N_0 \alpha \frac{(\beta C_{T,P}^* - C)}{C_{20^\circ C, 1atm}^*} \cdot \theta^{T-20} F \quad (2.27)$$

Donde:

**N:** AE para aeradores mecánicos o OTE para difusores.

**N<sub>0</sub>:** SAE para aeradores mecánicos o SOTE para difusores.

**α:** Factor de corrección “alfa” debido a los constituyentes presentes en el agua residual.

**β:** Factor de corrección debido a la tensión superficial salina, varía entre 0.95 y 0.98.

**C<sup>\*</sup><sub>T,P</sub>:** Concentración de saturación de OD en agua limpia a la temperatura T y presión P de condiciones de campo (para sistemas difusores se emplea C<sup>\*</sup><sub>prom,T,P</sub>), mg/L.

**C<sup>\*</sup><sub>20°C,1atm</sub>:** Concentración de saturación de OD en agua limpia a 20°C y 1 atmósfera.

**C:** Concentración de oxígeno disuelto de operación, mg/L.

**θ:** Coeficiente de corrección de temperatura, comúnmente se acepta el valor de 1.024.

**T:** Temperatura de operación, °C

**F:** Factor por taponamiento (sólo aplicable a sistemas difusores), típicamente entre 0.65 a 0.9

En el caso de sistemas difusores de aire se emplea el término  $C^*_{prom,T,P}$  en lugar de  $C^*_{T,P}$ , debido a que la concentración de saturación varía a lo largo de la profundidad del tanque de aeración por efectos de la presión hidrostática. Este término se evalúa con la siguiente expresión:

$$C^*_{prom,T,P} = \frac{C^*_{T,P}}{2} \left( \frac{P_{lib.aire}}{P_{atm}} + \frac{\%O_{2,final}}{21} \right) \quad (2.28)$$

Donde:

$C^*_{prom,T,P}$ : Concentración promedio de saturación de OD en agua limpia en el tanque a la temperatura T y presión P

$C^*_{T,P}$ : Concentración de saturación de OD en agua limpia a la temperatura T y presión P de condiciones de campo.

$P_{lib.aire}$ : Presión a la profundidad de liberación de aire.

$P_{atm}$ : Presión atmosférica del sitio.

$\%O_{2,final}$ : Porcentaje de concentración de oxígeno que deja el tanque, generalmente entre 18 a 20%.

Las eficiencias de aeración, se definen a partir de las tasas de transferencia de oxígeno como:

$$N_0 = SOTR / P \quad (2.29)$$

$$N = OTR / P \quad (2.30)$$

donde:

**SOTR**: Tasa estándar de transferencia de oxígeno, kg/h

**OTR**: Tasa de transferencia de oxígeno, kg/h

**P**: Potencia neta del aerador, kW

Asumiendo condiciones de estado estacionario y sistemas completamente mezclados, se puede emplear la siguiente fórmula para calcular el número de aeradores para la planta entera:

$$n = \frac{R \cdot Q}{N \cdot P} = \frac{R \cdot Q \cdot C_{20^\circ C, 1atm}^*}{\alpha N_0 (\beta C_{T,P}^* - C) \theta^{T-20} P} \quad (2.31)$$

donde:

**n**: número de aeradores

**R**: Requerimientos de oxígeno, kg O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> o mg/L

**Q**: Flujo de aguas residuales, m<sup>3</sup>/h

**N**: Eficiencia de aeración, kg O<sub>2</sub>/kWh

**P**: Requerimientos de potencia de una sola unidad, kW

Los requerimientos de potencia sugeridos por el proveedor necesitan ser checados contra la potencia de entrada proyectada por unidad de volumen nP/V, donde V es el volumen total de los tanques de aeración.

En el caso de los sistemas de aeración con difusores, una vez que se tiene ya estimada la cantidad de aire requerido para la transferencia de oxígeno y/o para mezclado del tanque de aeración, la potencia requerida por los sopladores puede ser evaluada por medio de la siguiente expresión:

$$P_w = \frac{wRT_1}{29ne} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^n - 1 \right] \quad (2.32)$$

donde:

**P<sub>w</sub>**: potencia requerida del soplador, kW

**w**: Flujo másico de aire, kg/s

**R**: constante de los gases, 8.314 kJ/kmol K

**T<sub>1</sub>**: Temperatura absoluta a la entrada, K

**p<sub>1</sub>**: Presión absoluta a la entrada, atm

**p<sub>2</sub>**: Presión absoluta a la salida, atm

**n**:  $n=(k-1)k=0.283$  para aire, ( $k=1.395$  para aire)

**29**: Peso molecular del aire

**e**: Eficiencia del soplador, (el intervalo típico de estos equipos es entre 0.7 a 0.9)

En las siguientes tablas, se muestran intervalos y valores típicos de algunos parámetros empleados en sistemas de aeración para tratamiento de aguas residuales (Crites, 1998; WPCF MOP-13, 1988; Metcalf & Eddy, 2003)

**Tabla 2.10. Intervalos típicos de parámetros de sistemas de aeración mecánica.**

Parámetro	Unidades	Intervalo
SAE (superficial de baja velocidad con tubo de aspiración)	$\frac{kg\ O_2}{kWh}$	1.2-2.8
Factor $\alpha$	Adim.	0.6 – 0.9
Factor $\beta$	Adim.	0.95 – 0.98
Factor $\theta$	Adim.	1.024
Energía requerida para mezclado	$\frac{kW}{10^3 m^3}$	19 - 39

**Tabla 2.11. Intervalos típicos de parámetros de sistemas de aeración por difusores.**

Parámetro	Unidades	Intervalo
SOTE (difusores tubulares de membrana)	%	20 - 30
Factor $\alpha$	Adim.	0.3 – 0.6
Factor $\beta$	Adim.	0.95 – 0.98
Factor $\theta$	Adim.	1.024
Factor F	Adim.	0.65 – 0.9
Aire requerido para mezclado (arreglo tipo red)	$\frac{m^3}{10^3 m^3 \cdot min}$	10 - 15

## 2.5 AVANCES TECNOLÓGICOS EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

### 2.5.1 AERACIÓN POR DIFUSORES DE BURBUJA FINA

Los dos sistemas de aeración más comunes son el subsuperficial y el mecánico. En un sistema subsuperficial, el aire es introducido por difusores u otros dispositivos sumergidos en el agua residual. Por otro lado, un sistema mecánico agita el agua residual por varios medios (propelas, aspas o escobillas) provocando la difusión de oxígeno del aire atmosférico en la fase líquida.

Los equipos de difusión del aire comúnmente son clasificados por el tamaño de la burbuja. Los sistemas de difusión de aire pueden ser clasificados en tres categorías (EPA, 1999):

- *Difusores porosos (burbuja fina)*. Los difusores porosos son montados o atornillados a un travesaño tubular difusor (distribuidor múltiple de aire), este recorre el largo y ancho del tanque en su profundidad ó son colocados en un pequeño travesaño movable (tubería alzada). Estos difusores se presentan en varias formas y tamaños, como lo son discos, tubos, domos y platos.
- *Difusores no porosos (burbuja gruesa)*. El tipo común de estos difusores no porosos tienen orificios fijos (tubería perforada, rociadores y tubos rasurados), orificios distribuidos y tubos estáticos. El tamaño de burbuja de estos difusores es mayor que el de los difusores porosos, por lo tanto tienen eficiencias de transferencia de oxígeno más bajas.
- *Otros dispositivos de difusión*. Incluyen a los aeradores tipo Jet (los cuales descargan una mezcla de aire y líquido a través de una boquilla próxima al fondo del tanque). Aspiradores (colocado en la superficie del tanque para suministrar una mezcla de aire y agua) y tubos en “U” (en donde aire comprimido es descargado en un ramal inferior a un pozo vertical profundo).

La aeración mediante burbuja fina se realiza mediante un sistema difusor que produce burbujas de aire dentro del agua y aguas residuales (Figuras 2.3, 2.4 y 2.5), con diámetros de aproximadamente 0.5 mm a 4 mm. Todos los sistemas crean un espectro de tamaños de burbujas pero los sistemas de burbuja fina tienen una larga porción de burbujas de 0.5 a 2 mm de diámetro o incluso menos. La burbuja fina crea un área superficial global máxima de burbuja y por tanto una eficiencia de transferencia de oxígeno máxima. El arreglo más común que se efectúa en los sistemas de difusores de burbuja fina es el de tipo malla que se muestra en la Figura 2.6.

	
<p><b>Figura 2.3. Difusores de burbuja fina de membrana</b></p>	<p><b>Figura 2.4. Difusores de burbuja fina de placa</b></p>
	
<p><b>Figura 2.5. Difusores de burbuja fina tubulares</b></p>	



Los sistemas de aeración por difusores, no son sistemas que se puedan considerar técnicamente como sistemas innovadores en el ámbito del tratamiento de aguas residuales, ya que su empleo en esta área es ya tan antiguo como el empleo de la aeración por medios mecánicos. Los primeros sistemas empleados para aeración por medio de difusores, eran simplemente tubos perforados donde se introducía aire el cual formaba burbujas al salir por los orificios contenidos en dicho tubo.

Por otro lado, la aeración por difusores de burbuja fina aunque son sistemas más recientes, sus inicios datan ya también de algunas décadas, sin embargo, debido a la baja calidad y tecnología de los materiales entonces empleados, esos sistemas presentaron una gran cantidad de problemas operativos como excesivos taponamientos, desgaste y corrosión, entre otros, por lo que su empleo fue en decremento siendo rebasados por los sistemas de aeración mecánica e incluso por los sistemas difusores de burbuja gruesa, que aunque son menos eficientes, presentaban mucho menos problemas operacionales y por ende menores costos operativos.

No obstante, en la última década la tecnología de aeración por difusión con burbuja fina ha tenido un apogeo e incremento en su empleo, debido al desarrollo de una gran

variedad de materiales con características que permiten disminuir notablemente varios de los problemas anteriormente mencionados, además de mejoras tecnológicas implementadas en este tipo de sistemas.

Este aumento en el empleo de estos sistemas se debe a las varias ventajas que presentan como: altos rendimientos de oxigenación, adaptabilidad a la variación en los requerimientos de oxígeno, y a la reducción en la producción de aerosoles (Duchéne et al., 2001). Incluso, se han realizado estudios sobre el impacto ambiental generado por aerosoles formados en plantas de tratamiento de aguas residuales que emplean diferentes sistemas de aeración, encontrándose que aquellas plantas que operan con sistemas de aeración por burbuja fina, generan aerosoles con bastante menos concentración de microorganismos patógenos como bacterias y hongos, resultando en sugerencias de cambiar los sistemas a base de agitación mecánica por sistemas a base de difusores para disminuir los posibles daños ocasionados a la salud humana.

El uso de la aeración por burbuja fina incrementa la eficiencia del tratamiento y la transferencia de oxígeno, así como también reduce costos energéticos, en las plantas de tratamiento de aguas residuales. Lo cual hace interesante la incorporación de este tipo de tecnologías.

## **VENTAJAS Y DESVENTAJAS TÉCNICAS**

Algunas ventajas y desventajas de varios sistemas de difusión por burbuja fina son listadas a continuación (EPA, 1999):

**Tabla 2.12. Ventajas y desventajas de los sistemas de difusión por burbuja fina**

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Se tienen altas eficiencias de transferencia de oxígeno.</li> <li>2. Exhiben altas eficiencias de aeración (masa de oxígeno transferido por unidad de potencia por unidad de tiempo)</li> <li>3. Puede satisfacer altas demandas de oxígeno</li> <li>4. Son fácilmente adaptables a depósitos existentes para la renovación de plantas.</li> <li>5. Baja emisión de compuestos orgánicos volátiles, en comparación con los difusores no porosos o aeradores mecánicos.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Los difusores de burbuja fina son susceptibles al ensuciamiento biológico y químico, por lo cual puede perjudicar la eficiencia de transferencia y generar altas pérdidas de presión del aire. Como resultado se requiere limpieza rutinaria.</li> <li>2. Los difusores de burbuja fina son susceptibles de ataque químico (especialmente a perforar las membranas). Por consiguiente, el cuidado debe ser ejercido desde la selección apropiada de materiales para un tipo de agua residual dado.</li> <li>3. La distribución del flujo de aire es crítica en el rendimiento y la selección apropiada de los orificios de control de flujo de aire es importante.</li> <li>4. El flujo de aire requerido en un tanque (normalmente al final del efluente) es dictado por el mezclado no por la transferencia de oxígeno.</li> <li>5. El diseño del tanque debe incorporar un medio de fácil drenado del tanque para limpieza del mismo.</li> </ol>

## 2.5.2 REACTORES DE BIOMASA FIJA (LECHOS MOVILES)

### INTRODUCCIÓN

En los sistemas convencionales de tratamiento biológico aerobio con biomasa en suspensión, una de las limitantes del proceso para incrementar la capacidad de sistemas ya construidos es la concentración de biomasa que puede mantenerse en los reactores biológicos, siendo el intervalo de concentración recomendada de 2 a 3 g/L. A concentraciones mayores de biomasa se tienen problemas de flotación de lodos en los sedimentadores secundarios. Este problema ha sido resuelto con la generación de

nuevas tecnologías que utilizan materiales de soporte que permiten mantener valores de biomasa del orden de 8 g/L. Tal incremento en la concentración de biomasa, complementado con sistemas de aeración de alta eficiencia, permite aprovechar las instalaciones convencionales de lodos activados para incrementar significativamente el flujo de agua residual que puede ser tratado. Los soportes son generalmente pequeños no mayores a 5 cm de diámetro. Estos dispositivos son hechos de materiales poliméricos con una densidad tal que les permite evitar precipitarse al fondo o flotar en la superficie del agua, esto significa que quedan suspendidos a través de la columna hidrostática. Se provoca deliberadamente turbulencia en el líquido para promover el movimiento de los soportes a lo largo de todo el contenido del tanque, de esta manera se procura que en todo el volumen del recipiente estén presentes los lodos activados y no existan problemas de gradientes de concentración que provoquen regiones con régimen anaerobio. Esta tecnología puede resultar complementaria a la descrita en el apartado anterior (burbuja fina), considerando que la primera busca garantizar la mayor concentración de oxígeno en el líquido y la segunda garantiza una mayor concentración de biomasa en el reactor.

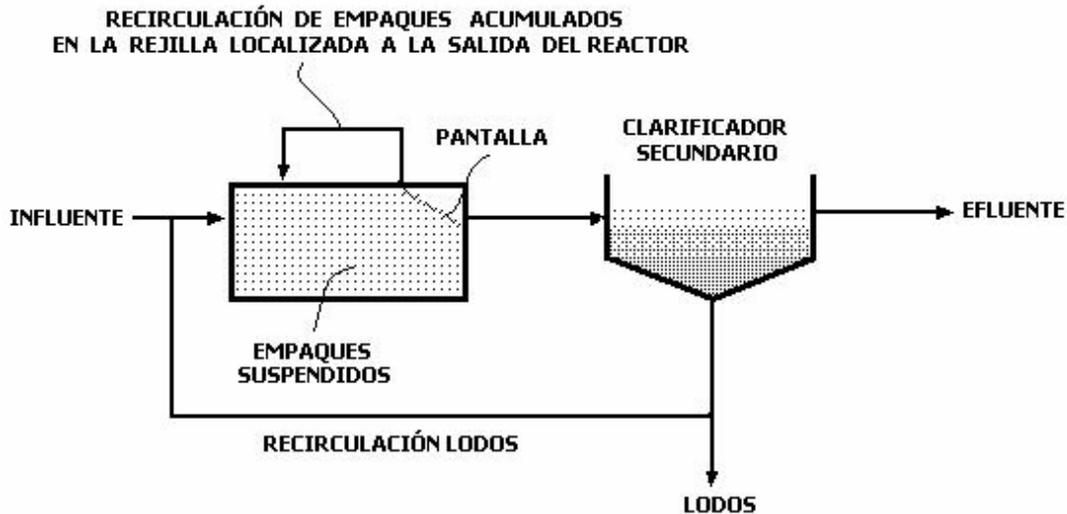
Este tipo de procesos también conocidos como reactores de biopelícula en lecho móvil (**MBBR**, por sus siglas en inglés de *Moving-Bed Biofilm Reactor*), fueron desarrollados en Noruega desde finales de 1980s y a principios de 1990s (Odegaard et al., 1994). Este tipo de reactores se emplean tanto para remoción de material carbonoso así como de nitrógeno (Pastorelli et al., 1997; Rusten et al., 2006).

Una ventaja adicional de la tecnología MBBR que se está empleando en la actualidad, es la posibilidad de ser integrada a plantas ya existentes, incrementando de esta forma la capacidad de tratamiento de aguas de la misma (Andreottola et al., 2003), aumento en la nitrificación (Æsoy et al., 1998), además de la remoción de nitrógeno del sistema (Von Munch et al., 2000), incluso en instalaciones en desuso dentro de la misma planta (Andreottola et al., 2000). Este tipo de estudios de incremento en capacidad de tratamiento y calidad del agua tratada obtenida, ha sido analizada incluso a través de simulaciones por computadora, demostrándose que la tecnología MBBR resulta ser

más efectiva que el empleo de un sistema de lodos activados convencional (Hvala et al., 2002).

## DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Varios tipos de materiales sintéticos de soporte se han desarrollado para ser empleados en procesos de tratamiento por lodos activados; esos materiales de soporte pueden suspenderse en el licor mezclado o estar fijos en el tanque de aeración. Un término que suele ser usado para describir este tipo de procesos es: “proceso de lodos activados con biopelícula integrada” (Figura 2.7). Estos procesos van dirigidos a mejorar el proceso de lodos activados, ya que proporcionan una gran concentración de biomasa en el tanque de aeración; lo cual permite una disminución en el tamaño requerido del reactor o bien el tratamiento de mayores cargas.



**Figura 2.7. Proceso de lodos activados con biopelícula integrada**

Algunos de estos reactores MBBR son también utilizados para aumentar la tasa de nitrificación, acompañada con desnitrificación en los tanques de aeración cuando se colocan zonas anóxicas. Debido a problemas relacionados a la complejidad y

entendimiento del área y actividad de la biopelícula, los procesos de diseño son empíricos y basados en estudios de planta piloto o resultados a pequeña escala.

Actualmente, existen en el mercado varios ejemplos de procesos de este tipo, los cuales suelen diferir principalmente del tipo de material de soporte empleado y del diseño de etapas del sistema. Por ejemplo, algunos procesos utilizan soportes de espuma de poliuretano con densidades de  $0.95 \text{ g/cm}^3$  aproximadamente, los cuales son colocados en el reactor biológico en flotación libre y retenidos por mallas en el efluente (Figura 2.8). El volumen que ocupan dichos soportes o empaques puede ser del 20 al 50 % del volumen total del reactor. El mezclado por medio de difusores permite la circulación de los soportes de espuma en el sistema pero sin métodos adicionales de mezclado se puede tender a la acumulación de empaques en la descarga del efluente del tanque de aeración o a la flotación de estos soportes en la superficie. La rejilla en el efluente es limpiada continuamente con aire y se bombean los soportes a la descarga del influente al reactor. Los sólidos son removidos en un sedimentador secundario convencional y la purga de lodos se realiza desde la línea de retorno de lodos.



**Figura 2.8. Sistema de mallas para retención de soportes en procesos MBBR**

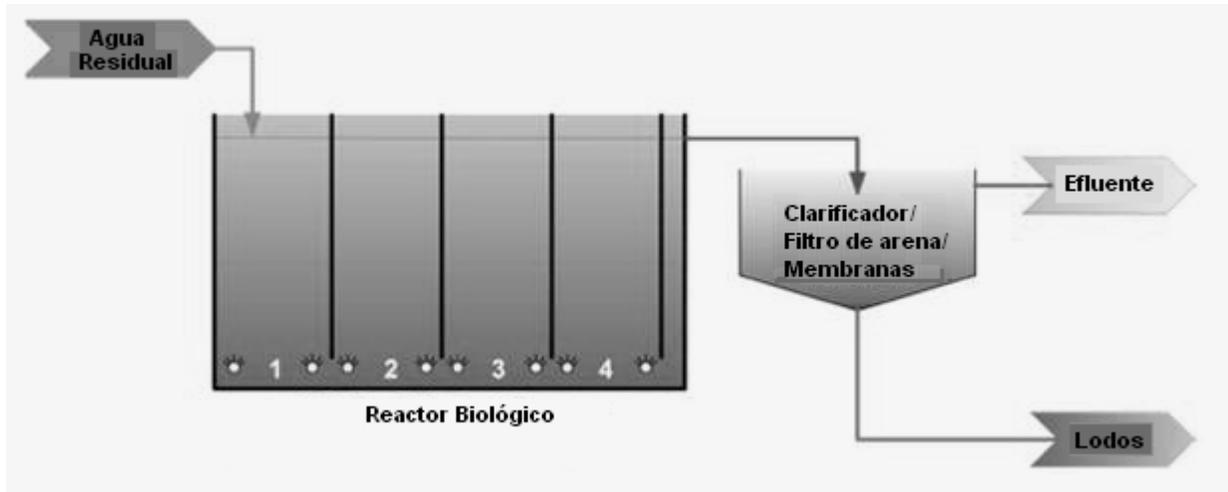
Las cargas orgánicas que han sido tratadas en estos sistemas se encuentran en un intervalo de  $1.5$  a  $4.0 \text{ kg/m}^3\cdot\text{d}$  con concentraciones de SSLM de entre  $5000$  a  $9000 \text{ mg/L}$ . Además se ha encontrado que los tiempos de retención celular necesarios para que se lleve a cabo la nitrificación son menores en estos sistemas que en aquellos sistemas de lodos activados sin soportes internos.

Algunos sistemas MBBR, utilizan soportes de forma cilíndrica de 10 mm de diámetro y 7 mm de altura con una cruz dentro del cilindro y aletas en el exterior (Figura 2.9). Estos soportes proporcionan áreas superficiales específicas de hasta  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$  de volumen de soporte. Se ha demostrado que la forma y tamaño de los soportes parecen no ser tan importantes cuando presentan la misma área superficial, por lo que se pueden realizar diseños basados en cargas orgánicas de área superficial ( $\text{kg DQO}/\text{m}^2\text{d}$ ) (Odegaard et al., 2000). Estos sistemas MBBR suelen no requerir retorno de lodos ni retrolavado, aunque también requieren de un clarificador secundario para sedimentar los sólidos desprendidos. La presencia del material de soporte en los reactores de aeración, puede requerir drenaje periódico de los tanques y remoción de los soportes para la limpieza de los difusores.

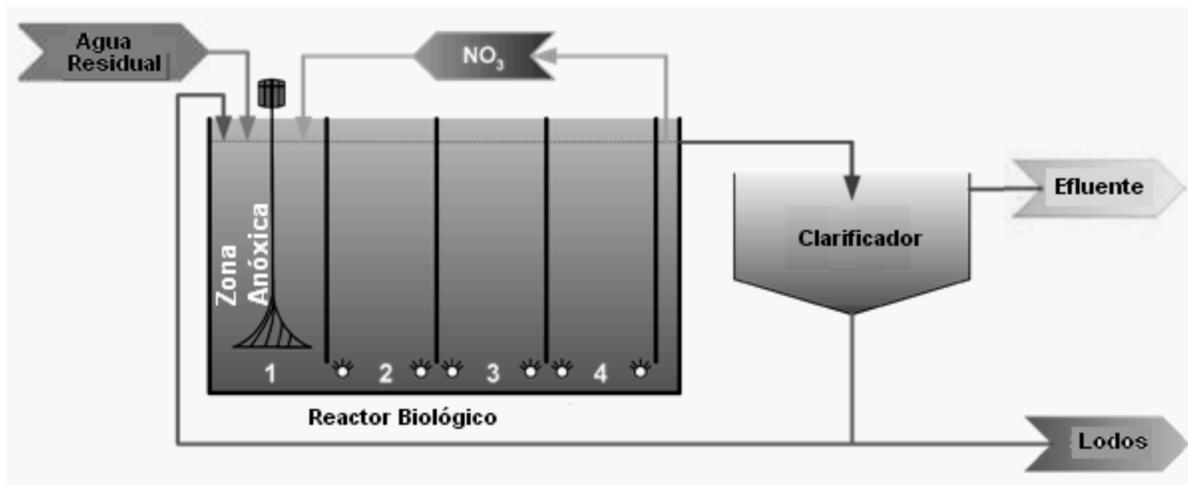


**Figura 2.9. Material de soporte (empaques) empleado en sistemas MBBR**

Existen dos aplicaciones principales para los cuales se emplean los sistemas MBBR. La aplicación más común es la remoción de DBO (Figura 2.10) acompañada por la nitrificación y desnitrificación de la corriente de agua residual (Figura 2.11). En este tipo de sistemas de tipo anóxico-aerobio, se diseñan reactores de varias etapas. Si también se requiere la remoción de fósforo, ésta es llevada a cabo por la adición de químicos después del sistema MBBR.



**Figura 2.10. Remoción intensiva de DBO en un reactor MBBR**



**Figura 2.11. Remoción de DBO y Nitrógeno en un reactor MBBR**

Adicionalmente, se han efectuado estudios para efectuar la remoción de nutrientes por adición y precipitación química dentro del mismo reactor (Rusten et al., 1997; Wang et al., 2006).

La segunda aplicación que es menos empleada es aquella donde un sistema MBBR es utilizado en lugar de un filtro percolador en un proceso de contacto de sólidos (SC). Los parámetros de diseño y operación típicos para este tipo de sistemas son los que se muestran a continuación (Metcalf & Eddy, 2003):

**Tabla 2.13. Parámetros de diseño y operación típicos de un sistema MBBR**

PARÁMETRO	UNIDAD	INTERVALO DE VALORES
MBBR:		
Tiempo de retención anóxico.	h	1.0 – 1.2
Tiempo de retención aerobio.	h	3.5 – 4.5
Área de la biopelícula.	m <sup>2</sup> / m <sup>3</sup>	200 – 250
Carga de DBO.	kg / m <sup>3</sup> d	1.0 – 1.4
Velocidad de carga hidráulica del clarificador secundario.	m / h	0.5 – 0.8

**Tabla 2.14. Parámetros de diseño y operación típicos de un sistema MBBR/SC**

PARÁMETRO	UNIDAD	INTERVALO DE VALORES
MBBR:		
Área superficial biopelícula.	m <sup>2</sup> / m <sup>3</sup>	300 – 350
Carga orgánica.	kg DBO / m <sup>3</sup> d	4.0 – 7.0
Concentración SSLM.	mg / L	2500 – 4500
Contacto de sólidos:		
Tiempo de retención celular	d	2 – 3
Concentración SSLM.	mg / L	1500 – 2500
IVL	mL / g	90 – 120
Tiempo de retención	h	0.6 – 0.8
Tanque de reaeración	h	0.6 – 0.8
SSLM	mg / L	6000 – 8500

## APLICABILIDAD

Las principales aplicaciones de los sistemas MBBR son las siguientes:

- Incremento en Capacidad y Calidad en Plantas de Tratamiento de Aguas
- Remoción intensiva del DBO, SST y Amoniaco
- Tratamiento de Aguas Residuales Municipales e Industriales
- Tratamiento de Aguas Residuales para uso Agrícola

Algunos beneficios que proporciona un sistema MBBR son los siguientes:

- Mejora de la capacidad y de la calidad del efluente
- Remoción eficiente de nutrientes
- Mejora del IVL (Índice Volumétrico de Lodos), logrando la obtención de una mayor reducción de sólidos y carga en el clarificador final
- Baja producción de lodos

En la selección de este tipo de sistemas debe tomarse en cuenta no sólo los beneficios que ofrece dicha tecnología, sino también las posibles desventajas que la adquisición de un sistema MBBR pueden implicar.

