



**COLEGIO DE POSTGRADUADOS**

---

INSTITUCIÓN DE ENSEÑANZA E INVESTIGACIÓN EN CIENCIAS AGRÍCOLAS

**CAMPUS MONTECILLO**

POSTGRADO EN HIDROCIENCIAS

PLANTA MODULAR DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO PARA AGUAS  
RESIDUALES

**PEDRO RIOS GONZÁLEZ**

T E S I S

PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL

PARA OBTENER EL GRADO DE

**DOCTOR EN CIENCIAS**

MONTECILLO, TEXCOCO, EDO. DE MÉXICO.

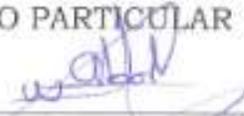
2015

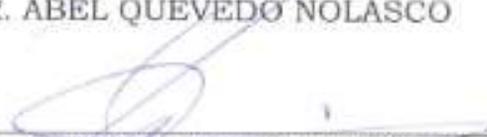
La presente tesis, titulada: **PLANTAMODULAR DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO PARA AGUAS RESIDUALES**, realizada por el alumno: **PEDRO RIOS GONZÁLEZ**, bajo la dirección del Consejo Particular indicado, ha sido aprobada y aceptada como requisito parcial para obtener el grado de:

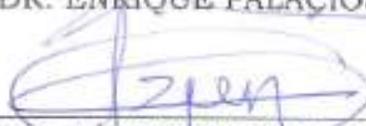
**DOCTOR EN CIENCIAS**

HIDROCIENCIAS

CONSEJO PARTICULAR

CONSEJERO:   
DR. ABEL QUEVEDO NOLASCO

ASESOR:   
DR. ENRIQUE PALACIOS VÉLEZ

ASESOR:   
DR. HÉCTOR FLORES MAGDALENO

ASESOR:   
DRA. BERTHA PATRICIA ZAMORA MORALES

ASESOR:   
DR. MARTINIANO CASTRO POPOCA

ASESOR:   
DR. ÁNGEL BRAVO VINAJA

ASESOR:   
DR. JOSÉ JUAN MARTÍNEZ

Montecillo, Texcoco, México, 14 de Mayo de 2015

# PLANTA MODULAR DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES

Pedro Rios González, D.C.

Colegio de Postgraduados, 2015

## RESUMEN

De los procesos existentes de tratamiento de aguas residuales, no existe una tecnología que pueda cubrir los requerimientos de todas las necesidades de tratamiento. Debido a que cada proceso unitario tiene la capacidad de reducir contaminantes específicos propios del proceso. Para cubrir las necesidades de tratamiento es necesario integrar estas tecnologías en una configuración adecuada con el objetivo de cumplir con la calidad de agua requerida por la normatividad de acuerdo a su uso. Una de las tecnologías más utilizadas en el mundo es la de lodos activados, con el inconveniente de tener un alto consumo de energía, principalmente en el sistema de inyección de oxígeno. Por lo que se implementó un sistema de producción de oxígeno con base en un reactor electrolítico y con una fuente de energía híbrida (fotovoltaica autónoma-red eléctrica) para abastecer de oxígeno al microreactor biológico de un sistema convencional de lodos activados, que trata aguas residuales municipales. El reactor electrolítico operó a 3.58 Ah, 24 V CD e inyectó 5.254 gr O<sub>2</sub> hr<sup>-1</sup> que logró mantener la concentración de oxígeno en el microreactor biológico en 3.8 mg O<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>. Para abastecer al reactor electrolítico de la energía requerida (2291.28 Watts día<sup>-1</sup>) las 24 horas, se implementó una planta eléctrica solar autónoma, con capacidad de producción de 1060 Watts día<sup>-1</sup>, lo que representa el 46.26% del total requerido, el resto 53.74 % se completó con un cargador de baterías a través de un temporizador. Se logró remover el 74.62% de la DBO<sub>5</sub> y el 83.83% de los SST

**Palabras clave:** Reactor electrolítico, sistema fotovoltaico y lodos activados.

# WASTEWATER BIOLOGICAL TREATMENT MODULAR PLANT

**Pedro Rios González, D.C.**

**Colegio de Postgraduados, 2015**

## ABSTRACT

There is no technology available until today that can cover the requirements of all treatment needs from wastewater existing treatment processes. Due to each unitary process has the ability to reduce specific pollutants of the process himself. It is necessary integrating all technologies to cover the needs of treatment in order to comply in a suitable configuration with required water quality according by regulations use. The activated sludge is one of the most used technologies in the world, with a highly energy consumption drawback, mainly on oxygen injection system. An oxygen producing system was implemented based on an electrolytic reactor supplied with an hybrid energy source (mainly autonomous photovoltaic) for supplying oxygen to a biological microreactor of activated sludge conventional system, that treats municipal wastewater. The electrolytic reactor worked at 3.85 Ah, 24 V CD and injected  $5.245 \text{ gr}\cdot\text{O}_2\cdot\text{hr}^{-1}$  could hold oxygen concentration at  $3.8 \text{ mg}\cdot\text{O}_2\cdot\text{L}^{-1}$  from biological microreactor. To supply required energy ( $2291.28 \text{ Watts}\cdot\text{day}^{-1}$ ) to biological microreactor by 24 hours, a solar plant was implemented, with  $1060 \text{ Watts}\cdot\text{day}^{-1}$  productive capacity, accounting for 46.26 % from total required, the 53.74 % restant was completed through a timed battery charger. The 74.62 % of  $\text{DBO}_5$  and the 83.83 % of SST was achieved removed.