### VENTAJAS Y DESVENTAJAS TÉCNICAS

Las ventajas y desventajas generales de un sistema MBBR son las siguientes:

**Tabla 2.15. Ventajas y desventajas de sistemas MBBR**

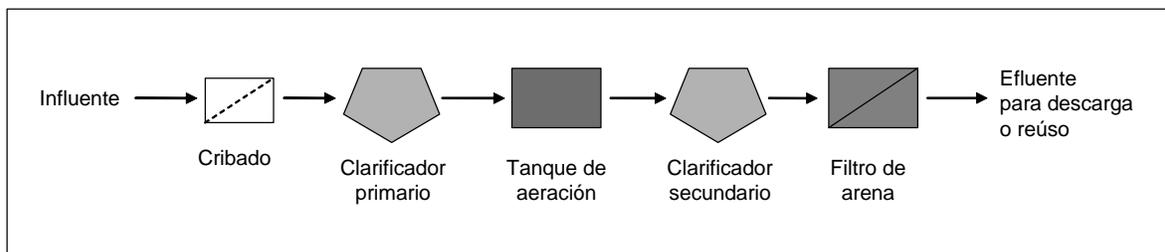
<b>VENTAJAS</b>	<b>DESVENTAJAS</b>
<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Alta concentración de biomasa en el material de soporte permite volúmenes requeridos menores que lodos activados.</li> <li>2. No hay grandes pérdidas de carga.</li> <li>3. La carga de sólidos sobre el sedimentador secundario es menor.</li> <li>4. Simplicidad de operación.</li> <li>5. Bajos costos de operación (mano de obra)</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Costo alto del relleno (patentes).</li> <li>2. Ausencia de control sobre SRT (purga de lodos sin control).</li> <li>3. La limpieza de los difusores suele requerir un vaciado total de los tanques junto con los soportes.</li> </ol>

### 2.5.3 REACTORES DE BIOMEMBRANA (MBR)

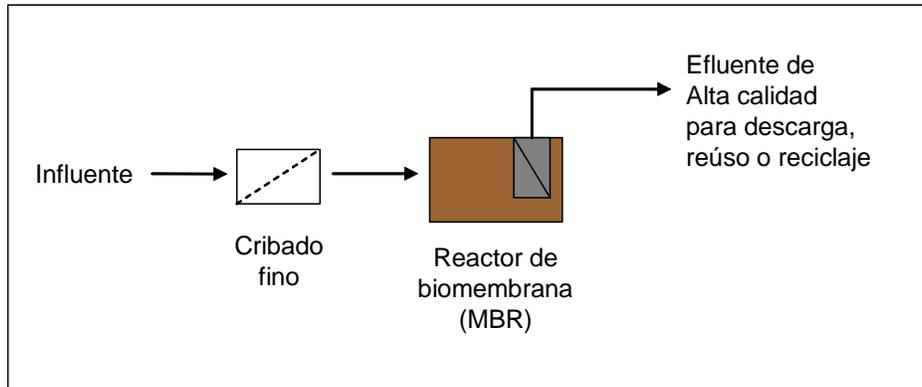
#### INTRODUCCIÓN

Los Reactores de Biomembrana (**MBR** por sus siglas en inglés de *Membrane Biological Reactors*), combinan la tecnología de separación con membrana con un tratamiento biológico para aplicaciones en las aguas residuales municipales y de la industria. Consisten en un reactor biológico (bio-reactor) con biomasa suspendida y separación de sólidos por medio de membranas de microfiltración o ultrafiltración las cuales presentan un tamaño de poros nominal de 0.1 a 0.4  $\mu\text{m}$ , como una sola unidad de proceso. Los MBR pueden ser usados en reactores biológicos de crecimiento suspendido aerobio o anaerobio para separar el agua residual tratada de la biomasa activa.

Este sistema produce un efluente de calidad igual a la combinación de una clarificación secundaria y un efluente de microfiltración. El sistema reemplaza el tratamiento convencional y combina la clarificación, la aeración y la filtración en un proceso simple y que reduce los costos de capital y de operación. El resultado es un efluente de alta calidad deseable para cualquier aplicación de descarga o de reuso municipal o industrial (Metcalf & Eddy, 2003).



**Figura 2.12. Proceso de Tratamiento Terciario Convencional Multi-pasos.**



**Figura 2.13. Proceso de Tratamiento Simplificado de MBR.**

Además, este tipo de procesos tienen la posibilidad de ser adaptados a plantas de tratamiento de aguas residuales municipales ya construidas, logrando incrementar la capacidad de las mismas sin tener que llevar a cabo grandes reconstrucciones o ampliaciones de los equipos estructurales principales del proceso de tratamiento como son los reactores biológicos y los sedimentadores, o más aún, sin la necesidad de construir nuevas plantas de tratamiento adicionales a las existentes, con la obtención de un agua tratada de altísima calidad (Gao et al, 2004; Frechen et al., 2006).

Otra cualidad de la adaptación de este tipo de tecnología en plantas de tratamiento ya existentes, es la posibilidad de efectuar la remoción de nitrógeno (Holakoo et al., 2006), pudiéndose efectuar una nitrificación-desnitrificación por etapas, o simultánea ya sea por ciclos de aeración on/off (de Silva et al., 1998), o por limitaciones difusionales debido a bajo oxígeno disuelto (Pochanna et al., 1999).

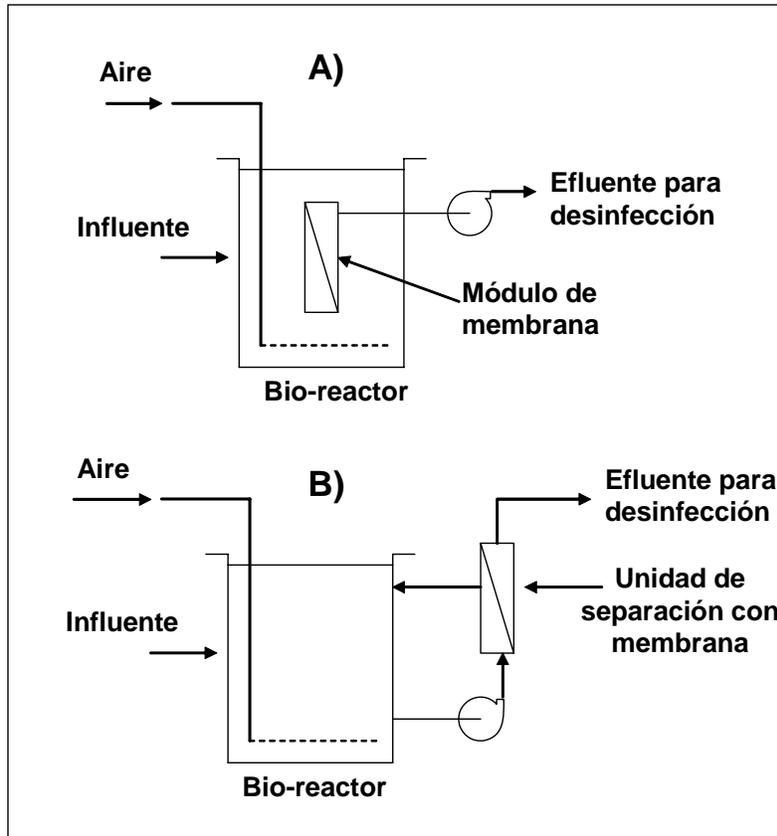
Adicionalmente, cabe señalar que el uso de esta tecnología ya ha sido probado para el tratamiento de aguas residuales domésticas o municipales, obteniéndose muy buenos resultados en su empleo (Trouve et al., 1994; Kishino et al., 1996; Gander et al., 2000; Holler y Trosch, 2001; van der Roest et al., 2002).

## DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Existen dos configuraciones básicas: 1) el bio-reactor integrado que usa un módulo de membranas inmersas en el reactor y 2) el MBR de recirculación en el cual el licor mezclado circula a través de un módulo de membranas situado afuera del reactor.

En el sistema MBR integrado (Figura 2.14 A), el componente clave es la membrana de microfiltración que está inmersa directamente en el reactor de lodos activados. Las membranas son montadas en módulos (algunas veces llamados cassettes) que pueden ser sumergidos dentro del reactor biológico. Los módulos están compuestos por las membranas, estructura de soporte para las membranas, conexiones de entrada y salida y una estructura de soporte global.

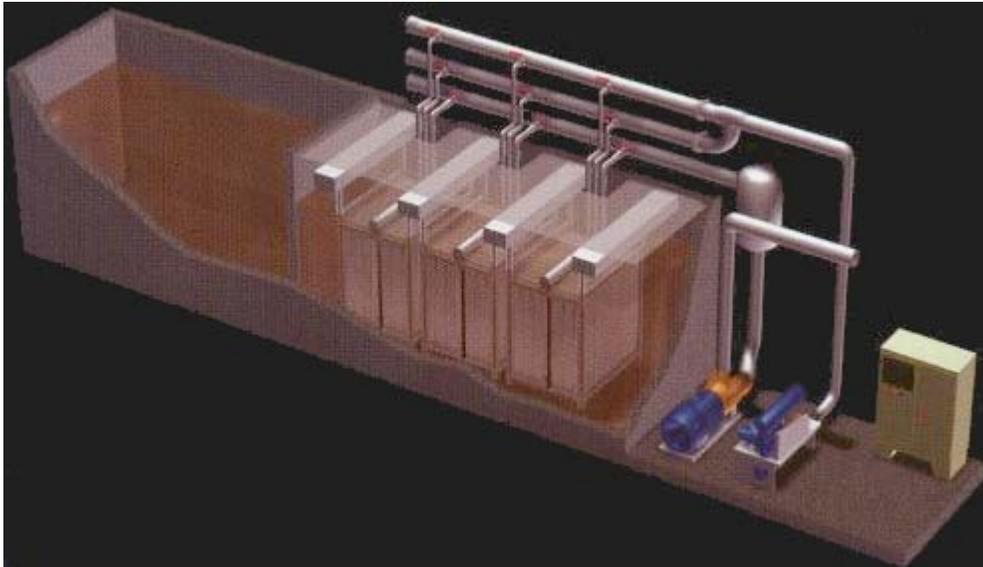
Las membranas son sometidas a vacío (menos de 50 kPa), para que el agua permee a través de la membrana mientras se retienen los sólidos en el reactor. Para mantener los SST (sólidos suspendidos totales) en el reactor y para limpiar el exterior de las membranas, se introduce aire comprimido a través de la estructura de distribución que se encuentra en la base del módulo de membrana. El aire provee de oxígeno para mantener las condiciones aerobias.



**Figura 2.14. Diagrama esquemático de los reactores de biomembrana**

- A) MBR integrado con un módulo de membrana inmersa y
- B) Bio-reactor con una unidad externa de separación con membrana.

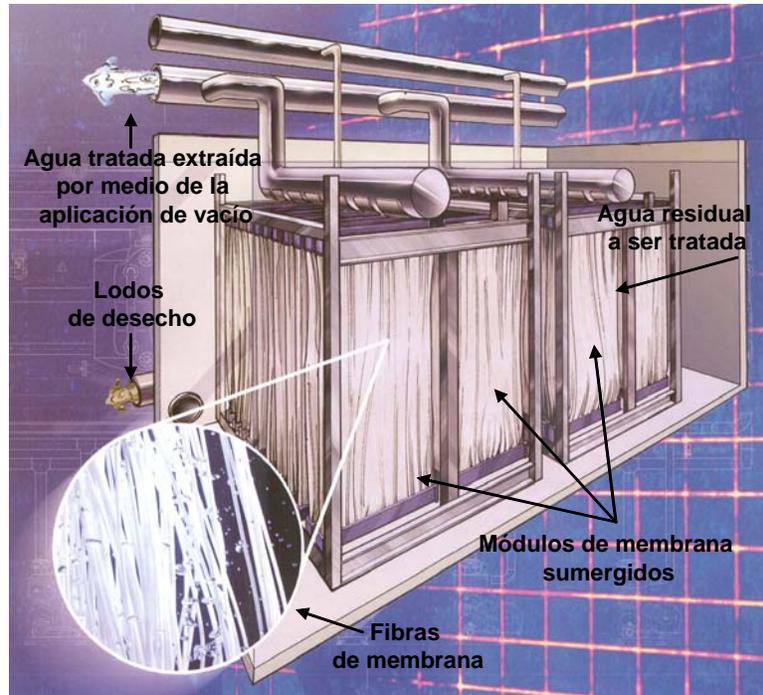
Un sistema de MBR típico se presenta en la Figura 2.15. Los elementos principales son: un reactor biológico, un tanque de membrana, una bomba de permeación, un ventilador y un equipo automático de control. Los trenes son simplemente expandidos y/o multiplicados para cumplir los requerimientos de capacidad.



**Figura 2.15. Esquema básico de un sistema MBR (Zenogem®)**

En un sistema comercial como el Zenogem®, las fibras de membrana tienen dimensiones globales de 0.91 m de ancho por 2.13 m de largo y aproximadamente 2.44 m de alto (3 ft por 7 ft por 8 ft). El equipo que sostiene la membrana incluye un sistema de aire y un sistema de suministro de agua. El sistema de aire consiste de unos difusores de burbuja gruesa localizados en el tanque de aeración, los cuales proveen agitación continua fuera de las membranas para minimizar la deposición de sólidos. El aire suministrado por este sistema es utilizado en conjunto con el aire de proceso de los lodos activados.

La unidad de membranas consiste de una serie de compartimentos compuestos de membranas de poro fino montadas a ambos lados de una plataforma de soporte. Los módulos, cuyo espesor es de 6 m, pueden ser removidos individualmente para su limpieza o reemplazo. Cada uno de los cassettes o módulos tiene una serie de tubos que extraen el efluente de las membranas (Figura 2.16).



**Figura 2.16. Esquema del sistema de MBR (Zenogem®)**

El diseño innovador ofrece un área de operación pequeña y minimiza el número de conexiones para asegurar el mantenimiento simple y rápido para plantas de todos los tamaños.

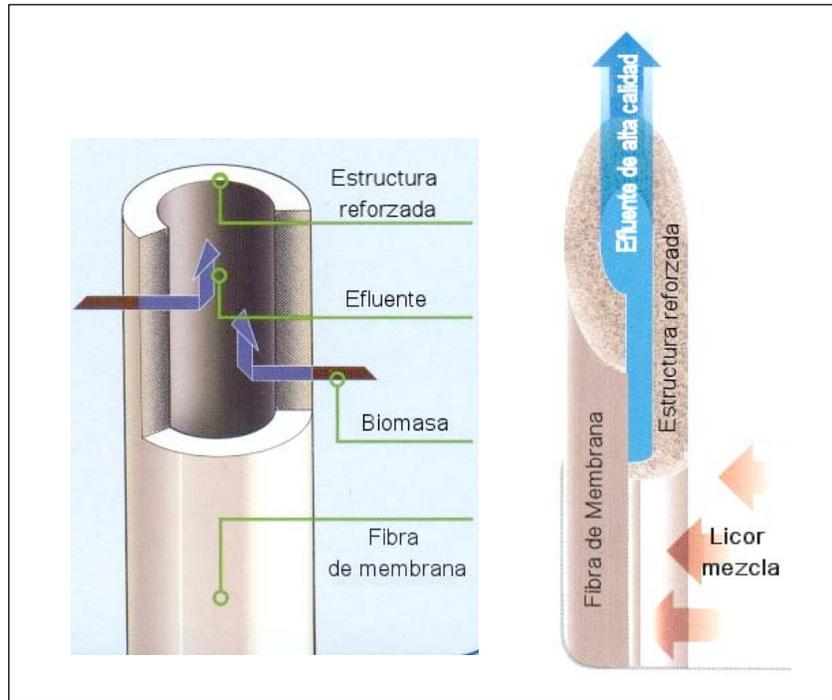
La mayoría de las membranas utilizadas en otros procesos no pueden operar en ambientes altamente sólidos, ya que éstas son diseñadas para otros propósitos, como la filtración de agua potable. El sistema de MBR usa fibras de membrana reforzadas especialmente diseñadas para cumplir los requerimientos del tratamiento de aguas residuales.

Las membranas de MBR son duras para asegurar una vida larga de operación. El diseño de la fibra reforzada es la clave del comportamiento de la membrana, ofreciendo un área de superficie de larga filtración, removiendo la mayoría de los sólidos a niveles no detectables.

Estas membranas permiten al reactor biológico operar a concentraciones más altas para sólidos de 8,000-12,000 mg/L comparada con los sistemas convencionales. Esto optimiza los procesos de nitrificación y desnitrificación. El tiempo de retención de lodos puede ser extendido para asegurar la casi completa nitrificación y la conversión de los compuestos orgánicos de nitrógeno, los cuales son críticos para aplicaciones de bajo nitrógeno total.

Este tipo de sistema es muy flexible y las configuraciones de proceso pueden ser ajustadas para cumplir con las características específicas de las aguas residuales, los requerimientos de descarga y las aplicaciones en planta. El reactor biológico puede estar diseñado con zonas pre- y post-anóxicas y con adición química para remoción de fósforo. Alternativamente, las zonas anaeróbicas pueden incorporarse dentro de la configuración del proceso para remoción biológica de fósforo y una reducción significativa en los costos químicos.

Las membranas inmersas operan bajo una ligera succión, arrastrando el agua limpia al interior de la fibra de la membrana, mientras la biomasa y las impurezas son liberadas en el tanque de proceso (Figura 2.17).



**Figura 2.17. Esquemas longitudinales de una membrana reforzada utilizada en MBR (Zenogem®)**

### Capacidades del proceso.

La capacidad del tratamiento de MBR es evaluado en términos de DBO, SST, coliformes y remoción de nitrógeno basados en laboratorio, planta piloto y estudios de de planta a gran escala. Debido a que el efluente de lodos activados de los MBR's es tratado por filtración a través de una membrana nominal de  $0.4 \mu\text{m}$ , se producen muy bajas concentraciones de sólidos suspendidos, de turbiedad y de DBO en el efluente, el cual produce un efluente deseable para agua de reuso seguido de desinfección. Algunas características reportadas del comportamiento de un sistema de MBR se presentan en las siguientes tablas (Metcalf & Eddy, 2003). Un efluente con DBO y concentraciones de turbiedad bajos son posibles mediante el sistema de MBR con concentraciones de SSLM de 6000 a 16,000 mg/L.

**Tabla 2.16. Operación típica y datos de comportamiento para un reactor de biomembrana**

Parámetro	Unidad	Intervalo
<b>Datos Operacionales</b>		
DQO	kg/m <sup>3</sup> *d	1.2-3.2
SSLM	mg/L	5,000-20,000
SSVLM	mg/L	4,000-16,000
F/M	g DQO/g SSVLM*d	0.1-0.4
Tiempo de retención celular	d	5-20
Tiempo de retención hidráulica	h	4-6
Flux	L/m <sup>2</sup> *d	600-1100
Vacío aplicado	kPa	4-35
OD	mg/L	0.5-1.0
<b>Datos Comportamiento</b>		
DBO Efluente	mg/L	<5
DQO Efluente	mg/L	<30
NH <sub>3</sub> Efluente	mg/L	<1
NT Efluente	mg/L	<10
Turbiedad Efluente	NTU	<1

**Tabla 2.17. Características del efluente de alta calidad (Zenogem®)**

Efluente de alta calidad	
Parámetro	Calidad de efluente
DBO <sub>5</sub>	<2 mg/L
SST	<2 mg/L
Amoníaco	<1 mg/L
Nitrógeno Total	<10 mg/L*
Fósforo Total	<0.1 mg/L**
Turbiedad	<0.1 NTU
SDI	<3

\*Con zona anóxica

\*\*Con adición de coagulante

**Tabla 2.18. Parámetros superados con las MBR en comparación con los sistemas convencionales\***

Característica	MBR	Tratamiento terciario convencional
<b>Clarificador</b>	No	Si
<b>Filtro</b>	No	Si
<b>SSLM</b>	>10,000 mg/L	<5,000 mg/L
<b>TRS</b>	10 – 100 días	<10 días
<b>Área</b>	Típicamente 4-5 veces más pequeño	-
<b>Estabilidad del proceso</b>	No susceptible a trastornos	Susceptible a abultamiento de lodos

\* (de acuerdo a tecnólogo)

**Tabla 2.19. Resultados de efluente alcanzados de las MBR en las aguas residuales típicas municipales o domésticas\***

Parámetro	Valor
DBO <sub>5</sub>	<2 mg/L
SST	<2 mg/L
N-NH <sub>3</sub>	<0.5 mg/L
NT	<3 mg/L
FT	<0.05 mg/L
Turbiedad	<0.2 NTU
Transmitancia	>75%

\* (De acuerdo a tecnólogo)

## VENTAJAS Y DESVENTAJAS TÉCNICAS

El sistema MBR posee ciertas ventajas sobre los procesos convencionales, entre las que se encuentran:

- Las membranas utilizadas proveen de una barrera física a la descarga de partículas, resultando mejor que en un proceso terciario convencional en la calidad en el efluente, lo cual lo hace deseable para su reuso directo o descarga.
- Las membranas pueden estar inmersas directamente en el reactor biológico, lo que resulta en un sistema que es mucho más pequeño en tamaño que las plantas terciarias convencionales.
- El proceso aerobio produce olores mínimos.
- Produce agua de alimentación de ósmosis inversa ideal con un SDI < 3.
- El costo es competitivo con las tecnologías convencionales.
- Tiene un diseño simple y eficiente.
- La limpieza in-situ simplifica la operación del sistema y el mantenimiento.

La principal desventaja que presenta esta tecnología, es que se le considera una tecnología cara en cuanto a inversión se refiere, aunque a largo plazo puede resultar una muy buena opción.

## **CAPÍTULO 3. CASO DE ESTUDIO**

### **3.1 DESCRIPCIÓN DE LA PTAN**

#### **3.1.1 INTRODUCCIÓN**

La Planta de Tratamiento de Aguas Negras (PTAN) objeto de este estudio, inició sus operaciones en 1985. La planta está dirigida a abastecer los servicios auxiliares de una de las refinerías existentes en México. Esta planta tiene una capacidad de tratamiento de agua residual de diseño de 900 L/s.

Con esta planta se contribuye al mejoramiento ecológico en tres aspectos: 1) reciclando aguas residuales principalmente domésticas, 2) reduciendo el consumo de agua potable al aprovechar las aguas tratadas para distintos usos en la refinería y 3) abasteciendo a la industria local de una parte del agua tratada.

#### **3.1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO**

##### **CÁRCAMOS DE BOMBEO**

El primer punto del proceso se realiza en los cárcamos de bombeo, donde se efectúa un tratamiento preliminar cuyo objetivo es la protección del equipo de bombeo, así como facilitar los pasos subsecuentes del proceso.

El pretratamiento realizado en estos lugares inicia con la Caja Receptora, que controla el flujo de entrada del agua directamente del colector sanitario.

Este pretratamiento consta de dos operaciones básicas:

### 1) DESBASTE O CRIBADO:

Consiste en eliminar objetos sólidos mayores que arrastra el agua, como ramas, trapos, bolsas de plástico, etc. Esto se realiza mediante rejillas metálicas donde se eliminan gruesos de hasta  $\frac{3}{4}$  de pulgada de diámetro.

### 2) DESARENADO:

Las areniscas hasta de 0.2 mm de diámetro son eliminadas por sedimentación durante su paso a través de canales desarenadores de fondo prismático, con capacidad entre los 300 y 450 litros por segundo cada uno. Concluido este proceso, el agua se recibe en una fosa húmeda, de donde es enviada a la planta utilizando bombas de turbina vertical con impulsores tipo tazón.

## **PLANTA DE TRATAMIENTO**

En la Planta de Tratamiento, las aguas negras son recibidas en dos tanques reguladores (TI1 y TI2), con una capacidad de almacenamiento de 6240 y 15900 metros cúbicos de agua respectivamente. Dicho volumen se mantiene uniforme durante las 24 horas del día para evitar efectos al proceso. Con el objeto de prevenir que el agua adquiera características sépticas, estos tanques cuentan con un sistema continuo de inyección de aire en el fondo que mantiene un mezclado homogéneo del agua.

La planta cuenta con tres trenes de proceso con capacidad de 300 litros por segundo cada uno interconectados entre sí, los cuales son alimentados por una caja distribuidora. Antes de que el agua pase por dicha caja, atraviesa un medidor de flujo tipo Parshall para medición de flujo.

Los datos de calidad de agua negra que se muestran en la Tabla 3.1 son resultados históricos de tres años de muestreo y análisis. Las promedios obtenidos corresponden a

muestras colectadas en el Parshall de la PTAN, lo cual representa un mezcla del agua que se recibe en los tanques T11 y T12, que constituye el influente de aguas residuales enviado a los trenes de tratamiento de la PTAN.

**Tabla 3.1. Datos históricos de calidad de agua negra colectada en la PTAN**

Parámetro	Unidades	Promedio Parshall	Desviación estándar	Máximo	Mínimo
pH		7.2	0.2	7.6	6.7
Temperatura	°C	23.2	1.7	26.3	19.0
DBO <sub>5</sub>	mg/L	202	42	288	118
DQO	mg/L	325	35	395	242
Sólidos en suspensión totales	mg/L	278	73	434	121
Fosfatos	mg/L	21.2	3.5	30.7	17.3
Dureza total	mgCaCO <sub>3</sub> /L	334	13	357	304
Alcalinidad total	mgCaCO <sub>3</sub> /L	315	29	417	248
Grasas y aceites	mg/L	5.9	3.0	20.6	1.7
Sólidos sedimentables	mL/L	5.0	3.3	24.0	3.4
SAAM	mg/L	21.6	2.8	31.8	16.6

El primer elemento de cada tren de proceso es el clarificador primario (SD-01 A/B/C), cuyas características son:

**Tabla 3.2. Características del Sedimentador Primario de la PTAN**

Forma del tanque	Circular
Dimensiones	diámetro = 32 metros altura = 4.42 metros
Capacidad	3,500 m <sup>3</sup>

En él tiene lugar el tratamiento primario, que se hace por sedimentación gravitacional, reduciendo aproximadamente el 35 % de los sólidos en suspensión por medio de rastras y desnatadoras. Para ello el equipo cuenta con alimentadores radiales y deflectores que evitan las turbulencias o corrientes de corto circuito que pudieran impedir la decantación del sobrenadante y sedimentación de parte de los sólidos. Los lodos recolectados se envían a un cárcamo de lodos para su posterior envío a un colector sanitario, ya que actualmente la Planta Tratadora de Lodos se encuentra en desuso.

El segundo elemento es el reactor de oxidación biológica (RB-01 A/B/C), cuyas características son:

**Tabla 3.3. Características de los Reactores Biológicos de la PTAN**

Forma del tanque	Rectangular
Dimensiones	Largo = 67 metros Ancho = 45 metros Altura = 4.5 metros
Capacidad	13, 500 m <sup>3</sup>

En él tiene lugar el tratamiento secundario ó biológico por Lodos Activados. Para este proceso de tipo aerobio, la oxigenación que se requiere se proporciona mediante ocho aeradores mecánicos superficiales por cada reactor.

El licor mezclado es enviado hacia los clarificadores secundarios (SD-02 A/B/C), donde se lleva a cabo la sedimentación de los sólidos suspendidos. Estos sedimentadores son iguales a los primarios en cuanto a equipo y sólo difieren de ellos en sus características, que son las siguientes:

**Tabla 3.4. Características del Sedimentador Secundario de la PTAN**

Forma del tanque	Circular
Dimensiones	Diámetro = 39.6 metros Altura = 4.42 metros
Capacidad	5,000 m <sup>3</sup>

Una parte del sedimento obtenido se recircula al reactor y el resto se envía hacia el cárcamo de lodos para su posterior envío al colector sanitario.

El agua que sale de este clarificador pasa por una desinfección través de una cloración en línea, con lo que se obtiene la calidad de agua adecuada para su envío a la refinería. Este envío se realiza a través de un ducto de 30 pulgadas de diámetro que recorre un trayecto de 33 kilómetros. El desnivel existente entre la PTAN y la refinería, con una diferencia de 150 metros, permite que el agua sea transportada sólo por efecto de la gravedad sin necesidad de bombeo.

Ya en la refinería, el agua tratada se utiliza para los servicios auxiliares de enfriamiento, contraincendio y riego.

## **PLANTA TRATADORA DE LODOS**

La PTAN cuenta con una planta tratadora de lodos que se localiza dentro de sus instalaciones y que actualmente se encuentra fuera de servicio debido a causas que se mencionarán posteriormente. En esta planta se realizaba el proceso de tratamiento de los lodos de desecho de la PTAN. El proceso y los equipos principales con los que cuenta dicha planta son los que se describen a continuación:

El proceso de tratamiento de lodos de desecho iniciaba en el Espesador Primario (SD-03A) cuyas características son las que muestran a continuación:

**Tabla 3.5. Características del Espesador Primario de la Planta de Lodos**

Forma del tanque	Circular
Dimensiones	Diámetro = 24 metros Altura = 3 metros
Capacidad	1360 m <sup>3</sup>

En este equipo, se realizaba el espesamiento de los lodos provenientes de los clarificadores primarios y secundarios de la PTAN por sedimentación gravitacional, para posteriormente bombear el sedimento obtenido hacia los digestores aerobios (RB-02 A/B), cuyas características son:

**Tabla 3.6. Características de los Digestores de la Planta de Lodos**

Forma del tanque	Rectangular
Dimensiones	Largo = 51 metros Ancho = 36 metros Profundidad = 4.5 metros
Capacidad	8210 m <sup>3</sup> c/u

En éstos, los lodos espesos se degradaban hasta su estabilización por digestión aerobia.