**Key words:** electrolytic reactor, photovoltaic system and activated sludge

## **DEDICATORIA**

Dedico esta tesis

A mi madre

Sofía González Martínez, por darme la vida y su amor incondicional

A mis abuelos

Guadalupe Martínez Vargas y a la memoria de Baltasar González Martínez, por enseñarme a disfrutar la vida bajo cualquier condición.

A mi novia

Aurora del Rocío Pablo Barahona, por compartir su vida con migo

A mis amigos

Por estar siempre dispuestos a enfrentar los retos de la vida y compartirlos con migo

A Actitud Sustentable S.A. de C.V. y al Instituto Internacional en Biosistemas Sustentables A.C.

Por que atravez de ellas estoy haciendo posible lo que deseo en la vida.

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradesco al Consejo Nacional de Ciencia y tecnología y al Colegio de Postgraduados por haberme dado la oportunidad de continuar con mi formación académica.

Al programa de Hidrociencias, personal académico y administrativo por el apoyo y facilidades otorgadas durante mi permanencia.

A mi consejo particular por su dirección, persistencia y apoyo incondicional, que ha sido parte fundamental para el desarrollo del presente trabajo de investigación.

Al Dr. Abel Quevedo Nolasco por su dirección en este trabajo.

Al M.C. Enrique Rodríguez Cruz, por sus importantes aportaciones y amistad.

Al Sr. Narciso Torres Estrada, por su amistad y apoyo.

# CONTENIDO

<b>I. INTRODUCCION .....</b>	<b>1</b>
1.1 OBJETIVOS.....	2
1.1.1 OBJETIVOS PARTICULARES .....	2
1.2 HIPÓTESIS .....	2
<b>II. REVISION DE LITERATURA.....</b>	<b>3</b>
2.1 CONCEPTOS GENERALES .....	3
2.1.1 AGUAS CRUDAS.....	3
2.1.2 AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS.....	3
2.1.3 AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES .....	3
2.1.4 AGUAS RESIDUALES.....	3
2.1.5 AGUAS RESIDUALES TRATADAS.....	3
2.1.6 REUSO EN SERVICIO PÚBLICO CON CONTACTO DIRECTO .....	4
2.1.7 REUSO EN SERVICIO PÚBLICO CON CONTACTO DIRECTO U OCASIONAL.....	5
2.2 PRINCIPALES CONTAMINANTES Y PARÁMETROS DE CARACTERIZACIÓN .....	5
2.2.1. PARAMETROS QUE PERMITEN CUANTIFICAR LOS CONTAMINANTES .....	6
2.3 SITUACIÓN ACTUAL EN AMÉRICA LATINA Y EL CARIBE .....	8
2.4 SITUACIÓN NACIONAL .....	10
2.4.1 MARCO NORMATIVO .....	10
2.4.2 COBERTURA DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	12
2.4.3 NÚMERO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO Y PROCESOS.....	17
2.5 SITUACION EN EL VALLE DE MEXICO .....	18
2.5.1 TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES .....	20
2.5.2 AGUA RESIDUAL URBANA Y SU REUTILIZACION AGRÍCOLA EN EL VALLE DE MÉXICO .....	23
2.5.2.1 MEJORA DE LA CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL EN LA INFRAESTRUCTURA HIDROAGRÍCOLA.....	27
2.6 SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	28
2.6.1 TRATAMIENTO FÍSICO DE LAS AGUAS RESIDUALES .....	29
2.6.1.1 CRIBADO .....	30
2.6.1.2 FILTRACIÓN.....	30
2.6.1.3 FLOTACION.....	31
2.6.1.4 SEDIMENTACION .....	31
2.6.1.5 TECNOLOGÍAS DE MEMBRANA .....	32
2.6.1.5.1 MICROFILTRACIÓN .....	33
2.6.1.5.2 ULTRAFILTRACION.....	34
2.6.1.5.3 NANOFILTRACIÓN .....	34
2.6.1.5.4 OSMOSIS INVERSA .....	35
2.6.2 TRATAMIENTO QUÍMICO DE LAS AGUAS RESIDUALES .....	37
2.6.2.1 COAGULACION.....	37
2.6.2.2 DESINFECCIÓN .....	38
2.6.2.3 DESINFECCIÓN CON OZONO.....	38
2.6.2.4 DESINFECCION CON RADIACION ULTRAVIOLETA .....	39
2.6.2.5 DESISNFECCIÓN CON CLORURO DE BROMO.....	39
2.6.2.6 INTERCAMBIO IONICO.....	40
2.6.2.7 OXIDACION QUÍMICA .....	40
2.6.2.8 PRECIPITACION QUÍMICA.....	40