Finalmente, los “lodos digeridos” se concentraban nuevamente en el Espesador Secundario (SD-03B), de iguales características que el primario, para facilitar su manejo y disposición final.

Una vez concluido el tratamiento, los lodos se enviaban a través de un lododucto hasta un terreno para su secado y disposición final.

La localización de los equipos principales ya mencionados pertenecientes a la PTAN del caso en estudio, incluyendo la planta tratadora de lodos, se muestra en el plano de localización general (Plot Plan) de la siguiente figura.

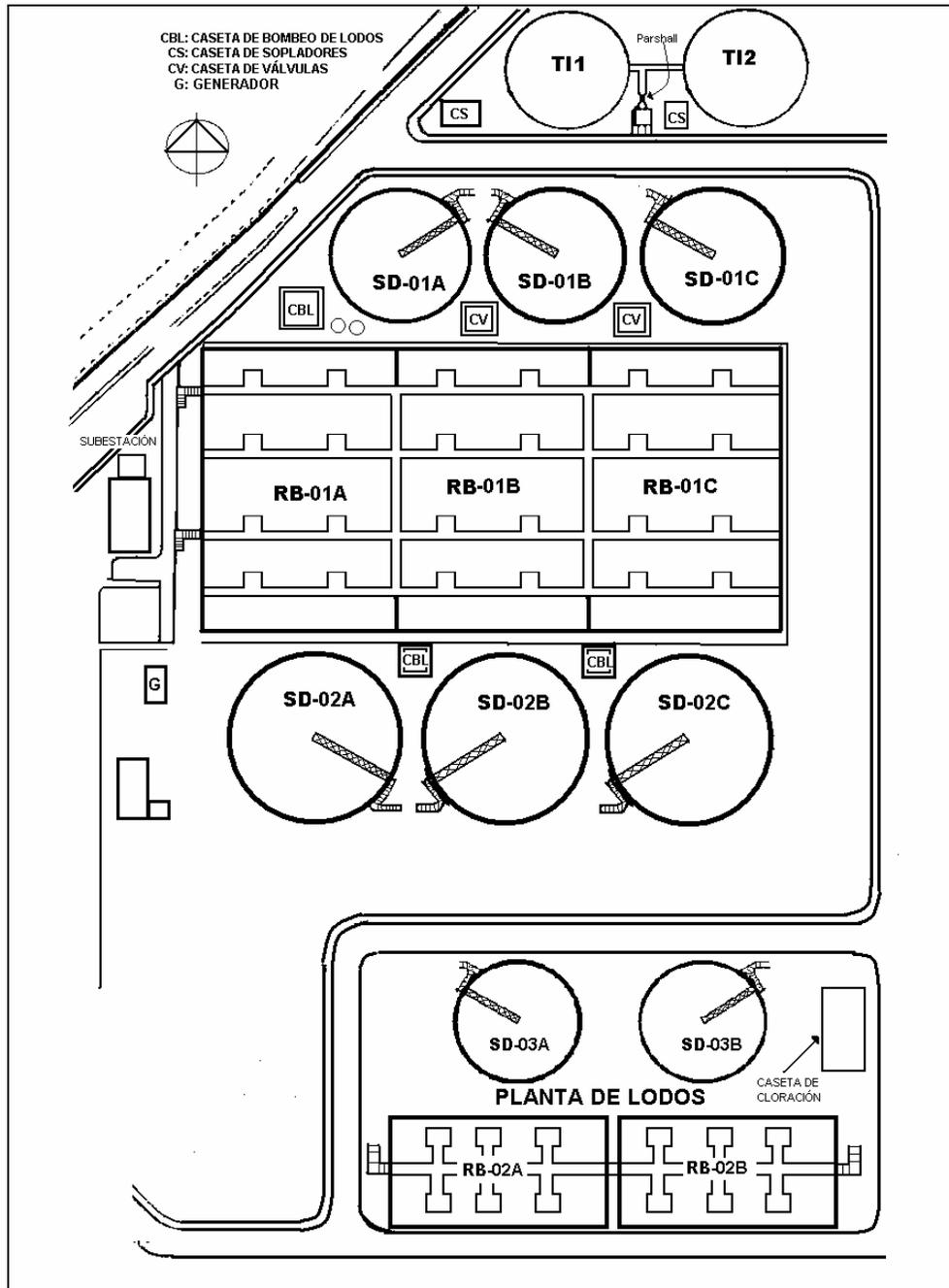


Figura 3.1. Plot Plan de la Planta de Tratamiento de Aguas Negras

## **3.2 CONVERSIÓN DE LA PLANTA DE LODOS A PLANTA TRATADORA DE AGUAS**

### **3.2.1 SITUACIÓN ACTUAL**

La planta tratadora de lodos con que cuenta la PTAN fue construida en 1996, dándose el arranque de su operación hasta 1997. Actualmente esta planta se encuentra en desuso debido a un convenio efectuado con el Estado y gobierno local, donde éstos se comprometen a recibir y tratar los lodos de desecho provenientes de la PTAN a cambio de entregar una porción del agua tratada para aprovechamiento de otros sectores industriales del Estado.

Es por lo anterior, que en la actualidad los lodos de desecho provenientes de los sedimentadores primarios y secundarios, son recibidos en el cárcamo de lodos de donde son bombeados a un colector sanitario donde se reúnen con las aguas municipales para dirigirse a una planta de tratamiento perteneciente al gobierno estatal.

Debido a esto, toda la infraestructura perteneciente a esta planta tratadora de lodos se encuentra actualmente desaprovechada, por lo cual podría utilizarse para algún otro propósito, ya que toda esta infraestructura esta en general en buen estado.

Como se puede observar en lo mencionado en el apartado anterior, los equipos pertenecientes a la planta tratadora de lodos son similares a los equipos con que cuentan los tres trenes de tratamiento de aguas residuales, por lo que no es difícil concebir el poder llegar a convertir esta planta en un cuarto tren de tratamiento de aguas, lo que produciría un beneficio tanto para la PTAN como para la Refinería.

### 3.2.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PROPUESTA

Con base en el hecho de que la planta de tratamiento de lodos tiene un diseño conceptual semejante a una planta tratadora de aguas negras, es factible postular la transformación o conversión de la planta de lodos en un sistema de tratamiento de aguas negras, utilizando los equipos e infraestructura presentes en la misma. Las bases de conversión se centran en los siguientes puntos:

- Los digestores aerobios de lodos cuya función era digerir y estabilizar los lodos de desecho provenientes de la PTAN para su posterior disposición, pueden ser utilizados como reactores de aeración para el tratamiento de aguas negras.
- Los espesadores, que tenían la función de concentrar los lodos para un mejor manejo de los mismos, pueden ser empleados como clarificadores.
- Las bombas de los espesadores están diseñadas para manejar lodos con concentraciones iguales e incluso mayores a las concentraciones manejadas en un sistema de tratamiento de aguas negras.
- Los aeradores superficiales presentes en los digestores tienen la misma función de transferir oxígeno a los reactores, tanto en tratamiento de lodos como para tratamiento biológico de agua negra.
- El arreglo general de tuberías existente puede ser empleado prácticamente en su totalidad.

La infraestructura actualmente existente en la planta de lodos a convertir es la siguiente:

**Tabla 3.7. Lista de instalaciones y dimensiones de los sistemas.**

EQUIPO	No. Unidades	TAG	TIPO		CAPACIDAD
Digestores de lodos	2	RB-02 A/B	Rectangular	Largo = 51 m Ancho = 36 m Profundidad = 4.5 m	8210 m <sup>3</sup>
Espesador primario	1	SD-03A	Circular	Diámetro = 24 m Altura = 3 m	1360 m <sup>3</sup>

**Continuación...**

<b>EQUIPO</b>	<b>No. Unidades</b>	<b>TAG</b>	<b>TIPO</b>		<b>CAPACIDAD</b>
Espesador secundario	1	SD-03B	Circular	Diámetro = 24 m Altura = 3 m	1360 m <sup>3</sup>
Bombas de envío de lodos espesados a digestores	2	BA-01 A/B	Centrifugas		1765 RPM 600 GPM 25 HP
Bombas de retorno de lodos digeridos	2	BA-02 A/B	Centrifugas		1765 RPM 600 GPM 25 HP
Bombas de envío de agua recuperada a línea de agua residual a PTAN	2	BA-03 A/B	Verticales		1771 RPM 30 HP
Bombas de retorno de natas	2	BA-04A/B	Centrifugas		
Bomba de agua tratada para retrolavado	1	BA-05	Centrifuga		
Aeradores mecánicos en digestores	12	AM-02 A/L	Superficiales de baja velocidad		1180/42.3 RPM 75 HP

Un diagrama de la configuración actual de la planta de lodos se muestra en la Figura 3.2. Adicionalmente, se muestra un diagrama más completo de dicha configuración en un plano anexo al final del presente trabajo.



### **3.3 MODERNIZACIÓN DE REACTORES BIOLÓGICOS**

#### **3.3.1 SITUACIÓN ACTUAL**

En la actualidad, los reactores biológicos de la PTAN para el tratamiento de agua residual municipal vía lodos activados, están equipados con un sistema de aeración a base de aeradores mecánicos superficiales de baja velocidad. Estos equipos parecen no estar funcionando ya en condiciones adecuadas, lo cual se debe muy probablemente a su antigüedad ya que son los equipos con los que empezó a funcionar la planta desde su arranque hace ya más 20 años.

Por otro lado, la PTAN necesitará muy pronto incrementar el flujo de agua a tratamiento para poder cumplir con los futuros requerimientos de agua en la Refinería, por lo que es de vital importancia contar con un sistema que permita la remoción efectiva de los contaminantes presentes en el agua negra tratada.

#### **3.3.2 JUSTIFICACIÓN DE LA PROPUESTA DE MODERNIZACIÓN**

Los reactores biológicos de los trenes de tratamiento de agua negra se encuentran actualmente en buenas condiciones estructurales más no así el sistema de aeración. Como se ha mencionado en párrafos anteriores, el sistema actual de aeración en los reactores biológicos está conformado por una serie de aeradores mecánicos del tipo superficial de eje vertical de baja velocidad. Dicho sistema parece no estar funcionando en condiciones óptimas, ya que mediciones realizadas en los reactores biológicos de la planta, indican que se tienen zonas en donde la concentración de oxígeno disuelto es muy baja lo que implica que los reactores no están funcionando de manera homogénea. Lo anterior puede repercutir en una disminución en la eficiencia de remoción de contaminantes. Por otro lado, aunque actualmente el agua tratada cumple de forma general con los parámetros y requerimientos que le exige la Refinería, esto

probablemente es a consecuencia de que en la actualidad la planta está trabajando a flujos inferiores a los de su capacidad de diseño (650 L/s actuales contra 900 L/s de diseño).

Lo anterior ocasiona que se tengan altos tiempos de retención hidráulicos, más allá de los típicos para sistemas de lodos activados convencionales, lo que permite que los microorganismos presentes en los reactores logren una buena remoción de contaminantes orgánicos. Sin embargo, si se incrementa el flujo a tratar, el aumento en la carga orgánica con el consecuente decremento en los tiempos de retención hidráulicos, implicarán un aumento en la actividad de los microorganismos y por consiguiente un aumento en los requerimientos de oxígeno, requerimientos que los actuales aeradores mecánicos difícilmente podrán suministrar.

Un factor más a considerar, es la antigüedad de los aeradores mecánicos mencionados, ya que estos equipos están presentes desde el arranque de la PTAN en 1985 por lo que están llegando al final de su vida útil, además de que se están incrementando sus fallas y por tanto también su mantenimiento para evitar las mismas. Asimismo, el consumo en energía eléctrica que se tiene actualmente con este sistema, resulta ser muy alto.

Debido a lo anteriormente planteado, es necesario realizar una serie de propuestas de modernización de los reactores biológicos con que cuenta la PTAN, ya sea con el cambio del sistema actual de aeración por uno más moderno que permita asegurar el correcto funcionamiento de la planta y alcanzar la capacidad de diseño de tratamiento de agua (900 L/s), o por un cambio total en el tipo de proceso de tratamiento biológico que igualmente permita asegurar el punto anterior, o inclusive que permita incrementar la capacidad de tratamiento de agua residual más allá de la capacidad de diseño actual.

### 3.3.3 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PROPUESTA

La propuesta de modernización de los reactores biológicos de la PTAN, ya sea por cambio en el sistema de aeración actual a uno más moderno y eficiente, o por un cambio en la tecnología de tratamiento secundario, se basa en el hecho ya descrito anteriormente, de que el sistema de aeración por medio de aeradores mecánicos con que cuenta la PTAN, aunque no es una tecnología obsoleta, es un sistema con una antigüedad ya considerable que aunque pareciera estar funcionando correctamente debido a las cargas actualmente manejadas, no es un sistema confiable si se considera un próximo incremento en el flujo de aguas negras a tratar.

El sistema de aeración actual con que cuenta la PTAN está conformado por lo siguiente:

**Tabla 3.8. Lista de instalaciones y dimensiones de los sistemas.**

<b>EQUIPO</b>	<b>No. Unidades</b>	<b>TIPO</b>	<b>CAPACIDAD</b>
Aeradores mecánicos en reactores	24	Superficiales de eje vertical de baja velocidad	Entre 1.52-2.74 kg O <sub>2</sub> /kWh
Motores para aeradores mecánicos	24	Verticales	1180 RPM 75 HP

La estrategia que se siguió para encontrar la tecnología más favorable tiene como primera etapa el establecer las restricciones de la tecnología que se debe incorporar. A éste respecto se han establecido los siguientes aspectos:

- Deberá conservarse la obra civil con la que actualmente dispone la PTAN. Esto significa que deberá hacerse un uso necesario de los tanques, tuberías y sistemas de almacenamiento. De modo que, no deberá considerarse la demolición de estos sistemas, por el contrario la tecnología deberá ser tal que pueda adaptarse a estos.

- Deberá cumplirse al menos con una carga de procesamiento de 900 L/s con las especificaciones de contaminantes que ha establecido las necesidades de la refinería.
- Deberá tenerse especial cuidado en proponer tecnologías de punta, pero se deberá considerar que estas tecnologías hayan sido probadas y demuestren que son factibles de llevarse a cabo en casos industriales concretos. Esto quiere decir, que no se deberá considerar una tecnología que no haya sido probada a nivel industrial, procurando tener evidencia de esto.

En este sentido, se han desarrollado las siguientes líneas tecnológicas:

- A. Reactor Biológico de Burbuja Fina
- B. Reactor Biológico de Biopelícula Empacada
- C. Reactor Biológico de Biomembrana

## **CAPÍTULO 4. PLANTEAMIENTO Y EVALUACIÓN DE OPCIONES**

### **4.1 CONVERSIÓN DE LA PLANTA DE LODOS A PLANTA TRATADORA DE AGUAS**

#### **4.1.1 JUSTIFICACIÓN DE LA CONVERSIÓN**

La refinería a la que suministra agua tratada la PTAN en estudio, pronto incrementará su consumo de agua por lo que es necesario incrementar no sólo la cantidad de agua tratada de la PTAN, sino también de ser posible la capacidad instalada para tratamiento de aguas negras de la misma. Por lo anterior, debido a que actualmente se tiene la planta de tratamiento de lodos de la PTAN fuera de servicio y a que toda esta infraestructura tiene la capacidad para ser transformada en un tren más de tratamiento de aguas negras de la PTAN por su similitud con un sistema de tratamiento de aguas, se plantea la opción de conversión de la planta de tratamiento de lodos en un tren de tratamiento de aguas negras de la PTAN, como una opción factible de llevarse a cabo.

Para poder desarrollar la propuesta de conversión de la planta de lodos a tren de tratamiento de aguas de la PTAN, se analizaron 4 posibles alternativas de conversión que se definen a continuación.

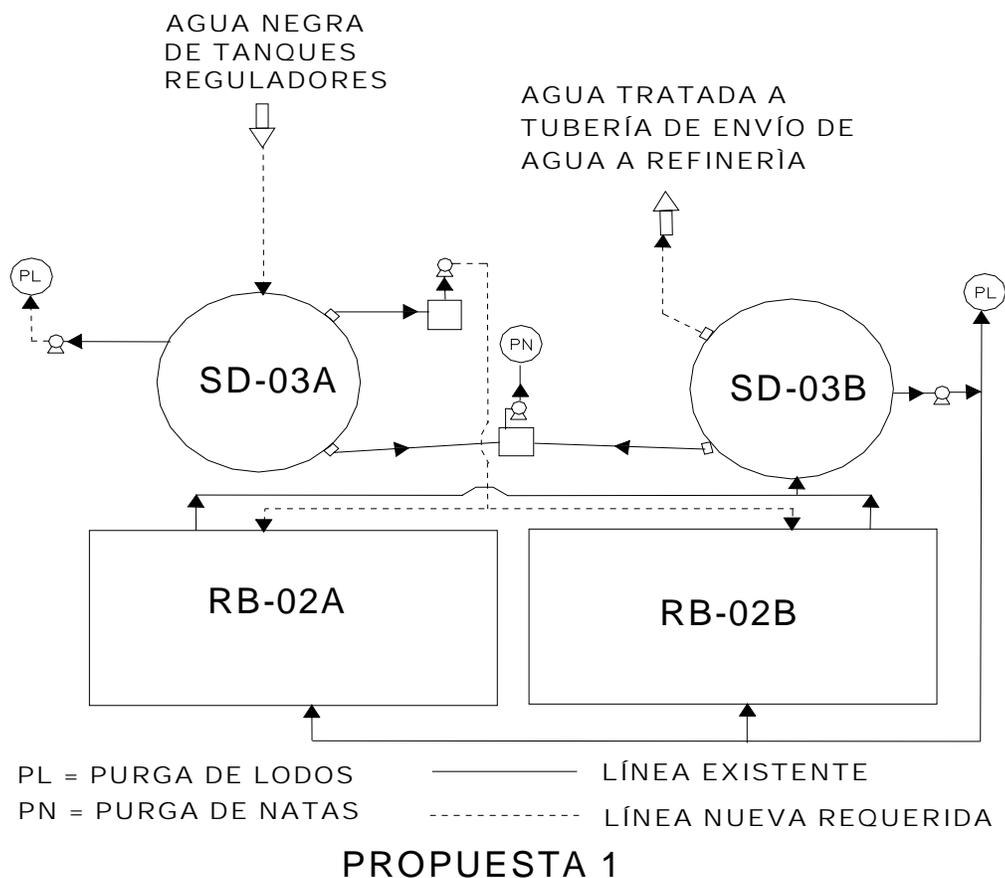
Para la realización de los cálculos correspondientes a las distintas alternativas, se tomaron en cuenta las tablas de parámetros típicos de diseño de equipos de proceso de tratamiento de aguas residuales, descritas en el capítulo de fundamentos del presente trabajo.

Los cálculos para las diferentes opciones, se realizaron considerando los equipos estructurales principales con que cuenta la planta de lodos y que son la base para ajustar ciertos parámetros, como los flujos que pueden ser enviados a cada uno de

estos equipos. Así también, se muestran las ecuaciones empleadas para realizar los cálculos respectivos. Los resultados mostrados no siempre son directos de sustituir las variables en la ecuación, ya que en muchos casos se requiere efectuar las conversiones de unidades adecuadas para obtener el resultado en las unidades indicadas, no obstante, los cálculos se efectuaron siempre con base en la ecuación expuesta. Las ecuaciones empleadas así como su descripción, pueden localizarse en el capítulo de fundamentos del presente trabajo.

#### 4.1.2 ALTERNATIVA 1

**Descripción:** Toma de agua negra de los tanques de igualación (TI1 y TI2), y envío al sedimentador primario SD-03A empleando los dos reactores (RB-02 A y B) y utilizar el equipo clarificador SD-03B como sedimentador secundario.



**Figura 4.1. Esquema de la propuesta 1.**

Los cálculos para realizar el análisis de la alternativa planteada son los siguientes:

**Tabla 4.1. Cálculos del sedimentador primario.**

<b>SEDIMENTADOR PRIMARIO (SD-03A)</b>				
<b>Parámetro</b>	<b>Nomenclatura</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ecuación base</b>	<b>Valor</b>
Diámetro	D	m		24
Volumen	V	m <sup>3</sup>		1360
Área superficial	A <sub>sup</sub>	m <sup>2</sup>	$A_{sup} = \frac{\pi D^2}{4}$	452
Longitud del vertedero	L <sub>vert</sub>	m	$L_{vert} = \pi D$	75
Carga superficial (a flujo medio.) <sup>a</sup>	SOR	$\frac{m^3}{m^2 \cdot d}$		41 <sup>a</sup>
Flujo adecuado a sedimentador	Q	$\frac{L}{s}$	$Q = A_{sup} \cdot SOR$	<b>215</b>
Tiempo de retención hidráulico	θ <sub>HS1</sub>	h	$\theta_{HS1} = \frac{V}{Q}$	1.8
Carga en vertedero	C <sub>vert</sub>	$\frac{m^3}{m \cdot d}$	$C_{vert} = \frac{Q}{L_{vert}}$	246
Eficiencia de remoción de sustrato <sup>b</sup>	R <sub>DBO5</sub>	%	$R_{DBO_5} = \frac{\theta_{HS1}}{0.018 + 0.02\theta_{HS1}}$	33
Notas: <sup>a</sup> Obtenido de valores típicos encontrados en literatura. <sup>b</sup> Ecuación obtenida de literatura donde θ <sub>HS1</sub> debe estar en horas				

Los cálculos para los reactores considerando ambos reactores como uno sólo, se muestran a continuación.

**Tabla 4.2. Cálculos del reactor de aeración.**

<b>REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)</b>				
<b>Parámetro</b>	<b>Nomenc.</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ecuación base</b>	<b>Valor</b>
Concentración de sustrato antes del sedim. primario <sup>a</sup>	S <sub>0i</sub>	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		202 <sup>a</sup>

Continuación...

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)				
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Valor
Concentración de sustrato al reactor	$S_0$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$	$S_0 = S_{0i} \left(1 - \frac{R_{DBO_5}}{100}\right)$	135
Concentración de sustrato a la salida del reactor	S	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		10 <sup>b</sup>
Volumen del reactor	V	m <sup>3</sup>		16420 <sup>c</sup>
Tiempo de retención celular	$\theta_c$	d		15 <sup>d</sup>
Coefficiente de producción celular	Y	$\frac{mg\ SSV}{mg\ DBO_5}$		0.6 <sup>d</sup>
Coefficiente de respiración endógena	$k_d$	d <sup>-1</sup>		0.06 <sup>d</sup>
Concentración de SSV en la recirculación	$X_r$	$\frac{mg\ SSV}{L}$		8000 <sup>d</sup>
Flujo al reactor	Q	$\frac{L}{s}$		215 <sup>e</sup>
Tiempo de retención hidráulico	$\theta$	h	$\theta = \frac{V}{Q}$	21.2
Concentración de SSV en el reactor	X	$\frac{mg\ SSV}{L}$	$X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S)}{\theta (1 + k_d \theta_c)}$	670
Concentración de SS en el reactor	SSLM	$\frac{mg\ SSV}{L}$		837 <sup>f</sup>
Relación de recirculación	$Q_r/Q$	adim.	$\frac{Q_r}{Q} = \frac{X}{X_r - X}$	0.09
Flujo de recirculación	$Q_r$	$\frac{L}{s}$	$Q_r = \frac{Q_r}{Q} \cdot Q$	19
Flujo purgado <sup>f</sup>	$Q_p$	$\frac{m^3}{d}$	$Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_r}$	92 <sup>g</sup>
Purga de lodos	$P_x$	$\frac{kg}{d}$	$P_x = Y_{obs} (S_0 - S)Q$	736
Relación alimento-microorganismos	F/M	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{kg\ SSVLM \cdot d}$	$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta X}$	0.23

Continuación...

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)				
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Valor
Carga volumétrica	CV	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{m^3 \cdot d}$	$CV = \frac{S_0 Q}{V}$	0.15
Flujo de sólidos a Sedim. 2rio	SF	$\frac{kg}{d}$	$SF = (Q + Q_r) X$	13545
Flujo enviado a Sedim. 2rio	$Q_{sed}$	$\frac{L}{s}$	$Q_{sed} = Q + Q_r$	234

Notas:  
<sup>a</sup> Promedio obtenido de estadísticas del influente.  
<sup>b</sup> Valor fijado considerando requerimientos y normas.  
<sup>c</sup> Considerando el volumen de los dos reactores  
<sup>d</sup> Valor fijado a partir de valores típicos encontrados en literatura.  
<sup>e</sup> Flujo proveniente del SD-03A  
<sup>f</sup> Considerando que los SSVLM son el 80% de los SSLM.  
<sup>g</sup> Considerando que los SSV en el efluente son despreciables.

Tabla 4.3. Cálculos del sedimentador secundario.

SEDIMENTADOR SECUNDARIO (SD-03 B)				
Parámetro	Nomenclatura	Unidad	Ecuación base	Valor
Diámetro	D	m		24
Volumen	V	m <sup>3</sup>		1360
Área superficial	$A_{sup}$	m <sup>2</sup>	$A_{sup} = \frac{\pi D^2}{4}$	452
Carga superficial (a flujo medio.) <sup>a</sup>	SOR	$\frac{m^3}{m^2 d}$		25 <sup>a</sup>
Flujo adecuado a sedimentador	Q	$\frac{L}{s}$	$Q = A_{sup} \cdot SOR$	131
Tiempo de retención hidráulico	$\theta_{hs2}$	h	$\theta_{hs2} = \frac{V}{Q}$	2.9
Carga de sólidos (a flujo medio) (kg/m <sup>2</sup> d)	CS	$\frac{kg}{m^2 d}$		122 <sup>a</sup>
Flujo de sólidos adecuado (kg/d)	SF	$\frac{kg}{d}$	$SF = CS \cdot A_{sup}$	55200

Notas:  
<sup>a</sup> Obtenido como valor medio del intervalo típico encontrado en literatura.

Como se observa, el flujo óptimo para emplear en este equipo es de 131 L/s, muy por debajo de los 215 L/s con que se debería operar el sedimentador primario en esta alternativa. Si este último flujo se empleara en el sedimentador secundario se tendrían las siguientes características:

**Tabla 4.4. Cálculos del sedimentador secundario (2).**

<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO (SD-03 B)</b>				
<b>Parámetro</b>	<b>Nomenclatura</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ecuación base</b>	<b>Valor</b>
Diámetro	D	m		24
Volumen	V	m <sup>3</sup>		1360
Área superficial	A <sub>sup</sub>	m <sup>2</sup>	$A_{sup} = \frac{\pi D^2}{4}$	452
Flujo a sedimentador	Q	$\frac{L}{s}$		215 <sup>a</sup>
Carga superficial (a flujo medio.) <sup>a</sup>	SOR	$\frac{m^3}{m^2 d}$	$SOR = \frac{Q}{A_{sup}}$	<b>41</b>
Tiempo de retención hidráulico	$\theta_{hs2}$	h	$\theta_{hs2} = \frac{V}{Q}$	1.8
Flujo de sólidos	SF	$\frac{kg}{d}$		13545
Carga de sólidos (a flujo medio)	CS	$\frac{kg}{m^2 d}$	$CS = \frac{SF}{A_{sup}}$	30
Notas: <sup>a</sup> Efluente enviado a sedimentación secundaria sin tomar en cuenta el flujo de lodos de retorno.				

## VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA 1

**Tabla 4.5. Ventajas y desventajas de la alternativa de conversión 1**

<b>VENTAJAS</b>	<b>DESVENTAJAS</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>El flujo y las características fisicoquímicas del agua enviada al sedimentador primario serían homogéneas debido a la estabilidad que proporcionan los tanques igualadores TI1 y TI2.</li> <li>Se emplearían casi en su totalidad los equipos e infraestructura presentes en la planta de lodos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Los cambios en arreglo de tuberías son importantes, requiriéndose la instalación de varias líneas adicionales.</li> <li>Si se maneja la planta al flujo con el cual debería operarse el sedimentador primario (215 L/s), el sedimentador secundario operaría muy por encima del intervalo de SOR recomendado</li> </ul>

## Continuación...

VENTAJAS	DESVENTAJAS
	<p>(16.3-32.6) y muy por debajo del intervalo recomendado de carga de sólidos (98-147), lo que implicaría seguramente problemas de operación.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Los reactores de aeración operarían con concentraciones muy bajas de SSLM (837 mg/L) y CV (0.15 kgDBO/m<sup>3</sup>d), menor a los valores recomendados (1500-3000, y 0.3-0.6, respectivamente) provocando problemas en la operación.</li> <li>• Si se maneja la planta al flujo con el cual debería operarse el sedimentador secundario (131 L/s), los problemas en la operación de los reactores se incrementarían debido al bajo flujo distribuido a cada uno de ellos o incluso si se pensara utilizar sólo uno de los dos reactores biológicos.</li> </ul>

**CONCLUSIONES SOBRE LA ALTERNATIVA 1**

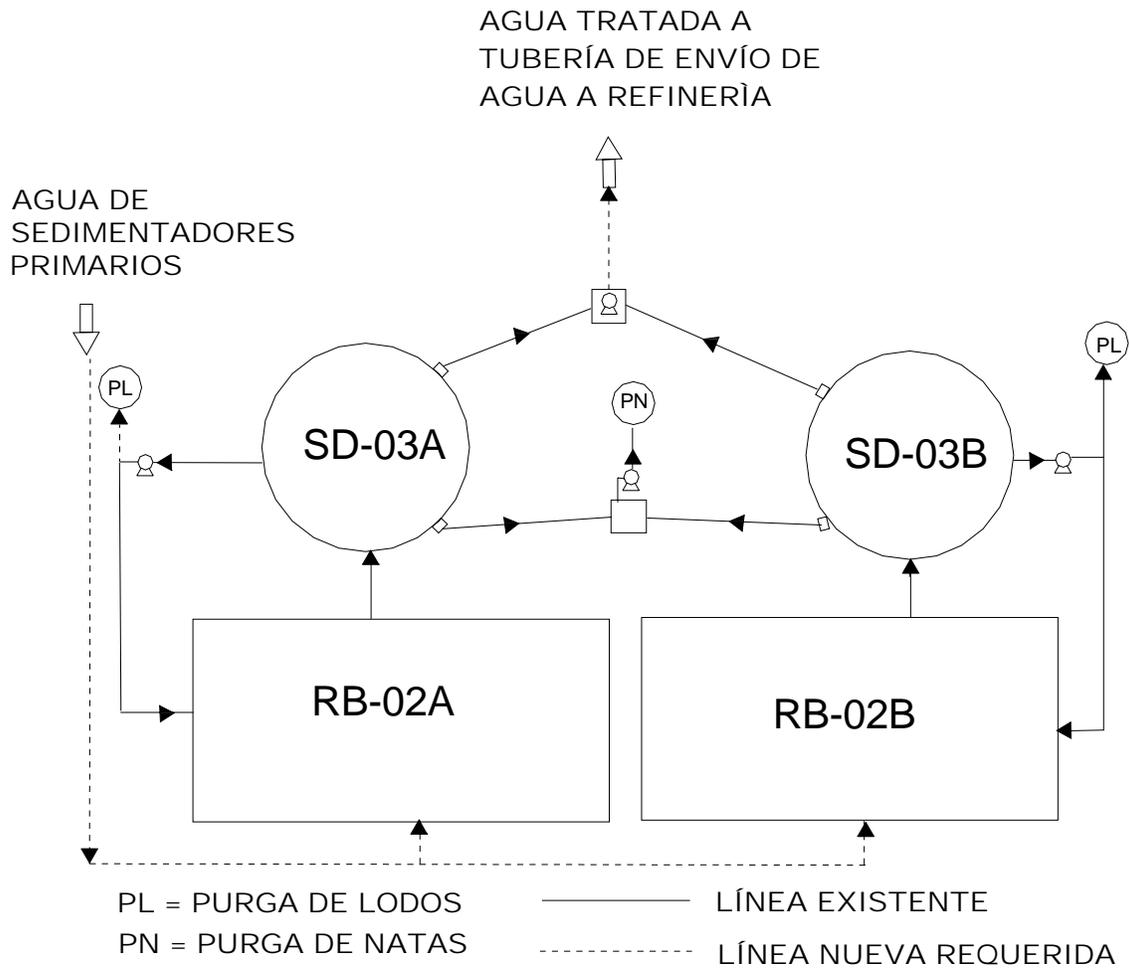
En esta alternativa el equipo controlante debido al bajo flujo que puede manejar es el sedimentador secundario SD-03B con 131 L/s. Por otro lado, el flujo que puede manejar el sedimentador primario SD-03A es 64% mayor (215 L/s) pero implicaría trabajar el sedimentador secundario con un flujo que probablemente acarrearía problemas en la operación de este equipo

Por otra parte, los reactores de aeración presentarían problemas de concentración de SSV debido a la baja carga aplicada (CV=0.15 kgDBO/m<sup>3</sup> d), aún considerando el flujo de 215 L/s, por lo cual el pensar el introducir el flujo de 131 L/s resulta obviamente inapropiado. Incluso si se pensara el emplear un sólo reactor con el sedimentador secundario trabajando a condiciones óptimas de 131 L/s, el flujo resultaría ser aún bastante pequeño para la capacidad del reactor. Debido a todo lo anterior, esta

alternativa parece ser poco viable de realizarse considerando la infraestructura actual con que cuenta la planta de lodos.

### 4.1.3 ALTERNATIVA 2

**Descripción:** Envío de agua proveniente de sedimentadores primarios de la PTAN (SD-01 A/B/C) a los dos reactores (RB-02 A y B) empleando los dos equipos clarificadores (SD-03 A/B) como sedimentadores secundarios.



### PROPUESTA 2

**Figura 4.2. Esquema de la propuesta 2.**

Los cálculos para realizar el análisis de la alternativa planteada son los siguientes:

**Tabla 4.6. Cálculos del sedimentador primario de la PTAN**  
**SEDIMENTADOR PRIMARIO DE LA PTAN (SD-01 A/B/C)**

Parámetro	Nomenclatura	Unidad	Ecuación base	Valor
Diámetro	D	m		32
Volumen	V	m <sup>3</sup>		3500
Área superficial	A <sub>sup</sub>	m <sup>2</sup>	$A_{sup} = \frac{\pi D^2}{4}$	804
Longitud del vertedero	L <sub>vert</sub>	m	$L_{vert} = \pi D$	101
Carga superficial (a flujo medio.) <sup>a</sup>	SOR	$\frac{m^3}{m^2 \cdot d}$		41 <sup>a</sup>
Flujo adecuado a sedimentador	Q	$\frac{L}{s}$	$Q = A_{sup} \cdot SOR$	382
Tiempo de retención hidráulico	θ <sub>hS1</sub>	h	$\theta_{hS1} = \frac{V}{Q}$	2.5
Carga en vertedero	C <sub>vert</sub>	$\frac{m^3}{m \cdot d}$	$C_{vert} = \frac{Q}{L_{vert}}$	328
Eficiencia de remoción de sustrato <sup>b</sup>	R <sub>DBO5</sub>	%	$R_{DBO_5} = \frac{\theta_{hS1}}{0.018 + 0.02\theta_{hS1}}$	36.8 <sup>b</sup>
Flujo excedente por sedimentador <sup>c</sup>	Q <sub>exc</sub>	$\frac{L}{s}$	$Q_{exc} = Q - 300lps$	82 <sup>c</sup>
Flujo excedente total de sedimentadores <sup>c</sup>	Q <sub>Tot</sub>	$\frac{L}{s}$	$Q_{Tot} = 3Q_{exc}$	<b>245<sup>c</sup></b>

Notas:  
<sup>a</sup> Obtenido de valores típicos encontrados en literatura.  
<sup>b</sup> Ecuación obtenida de literatura donde θ<sub>hS1</sub> debe estar en horas  
<sup>c</sup> Considerando que a los reactores de la PTAN se debe enviar 300 L/s por sedimentador

**Tabla 4.7. Cálculos del reactor de aeración**  
**REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)**

Parámetro	Nomenci.	Unidad	Ecuación base	Valor
Concentración de sustrato antes del sedim. primario <sup>a</sup>	S <sub>0i</sub>	$\frac{mg \text{ DBO}_5}{L}$		202 <sup>a</sup>

Continuación...

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)				
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Valor
Concentración de sustrato al reactor	$S_0$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$	$S_0 = S_{0i} \left(1 - \frac{R_{DBO_5}}{100}\right)$	128
Concentración de sustrato a la salida del reactor	$S$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		$10^b$
Volumen de reactores	$V$	$m^3$		16420
Tiempo de retención celular	$\theta_c$	d		$15^c$
Coefficiente de producción celular	$Y$	$\frac{mg\ SSV}{mg\ DBO_5}$		$0.6^c$
Coefficiente de respiración endógena	$k_d$	$d^{-1}$		$0.06^c$
Concentración de SSV en la recirculación	$X_r$	$\frac{mg\ SSV}{L}$		$8000^c$
Flujo al reactor	$Q$	$\frac{L}{s}$		$245^d$
Tiempo de retención hidráulico	$\theta$	h	$\theta = \frac{V}{Q}$	18.6
Concentración de SSV en el reactor	$X$	$\frac{mg\ SSV}{L}$	$X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S)}{\theta(1 + k_d \theta_c)}$	719
Concentración de SS en el reactor	SSLM	$\frac{mg\ SSV}{L}$		$898^e$
Relación de recirculación	$Q_r/Q$	adim.	$\frac{Q_r}{Q} = \frac{X}{X_r - X}$	0.10
Flujo de recirculación	$Q_r$	$\frac{L}{s}$	$Q_r = \frac{Q_r}{Q} \cdot Q$	24
Flujo purgado <sup>f</sup>	$Q_p$	$\frac{m^3}{d}$	$Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_r}$	$98^f$
Purga de lodos	$P_x$	$\frac{kg}{d}$	$P_x = Y_{obs} (S_0 - S)Q$	787
Relación alimento-microorganismos	F/M	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{kg\ SSVLM \cdot d}$	$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta X}$	0.23
Carga volumétrica	CV	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{m^3 \cdot d}$	$CV = \frac{S_0 Q}{V}$	0.16
Flujo de sólidos a los dos Sedim. secundarios	SF	$\frac{kg}{d}$	$SF = (Q + Q_r)X$	16712
Flujo de salida del reactor	$Q_s$	$\frac{L}{s}$	$Q_s = Q + Q_r$	269

**Continuación...**

<b>REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)</b>				
<b>Parámetro</b>	<b>Nomenci.</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ecuación base</b>	<b>Valor</b>
Flujo enviado a cada Sedim. secundario	$Q_{sed}$	$\frac{L}{s}$	$Q_{Sed} = \frac{Q_s}{2}$	135
Notas: <sup>a</sup> Promedio obtenido de estadísticas del influente. <sup>b</sup> Valor fijado considerando requerimientos y normas. <sup>c</sup> Valor fijado a partir de valores típicos encontrados en literatura. <sup>d</sup> Flujo excedente que podrían dar los sedimentadores primarios de la PTAN <sup>e</sup> Considerando que los SSVLM son el 80% de los SSLM. <sup>f</sup> Considerando que los SSV en el efluente son despreciables.				

Los cálculos para los equipos de sedimentación secundaria ya mostrados en la alternativa 1, muestran que el flujo óptimo con que deberían trabajar cada uno de estos equipos es de 131 L/s, flujo muy cercano a los 135 L/s que se enviarían de acuerdo a los cálculos en esta alternativa.

**VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA 2**

**Tabla 4.8. Ventajas y desventajas de la alternativa de conversión 2**

<b>VENTAJAS</b>	<b>DESVENTAJAS</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se aprovecharían en mayor grado los sedimentadores primarios de la PTAN.</li> <li>• Los sedimentadores secundarios (SD-03 A/B) operarían con flujos cercanos a los óptimos.</li> <li>• Las modificaciones a la planta de lodos para convertirla en planta tratadora de aguas negras serían relativamente pocos.</li> <li>• Se emplearían prácticamente en su totalidad los equipos en infraestructura presentes en la planta de lodos, sustituyendo solo las bombas para envío de agua tratada por unas de mayor capacidad.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se requeriría construir una línea de aproximadamente 350 m y 30" de diámetro, que tome el agua de los sedimentadores primarios de la PTAN antes de mezclarse con el retorno de lodos de los reactores RB-01 A/B/C y transportar esta agua hasta los reactores RB-02 A/B.</li> <li>• Se tendría que operar continuamente los sedimentadores primarios de la PTAN con flujos que permitan enviar un flujo de agua excedente a la planta de lodos convertida en tren de tratamiento de la PTAN.</li> </ul>

**Continuación...**

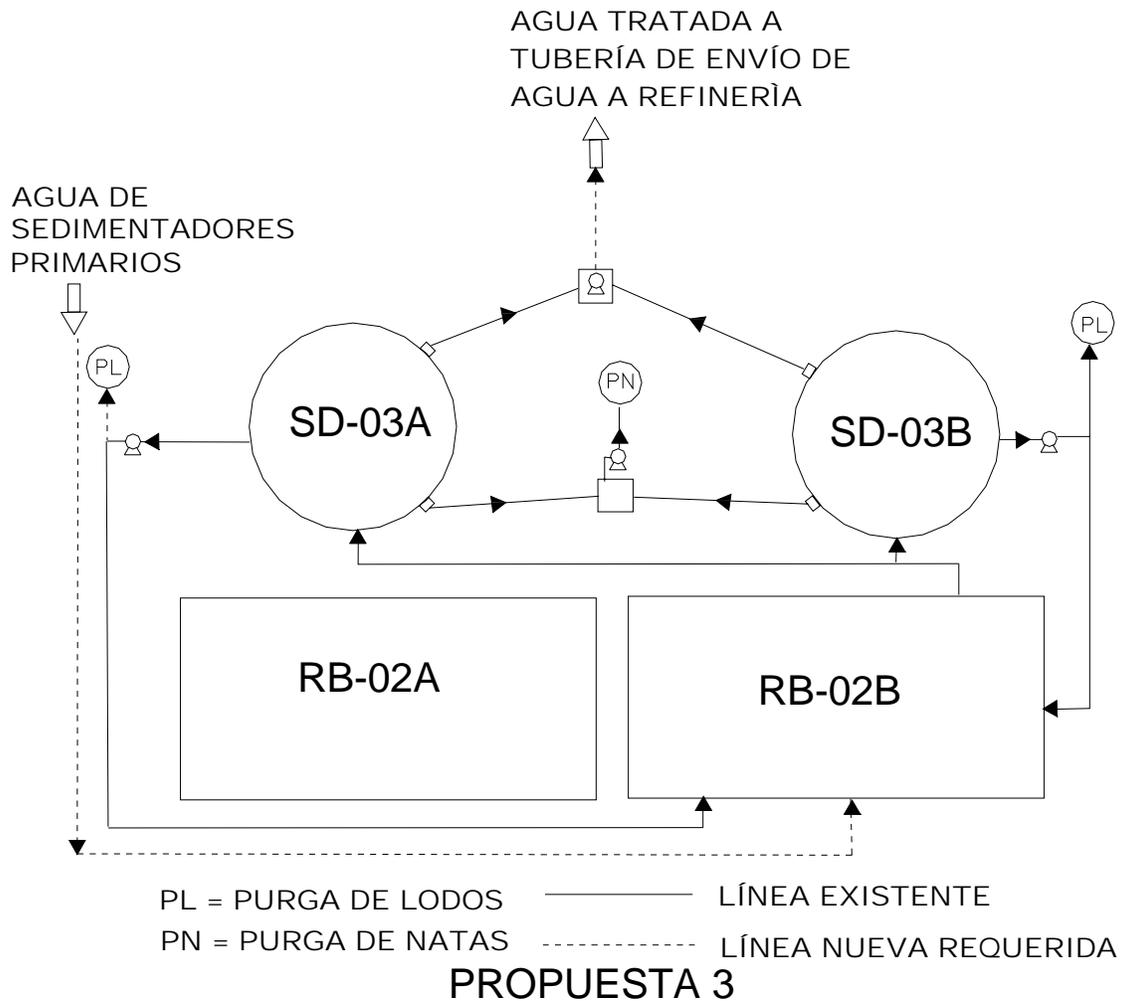
VENTAJAS	DESVENTAJAS
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Los reactores de aeración operarían con concentraciones muy bajas de SSLM (898 mg/L) y CV (0.16 kgDBO/m<sup>3</sup> d) menor a los valores recomendados (1500-3000, y 0.3-0.6, respectivamente), provocando problemas en la operación.</li> </ul>

## CONCLUSIONES DE LA ALTERNATIVA 2

Esta alternativa al igual que en la alternativa 1, tendría sus inconvenientes. Las complicaciones de esta alternativa radican en el hecho de que al utilizar los dos reactores la concentración de SSVLM y SSLM serían 40% menor al valor mínimo del intervalo recomendado, al igual que la carga volumétrica que sería 46% menor al valor mínimo del intervalo recomendado para este parámetro, debido principalmente al amplio volumen total de los dos reactores en conjunto. Lo anterior tendría efectos adversos en lo que respecta a la operación del sistema planteado, por lo que esta alternativa tampoco parece resultar viable, tomando en cuenta que lo que se busca es la transformación de la planta de lodos a tren de tratamiento de aguas residuales, utilizando la infraestructura presente y sin tener que realizar grandes cambios en la configuración del sistema.

### 4.1.4 ALTERNATIVA 3

**Descripción:** Envío de agua proveniente de sedimentadores primarios de la PTAN (SD-01 A/B/C) a un sólo reactor (RB-02 A ó B) empleando los dos equipos clarificadores (SD-03 A/B) como sedimentadores secundarios.



**Figura 4.3. Esquema de la propuesta 3.**

Los cálculos para realizar el análisis de la alternativa planteada son los siguientes:

Los cálculos del sedimentador primario mostrados ya en la alternativa 2, muestran que estos sedimentadores pueden recibir un flujo extra (considerando la entrega de 900 L/s a los actuales reactores de la PTAN) de 245 L/s para ser enviado a uno de los dos reactores de aeración RB-02 A o B. Considerando lo anterior, los cálculos para el reactor de aeración son los siguientes.

**Tabla 4.9. Cálculos del reactor de aeración.**

<b>REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A ó B)</b>				
<b>Parámetro</b>	<b>Nomencl.</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ecuación base</b>	<b>Valor</b>
Concentración de sustrato antes del sedim. primario <sup>a</sup>	$S_{0i}$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		202 <sup>a</sup>
Concentración de sustrato al reactor	$S_0$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$	$S_0 = S_{0i} \left(1 - \frac{R_{DBO_5}}{100}\right)$	128
Concentración de sustrato a la salida del reactor	$S$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		10 <sup>b</sup>
Volumen del reactor	$V$	$m^3$		8210
Tiempo de retención celular	$\theta_c$	d		15 <sup>c</sup>
Coefficiente de producción celular	$Y$	$\frac{mg\ SSV}{mg\ DBO_5}$		0.6 <sup>c</sup>
Coefficiente de respiración endógena	$k_d$	$d^{-1}$		0.06 <sup>c</sup>
Concentración de SSV en la recirculación	$X_r$	$\frac{mg\ SSV}{L}$		8000 <sup>c</sup>
Flujo al reactor	$Q$	$\frac{L}{s}$		245 <sup>d</sup>
Tiempo de retención hidráulico	$\theta$	h	$\theta = \frac{V}{Q}$	9.3
Concentración de SSV en el reactor	$X$	$\frac{mg\ SSV}{L}$	$X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S)}{\theta (1 + k_d \theta_c)}$	1438
Concentración de SS en el reactor	SSLM	$\frac{mg\ SSV}{L}$		1800 <sup>e</sup>
Relación de recirculación	$Q_r/Q$	adim.	$\frac{Q_r}{Q} = \frac{X}{X_r - X}$	0.22
Flujo de recirculación	$Q_r$	$\frac{L}{s}$	$Q_r = \frac{Q_r}{Q} \cdot Q$	54
Flujo purgado <sup>f</sup>	$Q_p$	$\frac{m^3}{d}$	$Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_r}$	98 <sup>f</sup>
Purga de lodos	$P_x$	$\frac{kg}{d}$	$P_x = Y_{obs} (S_0 - S)Q$	787
Relación alimento-microorganismos	F/M	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{kg\ SSVLM \cdot d}$	$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta X}$	0.23

Continuación...

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A ó B)				
Parámetro	Nomenci.	Unidad	Ecuación base	Valor
Carga volumétrica	CV	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{m^3 \cdot d}$	$CV = \frac{S_0 Q}{V}$	0.33
Flujo de sólidos a los dos Sedim. secundarios	SF	$\frac{kg}{d}$	$SF = (Q + Q_r)X$	37086
Flujo de salida del reactor	$Q_s$	$\frac{L}{s}$	$Q_s = Q + Q_r$	299
Flujo enviado a cada Sedim. 2rio	$Q_{sed}$	$\frac{L}{s}$	$Q_{sed} = \frac{Q_s}{2}$	149
Notas: a Promedio obtenido de estadísticas del influente. b Valor fijado considerando requerimientos y normas. c Valor fijado a partir de valores típicos encontrados en literatura. d Flujo excedente que podrían dar los sedimentadores primarios de la PTAN e Considerando que los SSVLM son el 80% de los SSLM. f Considerando que los SSV en el efluente son despreciables.				

Como ya se mostró en los cálculos para los equipos de sedimentación secundaria en la alternativa 1, el flujo óptimo con que deberían trabajar cada uno de estos equipos es de 131 L/s, y aunque se enviaría a cada equipo un flujo licor mezclado de 149 L/s, cabe recordar que el SOR con el cual se calculó dicho flujo óptimo, no toma en cuenta el flujo de recirculación, por lo que en realidad se estaría enviando un flujo de agua tratada (122.5 L/s) igual a la mitad del influente inicial (245 L/s), el cual por supuesto es menor a los 131 L/s planteados. Cabe señalar, que existe mayor probabilidad de que se presenten problemas en la operación de los sedimentadores cuando el flujo excede valores adecuados de carga superficial, que cuando dicho valor resulta menor.

### VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA 3

**Tabla 4.10. Ventajas y desventajas de la alternativa de conversión 3**

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> <li>Se aprovecharían en mayor grado los sedimentadores primarios de la PTAN.</li> <li>Los sedimentadores secundarios (SD-03 A/B) operarían con flujos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Se requeriría construir una línea de aproximadamente 350 m y 30" de diámetro, que tome el agua de los sedimentadores primarios de la PTAN antes de mezclarse con el retorno de</li> </ul>

**Continuación...**

<b>VENTAJAS</b>	<b>DESVENTAJAS</b>
<p>cercanos a los óptimos.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• La concentración de SSV en el reactor, además de otros parámetros importantes como F/M (0.23 kgDBO/kgSSVLM d) y CV (0.33 kgDBO/m<sup>3</sup> d) alcanzarían niveles dentro del intervalo de valores típicos (0.2-0.4 y 0.3-0.6, respectivamente).</li> <li>• Las modificaciones a la planta de lodos para convertirla en planta tratadora de aguas negras serían menores en comparación con las opciones anteriores.</li> <li>• Se deja un reactor como relevo en caso de paro por mantenimiento del reactor en operación.</li> </ul>	<p>lodos de los reactores RB-01 A/B/C y transportar esta agua hasta el reactor RB-02 A ó B.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Se tiene un reactor fuera de servicio la mayor parte del tiempo como ocurre actualmente.</li> <li>• Se tendría que operar continuamente los sedimentadores primarios de la PTAN con flujos que permitan enviar un flujo de agua excedente a la planta de lodos convertida en tren de tratamiento de la PTAN.</li> </ul>

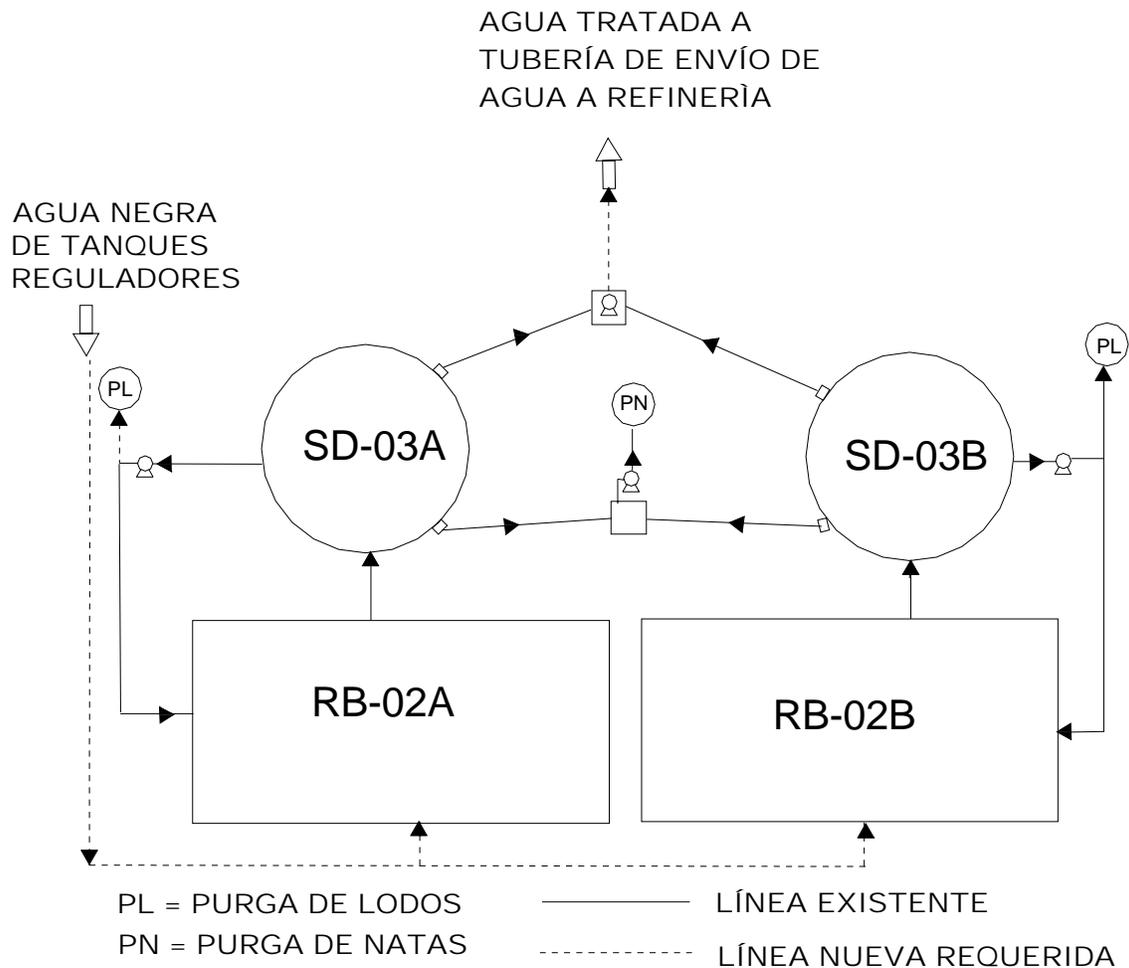
**CONCLUSIONES DE LA ALTERNATIVA 3**

Este estudio nos indica nuevamente que el equipo controlante debido al flujo que puede manejar es el sedimentador secundario SD-03 A y B con 131 L/s cada uno. Asimismo, si se toma en cuenta que los sedimentadores primarios de la PTAN (SD-01A/B/C) podrían recibir un flujo extra de 245 L/s (aún considerando que entregarán los 900 L/s con los que debe trabajar la PTAN), el manejo de ese flujo en los reactores de aeración llevaría a introducir un flujo de aproximadamente 149 L/s a cada sedimentador secundario, considerando que también se introduce el flujo de recirculación. Este flujo no sobrepasa los 131 L/s que pueden manejar los sedimentadores mencionados, ya que cabe recordar que el cálculo de dicho flujo a través de la SOR no depende del flujo de recirculación, es decir, sólo se tomarían en cuenta los 122.5 L/s que se enviarían a cada sedimentador (245 L/s entre los dos sedimentadores). Además, dicho flujo aún estaría debajo del flujo máximo que pueden manejar estos sedimentadores de 171 L/s considerando el valor límite máximo de SOR (32.6 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>d)) para este equipo.

Por lo anterior, lo más conveniente es aprovechar por completo el flujo excedente (245 L/s) proveniente de los sedimentadores primarios de la PTAN (SD-01 A/B/C) e introducirlo en uno de los reactores de aeración (RB-02 A ó B) para aprovechar las características de éste, y posteriormente dividir el efluente de este reactor hacia cada uno de los sedimentadores secundarios (SD-03 A/B).

#### 4.1.5 ALTERNATIVA 4

**Descripción:** Envío de agua negra sin sedimentación primaria a los reactores (RB-02 A y B) empleando los dos equipos clarificadores SD-03 A/B como sedimentadores secundarios, trabajando los reactores como lodos activados en aeración extendida.



### PROPUESTA 4

**Figura 4.4. Esquema de la propuesta 4.**

Los cálculos para realizar el análisis de la alternativa planteada son los siguientes:

**Tabla 4.11. Cálculos del reactor de aeración extendida.**

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)					
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Con 1 reactor	Con 2 reactores
Concentración de sustrato al reactor	$S_0$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		202 <sup>a</sup>	202 <sup>a</sup>
Concentración de sustrato a la salida del reactor	S	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		10 <sup>b</sup>	10 <sup>b</sup>
Volumen del reactor	V	m <sup>3</sup>		8210	16420
Coefficiente de respiración endógena	$k_d$	d <sup>-1</sup>		0.1 <sup>c</sup>	0.1 <sup>c</sup>
Coefficiente de producción celular	Y	$\frac{mg\ SSV}{mg\ DBO_5}$		0.7 <sup>c</sup>	0.7 <sup>c</sup>
Tiempo de retención celular	$\theta_c$	d		30 <sup>c</sup>	30 <sup>c</sup>
Concentración de SSV en la recirculación	$X_r$	$\frac{mg\ SSV}{L}$		8000 <sup>c</sup>	8000 <sup>c</sup>
Fracción de SSV biodegradables por kg de SSV producidos	$\phi$	$\frac{kg\ SSV\ biod.}{kg\ SSV\ prod.}$		0.77	0.77
Concentración de SS en el reactor	SSLM	$\frac{mg\ SST}{L}$		3000 <sup>d</sup>	3000 <sup>d</sup>
Concentración de SSV en el reactor <sup>e</sup>	X	$\frac{mg\ SSV}{L}$		1800 <sup>e</sup>	1800 <sup>e</sup>
Flujo mínimo requerido al reactor	Q	$\frac{L}{s}$	$Q = \frac{k_d XV}{\phi Y (S_0 - S)}$	165	331
Tiempo de retención hidráulico	$\theta$	h	$\theta = \frac{V}{Q}$	14	14

Continuación...

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A/B)					
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Con 1 reactor	Con 2 reactores
Relación de recirculación	$Q_r/Q$	adim.	$\frac{Q_r}{Q} = \frac{X}{X_r - X}$	0.29	0.29
Flujo de recirculación	$Q_r$	$\frac{L}{s}$	$Q_r = \frac{Q_r}{Q} \cdot Q$	48	96
Flujo purgado <sup>f</sup>	$Q_p$	$\frac{m^3}{d}$	$Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_r}$	62 <sup>f</sup>	123 <sup>f</sup>
Purga de lodos	$P_x$	$\frac{kg}{d}$	$P_x = (1 - \phi) Y S_{rem} Q$	441	883
Relación alimento-microorganismos	F/M	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{kg\ SSVLM \cdot d}$	$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta X}$	0.20	0.20
Carga volumétrica	CV	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{m^3 \cdot d}$	$CV = \frac{S_0 Q}{V}$	0.35	0.35
Flujo enviado a cada Sedim. 2rio	$Q_{sed}$	$\frac{L}{s}$	$Q_{sed} = \frac{Q + Q_r}{2}$	107	213
Flujo de sólidos a cada Sedim. 2rio	SF	$\frac{kg}{d}$	$SF = Q_{sed} X$	16583	33166
Notas: <sup>a</sup> Promedio obtenido de estadísticas del influente. <sup>b</sup> Valor fijado considerando requerimientos y normas. <sup>c</sup> Valor fijado a partir de valores típicos encontrados en literatura. <sup>d</sup> Valor mínimo del intervalo recomendado de SSLM <sup>e</sup> Considerando que los SSV son aproximadamente el 60% de los SST <sup>f</sup> Considerando que los SSV en el efluente son despreciables					

Como ya se ha mostrado, cada equipo de sedimentación secundaria (SD-03 A/B) puede trabajar con un flujo óptimo de 131 L/s, aunque se pudiera llegar a un máximo de 171 L/s (a un valor máximo de SOR).

#### VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALTERNATIVA 4

En esta alternativa, resulta interesante introducir un cuadro comparativo entre las características de la operación de lodos activados convencionales y en aeración extendida el cual se muestra a continuación (Ramalho, 1996).

**Tabla 4.12. Comparación de los procesos de lodos activados convencionales y de aeración extendida.**

Características	Lodos activados convencionales	Aeración extendida
Sustrato a microorganismos, kg DBO <sub>5</sub> / d kg SSVLM	0.3 – 0.7	0.10 – 0.25
Concentración de MLVSS en el reactor (mg / L)	2000 – 3000	3500 – 5000
Rendimiento global de disminución de la DBO <sub>5</sub> (incluye tanto la DQO <sub>5</sub> soluble como la insoluble, %)	85 – 95	85 – 98
<i>Características del efluente:</i> DBO <sub>5</sub> soluble (mg / L) DBO <sub>5</sub> total (en suspensión + coloidal + soluble) (mg / L) Sólidos en suspensión (mg / L)	10 – 20 15 – 25 <20	10 – 20 20 – 40 <70
Producción de lodos (kg / kg DBO <sub>5</sub> consumida)	≈ 0.03	≈ 0.01
Requisitos de O <sub>2</sub> (como % de la DBO <sub>5</sub> consumida)	90 – 95	120
Tiempo de residencia en el reactor biológico (h)	4 – 8	15 – 36
Edad de los lodos (d)	5 – 15	20 – 60

Las ventajas y desventajas de esta alternativa son las siguientes.

**Tabla 4.13. Ventajas y desventajas de la alternativa de conversión 4**

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> <li>Se tendría una producción mínima de lodos de desecho.</li> <li>Las modificaciones a la planta de lodos para convertirla en planta tratadora de aguas negras serían relativamente pocos, siendo la principal, la instalación de la tubería de envío de agua a reactores.</li> <li>Se emplearían prácticamente en su totalidad los equipos en infraestructura presentes en la planta de lodos, sustituyendo solo las bombas para envío de</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Este proceso utiliza una mayor cantidad de oxígeno para eliminar la misma cantidad de DBO del agua influente.</li> <li>Se puede presentar un aumento considerable en la nitrificación con el consecuente aumento en la concentración de nitratos en el efluente.</li> <li>Los SS en el efluente aumentan debido a la mayor concentración de estos en el sedimentador secundario.</li> <li>La cantidad de lodos producidos,</li> </ul>

**Continuación...**

<b>VENTAJAS</b>	<b>DESVENTAJAS</b>
agua tratada por unas de mayor capacidad.	no es actualmente un factor que importe a la PTAN dado el convenio que suscribieron con el gobierno local. <ul style="list-style-type: none"> <li>• Algunos parámetros como F/M (0.2 kgDBO/kgSSVLM d) y <math>\theta</math> (14h), tendrán valores fuera del intervalo recomendado para este tipo de proceso (0.05-0.15, y 18-36h respectivamente).</li> <li>• Debido a las características de los equipos actuales de la planta de lodos, no es posible ajustar todos los parámetros sin tener que modificar y sacar de intervalo a otros, ya que por ejemplo al disminuir el flujo a tratamiento para incrementar <math>\theta</math>, disminuirán también los SSLM que ya se encontraban en un valor mínimo recomendado.</li> </ul>

**CONCLUSIONES DE LA ALTERNATIVA 4**

El proceso de lodos activados por aeración extendida, es un proceso que se utiliza generalmente con la finalidad de reducir al mínimo la producción de lodos de desecho y en consecuencia su tratamiento. En la actualidad, la PTAN no tiene este problema debido al convenio establecido con el gobierno local, mediante el cual éste se comprometen a recibir y tratar sus lodos de desecho. Otro inconveniente resulta del hecho de los SS del sedimentador secundario contienen una cantidad importante de membranas celulares que sedimentan con dificultad por lo que suele aumentar la cantidad de SS en el efluente. Por otro lado, en este proceso se presenta generalmente la nitrificación por los altos tiempos de retención celular y debido a que no se cuenta con un sistema para desnitrificación la cantidad de nitratos en el efluente aumentará. Los dos puntos anteriores son de consideración ya que actualmente se tienen parámetros de calidad de agua comprometidos con la refinería a la que se envía el agua tratada, los cuales pudieran verse afectados adversamente.

Aunado a lo anterior, cabe resaltar que varios parámetros importantes como el tiempo de residencia hidráulico, la relación F/M y algunos otros, no adoptan valores necesarios y característicos del tratamiento de aeración extendida, y el tratar de ajustarlos variando por ejemplo el flujo, implica modificar otros parámetros y sacarlos de un intervalo apropiado como son los SSVLM, lo cual tampoco es conveniente. Los puntos anteriores y algunos más que implican desventajas sin obtener realmente mejoras para la PTAN, hacen que esta alternativa parezca no ser la más viable si se compara con la que hasta el momento resulta ser la más factible, la alternativa 3.

#### **4.1.6 PLANTEAMIENTO FINAL DE LA ALTERNATIVA MÁS VIABLE**

Tomando como base el análisis de alternativas planteado en los apartados anteriores, se puede llegar a la conclusión final de que la opción de conversión de la planta de lodos más viable es la planteada en la **alternativa 3**. En esta alternativa, se plantea la toma de agua del efluente de los sedimentadores primarios de la PTAN (SD-01 A/B/C) con su envío a uno sólo de los dos digestores (RB-02 A ó B) el cual trabajará como reactor de aeración. El segundo digestor deberá permanecer inactivo, pudiendo servir como relevo en caso de paro por mantenimiento del primero.

En lo referente a los espesadores de la planta de lodos, estos serían utilizados en conjunto como sedimentadores secundarios, tomando el efluente proveniente del reactor empleado y dividiendo este flujo en dos flujos iguales para ser enviados a cada sedimentador. El efluente de estos sedimentadores podrá ser enviado directamente al acueducto que lleva toda el agua tratada de la PTAN a la Refinería.

Resulta conveniente considerar un flujo de envío de agua de sedimentación primaria al nuevo tren, que permita que varios parámetros adquieran valores más apropiados y además se trabajen los equipos de la PTAN y el nuevo tren en condiciones cercanas a

valores adecuados de operación y por debajo de valores máximos para ciertos parámetros muy importantes como la carga superficial (SOR). Un flujo 260 L/s, cumple con estas características y no sobrepasa de forma excesiva el flujo de 245 L/s planteado en la alternativa 3. Por otro lado, para terminar de plantear la alternativa 3 y verificar totalmente la viabilidad de ésta, se debe además analizar y asegurar que la transferencia de oxígeno se logre satisfactoriamente con los equipos de aeración superficial con que actualmente cuentan los digestores de lodos, asegurando de esta forma que el proceso de depuración biológica del agua residual se efectúe.

Tomando entonces, el flujo y características del agua residual que será tratada en este nuevo tren de la PTAN, los valores de los distintos parámetros para los equipos de este tren que definiremos como **Alternativa 3 Final**, son los siguientes.

**Tabla 4.14. Cálculos finales del reactor de aeración.**

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A ó B)				
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Valor
Concentración de sustrato antes del sedim. primario <sup>a</sup>	$S_{0i}$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		202 <sup>a</sup>
Concentración de sustrato al reactor	$S_0$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$	$S_0 = S_{0i} (1 - \frac{R_{DBO_5}}{100})$	128
Concentración de sustrato a la salida del reactor	$S$	$\frac{mg\ DBO_5}{L}$		10 <sup>b</sup>
Volumen del reactor	$V$	$m^3$		8210
Tiempo de retención celular	$\theta_c$	d		15 <sup>c</sup>
Coefficiente de producción celular	$Y$	$\frac{mg\ SSV}{mg\ DBO_5}$		0.6 <sup>c</sup>
Coefficiente de respiración endógena	$k_d$	$d^{-1}$		0.06 <sup>c</sup>
Concentración de SSV en la recirculación	$X_r$	$\frac{mg\ SSV}{L}$		8000 <sup>c</sup>

Continuación...

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A ó B)				
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Valor
Flujo al reactor	Q	$\frac{L}{s}$		260 <sup>d</sup>
Tiempo de retención hidráulico	$\theta$	h	$\theta = \frac{V}{Q}$	8.8
Concentración de SSV en el reactor	X	$\frac{mg\ SSV}{L}$	$X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S)}{\theta(1 + k_d \theta_c)}$	1526
Concentración de SS en el reactor	SSLM	$\frac{mg\ SSV}{L}$		1907 <sup>e</sup>
Relación de recirculación	Q <sub>r</sub> /Q	adim.	$\frac{Q_r}{Q} = \frac{X}{X_r - X}$	0.24
Flujo de recirculación	Q <sub>r</sub>	$\frac{L}{s}$	$Q_r = \frac{Q_r}{Q} \cdot Q$	61
Flujo purgado <sup>f</sup>	Q <sub>p</sub>	$\frac{m^3}{d}$	$Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_r}$	104 <sup>f</sup>
Purga de lodos	P <sub>x</sub>	$\frac{kg}{d}$	$P_x = Y_{obs} (S_0 - S) Q$	835
Relación alimento-microorganismos	F/M	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{kg\ SSVLM \cdot d}$	$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta X}$	0.23
Carga volumétrica	CV	$\frac{kg\ DBO_5\ aplic}{m^3 \cdot d}$	$CV = \frac{S_0 Q}{V}$	0.35
Flujo de sólidos a Sedim. 2 <sup>o</sup> rio	SF	$\frac{kg}{d}$	$SF = (Q + Q_r) X$	52948
Flujo de salida del reactor	Q <sub>s</sub>	$\frac{L}{s}$	$Q_s = Q + Q_r$	321
Flujo enviado a cada Sedim. 2 <sup>o</sup> rio	Q <sub>sed</sub>	$\frac{L}{s}$	$Q_{Sed} = \frac{Q_s}{2}$	161
Consumo Total de oxígeno <sup>g</sup>	W <sub>O2</sub>	$\frac{kg\ O_2}{d}$	$W_{O_2} = \frac{Q(S_0 - S)}{0.68} - 1.42 P_x + 4.6 NO_{3\ form}$	3117 <sup>g</sup>
Energía para mezclado con aeradores mecánicos	EM	$\frac{kW}{10^3 m^3}$		30 <sup>c</sup>
Potencia para mezclado con aeradores mecánicos	P <sub>M,AM</sub>	HP	$P_{M,AM} = \frac{EM}{1000} \cdot V$	331

Continuación...

REACTOR DE AERACIÓN (RB-02 A ó B)				
Parámetro	Nomencl.	Unidad	Ecuación base	Valor
Eficiencia de aeración en condiciones de campo <sup>h</sup>	AE	$\frac{kg\ O_2}{kWh}$	$AE = \frac{\alpha \cdot SAE \cdot \theta^{(T-20)} (\beta C_{T,P}^* - C_L)}{C_{20^\circ C, 1atm}^*}$	1.1 <sup>h</sup>
Potencia para transferencia de O <sub>2</sub> con aeradores mecánicos	P <sub>T,AM</sub>	HP	$P_{T,AM} = \frac{W_{O_2}}{AE}$	158
Potencia requerida con aeradores mecánicos	P <sub>AM</sub>	HP	Valor mayor entre (P <sub>M,AM</sub> y P <sub>T,AM</sub> )	331
Potencia actual instalada con aeradores mecánicos <sup>i</sup>	P <sub>AM, actual</sub>	HP		450 <sup>i</sup>

Notas:

<sup>a</sup> Promedio obtenido de estadísticas del influente.

<sup>b</sup> Valor fijado considerando requerimientos y normas.

<sup>c</sup> Valor fijado a partir de valores típicos encontrados en literatura.

<sup>d</sup> Flujo proveniente de los sedimentadores primarios de la PTAN

<sup>e</sup> Considerando que los SSVLM son el 80% de los SSLM.

<sup>f</sup> Considerando que los SSV en el efluente son despreciables.

<sup>g</sup> Tomando el valor promedio de NO<sub>3form</sub> de 4 mg/L, de estadísticas del efluente de la PTAN realizado en Ref.

<sup>h</sup> Valor calculado en la propuesta de cambio del sistema de aeración.

<sup>i</sup> Tomando en cuenta que sólo se utilizaría un reactor con sus 6 aeradores de 75 HP c/u.

Tabla 4.15. Cálculos finales del sedimentador secundario.

SEDIMENTADOR SECUNDARIO (SD-03 A/B)				
Parámetro	Nomenclatura	Unidad	Ecuación base	Valor
Diámetro	D	m		24
Volumen	V	m <sup>3</sup>		1360
Área superficial	A <sub>sup</sub>	m <sup>2</sup>	$A_{sup} = \frac{\pi D^2}{4}$	452
Flujo total (licor mezclado) a sedimentador	Q <sub>sed</sub>	$\frac{L}{s}$		161 <sup>a</sup>
Flujo de agua tratada a sedimentador	Q	$\frac{L}{s}$		130 <sup>b</sup>

Continuación...

SEDIMENTADOR SECUNDARIO (SD-03 A/B)				
Parámetro	Nomenclatura	Unidad	Ecuación base	Valor
Carga de superficie	SOR	$\frac{m^3}{m^2 d}$	$SOR = \frac{Q}{A_{sup}}$	24.8
Tiempo de retención hidráulico	$\theta_{hs2}$	h	$\theta_{hs2} = \frac{V}{Q_{sed}}$	2.3
Flujo de sólidos <sup>a</sup>	SF	$\frac{kg}{d}$		52948 <sup>a</sup>
Carga de sólidos	CS	$\frac{kg}{m^2 d}$	$CS = \frac{SF}{2A_{sup}}$	59
Notas: <sup>a</sup> De cálculos finales del reactor biológico. <sup>b</sup> Flujo sin considerar el flujo de recirculación de lodos al reactor.				

Como se observa, en estos cálculos finales se incluyen los requerimientos de oxígeno y la potencia necesaria tanto para transferencia de oxígeno como para mantener un buen mezclado en el reactor. En este caso la potencia dominante es la de mezclado, es decir, se debe tener al menos esa potencia (331 HP) para asegurar la transferencia de oxígeno y la mezcla del licor en los reactores. También se puede ver, que la potencia instalada (450 HP) cubre satisfactoriamente esos dos requisitos e incluso la supera, dando entonces un buen margen por futuros aumentos en la carga debidos a un mayor flujo de agua a este reactor o al aumento de contaminantes en la misma.

Finalmente, se debe señalar que los cálculos son un reflejo general que permite visualizar los diversos parámetros de operación de los equipos de la planta de lodos convertida en nuevo tren de la PTAN, más no son valores estrictamente fijos ya que muchos de estos parámetros (como SSVLM,  $\theta_c$ ,  $Q_r/Q$ ,  $Q_{purg}$ , etc.) pueden y deberán ser ajustados de acuerdo a la operación de la planta ya en funcionamiento, a valores más actuales y exactos obtenidos mediante pruebas analíticas de laboratorio y de acuerdo a posibles cambios futuros en parámetros que no pueden controlarse como las características fisicoquímicas del agua negra municipal que se recibe en los colectores (DBO, DQO, SST, etc.).

Adicionalmente, se realizaron los estudios y cálculos correspondientes para encontrar el arreglo adecuado de tuberías para esta opción, pretendiendo utilizar al máximo las tuberías ya existentes en la planta de lodos e implementar la menor cantidad de cambios posibles. Como puntos importantes del arreglo final de tuberías se buscó cumplir con velocidades cercanas a las recomendadas para este tipo de fluidos (4 a 6 ft/s, 1.2 a 1.8 m/s; velocidad mínima recomendada 1 m/s), y verificar que se cumplieran los requerimientos hidráulicos para tener flujos por gravedad entre los equipos. A este respecto se obtuvo la información mostrada en la siguiente tabla, sin exponer a mayor profundidad todos los cálculos realizados ya que estos quedan fuera de los alcances del presente documento.

**Tabla 4.16. Arreglo requerido de tuberías.**

LÍNEA	DIÁMETRO ACTUAL	DIÁMETRO REQUERIDO	VELOCIDAD EN LA TUBERÍA REQUERIDA (m/s)	CUMPLE CON REQUERIMIENTOS HIDRÁULICOS	OBSERVACIONES
Agua proveniente de sedimentadores primarios (ASP)	No existe	24"	1.0	SI	Esta tubería deberá ser instalada desde el cabezal colector de agua clarificada de sedimentadores primarios de la PTAN, hasta la entrada del reactor de la planta de lodos convertida en tren de tratamiento.
Retorno de lodos al reactor	8"	8"	1.9	SI	Aunque se puede llevar la recirculación de lodos de cada sedimentador por tuberías separadas hasta el reactor, se recomienda que el flujo total se lleve por la misma tubería actual de 8"φ.
Salida de licor mezclado del reactor	10"	20"	1.9	SI	El boquete y tubería de salida del reactor, deberán ampliarse a 20"φ
Licor mezclado a cada sedimentador	14" y 8"	14"	1.8	SI	Los tramos de tubería de 8"φ deberán ser cambiados por tubería de 14"φ

**Continuación...**

LÍNEA	DIÁMETRO ACTUAL	DIÁMETRO REQUERIDO	VELOCIDAD EN LA TUBERÍA REQUERIDA (m/s)	CUMPLE CON REQUERIMIENTOS HIDRÁULICOS	OBSERVACIONES
Agua clarificada de cada sedimentador	8"	14"	1.5	Dependerá del arreglo y conexión final al cabezal principal de envío de agua tratada a Refinería	Estas tuberías deberán ampliarse y unirse en un cabezal o desembocar a un cárcamo de bombeo si así se requiere.
Efluente total de agua tratada proveniente de la planta de lodos convertida en tren de tratamiento de agua negra	No existe	20"	1.5	Dependerá del arreglo y conexión final al cabezal principal de envío de agua tratada a Refinería	Deberá hacerse un estudio preciso para la conexión y envío de esta agua "por gravedad", al cabezal principal de envío de agua tratada a Refinería, o en caso de ser necesario plantear su envío hasta dicho cabezal por bombeo

**OBRAS REQUERIDAS E INVERSIÓN ESTIMADA**

Para poder llevar a cabo la conversión de la planta de lodos en un nuevo tren de tratamiento de aguas negras de la PTAN, es necesario realizar diversas modificaciones en la infraestructura actual. Estas modificaciones incluyen los principales conceptos siguientes, cuyo costo de inversión se estima en aproximadamente **\$205,000 USD**:

**Tabla 4.17. Catalogo de conceptos requeridos.**

CONCEPTO	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN	OBSERVACIÓN
Tubería de 30"φ (ASP)	350 m aprox.	Línea para transporte por gravedad del agua proveniente del cabezal de descarga de sedimentadores primarios (SD-01 A/B/C)	Línea nueva.
Tubería de 6"φ (PL)	40 m aprox.	Línea para purgado de lodos de la línea de retorno de lodos del nuevo sedimentador secundario SD-03 A	Línea nueva.
Tubería de 14"φ (ATR)	50 m aprox.	Líneas de salida de agua clarificada de los nuevos sedimentadores secundarios	Línea nueva.

Continuación...

CONCEPTO	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN	OBSERVACIÓN
Tubería de 20"φ (ATR)	Por definir.	Línea que une las tuberías de agua tratada de 14" con la tubería de envío de agua tratada a Refinería.	Línea nueva.
Tubería de 20"φ (LM)	3 m aprox.	Ampliación del boquete y línea de salida de licor mezclado del reactor hacia el cabezal de 20" que conecta los sedimentadores.	Sustituye la línea actual de 10"
Tubería de 14"φ (LM)	28 m aprox.	Líneas que llevarán el licor mezclado del cabezal de 14" hacia cada sedimentador.	Sustituyen a las líneas actuales de 8"
Válvula 6" (PL)	1	Válvula para regular la purga de lodos de la línea de 6" de retorno de lodos provenientes del sedimentador SD-03 A.	Válvula nueva
Válvula 14" (LB)	1	Válvula para cerrar el cabezal de 14" e impedir que el licor mezclado se introduzca hasta la línea de 10" que estará fuera de servicio.	Válvula nueva. Puede ser sustituida por una brida ciega si se elimina la línea de 10" totalmente.
Válvula 10" (LB)	1	Válvula para cerrar la línea de 10" que se une a la línea de 8" de retorno de lodos desde el SD-03 A, e impedir que los lodos se introduzcan hasta dicha línea de 10" que también estará fuera de servicio.	Válvula nueva. Puede ser sustituida por una brida ciega si se elimina la segunda línea de 10" totalmente.
Válvula 4" (LSN)	1	Válvula para cancelar el flujo de sobrenadantes (natas) de regreso hacia el reactor biológico.	Válvula nueva. Puede ser sustituida por una brida ciega si se elimina la línea de 4" totalmente.
Válvula 14" (ATR)	2	Válvula en línea de agua tratada de sedimentadores SD-03 A/B.	Válvulas nuevas
Válvula 20" (LM)	2	Válvula en línea que conecta el reactor y el cabezal de 14".	Válvula que sustituye a la actual de 10". Si no se acondiciona el segundo reactor como relevo sólo se requiere una.

**Continuación...**

CONCEPTO	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN	OBSERVACIÓN
Válvula 14" (LM)	2	Válvula en línea que conecta el cabezal de 14" y los sedimentadores primarios.	Válvulas que sustituyen a las actuales de 8".
Válvula 24" (ASP)	2	Válvula en la descarga de agua de sedimentación primaria de la línea de 24" al reactor biológico.	Válvula nueva. Si no se acondiciona el segundo reactor como relevo sólo se requiere una.
Medidores de flujo de tipo electromagnético para tubería cerrado	4	Se instalarán medidores de flujo en: 1) la línea de alimentación de agua negra al nuevo tren de tratamiento, 2) y 3) flujos de recirculación de lodos a los tanques de aeración y 4) en la línea de descarga de agua negra renovada.	Los medidores de flujo deberán estar comunicados con el sistema de instrumentación y control requerido para esta nueva instalación con comunicación al PLC de la PTAN para la medición, totalización y control de los flujos en las líneas antes mencionadas.
Medidores de oxígeno disuelto	1	Medidores de oxígeno disuelto en el reactor biológico RB-02 B	Tipo amperométrico con celda electroquímica alojado en una caja de policarbonato resistente a la corrosión con compartimiento separado para las conexiones.

En el anexo al final del presente documento, se presenta un diagrama de la propuesta de conversión de la planta de lodos, con los cambios principales en cuanto a tubería y accesorios que se requieren para llevar a cabo la conversión con la alternativa 3, ya que fue considerada la opción más viable.

## **4.2 MODERNIZACIÓN DE REACTORES BIOLÓGICOS**

A continuación se presentan las alternativas de modernización de los reactores biológicos planteadas en el capítulo anterior.

### **4.2.1 REACTOR BIOLÓGICO DE BURBUJA FINA**

#### **OBJETIVO**

Analizar los efectos de un cambio en el sistema de aeración actual por un sistema a base de aeradores de burbuja fina.

#### **FUNDAMENTOS DE LA OPCIÓN**

La propuesta de cambio del actual sistema de aeración (aeradores mecánicos superficiales de baja velocidad) por un sistema de aeración con burbuja fina, se fundamenta en los siguientes apartados.

#### **Memoria de cálculo.**

Los cálculos para las diferentes opciones, se realizaron considerando el sistema actual de aeración que se encuentra instalado en los reactores biológicos de la PTAN. Así también, se muestran las ecuaciones empleadas para realizar los cálculos respectivos. Los resultados mostrados no siempre son directos de sustituir las variables en la ecuación, ya que en muchos casos se requiere efectuar las conversiones de unidades adecuadas para obtener el resultado en las unidades indicadas, no obstante, los cálculos se efectuaron siempre con base en la ecuación expuesta. Las ecuaciones empleadas así como su descripción, pueden localizarse en el capítulo de fundamentos del presente trabajo.

Los cálculos relativos al sistema de aeradores mecánicos superficiales de baja velocidad son los que se muestran a continuación.

**Tabla 4.18. Cálculos del sistema actual de Aeradores Mecánicos de la PTAN.**

Parámetro	Nomenci.	Unidades	Ecuación base	Valor
Eficiencia de aeración estándar	SAE	$\frac{kg\ O_2}{kWh}$		2.13 <sup>a</sup>
Factor $\beta$	$\beta$	Adim.		0.96 <sup>a</sup>
Temperatura de operación	T	°C		22 <sup>b</sup>
Concentración de oxígeno a saturación a 22 °C y 0.94 atm	$C_{T,P}^*$	$\frac{mg\ O_2}{L}$		8.19 <sup>c</sup>
Concentración de oxígeno a saturación a 20 °C y 1 atm	$C_{20^\circ C, 1atm}^*$	$\frac{mg\ O_2}{L}$		9.08 <sup>c</sup>
Factor $\alpha$	$\alpha$	Adim.		0.75 <sup>a</sup>
Factor $\theta$	$\theta$	Adim.		1.024 <sup>a</sup>
Concentración de oxígeno en el agua	$C_L$	$\frac{mg\ O_2}{L}$		2 <sup>b</sup>
Eficiencia de aeración en condiciones de campo	AE	$\frac{kg\ O_2}{kWh}$	$AE = \frac{\alpha \cdot SAE \cdot \theta^{(T-20)} (\beta C_{T,P}^* - C_L)}{C_{20^\circ C, 1atm}^*}$	1.08
Energía requerida para mezclado	EM	$\frac{kW}{10^3\ m^3}$		30 <sup>a</sup>
Volumen total de reactores	V	m <sup>3</sup>		40500
Potencia total para mezclado	$P_{M,AM}$	HP	$P_{M,AM} = \frac{EM}{1000} \cdot V$	1631

Notas:

<sup>a</sup> Valor fijado a partir de intervalos típicos encontrados en literatura.

<sup>b</sup> Valor obtenido de estadísticas de operación de la PTAN.

<sup>c</sup> Valor encontrado en literatura a las condiciones requeridas.

**Tabla 4.19. Cálculos para un sistema de aeradores de burbuja fina.**

Parámetro	Nomenci.	Unidades	Ecuación base	Valor
Eficiencia estándar de transferencia de oxígeno	SOTE	%		25 <sup>a</sup>
Factor $\beta$	$\beta$	Adim.		0.96 <sup>a</sup>
Temperatura de operación	T	°C		22 <sup>b</sup>
Presión atmosférica	$P_{atm}$	mm Hg		715
Presión a la liberación de aire	$P_{lib\ aire}$	mm Hg	$P_{libaire} = P_{atm} + P_{hidrostatica}$	1046 <sup>c</sup>
Concentración porcentual de O <sub>2</sub> que deja el tanque	%O <sub>2final</sub>	%		19 <sup>a</sup>
Concentración de oxígeno a saturación a 22 °C y 0.94 atm	$C_{T,P}^*$	$\frac{mg\ O_2}{L}$		8.19 <sup>d</sup>
Concentración promedio de oxígeno a saturación a 22 °C y 0.94 atm	$C_{prom,T,P}^*$	$\frac{mg\ O_2}{L}$	$C_{prom,T,P}^* = \frac{C_{T,P}^*}{2} \cdot \left( \frac{P_{libaire}}{P_{atm}} + \frac{\%O_{2\ final}}{21} \right)$	9.7
Concentración de oxígeno a saturación a 20 °C y 1 atm	$C_{20^\circ C, 1atm}^*$	$\frac{mg\ O_2}{L}$		9.08 <sup>d</sup>
Factor $\alpha$	$\alpha$	Adim.		0.45 <sup>a</sup>
Factor $\theta$	$\theta$	Adim.		1.024 <sup>a</sup>
Factor por taponamiento	F	Adim.		0.8 <sup>a</sup>
Concentración de oxígeno en el agua	$C_L$	$\frac{mg\ O_2}{L}$		2 <sup>b</sup>
Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de campo	OTE	%	$AOTE = \frac{\alpha \cdot SOTE \cdot \theta^{(T-20)} \cdot F \cdot (\beta C_{prom,T,P}^* - C_L)}{C_{20^\circ C, 1atm}^*}$	7.6
Aire requerido para mezclado	AM	$\frac{m^3}{10^3 m^3 \cdot min}$		13 <sup>a</sup>

Continuación...

Parámetro	Nomenci.	Unidades	Ecuación base	Valor
Volumen total de reactores	V	m <sup>3</sup>		40500
Flujo de aire para mezclado	Q <sub>aire,M</sub>	$\frac{m^3}{min}$	$Q_{aire,M} = \frac{AM}{1000} \cdot V$	527
Flujo másico de aire para mezclado	W <sub>aire</sub>	$\frac{kg}{s}$	$W_{aire} = Q_{aire} \cdot \rho_{aire}$	9.8 <sup>e</sup>
Potencia requerida por los compresores para mezclado con burbuja fina	P <sub>M,BF</sub>	HP	$P_{M,BF} = \frac{W_{aire} RT_{ent}}{29n\epsilon_{sopl}} \left[ \left( \frac{P_{desc}}{P_{ent}} \right)^n - 1 \right]$	859 <sup>f</sup>

Notas:

<sup>a</sup> Valor fijado a partir de intervalos típicos encontrados en literatura.

<sup>b</sup> Valor obtenido de estadísticas de operación de la PTAN.

<sup>c</sup> Considerando una columna de agua en los reactores de 4.5 m.

<sup>d</sup> Valor encontrado en literatura a las condiciones requeridas.

<sup>e</sup> Con una densidad de aire (a 25 °C y 0.94 atm) de 1.12 kg/m<sup>3</sup>.

<sup>f</sup> Considerando que n=0.283 (para aire), una eficiencia de compresor del 80% y un 20% de pérdidas de presión.

El cálculo de la potencia necesaria para la transferencia de oxígeno, depende de los requerimientos de oxígeno, el cual es a su vez función de diversos parámetros como la DBO<sub>5</sub> a la entrada y a la salida del reactor, la nitrificación requerida o llevada a cabo en el reactor biológico, la cantidad de lodos purgados y algunos otros parámetros más. Para esto, es necesario realizar los cálculos correspondientes de operación de los reactores biológicos de la PTAN.

Estos cálculos se realizaron para los puntos descritos a continuación, lo cual permitirá efectuar un análisis más detallado de la situación:

- Actual: Considerando los valores actuales de flujos, DBO<sub>5</sub> en el influente a la PTAN y demás parámetros de operación actualmente empleados, además del funcionamiento de sólo dos de los sedimentadores primarios al momento en que se realiza el presente estudio.
- Diseño: Considerando los valores de diseño de flujos, DBO<sub>5</sub> en el influente (muy superior a la concentración actual), y demás parámetros de operación con los

que fue diseñada la PTAN como los SSVLM, que en algunos casos resultaron ser muy diferentes a los valores actualmente empleados.

- A flujo propuesto: Tomando en cuenta un flujo propuesto de 1000 L/s para ser enviado a los tres trenes actuales en la PTAN y valores de parámetros recomendados para el buen funcionamiento de dichos sistemas.

**Tabla 4.20. Cálculos de operación de los Reactores de Aeración de la PTAN**

Parámetro	Nom.	Unidad	Ecuación base	A flujo Propuesto	Diseño	Actual
Flujo total a los tres reactores	Q	$\frac{L}{s}$		1000	900	650
Volumen total de los tres reactores	V	m <sup>3</sup>		40500	40500	40500
Tiempo de residencia hidráulico	$\theta_H$	h	$\theta_H = \frac{V}{Q}$	11.3	12.5	17.3
Concentración de biomasa activa en reactores	X	$\frac{mg}{L}$		1400 <sup>c</sup>	3000 <sup>a</sup>	2200 <sup>b</sup>
Concentración de sólidos suspendidos en reactores <sup>d</sup>	SSLM	$\frac{mg}{L}$	$SSLM = \frac{X}{0.8}$	1750	3750	2750
Flujo de recirculación de lodos <sup>e</sup>	Q <sub>r</sub>	$\frac{L}{s}$		300	300	300
Relación de recirculación	R	Adim.	$R = \frac{Q_r}{Q}$	0.30	0.33	0.46
Concentración de biomasa en la recirculación	X <sub>r</sub>	$\frac{mg}{L}$	$X_r = \frac{(Q + Q_r) X}{Q_r}$	6070	12000	6967
Purga de lodos <sup>f</sup>	P <sub>x</sub>	$\frac{kg}{d}$	$P_x = \frac{Y}{1 + k_d \theta_c} (S_0 - S) Q$	6221	5599	4044
Flujo purgado <sup>g</sup>	Q <sub>p</sub>	$\frac{m^3}{d}$	$Q_p = \frac{VX}{\theta_c X_r}$	935	1013	1279

## Continuación...

Parámetro	Nom.	Unidad	Ecuación base	A flujo Propuesto	Diseño	Actual
Concentración de DBO <sub>5</sub> en el influente	S <sub>0i</sub>	$\frac{mg}{L}$		202	645 <sup>a</sup>	202
Tiempo de retención en el sedimentador primario	θ <sub>HS1</sub>	h		2.4	3.2	3.0 <sup>h</sup>
Eficiencia de remoción de sustrato en sedimentador	R <sub>DBO5</sub>	%	$R_{DBO_5} = \frac{\theta_{HS1}}{0.018 + 0.02\theta_{HS1}}$	36.5	39.1	38.4
Concentración de DBO <sub>5</sub> a la entrada del reactor	S <sub>0</sub>	$\frac{mg}{L}$	$S_0 = S_{0i} \left(1 - \frac{R_{DBO_5}}{100}\right)$	128	393	124
Relación alimento/microorganismos	$\frac{F}{M}$	$\frac{kgDBO_5}{kgSSV \cdot d}$	$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta_H X}$	0.20	0.25	0.08
Carga volumétrica	CV	$\frac{kgDBO_5}{m^3 \cdot d}$	$CV = \frac{S_0 Q}{V}$	0.27	0.75	0.17
Requerimiento total de oxígeno <sup>i</sup>	W <sub>O2</sub>	$\frac{kg}{d}$	$W_{O_2} = \frac{Q(S_0 - S)}{0.68} - 1.42P_x + 4.6 \cdot Q \cdot NO_{3formado}$	7693	37148	4676

## Notas:

- a. Valor utilizado en el diseño de la PTAN.
- b. Valor actualmente empleado para manejar ese parámetro.
- c. Valor propuesto con base en valores típicos (capítulo de fundamentos).
- d. Considerando que típicamente los SSVLM son el 80% de los SSLM
- e. Tomando en cuenta que se utiliza una bomba de recirculación de 100 L/s al 100% por reactor.
- f. Considerando los valores siguientes obtenidos de intervalos típicos de los siguientes parámetros, Y=0.6; k<sub>d</sub>=0.06 y θ<sub>c</sub>=10 d.
- g. Despreciando los sólidos suspendidos en el efluente.
- h. Al calcular este valor se consideró que actualmente sólo se encontraban en operación 2 de los 3 sedimentadores.
- i. Tomando NO<sub>3formado</sub>=4 ppm del histórico del efluente de la PTAN.

Tomando como base los cálculos anteriores referentes a la operación de los reactores biológicos de la PTAN, los cálculos para evaluar y comparar el sistema actual de aeración con aeradores mecánicos superficiales frente a un sistema de difusión con burbuja fina, son los siguientes:

**Tabla 4.21. Cálculos comparativos de potencia requerida con aeradores mecánicos y aeradores de burbuja fina**

Parámetro	Nom.	Unid.	Ecuación base.	A flujo Prop.	Diseño	Actual
Flujo a reactores	Q	$\frac{L}{s}$		1000	900	650
DBO <sub>5</sub> de entrada a PTAN	S <sub>0</sub>	$\frac{mg}{L}$		202	645 <sup>a</sup>	202
Requerimiento total de oxígeno <sup>b</sup>	W <sub>O<sub>2</sub></sub>	$\frac{kgO_2}{d}$		7693	37148	4676
HP requeridos para transferencia de O <sub>2</sub> con aeradores mecánicos <sup>c</sup>	P <sub>T,AM</sub>	HP	$P_{T,AM} = \frac{W_{O_2}}{AE}$	398	1921	242
HP requeridos para mezclado con aeradores mecánicos <sup>d</sup>	P <sub>M,AM</sub>	HP		1631	1631	1631
Potencia dominante con aeradores mecánicos	HP <sub>AM</sub>	HP	Valor mayor entre (P <sub>M,AM</sub> y P <sub>T,AM</sub> )	1631	1921	1631
Aire a difusores para transferencia de O <sub>2</sub> <sup>e</sup>	Q <sub>aire,T</sub>	$\frac{m^3}{min}$	$Q_{aire,T} = \frac{W_{O_2}}{\frac{AOTE}{100} \cdot 0.2315 \cdot \rho_{aire}}$	271	1310	165
Potencia requerida para transferencia de O <sub>2</sub> con burbuja fina <sup>f</sup>	P <sub>T,BF</sub>	HP	$P_{T,BF} = \frac{Q_{aire,T} \rho_{aire} RT_{ent}}{29n\epsilon_{sopl}} \left[ \left( \frac{P_{desc}}{P_{ent}} \right)^n - 1 \right]$	443	2138	269
Potencia requerida para mezclado con burbuja fina <sup>g</sup>	P <sub>M,BF</sub>	HP		859	859	859
Potencia dominante para burbuja fina	HP <sub>BF</sub>	HP	Valor mayor entre (P <sub>M,BF</sub> y P <sub>T,BF</sub> )	859	2138	859
Diferencia en potencia entre aeración mecánica y con burbuja fina	ΔHP	HP	$\Delta HP = HP_{AM} - HP_{BF}$	771	-217	771

**Continuación...**

Parámetro	Nom.	Unid.	Ecuación base.	A flujo Prop.	Diseño	Actual
Diferencia en potencia entre aeración mecánica actual y un sistema de burbuja fina <sup>h</sup>	ΔHP	HP	$\Delta HP = HP_{AM(actual)} - HP_{BF}$	941	-338	941
<p>Notas:</p> <p>a. Valor de DBO<sub>5</sub> con que fue diseñada la PTAN, muy superior al valor actual.</p> <p>b. Tomado de cálculos realizados de operación de reactores de la PTAN.</p> <p>c. AE de la tabla de cálculos para aeradores mecánicos.</p> <p>d. De tabla de cálculos para aeradores mecánicos.</p> <p>e. OTE de la tabla de cálculos para aeradores de burbuja fina.</p> <p>f. Considerando que n=0.283 (para aire), una densidad de aire (a 25 °C y 0.94 atm) de 1.12 kg/m<sup>3</sup>, una eficiencia de compresor del 80% y un 20% de pérdidas de presión.</p> <p>g. De tabla de cálculos para aeradores de burbuja fina.</p> <p>h. Considerando que actualmente se consumen 1800 HP por aeración mecánica.</p>						

## ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

En este apartado se analizan las ventajas y desventajas que proporciona cada uno de los sistemas de aeración examinados, terminando con las conclusiones finales sobre la propuesta de sustitución del actual sistema de aeración por uno de burbuja fina.

### **Aeración a base de aeradores mecánicos superficiales de baja velocidad:**

#### Ventajas

- Existe alta flexibilidad en el diseño del tanque.
- En general tienen buena capacidad para mezclado.
- Su mantenimiento suele no ser muy complicado, pudiendo ser realizado por los mismos operadores.

#### Desventajas

- Su operabilidad suele no ser muy flexible, a no ser que se cuente con motores de velocidad variable.
- Sus costos iniciales aumentan debido al mecanismo reductor.
- En climas muy fríos se tienen problemas de congelamiento.
- El mecanismo reductor puede causar problemas de operación y mantenimiento.

**Aeración a base de aeradores de burbuja fina:****Ventajas**

- Se tiene una alta eficiencia en lo que respecta a la transferencia de oxígeno.
- Su operabilidad puede llegar a ser muy flexible, ya que es posible disminuir o incrementar los requerimientos de oxígeno con relativa facilidad, sin afectar significativamente el mezclado.
- Su consumo energético es de los menores en comparación con otros sistemas de aeración.

**Desventajas**

- Dependiendo de las características de los materiales y el diseño, estos sistemas son más susceptibles a taponamientos y obstrucción al paso de aire.
- Usualmente, estos sistemas requieren de equipos para filtración de aire.
- La inversión inicial suele ser alta.
- El mantenimiento puede resultar difícil (como vaciado total de los tanques) y algunas veces sólo realizado por los mismos proveedores.
- El valor del factor  $\alpha$  es bajo.

**CONCLUSIONES FINALES SOBRE LA PROPUESTA**

Como se observa en los resultados de los cálculos realizados, la diferencia entre los requerimientos de potencia que permitan cubrir las necesidades de transferencia de oxígeno y de mezclado indica que el ahorro en potencia que se tendría con el cambio del sistema de aeración actual a un sistema de burbuja fina, sería cercano al 50%, lo que se reflejaría en un ahorro sustancial en energía eléctrica. Esto se debe principalmente a que en el diseño de la PTAN se consideró una  $DBO_5$  superior de más del triple de la actual, ya que como se puede observar en los cálculos referentes a diseño, la potencia calculada que se requiere para transferencia de oxígeno y mezclado para lograr tratar esta concentración de contaminantes orgánicos con aeración mecánica, resulta ser muy cercana a la potencia instalada. Incluso, considerando estos parámetros de diseño, la potencia requerida por un sistema de aeración con burbuja fina resulta ser superior a la requerida con aeración mecánica, ya que en estos cálculos

de diseño la potencia dominante resulta ser la necesaria para transferencia de oxígeno y no la de mezclado.

Sin embargo, a diferencia de los cálculos con parámetros de diseño, las dos columnas restantes en donde se considera la concentración actual de  $\text{DBO}_5$  que llega a la PTAN, muestran que la potencia dominante es la necesaria para mantener el mezclado completo en los reactores de aeración. Lo anterior resulta del hecho de que los reactores están sobrediseñados, es decir, su volumen es muy grande en comparación con la concentración de contaminantes que deben tratar, lo cual es consecuencia de que durante el diseño de los reactores y la PTAN, se consideraron concentraciones muy altas de contaminantes presentes en las aguas negras municipales que llegan a tratamiento. Debido a esto y a las características generales que presenta un sistema de burbuja fina, la potencia final requerida para la transferencia de oxígeno y mezclado del reactor, es decir la dominante, es mucho menor que la potencia actual que es empleada por el sistema de aeración mecánica.

Se debe tener cuidado, en no pensar que el tener una potencia instalada mayor a la teóricamente requerida para transferencia de oxígeno con los aeradores mecánicos actuales, implicará necesariamente una transferencia de oxígeno varias veces mayor a la actualmente necesaria, ya que eso depende de diversos aspectos mecánicos, técnicos e incluso termodinámicos, que impiden que este planteamiento se lleve a cabo.

Es por esto que en la actualidad, esa potencia instalada sólo contribuye a los requerimientos para mezclado y de transferencia de oxígeno actualmente necesitados, más no puede hacerse una extrapolación confiable de que con los aeradores actuales se cubrirán satisfactoriamente los requerimientos futuros al incrementarse el flujo a tratamiento, ya que aún en la actualidad, estos aeradores parecen ya no estar operando muy eficientemente. Además, aunque los aeradores mecánicos actuales pudieran cubrir satisfactoriamente los requerimientos futuros, la potencia utilizada seguiría siendo de 1800 HP, ya que por el diseño e instalación de estos equipos, no permiten flexibilidad en su operación.

Finalmente, teniendo en cuenta las características de los sistemas de aeración con burbuja fina, se debe tener en cuenta que las bondades que el cambio a un sistema de este tipo implican como:

- Una mayor flexibilidad en la operación, pudiendo ajustarse los requerimientos de oxígeno a través de parámetros tales como el oxígeno disuelto en los tanques de aeración.
- Un ahorro considerable en energía comparado con el actual sistema a base de aeración mecánica.

Sin embargo, se debe tener cuidado al hacer una adecuada selección de la tecnología de aeración con burbuja fina, ya que también hay que tener presente las problemáticas que este sistema conlleva, principalmente en lo referente a su mantenimiento y a la inversión inicial, aunque este último aspecto puede ser cubierto con el ahorro en energía que el mismo sistema de burbuja fina podría dar.

## **PROPUESTA TÉCNICA DE BURBUJA FINA**

### **INTRODUCCIÓN**

El siguiente documento, presenta la propuesta planteada por la empresa a la que en adelante denominaremos Tecnólogo1 o simplemente TEC1, para la introducción de un sistema de aeración por medio de difusores de burbuja fina, en sustitución del sistema actual de aeración (aeradores mecánicos superficiales) con que cuenta la PTAN.

La empresa TEC1, es una empresa dedicada a la manufactura de sistemas de tratamiento de aguas residuales, que ofrece sistemas innovadores y con gran calidad. Uno de esos productos innovadores son sus sistemas de aeración de burbuja fina.

Bajo este marco, la empresa TEC1 propone el arreglo para burbuja fina. Cabe hacer notar puntos importantes dentro de los cálculos de diseño que realizó dicha empresa como son:

- Flujo en cada reactor de 25920 m<sup>3</sup> /d equivalentes a 300 L/s
- El DBO de diseño de 180 ppm
- Los niveles de oxígeno disuelto en cada tanque de 2.0 ppm
- Nitrógeno amoniacal de 14 ppm
- Requerimientos de oxígeno total (AOR) de 361.2 kg O<sub>2</sub> /h
- % de transferencia de oxígeno (SOTE) del 27.41 %
- Kilogramos de oxígeno por hora por unidad (SOR) de 1.05 kg O<sub>2</sub> /h/unidad
- Cantidad de tubos (estimado) de 816
- Cantidad de tubos (propuesto) 816, equivalente a 408 ensambles
- Presión de operación de 52,625 Pa

La red de difusión propuesta por TEC1 se acompaña de 3 sopladores centrífugos y uno de relevo, con las siguientes características:

- Capacidad: 6624 scfm c/u
- Potencia al freno de cada soplador: 303.64 BHP
- Potencia total requerida en PTAN: 910.92 BHP

**El monto de esta propuesta es:**

Cantidad	Concepto	Precio unitario por tren (USD)	Precio para tres trenes (USD)
3	Red de difusores de burbuja fina	161,000	483,000
4	Sopladores Spencer (uno por cada tren y uno de relevo)	141,000	564,000
1	Costos adicionales por otros conceptos incluyendo ingeniería, supervisión y capacitación de personal	-	158,000
<b>Total</b>			<b>1,205,000</b>

## 4.2.2 REACTOR BIOLÓGICO DE LECHO MOVIL (MBBR)

### INTRODUCCIÓN

En este apartado, se presenta la propuesta realizada por la empresa a la que se denominará en adelante Tecnolo2 (o TEC2), en la cual se plantea la introducción de un proceso de biopelícula en lecho móvil (MBBR); con la finalidad de incrementar la capacidad de la planta de tratamiento de aguas negras (PTAN) del caso en estudio.

Actualmente, la PTAN está basada en un proceso de lodos activados con 3 reactores aerobios, que tratan actualmente un flujo promedio de 650 L/s. El proceso planteado alcanzará una remoción más eficiente de DBO y de nutrientes, junto con un incremento de flujo de 900 L/S.

A continuación se muestran las especificaciones promedio de las aguas residuales que fueron utilizadas por TEC2, de acuerdo a datos históricos de calidad de agua de la PTAN.

**Tabla 4.22. Características del influente**

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR	OBSERVACIONES
Flujo de diseño	m <sup>3</sup> / d	77,760	
Flujo de diseño	m <sup>3</sup> / h	3,240	
Temperatura de diseño	° C	19	Temperatura mínima
DBO <sub>5</sub> promedio	mg / L	202	
SST promedio	mg / L	278	
SSV	mg / L	139	Considerado por TEC2
* NH <sub>4</sub>	mg / L	24	Considerado por TEC2

\* Considerado de acuerdo a las características de las aguas residuales municipales.

**Tabla 4.23. Calidad del efluente que deberá obtenerse**

<b>PARÁMETROS</b>	<b>VALOR</b>	<b>UNIDADES</b>
DBO <sub>5</sub>	< 10	mg / L
SST	< 10	mg / L
NTK	< 10	mg / L
N-NH <sub>3</sub>	< 7	mg / L
N-NO <sub>3</sub>	< 3	mg / L

### **DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.**

El proceso propuesto es un sistema IFAS-BNR (Integrated Fixed Film Activated Sludge for BOD and Nutrient Removal), en el que se combina el crecimiento de microorganismos en biopelícula sobre material de soporte (empaques) con la recirculación de sólidos suspendidos de los clarificadores a la primera etapa.

Las aguas residuales entrarán en 2 (de los 3) reactores aerobios en paralelo existentes para la remoción de la DBO, amoníaco y nitrato. Cada reactor será dividido en 3 etapas consecutivas. La primera etapa será anóxica, seguida por dos etapas aerobias. Las aguas residuales serán recirculadas de la etapa final al principio del proceso para una eficiente remoción de nitrato.

Una rejilla mecánica 6 mm de apertura es requerida como pretratamiento. El material o empaques, que soportan la biomasa en el reactor, son mezclados únicamente por la turbulencia hidráulica que proporcionarán los difusores de aire, aprovechando el aire suministrado a través de los difusores de burbuja fina que serán ubicados en el fondo del reactor.

Las rejillas para retención de soportes deberán ser instaladas a la salida de los reactores aerobios, de modo que mantengan los soportes en el interior de los reactores;

para que el licor mezclado pueda fluir sin obstáculos. Estas rejillas son continuamente limpiadas por la acción del mezclado, las burbujas de aire y el material de soporte de la biomasa.

## DATOS TÉCNICOS

**Tabla 4.24. Dimensión y diseño del reactor**

PARÁMETROS	UNIDADES	1ª ETAPA	2ª ETAPA	3ª ETAPA	TOTAL POR AMBOS REACTORES
Volumen	m <sup>3</sup>	5,400	4,050	4,050	27,000
Volumen ocupado por empaques.	%		15	15	
Volumen de empaques	m <sup>3</sup>		600	600	2,400

**Tabla 4.25. Datos de operación y parámetros de aeración.**

PARÁMETROS	A 19 ° C
Oxígeno disuelto	2.5 mg / L
SSLM	2,000 mg / L
Demanda de oxígeno.	13,200 kg / d
Estimado de aire requerido*	14,800 N m <sup>3</sup> / h

\* Considerando difusores de burbuja fina, alpha = 0.6, OTE 1.8 % por ft, altitud =500m.

## ALCANCES DE SUMINISTRO

### Suministros a cargo TEC2

**Tabla 4.26. Suministrados por TEC2.**

No.	Puntos a suministrar	Comentarios
1.	Ingeniería de procesos, incluyendo planos de ingeniería y cálculos.	
2.	Soportes de biomasa (empaques).	Total de 2,400 m <sup>3</sup> .

**Continuación...**

No.	Puntos a suministrar	Comentarios
3.	Rejillas para retención de empaques.	
4.	Capacitación y puesta en servicio.	
5.	Documentación técnica en español.	Idioma: español.

**Suministros extras que puede suplir TEC2**

- Sistema de aeración, incluyendo tuberías a reactores y dentro de estos, válvulas, acopladores, difusores y embarque de éstos.
- Trabajos civiles incluyendo cuarto de sopladores, tuberías de clarificadores primarios a reactores y de éstos a clarificadores secundarios, paredes, soportes y canal de recirculación de nitratos, preparación de rejillas para retención de empaques, baffles y vertederos en clarificadores.
- Equipos mecánicos: Sopladores, mezclador para zona anóxica, bombas sumergibles para recirculación de nitratos.

**Suministros a cargo de la PTAN y la Refinería**

- Unidades de pre y post tratamiento.
- Instrumentación (varias unidades de medición).
- Sistema de dosificación de químicos.
- Electricidad.
- Permisos.

**INVERSIÓN PARA CONVERSIÓN DE DOS REACTORES BIOLÓGICOS**

Precio del alcance de los suministros, detallado en la Tabla 4.26:	<b>\$ 1, 600,000 USD</b>
Precio de alcances incluyendo los suministros extras:	<b>\$ 2, 750,000 USD</b>
Precio total estimado de inversión inicial requerida:	<b>\$ 2, 805,000 USD</b>

## COMENTARIOS FINALES

En la propuesta hecha por esta empresa, cabe resaltar que el objetivo de tratar 900 L/s implica la utilización de sólo dos de los tres reactores existentes en la PTAN, lo que permitiría la utilización de un reactor ya sea con una operación normal, o dejando la alternativa de la introducción de otra tecnología en el sistema, como pudiera ser el empleo de biomembranas.

La empresa TEC2 afirma que por las características del influente la calidad del agua puede llevarse a valores de DBO<10 (95 % de remoción) y SST<10 (96 % de remoción). Estas afirmaciones se basan en los siguientes cálculos referidos a la PTAN:

**Tabla 4.27. Memoria de cálculo**

Parámetro	Dato	Observación
Área superficial de los empaques	$500-600 \frac{m^2}{m^3}$	2,400 m <sup>3</sup> de empaques en dos reactores
Capacidad de la biopelícula para remoción de DBO a 20°C	$15 \frac{g}{d \cdot m^2}$	Valor obtenido a partir de eficiencias de remoción por <i>la biopelícula sobre el soporte</i> a la temperatura estimada
Capacidad de la biopelícula para remoción de amonio a 20°C	$1 - 1.2 \frac{g}{d \cdot m^2}$	
Necesidad de remoción de DBO en la planta	$202 \frac{mgDBO}{L} \cdot 900 \frac{L}{s} = 15,707 \frac{kgDBO}{d}$	
Posibilidad de remoción de DBO con biomasa sobre material de soporte	$2,400m^3 \cdot 500 \frac{m^2}{m^3} \cdot 15 \frac{g}{d \cdot m^2} = 18,000 \frac{kgDBO}{d}$	

Debido a esta alta eficiencia de remoción de los soportes con biopelícula, no sería necesario emplear los tres reactores para alcanzar el flujo de 900 L/s de agua tratada. De acuerdo a la empresa TEC2, el empleo de los tres reactores (dos de tipo MBBR y uno convencional) con la obtención de una calidad de agua de DBO/SST: 10/10 llevarían al aumento de la capacidad máxima de tratamiento en los siguientes términos:

<b>Volumen ocupado por los empaques.</b>	<b>Flujo de agua residual que puede ser tratado</b>	<b>Tiempo de retención hidráulico</b>
15 % del volumen de la etapa de aeración	1370 L/s	8 h
25 % del volumen de la etapa de aeración	1840 L/s	6 h

Como punto final, se debe señalar que la implantación de esta tecnología implica una reestructuración interna total de los reactores de aeración, que permita las condiciones y características particulares que dicha tecnología requiere.

### **4.2.3 REACTOR BIOLÓGICO DE BIOMEMBRANA (MBR)**

#### **INTRODUCCIÓN**

El siguiente documento, presenta la propuesta planteada por la empresa a la que en adelante denominaremos Tecnólogo3 o TEC3, para la introducción de un sistema de biomembranas dentro del sistema actual de tratamiento de aguas de la PTAN.

En esta propuesta, la empresa plantea la introducción de un sistema de reactor de biomembrana dentro de uno de los tres reactores de aeración actuales de la PTAN, lo cual aumentaría la capacidad de este reactor de los 300 L/s de diseño hasta 600 L/s, con una calidad del efluente muy por encima de la actual lo que permitiría aumentar la calidad global del efluente de la PTAN al mezclar esta corriente con los efluentes de los otros dos trenes de tratamiento.

## DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

El proceso MBR de TEC3, es una tecnología que se compone de un reactor biológico en suspensión (lodos activados) integrado a un sistema de ultrafiltración, el cual utiliza una membrana hueca, lo que permite el reemplazo de los clarificadores secundarios y los filtros de arena en la función de separación de sólidos utilizados en sistemas de lodos activados convencionales.

La concentración del licor mezclado en el proceso MBR se manejará en un intervalo de 8,000 a 10,000 mg/L. Estas altas concentraciones de biomasa permiten una eficaz remoción de material biodegradable, suspendido como soluble, contenido en el agua residual. El proceso MBR TEC3 combina las operaciones unitarias de la aeración, clarificación secundaria y filtración en un sólo paso, produciendo un efluente de muy alta calidad.

### Calidad del efluente tratado y potencial de reuso

De acuerdo a la aplicación específica así como de los requerimientos de diseño, el sistema MBR TEC3 puede producir ya sea un efluente nitrificado de muy alta calidad o bien, un efluente desnitrificado igualmente de muy alta calidad. La remoción de fósforo también es posible ya sea por medios biológicos y/o con la adición de una sal metálica a la corriente de alimentación o bien al licor mezclado

El sistema MBR TEC3 puede alcanzar la siguiente calidad en el efluente tratado:

**Tabla 4.28. Calidad de agua tratada alcanzada con el sistema MBR de TEC3**

PARÁMETRO	VALOR
DBO	< 5 mg/L
Sólidos Suspendidos Totales	< 3 mg/L
Nitrógeno Total	< 3 mg/L <i>Climas cálidos</i> < 10 mg/L <i>Climas fríos</i>

**Continuación...**

PARÁMETRO	VALOR
Fósforo Total	< 0.1 mg/L
Turbiedad	< 1 NTU

**PARÁMETROS DE DISEÑO PROPUESTOS PARA LA PTAN**

La información provista a continuación resume los criterios e información de diseño, así como anticipa el desempeño del sistema MBR TEC3 para la expansión de la PTAN en estudio.

**Tabla 4.29. Parámetros de diseño**

Parámetro	Efluente Primario	Agua Tratada
Flujo Diario Promedio	600 L/s	
Temperatura del agua residual	20 °C	
DBO*	172 mg/L	≤ 5 mg/L
Sólidos Suspendidos Totales	167 mg/L	≤ 5 mg/L
NTK	34 mg/L	-
N-NH <sub>3</sub>	24 mg/L	< 1 mg/L
Turbiedad	-	≤ 1.0 NTU
pH	6 - 9	-
Alcalinidad (como CaCO <sub>3</sub> )	315 mg/L **	-

\* Se ha supuesto que no habrá un aumento en la capacidad de los clarificadores primarios existentes en la PTAN. De tal manera que a mayor flujo, los tiempos de retención en dichos clarificadores disminuirán por lo que sus eficiencias también bajarán. Es por ello que se ha supuesto únicamente una reducción de la DBO de aprox. 15% en los clarificadores primarios.

\*\* Una alcalinidad suficiente en el sistema es requerida para asegurar un pH óptimo y por ende un correcto desempeño en el sistema biológico Si la alcalinidad en el agua residual de alimentación es insuficiente una adición química para alcanzar dicha alcalinidad será necesaria, la cual no ha sido incluida en esta propuesta. Cabe mencionar que en esta propuesta se han incluido zonas anóxicas dentro del reactor biológico lo que de forma natural ayuda a alcanzar una alcalinidad suficiente en el sistema.

**Tabla 4.30. Diseño preliminar del proceso**

Parámetro	Cantidad	Unidades
Volumen Total de la Zona Anóxica dentro del Tanque	2,860	m <sup>3</sup>
Volumen Aerobio (excluye zona de membranas)	5,760	m <sup>3</sup>
No. de Trenes de Membranas	6	

Continuación...

Parámetro	Cantidad	Unidades
Dimensiones - Zona de Membranas	20.73 x 13.45 x 3.66 *	m (L x W x H)
Volumen Total de la Zona de Membranas*	1,020	m <sup>3</sup>
Volumen Total Aerobio**	6,780	m <sup>3</sup>
Volumen Total	9,640	m <sup>3</sup>
Tiempo de Residencia Hidráulico - Diseño	4.5	Horas
Tiempo de Retención de Sólidos - Diseño	13	Días
SSLM - Diseño	8,000 a 10,000	mg/L

\* Las dimensiones del tanque son únicamente preliminares y pueden variar una vez que el diseño final comience. El sistema se diseñó teniendo en consideración un tanque de concreto con sus debidas separaciones (la obra civil está fuera del alcance de TEC3).

\*\* Incluye volumen aerobio y volumen de zona de membranas

\*\*\* Los volúmenes detallados en la tabla anterior son una estimación preliminar y con base en la información provista por la PTAN. Dicha estimación permite considerar que el volumen existente es suficiente para convertir uno de los trenes a sistema MBR.

**Tabla 4.31. Cassettes de membrana de ultrafiltración**

Parámetro	Valor
Flux de Diseño	13.5 gfd – flujo promedio 16.2 gfd - flujo promedio @ N-1
No. de Trenes de Membrana	6
No. de Cassettes por Tren	8
No. de Módulos por Cassette	62
Total de Cassettes Instalados	48
Espacio Libre Disponible	22.5 %

**Tabla 4.32. Costos Estimados de Operación y Mantenimiento del Sistema**

<b>Consumo Energético (Condiciones del Flujo Diario Promedio)</b>	10,520,500	kWh/año
<b>Consumo de Químicos de Limpieza</b>		
Hipoclorito de sodio	55,000	L/año
Acido cítrico	24,000	kg/año

## **ALCANCES DE SUMINISTRO**

### **Suministro por parte de TEC3**

#### Equipamiento principal

- Equipamiento para membranas y tanques
- Equipo de bombeo para permeado
- Sopladores de aire para membranas
- Sopladores de aire para proceso biológico
- Sistema de recirculación
- Sistema de purga lodos residuales
- Sistema de retro-lavado de membranas
- Sistema de limpieza de membranas
- Equipo de control

#### Misceláneos

- Compresores de aire para válvulas neumáticas
- Secador(es) de aire refrigerado
- Mezcladores para zonas anóxicas
- Difusores de burbuja fina para zona aerobia

#### General

- Planos de distribución de equipo y DTIs
- Capacitación de operadores
- Manuales de operación y mantenimiento
- Servicio en campo y puesta en marcha de la planta
- Garantía en las membranas

## **INVERSIÓN PARA CONVERSIÓN DE UN REACTOR BIOLÓGICO A MBR**

Presupuesto preliminar de acuerdo a alcances: **\$ 11, 050,000 USD**

## CAPÍTULO 5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A continuación se muestran los resultados tanto de la propuesta de conversión de la planta de lodos en tren de tratamiento de aguas negras como de las propuestas de modernización de los reactores biológicos de la PTAN.

### 5.1 RESULTADOS DE LAS OPCIONES DE CONVERSIÓN DE LA PLANTA DE LODOS

Antes de mostrar los resultados obtenidos con las opciones de conversión planteadas resulta importante recordar en este punto las características generales de cada opción, principalmente en cuanto a la configuración del tren de tratamiento como tal. Estas características se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla 5.1. Características de las alternativas planteadas**

<b>Alternativa</b>	<b>Sedimentación primaria</b>	<b>Reactor(es) Biológico(s)</b>	<b>Sedimentación secundaria</b>
1	Efectuada en el equipo clarificador de la planta de lodos SD-03A	Emplear ambos reactores de la planta de lodos RB-02 A/B	Efectuada en el equipo clarificador de la planta de lodos SD-03B
2	Tomar agua clarificada proveniente de los sedimentadores primarios de la PTAN SD-01 A/B/C	Emplear ambos reactores de la planta de lodos RB-02 A/B	Efectuada en los equipos clarificadores de la planta de lodos SD-03 A/B
3	Tomar agua clarificada proveniente de los sedimentadores primarios de la PTAN SD-01 A/B/C	Emplear sólo uno de los dos reactores de la planta de lodos RB-02B	Efectuada en los equipos clarificadores de la planta de lodos SD-03 A/B
4	Enviar agua residual directamente a los reactores, sin necesidad de sedimentación primaria	Emplear uno o ambos reactores de la planta de lodos RB-02 A/B	Efectuada en los equipos clarificadores de la planta de lodos SD-03 A/B

Para comparar y evaluar las diferentes opciones, se muestran los resultados obtenidos para cada etapa de proceso. Los resultados más importantes son los siguientes:

**Tabla 5.2. Resultados comparativos para sedimentación primaria.**

Parám.	Intervalo típico	Alternativa 1		Alternativa 2 <sup>a</sup>		Alternativa 3 <sup>a</sup>		Alternativa 4	
		Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?
SOR (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> d)	30-50	41	SI	45.1	SI	45	SI	No aplica	
$\theta_h$ (h)	1.5-2.5	1.8	SI	2.3	SI	2.3	SI		
C <sub>vert</sub> (m <sup>3</sup> /m d)	125-500	246	SI	361	SI	361	SI		

<sup>a</sup> En estos resultados se considera a los sedimentadores primarios de la PTAN, operando a un flujo de 1260 L/s (Flujo de 1000 L/s propuesto a los reactores más el flujo de agua que se enviará al nuevo tren).

**Tabla 5.3. Resultados comparativos para reactores biológicos.**

Parám.	Intervalo típico	Alternativa 1		Alternativa 2		Alternativa 3 <sup>b</sup>		Alternativa 4 <sup>a</sup>	
		Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?
$\theta_h$ (h)	4-8 18-36 <sup>a</sup>	21.2	NO	18.6	NO	8.8	NO	14	NO
SSLM (mg/L)	1500-3000 3000-6000 <sup>a</sup>	837	NO	898	NO	1900	SI	3000	SI
$\theta_c$ (d)	5-15 20-40 <sup>a</sup>	15	SI	15	SI	15	SI	30	SI
F/M (kg/kg d)	0.2-0.4 0.05-0.15 <sup>a</sup>	0.23	SI	0.23	SI	0.23	SI	0.20	NO
CV (kg/m <sup>3</sup> d)	0.3-0.6 0.1-0.4 <sup>a</sup>	0.15	NO	0.16	NO	0.35	SI	0.35	SI
R (adim)	0.25-0.5 0.5-1.5 <sup>a</sup>	0.09	NO	0.1	NO	0.24	NO	0.29	NO

<sup>a</sup> Proceso de lodos activados tipo aeración extendida.

<sup>b</sup> Considerando la Alternativa 3 Final

**Tabla 5.4. Resultados comparativos para sedimentación secundaria.**

Parám.	Intervalo típico	Alternativa 1		Alternativa 2		Alternativa 3 <sup>a</sup>		Alternativa 4	
		Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?	Valor	¿En intervalo?
SOR (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> d)	16.3-32.6	41	NO	23.4	SI	24.8	SI	15.7 <sup>1</sup> 31.6 <sup>2</sup>	NO <sup>1</sup> SI <sup>2</sup>
$\theta_h$ (h)	1-2.5	1.8	SI	2.8	NO	2.3	SI	3.5 <sup>1</sup> 1.8 <sup>2</sup>	NO <sup>1</sup> SI <sup>2</sup>
CS (kg/m <sup>2</sup> d)	98-147	30	NO	18.5	NO	59	NO	18.3 <sup>1</sup> 36.7 <sup>2</sup>	NO <sup>1</sup> NO <sup>2</sup>

<sup>a</sup> Considerando la Alternativa 3 Final

<sup>1</sup> Operando sólo un reactor biológico

<sup>2</sup> Operando ambos reactores biológicos

Tomando en cuenta los resultados anteriores, la comparación global de las alternativas propuestas en cuanto a funcionamiento como tren de tratamiento es la siguiente:

**Tabla 5.5. Resultados comparativos de las alternativas planteadas.**

ALTERNATIVA	FLUJO A MANEJAR	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN PRIMARIA	OPERACIÓN EN REACTORES	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA	CAMBIOS PRINCIPALES EN INFRAESTRUCTURA
1	215 L/s	El sedimentador primario operaría satisfactoriamente y en condiciones adecuadas.	Aunque parámetros como $F/M$ y $\theta_c$ estarían dentro de intervalos adecuados, otros como $\theta_h$ , $SSLM$ y $CV$ se encontrarían fuera de valores adecuados, provocando problemas durante la operación y gastos excesivos en energía.	Un parámetro muy importante en sedimentación secundaria como lo es la carga hidráulica o superficial (SOR), se encontraría muy por encima de intervalos adecuados, por lo que se esperarían problemas en la operación de este equipo como alta concentración de sólidos en el efluente. Por otro lado, el intentar operar este equipo con un flujo adecuado (130 L/s), implicaría seguramente problemas de operación en el reactor por el flujo tan bajo.	Instalación de tubería para envío de agua residual desde tanques reguladores hasta sedimentador primario del nuevo tren. Cambios en configuración del sedimentador primario incluyendo bombeo de agua clarificada a reactores biológicos. Instalación de tubería del efluente del nuevo tren hasta el cabezal de envío de agua tratada a Refinería.

Continuación...

ALTERNATIVA	FLUJO A MANEJAR	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN PRIMARIA	OPERACIÓN EN REACTORES	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA	CAMBIOS PRINCIPALES EN INFRAESTRUCTURA
2	245 L/s	Los sedimentadores primarios (los de la PTAN), operarían en condiciones adecuadas, tanto para el envío de agua a los trenes actuales de la PTAN, como también para el envío de agua al nuevo tren de tratamiento.	Igual que alternativa 1.	En este caso el SOR estaría dentro del intervalo de valores adecuado, y el $\theta_n$ sólo se encontraría ligeramente por encima del intervalo adecuado, por lo que no se espera que este último afecte significativamente al proceso. Sin embargo, la carga de sólidos se encontraría muy por debajo del intervalo adecuado y aunque este parámetro no implica gran afectación al proceso cuando se encuentra por debajo de valores adecuados, si pudiese afectar la concentración de lodos que se efectúa en este equipo.	Instalación de tubería para envío de agua de sedimentación primaria desde el cabezal colector hasta los reactores biológicos del nuevo tren. Sustitución y ampliación de tuberías. Instalación de válvulas y accesorios requeridos. Instalación de tubería del efluente del nuevo tren hasta el cabezal de envío de agua tratada a Refinería.

Continuación...

ALTERNATIVA	FLUJO A MANEJAR	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN PRIMARIA	OPERACIÓN EN REACTORES	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA	CAMBIOS PRINCIPALES EN INFRAESTRUCTURA
<b>3 (FINAL)</b>	260 L/s	Igual que Alternativa 2	<p>En este caso parámetros como: SSLM, F/M, CV, <math>\theta_c</math>, estarían dentro de intervalos adecuados, mientras que otro parámetro importante como <math>\theta_h</math>, sólo se encuentra ligeramente por encima del intervalo recomendado, por lo que no se visualizan mayores problemas en la operación del reactor biológico.</p>	<p>En este caso, el único parámetro que se encuentra fuera de intervalo es la carga de sólidos o CS, que como ya se menciona no afecta en gran magnitud al proceso cuando se encuentra por debajo del intervalo adecuado. Además, de las cuatro alternativas planteadas, es esta alternativa la que más se acerca a valores adecuados de CS.</p>	<p>Igual que alternativa 2, exceptuando que algunos arreglos pueden realizarse para uno o ambos reactores.</p>

Continuación...

ALTERNATIVA	FLUJO A MANEJAR	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN PRIMARIA	OPERACIÓN EN REACTORES	OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA	CAMBIOS PRINCIPALES EN INFRAESTRUCTURA
4	165 <sup>1</sup> L/s 331 <sup>2</sup> L/s	No se requiere de sedimentación primaria	Para esta alternativa, parámetros importantes como F/M y $\theta_h$ , se encontrarían fuera de intervalos adecuados para un proceso de lodos activados tipo aeración extendida, por lo que se pudieran tener algunos problemas en estos equipos durante su operación.	El empleo de un sólo reactor en esta alternativa, implicaría el operar con un flujo y por tanto valores de SOR, CS y $\theta_h$ , no muy adecuados. Por otro lado, con los dos reactores en funcionamiento es posible operar con un flujo mayor que mejore los valores de los parámetros importantes para estos equipos, aunque el valor de CS estaría también muy por debajo del intervalo recomendado, provocando posiblemente problemas durante la operación de esta etapa.	Instalación de tubería para envío de agua residual desde tanques reguladores hasta reactores biológicos del nuevo tren. Reconfiguración, sustitución y ampliación de tuberías actuales de la planta de lodos. Instalación de válvulas y accesorios requeridos Instalación de tubería del efluente del nuevo tren hasta el cabezal de envío de agua tratada a Refinería.

<sup>1</sup> Operando sólo un reactor biológico

<sup>2</sup> Operando ambos reactores biológicos

Tomando en consideración los resultados mostrados, se pueden concluir los siguientes puntos respecto a cada alternativa:

**ALTERNATIVA 1:** La sedimentación primaria operaría sin presentar complicaciones, sin embargo, se presentarían algunos problemas de operación en los reactores biológicos, además de que la sedimentación secundaria presentaría problemas en su operación y en cuanto a la calidad de agua obtenida. Por otro lado, si se intentara operar el sedimentador secundario con un flujo más adecuado (menor), se acrecentarían los problemas operativos en los reactores.

**ALTERNATIVA 2:** Aquí, los sedimentadores primarios que para este caso resultan ser los sedimentadores primarios con que cuenta actualmente la PTAN, operarían adecuadamente, tanto para el envío de agua requerida en los tres trenes actuales de tratamiento con que cuenta la planta, como para el envío de agua a la planta de lodos convertida en nuevo tren de tratamiento de agua residual. Sin embargo, la operación de ambos reactores sería problemática con el flujo estimado que se enviaría a tratamiento. En cuanto a la sedimentación secundaria no se esperarían problemas de operación significativos, siendo quizás el mayor, la obtención de una baja concentración en los lodos recirculados debido a la baja carga de sólidos que ingresa al equipo.

**ALTERNATIVA 3 (Final):** En esta alternativa 3, que fue complementada con cálculos de demanda de oxígeno y de potencia de equipo requerido por considerarse la alternativa más viable, la sedimentación primaria se efectuaría sin mayores complicaciones. Por otro lado, no se observa que pudieran presentarse complicaciones en la operación de los reactores biológicos. En cuanto a la sedimentación secundaria, la única posible complicación sería la carga de sólidos que es 40% menor al valor mínimo recomendado, sin embargo, cabe señalar que de las cuatro alternativas es en ésta donde dicho parámetro resulta más satisfactorio.

**ALTERNATIVA 4:** En esta última alternativa se tiene la ventaja de que no se requiere sedimentación primaria. Sin embargo, al igual que en otras opciones, es posible que se presenten problemas de operación en cuanto a los reactores biológicos, además de que operar con un sólo reactor acarrea problemas en la etapa de sedimentación secundaria. Por otro lado, aunque operar los dos reactores mejoraría la etapa de sedimentación secundaria, aún se tendrían problemas principalmente en cuanto a la baja carga de sólidos recibida en estos equipos. Aunado a esto, cabe señalar que la calidad de agua tratada obtenida en este tipo de procesos (aeración extendida), es generalmente inferior a la obtenida en un proceso de lodos activados convencional.

## **5.2 RESULTADOS DE LAS OPCIONES DE MODERNIZACIÓN DE REACTORES**

En la tabla siguiente se presenta un resumen de las características técnicas y los estimados de inversión para las tres opciones de modernización anteriormente planteadas. Es importante señalar, que las opciones pueden combinarse entre ellas, pudiendo también de esta forma incrementar la capacidad y calidad de efluente del tratamiento de agua residual de la PTAN.

**Tabla 5.6. EVALUACIÓN DE OPCIONES DE MODERNIZACIÓN DE LOS REACTORES BIOLÓGICOS.**

CONCEPTO	DIFUSORES DE BURBUJA FINA.	TECNOLOGÍA MBBR (2 TRENES).	TECNOLOGÍA MBR (1 TREN).
<b>POSIBLE FLUJO A MANEJAR</b> (actual: 650 L/s)	<b>900 - 1,000 L/s</b>	<b>900 – 1,200</b>	<b>1200 L/s</b>
	El primer valor es el requerido por la PTAN para alcanzar el flujo de diseño y el estipulado por la propuesta de conversión de TEC1. Sin embargo, en el presente estudio se propone incrementar dicho flujo de operación a 1000 L/s, dada la calidad del influente de agua residual y el extenso volumen de los reactores biológicos.	El primer valor es el que la empresa TEC2 manejó para llegar a la capacidad de diseño con el empleo de sólo dos de los tres reactores biológicos actuales con que cuenta la PTAN, dejando el tercer reactor fuera de operación. El segundo valor del intervalo corresponde a la operación del tercer reactor bajo el régimen actual de lodos activados convencional, en conjunto con la operación de los dos reactores tipo MBBR.	Este flujo resulta del hecho de que la conversión de un sólo tren de los tres con que cuenta la PTAN, es suficiente para alcanzar e incluso sobrepasar el flujo de diseño, ya que dicho tren convertido a la tecnología MBR puede alcanzar un flujo de 600 L/s. Esto, aunado a la operación de los otros dos trenes trabajando como lodos activados convencional a su capacidad de diseño (300 L/s cada uno), llevarán a la obtención de una capacidad de tratamiento de aguas residuales en la PTAN del flujo planteado de 1200 L/s.

Continuación...

CONCEPTO	DIFUSORES DE BURBUJA FINA.	TECNOLOGÍA MBBR (2 TRENES).	TECNOLOGÍA MBR (1 TREN).
<b>FLEXIBILIDAD</b>	<p>Permiten flexibilidad en la transferencia de oxígeno, por monitoreo de la concentración de oxígeno en diversas zonas del tanque de aeración y regulación de la cantidad de aire que se envía a dicho reactor.</p>	<p>Esta tecnología permite también la flexibilidad en la transferencia de oxígeno, dado que también cuenta con un sistema de aeración por burbuja fina en las etapas aerobias. Adicionalmente, este sistema permite tener flexibilidad en la variación de cargas y evitar la inhibición de los microorganismos debido a altas concentraciones de compuestos tóxicos.</p>	<p>Esta tecnología al igual que la tecnología MBBR, permite tener una flexibilidad en cuanto a la transferencia de oxígeno requerida, así como también a la variación en cargas.</p>
<b>OBRAS PRINCIPALES REQUERIDAS EN LA PTAN PARA LA CONVERSIÓN A LA TECNOLOGÍA EN CUESTIÓN</b>	<p>Desmantelamiento de los aeradores mecánicos actuales junto con sus estructuras de soporte, construcción de un cuarto de sopladores e instalación de redes de difusores, tuberías para envío de aire y sopladores.</p>	<p>Desmantelamiento de los aeradores mecánicos actuales junto con sus estructuras de soporte, construcción de un cuarto de sopladores e instalación de redes de difusores, tuberías para envío de aire y sopladores. Cambios en la configuración actual de los reactores, incluyendo vertederos, entradas y salidas de flujo, y construcción de muros divisores de etapas. Instalación de rejillas de contención de empaques y demás accesorios requeridos por esta tecnología</p>	<p>Desmantelamiento de los aeradores mecánicos actuales junto con sus estructuras de soporte, construcción de un cuarto de sopladores e instalación de tuberías para envío de aire y sopladores. Instalación de los cartuchos de membranas dentro de los reactores biológicos, tuberías y accesorios requeridos por estos sistemas. Instalación de bombas de succión de agua tratada.</p>

Continuación...

CONCEPTO	DIFUSORES DE BURBUJA FINA.	TECNOLOGÍA MBBR (2 TRENES).	TECNOLOGÍA MBR (1 TREN).
<b>INCREMENTO DE LA CALIDAD DEL AGUA TRATADA</b>	<b>Prácticamente igual a la actual.</b>	<b>Mejor que la actual.</b>	<b>Mucho mejor que la actual.</b>
	<p>La calidad de agua tratada obtenida se espera sea prácticamente igual a la actual, dado que la introducción de esta tecnología sólo permitirá asegurar los requerimientos de oxígeno al incrementarse la cantidad de agua residual que se envía a tratamiento.</p>	<p>La calidad de agua tratada obtenida con el empleo de esta tecnología, será de mejor calidad que la que actualmente se obtiene. Esto se debe a que este tipo de sistemas permiten una remoción de DBO más eficiente y se obtiene adicionalmente una remoción de Nitrógeno presente en el agua residual, debido a la etapa anóxica y recirculación de nitratos dentro del reactor biológico. Además, es posible efectuar remoción de Fósforo mediante un paso de precipitación química en alguna etapa del proceso.</p>	<p>La calidad de agua tratada obtenida con esta tecnología, será mucho mejor que la calidad actual. Esto es el resultado de una remoción muy eficiente de DBO, de Nitrógeno cuando se adicionan etapas anóxicas o cuando se manejan ciclos de encendido/apagado en cuanto al proceso de aeración. Además, dada la capacidad de este sistema debido al proceso de filtración que en ella se produce, es posible la remoción de contaminantes como Fósforo y algunas sales, además de varios compuestos más.</p>
<b>PRINCIPAL VENTAJA QUE PRESENTA LA INTRODUCCIÓN DE LA TECNOLOGÍA EN LA PTAN</b>	<p>Disminución en la cantidad de potencia requerida y por consiguiente en energía consumida.</p>	<p>Incremento de la capacidad de la PTAN.</p>	<p>Obtención de un agua tratada de muy alta calidad.</p>
<b>PRINCIPAL DESVENTAJA QUE PRESENTA LA INTRODUCCIÓN DE LA TECNOLOGÍA EN LA PTAN</b>	<p>Construcción de nuevas instalaciones.</p>	<p>Capacitación a los trabajadores de la planta con una tecnología desconocida para ellos y de difícil manejo.</p>	<p>Costo de inversión muy alto.</p>

Continuación...

CONCEPTO	DIFUSORES DE BURBUJA FINA.	TECNOLOGÍA MBBR (2 TRENES).	TECNOLOGÍA MBR (1 TREN).
<p><b>CAPACIDAD MÁXIMA</b></p>	<p><b>1100 L / s</b></p>	<p><b>1350 - 1840 L/s</b></p>	<p><b>1800 L/s</b></p>
	<p>Considerando que es el flujo máximo que soportarían en conjunto los equipos de la PTAN, incluyendo el flujo que se enviaría a la planta de lodos convertida en nuevo tren de tratamiento de agua residual.</p>	<p>El primer valor del intervalo corresponde al posible caso de ser convertidos los tres trenes de tratamiento de aguas residuales de la PTAN con las mismas condiciones de operación planteadas en la propuesta de la empresa TEC2 descrita anteriormente en el presente trabajo. El segundo valor corresponde a una estimación proporcionada por la misma empresa en el caso de la conversión de igualmente sólo dos de los tres reactores, pero con un incremento significativo en la cantidad de soportes dentro del reactor biológico, lo cual por supuesto, modificara las condiciones de operación. En cualquier caso, el costo de inversión se verá aumentado significativamente.</p>	<p>Esta capacidad máxima se alcanzaría en caso de ser convertidos los tres trenes de tratamiento de aguas residuales de la PTAN. Aunque no necesariamente el costo de la conversión de los tres trenes se triplicaría con respecto al precio de conversión de un sólo tren, el incremento sería significativo, considerando sobre todo, que esta tecnología es muy costosa como lo demuestra el costo de inversión.</p>

Continuación...

CONCEPTO	DIFUSORES DE BURBUJA FINA.	TECNOLOGÍA MBBR (2 TRENES).	TECNOLOGÍA MBR (1 TREN).
<b>AHORRO ENERGÉTICO (Consumo actual: 1800 HP).</b>	<b>890 – 940 HP</b>	<b>800 HP</b>	<b>1000 HP (consumo adicional)</b>
	El primer valor resulta de la estimación de potencia requerida según la empresa TEC1. El segundo valor es el resultado del cálculo de potencia requerida en los cálculos para burbuja fina del presente documento. De cualquier forma se espera que el ahorro sea cercano a la mitad de la potencia actualmente empleada para el proceso de aeración en los reactores biológicos.	Se estima que se obtendrá este ahorro energético, dada la estimación por la empresa TEC2, de potencia total requerida de aproximadamente 1000 HP.	Se estima que se tendrá un consumo de 1000 HP superior al actual, debido a que la conversión de un sólo tren incrementará el consumo energético de 600 HP actual, a aproximadamente 1600 HP. Si los dos trenes restantes se convierten a burbuja fina, el aumento de consumo en potencia y por tanto energético será de sólo 400 HP superior al actual.
<b>COSTO DE INVERSIÓN</b>	<b>1, 205,000 USD</b>	<b>2,805,000 USD</b>	<b>11, 050,000 USD</b>

Tomando en cuenta la tabla de resultados antes descrita, se pueden concluir los siguientes puntos respecto a cada una de las tecnologías propuestas para la modernización de los reactores biológicos de la PTAN:

**Reactor biológico de burbuja fina:** Debido a que actualmente es necesario el cambio en el sistema de aeración de los reactores biológicos de los tres trenes de tratamiento de aguas en la PTAN, y a que los sistemas de difusión por burbuja fina son en la actualidad uno de los mejores sistemas de aeración debido a los grandes avances que se han tenido en esta tecnología, resulta atractivo y conveniente la introducción de este proceso en la PTAN. Además, este sistema permitirá disminuir en un 50% los costos energéticos asociados al proceso de aeración en los reactores biológicos y por consiguiente, también los costos de operación de la PTAN. Además, esta tecnología permitirá continuar con la operación de la planta en la misma modalidad en la que ahora se encuentra, es decir, trabajando como un sistema de tratamiento biológico por lodos activados convencional, con la ventaja de la flexibilidad en la operación de transferencia de oxígeno realmente requerida, al manejar adecuadamente el flujo de aire que es enviado a los tanques de aeración o reactores biológicos.

**Reactor biológico de lecho móvil (MBBR):** La introducción de esta tecnología en la PTAN, ayudará a incrementar significativamente la capacidad de ésta con el consecuente aumento en la cantidad de agua tratada que podrá ser enviada para su empleo en la Refinería. Adicionalmente, se obtendrá un ahorro energético debido a la menor cantidad de potencia requerida con respecto al sistema actual, con la obtención de un agua tratada de mejor calidad dada la remoción de contaminantes como nitrógeno. Sin embargo, dado que se trata de una tecnología de no muy conocido uso, deberá posiblemente ser operada durante cierto tiempo por el mismo proveedor de dicha tecnología, antes de que los operadores de la planta puedan ser debidamente capacitados y se encuentren en condiciones de operar esta nueva tecnología por sí mismos, ya que deberán efectuarse varias remodelaciones a la planta de tratamiento para que esta tecnología pueda ser operada en condiciones adecuadas.

**Reactor biológico de biomembrana (MBR):** Un factor importante que puede ser decisivo en la introducción o no de esta tecnología en el o los reactores de la planta de tratamiento, es su alto costo de inversión el cual es ocho veces superior al de burbuja fina y tres veces superior al de MBBR. Otra posible desventaja de introducir esta tecnología, es que a diferencia de las opciones anteriores no se verá un ahorro en cuanto a los costos energéticos en la operación del sistema, ya que de hecho dichos costos se verán incrementados debido principalmente al tipo de equipos que deben ser empleados para la correcta operación de este sistema. Sin embargo, de introducirse la tecnología MBR, aún si sólo se efectúa dentro de uno de los tres reactores biológicos, la calidad de agua obtenida mejorará sustancialmente, ya que con la mezcla del efluente del mencionado tren con el efluente de los otros dos trenes trabajando como lodos activados convencional, dicha mezcla será de muy buena calidad debido a la alta calidad de agua tratada que puede ser obtenida en un sistema tipo MBR. Esta agua de mayor calidad, puede ser empleada en más procesos dentro de la Refinería o ser utilizada directamente en los sistemas desmineralizadores de la misma, sin tener que efectuar los pretratamientos que actualmente se realizan al agua tratada que se envía desde la PTAN hasta las instalaciones de dicha Refinería.

## CAPÍTULO 6. CONCLUSIONES

Con base en los objetivos perseguidos y de acuerdo a los alcances establecidos, se plantearon y evaluaron diversas opciones de modernización de los reactores biológicos de la PTAN, así como de la conversión de la planta tratadora de lodos, concluyéndose que:

A) En cuanto a la modernización de los reactores biológicos, el cambio en el sistema de aeración actual de aeradores mecánicos superficiales de baja velocidad por un nuevo sistema de difusores de burbuja fina en los reactores de la PTAN, permitirá el ahorro de aproximadamente el 50% de la energía actual requerida para el proceso de aeración y por tanto también de los costos asociados, asegurando trabajar confiablemente la PTAN a las condiciones de diseño de 900 L/s.

B) La opción tecnológica de lechos móviles (MBBR), es idónea para incrementar la capacidad de tratamiento de agua en la PTAN con prácticamente las mismas instalaciones actuales, con el beneficio adicional de obtener un agua de mejor calidad debido a la remoción más eficiente de materia orgánica, y remoción adicional de nitrógeno efectuada en las etapas anóxicas incluidas en el sistema.

C) La tecnología de biomembrana (MBR), es un proceso para tratamiento de agua residual que resulta costoso tanto en costos de inversión como en costos de operación asociados, por lo que sólo resulta factible si se demanda un agua tratada de muy alta calidad, y si su introducción permite la sustitución de procesos avanzados de tratamiento y disminución global del costo del tratamiento que actualmente se realiza al efluente de la PTAN para cierto tipo de reuso de agua, como agua para alimentación a UDA's y calderas.

D) Teniendo en cuenta que el presupuesto para la modernización de la PTAN es limitado, se concluye que la mejor opción es la conversión del actual sistema de aeración mecánica a uno de difusión con burbuja fina. Se obtendrán ahorros energéticos pero no se mejorará considerablemente la calidad del efluente final.

E) Para el caso de la conversión de la planta tratadora de lodos a una de tratamiento de agua negra, se concluye que los dos actuales espesadores en la planta tratadora de lodos son de baja capacidad de tratamiento con respecto a los digestores, por lo cual un tren tipo Sedimentador Primario – Reactor(es) Biológico(s) – Sedimentador Secundario no es recomendable, ya que implica un flujo pequeño a tratamiento provocando problemas en la operación de los reactores biológicos.

F) La conversión es factible con la operación de sólo uno de los dos reactores dejando el segundo como relevo, y el empleo de los dos espesadores como sedimentadores secundarios, con una alimentación de agua residual proveniente de los actuales sedimentadores primarios que se encuentran operando en la PTAN en estudio. Esta opción permite alcanzar valores dentro de intervalos recomendados de los principales parámetros de operación ( $\theta_H$ , SOR,  $\theta_C$ , SSLM, F/M) de un tren de tratamiento como el propuesto.

G) La conclusión final es que una baja inversión de cerca de \$205,000 USD puede representar un incremento en la capacidad instalada para tratamiento de agua en la PTAN en 260 L/s, con una calidad de agua tratada similar a la que se obtiene actualmente.

## BIBLIOGRAFÍA

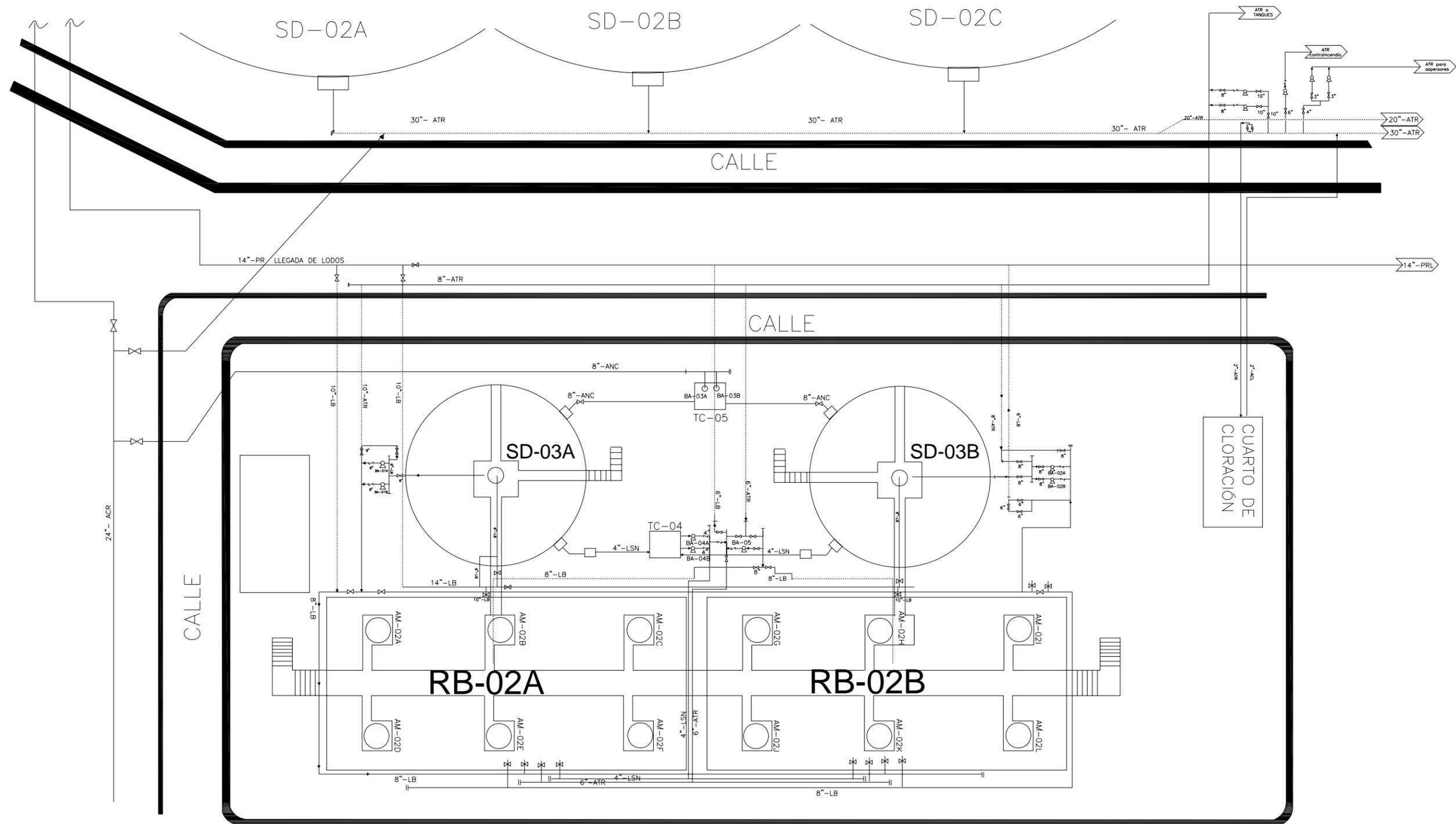
- Æsoy A, Odegaard H, Haegh M, Risl F., Bentzen G. (1998). Upgrading wastewater treatment plants by the use of biofilm carriers, oxygen addition and pre-treatment in the sewer network. *Water Science and Technology*, Vol 37, Issue 9, Pag 159-166.
- Andreottola G, Foladori P, Gatti G, Nardelli P, Pettena M, Ragazzi M. (2003). Upgrading of a small overloaded activated sludge plant using a MBBR system. *Journal of environmental science and health*. 38 (10): 2317-2328.
- Andreottola G, Foladori P, Ragazzi M. (2000). Upgrading of a small wastewater treatment plant in a cold climate region using a moving bed biofilm reactor (MBBR) system. *Water Science and Technology*, 41 (1): 177-185.
- Baron C., Equihua L. O., Mestre J. P. (2000). Case: water management project for the use of reclaimed wastewater and desalted seawater for the “Antonio Dovali Jaime” Refinery, Salina Cruz, Oaxaca, México. *Wat. Sci. Tech.*, 42(5-6), 1-7.
- Bloemkolk Jan W., van der Schaaf Robert J. (1996). Design alternatives for the use of cooling water in the process industry: Minimization of the environmental impact from cooling systems. *Journal of Cleaner Production*, Volume 4, Issue 1, Pag 21-27.
- Brandi G, Sisti M, Amagliani G. (2000). Evaluation of the environmental impact of microbial aerosols generated by wastewater treatment plants utilizing different aeration systems. *Journal of Applied Microbiology*. 88 (5): 845-852.
- Crites R., Tchobanoglous G. (1998). *Small and decentralized wastewater management systems*. Editorial McGraw-Hill.
- Daigger, Glen T., Buttz, John A. (1992). *Upgrading wastewater treatment plants*. Water quality management library, Vol. 2. Technomic publishing Co. Inc.
- Davis M. L., Cornwell D. A. (1998). *Introduction to environmental engineering*. 3a ed. Ed. McGraw Hill, New York, N. Y.
- Davis Mackenzie L., Masten Susan J. (2005). *Ingeniería y ciencias ambientales*. Ed. McGraw Hill.

- de Silva, D.G.V., Urbain, V., Abeyasinghe, D.H., Rittmann, B.E. (1998). Advanced analysis of membrane bioreactor performance with aerobic-anoxic cycling. *Water Sci. Technol.* 38, 505–512.
- Duchéne, P., Cotteux, E., Capela, S. (2001). Applying fine bubble aeration to small tanks. *Water Sci. Technol.* 44, 203–210.
- Duyvesteijn C.P.T.M. (1998). Water re-use in an oil refinery. *Desalination* 119 357-358.
- EPA, (1999). Wastewater Technology Fact Sheet, Fine bubble aeration (EPA 832-F-99-065),. Disponible en: <http://www.epa.gov/owm/mtb/fine.pdf>
- Francois Berne, Jean Cordonnier. (1995). Industrial water treatment. Refining, petrochemicals and gas processing techniques; tr. del francés por Barbara Brown Balvet.
- Frechen FB, Schier W, Wett M, Waldhoff A. (2006). Upgrading of existing municipal wastewater treatment plants with the "non-conventional low MLSS MBR technology". *Engineering in life sciences*, 6 (1): 68-73.
- Gander M., Jefferson B., Judd S. (2000). Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations. *Sep. Purif. Technol.* 18 119.
- Gao, M., Yang, M., Li, H., Yang, Q., Zhang, Y., 2004. Comparison between a submerged membrane bioreactor and a conventional activated sludge system on treating ammonia-bearing inorganic wastewater. *Biotechnology* 108, 265–269.
- Gioli P., Silingardi G. E., Ghiglio G. (1987). High quality water from refinery waste. *Desalination* 67, 271-282.
- Gray N. F. (1989). *Biology of wastewater treatment*. Oxford University Press, New York.
- Holakoo Ladan, Nakhla George, Bassi Amarjeet S., Yanful Ernest K. (2006). Long term performance of MBR for biological nitrogen removal from synthetic municipal wastewater *Chemosphere*.
- Holler S., Trosch W. (2001). Treatment of urban wastewater in a membrane bioreactor at high organic loading rates. *J. Biotechnol.* 92, 95.
- Hvala N, Vrecko D, Burica O, Strazar M, Levstek M. (2002). Simulation study supporting wastewater treatment plant upgrading. *Water Science and Technology*, , 46 (4-5): 325-332.

- Kishino H., Ishida H., Iwabi H., Nakano I. (1996). Domestic wastewater reuse using a submerged membrane bioreactor, *Desalination*, 106, 115.
- Madigan Michael T., Martinko John M., Parker Jack. (2000). *Brock Biology of microorganisms*. 9<sup>a</sup> ed. Ed. Prentice Hall
- Metcalf & Eddy. (1996). *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento vertido y reutilización*. 3<sup>a</sup> ed. Tomo 1. Ed. McGraw-Hill.
- Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater Engineering. Treatment and reuse*. 4a ed. Ed. McGraw-Hill.
- Odegaard H, Gisvold B, Strickland J. (2000). The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process. *Water Science and Technology*, 41 (4-5): 383-391.
- Odegaard H., Rusten B., Westrum T. (1994). A new moving bed biofilm reactor—applications and results. *Water Sci. Technol.* 29, (10–11), 157–165.
- Pastorelli G., Andreottola G., Canziani R., Darriulat C., Frangipane E. de Fraja, Rozzi A. (1997). Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm. *Water Science and Technology*, V 35, Issue 6, Pag 91-99.
- Pochanna, K., Keller, J., Lant, P. (1999). Model development for simultaneous nitrification and denitrification. *Water Sci. Technol.* 39, 235–243.
- Ramalho, R. S. (1996). *Tratamiento de aguas residuales*. Editorial Barcelona Reverte.
- Rusten B, Eikebrokk B, Ulgenes Y, Lygren E. (2006). Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aquacultural Engineering*, Vol 34, Issue 3, Pages 322-331.
- Rusten B, Kolkinn O., Odegaard H. (1997). Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities. *Water Science and Technology*, Vol 35, Issue 6, Pag 71-79.
- Saleh Al-Muzaini. (1998). Industrial wastewater management in Kuwait. *Desalination* 115, 57~2.
- Shu-Hai You, Dyi-Hwa Tseng, Gia-Luen Guo, Jyh-Jian Yang. (1999). The potential for the recovery and reuse of cooling water in Taiwan. *Resources, Conservation and Recycling*, Volume 26, Issue 1, Pag 53-70.

- Teodosiu Carmen C., Kennedy Marie D., van Straten Henry A., Schippers Jan C. (1999). Evaluation of secondary refinery effluent treatment using ultrafiltration membranes. *Water Research*, Volume 33, Issue 9, Pag 2172-2180.
- Trouve E., Urbain V., Manem J. (1994). Treatment of municipal wastewater by a membrane bioreactor results of a semi industrial pilot-scale study. *Water Sci. Technol.* 30, 151.
- Van der Roest H.F., van Bentem A.G.N., Lawrence D.P. (2002). MBR technology in municipal wastewater treatment: challenging the traditional treatment technologies. *Water Sci. Technol.* 46, 273.
- Von Munch E, Barr K, Watts S, Keller J. (2000). Suspended carrier technology allows upgrading high-rate activated sludge plants for nitrogen removal via process intensification. *Water Science and Technology*, 41 (4-5): 5-12.
- Wang X.J., Xia S.Q., Chen L., Zhao J.F., Renault N.J., Chovelon J.M. (2006). Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. *Process Biochemistry*, Vol 41, Issue 4, Pag 824-828.
- WEF, Water Environment Federation. (1992). Manual of Practice No. 8 (MOP-8). Design of Municipal Wastewater Treatment Plants. Volumen 1 y 2, preparado por Joint Task Force of the Water Environment Federation.
- Winkler Michael. (1996). Tratamiento biológico de aguas de desecho. Editorial Limusa.
- WPCF, Water Pollution Control Federation. (1990). Manual of Practice No. 11 (MOP-11), Operation of Wastewater Treatment Plants.
- WPCF, Water Pollution Control Federation. (1988). Manual of Practice No. FD-13 (MOP-13), Aeration. A wastewater treatment process.
- Zbontar L., Glavic P. (2000). Total site: wastewater minimization. *Wastewater reuse and regeneration reuse. Resources, Conservation and Recycling*, Volume 30, Issue 4, Pag 261-275.
- Agüera, Jose A. (2005). Depuración biológica en el sector del Refino. Seminario "Operación de depuradoras biológicas industriales", CEPSA. Disponible en: [http://www.abellolinde.es/International/Web/LG/ES/likelges.nsf/0/170168e8504af28c12570d7003252a3/\\$FILE/Presentaci%C3%B3n%20Cepsa.pdf](http://www.abellolinde.es/International/Web/LG/ES/likelges.nsf/0/170168e8504af28c12570d7003252a3/$FILE/Presentaci%C3%B3n%20Cepsa.pdf)  
<http://www.aeradores.net>; <http://www.difusores.net>

**ANEXO: Diagrama de la configuración actual  
de la planta de lodos y Diagrama de la  
propuesta de conversión final de la planta  
de lodos**



**NOTAS**

- 1.- ACR : Agua cruda.
- 2.- PRL : Purga de lodos.
- 3.- LB : Lodos biológicos.
- 4.- LSN : Línea de sobrenadantes.
- 5.- ATR : Agua tratada.
- 6.- ANC. Agua negra clarificada.
- 7.- ACL. Agua clorada.

**SIMBOLOGIA**

- Línea aérea.
- ..... Línea subterránea.
- ⊗ Válvula de compuerta
- ∇ Válvula Check
- ⊙ Bomba
- Bomba vertical (TC-05)

**SD-02 A/B/C**

Clarificador Secundario  
 Dimensiones: Tanque circular de 39.6 metros de diámetro y 4.42 metros de altura  
 Capacidad: 5,000 metros cúbicos

**TC-04**

Carcamo de Natas

**SD-03 A**

Espesador Primario.  
 Dimensiones: Tanque circular de 24 metros de diámetro y 3 metros de altura  
 Capacidad volumétrica: 1360 metros cúbicos

**TC-05**

Carcamo de Clarificado.

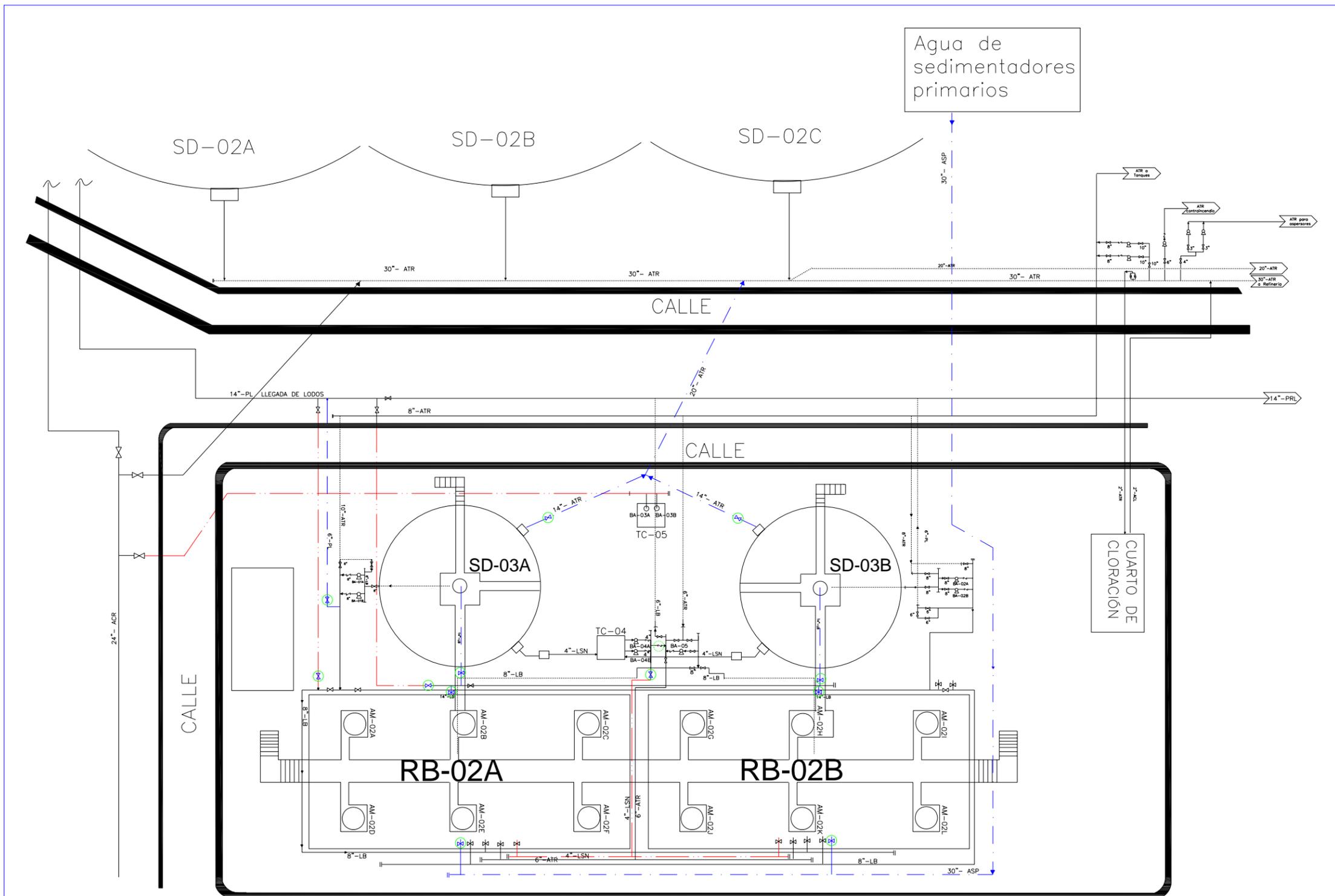
**SD-03 B**

Espesador Secundario.  
 Dimensiones: Tanque circular de 24 metros de diámetro y 3 metros de altura  
 Capacidad : 1360 metros cúbicos

**RB-02A/B**

Digestores Aeróbicos  
 Dimensiones: Tanque rectangular de 51 X 36 metros y 4.5 metros de profundidad  
 Capacidad volumétrica: 8210 metros cúbicos

**Diagrama de la configuración actual de la planta de lodos**



- NOTAS**
- 1.- ACR : Agua cruda.
  - 2.- PRL : Purga de lodos.
  - 3.- LB : Lodos biológicos.
  - 4.- LSN : Línea de sobrenadantes.
  - 5.- ATR : Agua tratada
  - 6.- ACL. Agua clorada.

- SIMBOLOGÍA**
- Línea aérea.
  - Línea subterránea.
  - Línea nueva.
  - Línea fuera de servicio.
  - ⊗ Válvula de compuerta
  - ⊘ Válvula Check
  - ⊙ Bomba
  - ⊙ Bomba vertical (TC-05)

**SD-02 A/B/C**  
 Clarificador Secundario  
 Dimensiones: Tanque circular de 39.6 metros de diámetro y 4.42 metros de altura  
 Capacidad: 5,000 metros cúbicos

**SD-03 A**  
 Espesador Primario.  
 Dimensiones: Tanque circular de 24 metros de diámetro y 3 metros de altura  
 Capacidad volumétrica: 1360 metros cúbicos

**SD-03 B**  
 Espesador Secundario.  
 Dimensiones: Tanque circular de 24 metros de diámetro y 3 metros de altura  
 Capacidad : 1360 metros cúbicos

**OB-02A/B**  
 Digestores Aeróbicos  
 Dimensiones: Tanque rectangular de 51 X 36 metros y 4.5 metros de profundidad  
 Capacidad volumétrica: 8210 metros cúbicos

**TC-04**  
 Carcamo de Natas

**TC-05**  
 Carcamo de Clarificado.

**Diagrama de la propuesta de conversión final de la planta de lodos**