2.6.3 TRATAMIENTO ELECTROQUIMICO DE LAS AGUAS RESIDUALES .....	42
2.6.3.1 ELECTROCOAGULACION .....	43
2.6.3.2 ELECTRODEPOSICION.....	45
2.6.3.3 ELECTRODIÁLISIS.....	45
2.6.3.4 ELECTROFLOTACIÓN.....	48
2.6.3.5 OXIDACION (DIRECTA O INDIRECTA).....	48
2.6.3.6 FOTOCATALISIS HETEROGENEA SOBRE TiO <sub>2</sub> .....	49
2.6.3.7 FOTOCATÁLISIS HOMOGÉNEA (sistema Fenton).....	50
2.6.3.8 FOTOCATALISIS CON COLECTORES.....	51
2.6.3.9 OXIDACION ANÓDICA DIRECTA CON EMPLEO DE ELECTRODOS DE DIAMANTE DOPADOS CON BORO.....	52
2.6.4 TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LAS AGUAS RESIDUALES .....	53
2.6.4.1 SISTEMAS ANAEROBIOS.....	54
2.6.4.2 SISTEMAS AEROBIOS.....	56
2.6.4.3 PROCESOS ANOXICOS.....	60
2.6.4.4 PROCESOS MIXTOS.....	60
2.6.4.5 BIOREACTORES DE MEMBRANA (MBR) .....	61
2.6.5 FUENTES DE OXÍGENO PARA EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO.....	65
2.6.5.1 AIREADORES SUPERFICIALES .....	66
2.6.5.2 AIREADORES POR DIFUSIÓN.....	66
2.6.5.3 SISTEMA DE DIFUSIÓN DE BURBUJA FINA.....	67
2.6.6 PROCESOS METABOLICOS EN EL TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL .....	68
2.6.7 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MEDIANTE EL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS.....	71
2.6.7.1 ASPECTOS GENERALES DEL PROCESO .....	71
2.6.7.2 PARAMETROS DEL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS.....	76
2.6.7.3 VARIANTES EN EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.....	77
2.6.7.3.1 MODIFICACION CON BASE EN LA CONFIGURACION FÍSICA.....	77
2.6.7.3.2 MODIFICACIONES CON BASE EN EL SUMINISTRO DE OXÍGENO.....	78
2.6.7.3.3 MODIFICACIONES CON BASE EN CARGA ORGÁNICA .....	79
2.6.7.3.4 INVESTIGACIONES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES POR EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS .....	80
2.6.8 CONCLUSIONES SOBRE LAS TECNOLOGIAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	81
2.7 CONCEPTOS GENERALES DE LOS SISTEMAS FOTOVOLTAICOS.....	82
2.7.1 ANTECEDENTES DE LA ENERGÍA FOTOVOLTAICA.....	82
2.7.2 RADIACION SOLAR .....	84
2.7.3 COMPONENTES DE UN SISTEMA FOTOVOLTAICO .....	89
2.7.4 MÓDULOS FOTOVOLTAICOS.....	92
2.7.5 BATERIAS.....	94
2.7.6 CONTROLADOR DE CARGA.....	97
2.7.7 INVERSORES .....	101
2.8 ELECTROLISIS CON CELDA SECA PARA LA PRODUCCION DE OXÍGENO .....	103
2.8.1 ELECTROLISIS .....	103
2.8.2 TIPO DE CELDAS ELECTROLIZADORAS.....	104
2.8.3 ELECTROLITO.....	107
2.8.4 OXÍGENO E HIDROGENO PRODUCIDO EN UN REACTOR ELECTROLITICO .....	108
<b>III. METODOLOGÍA .....</b>	<b>111</b>

3.1 SISTEMA DE PRODUCCION DE OXÍGENO CON BASE EN UN REACTOR ELECTROLITICO Y CON UNA FUENTE DE ENERGÍA HIBRIDA PARA EL ABSTECIMIENTO DE OXÍGENO A UN REACTOR BIOLÓGICO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS.....	111
3.2 BALANCE DE MASA PARA UN PROCESO CONVENCIONAL Y DE AIREACION EXTENDIDA EN LODOS ACTIVADOS.....	113
3.2.1 BALANCE DE MASA.....	114
3.2.2 PASOS PARA EL BALANCE DE MASA EN EL PROCESO CONVENCIONAL DE AIREACION EXTENDIDA DE LODOS ACTIVADOS.....	115
3.3 CARACTERIZACION DEL REACTOR ELECTROLÍTICO.....	127
3.4 DISEÑO E INTEGRACION DEL SISTEMA FOTOVOLTAICO.....	132
3.4.1 CÁLCULO DEL NÚMERO DE MÓDULOS FOTOVOLTAICOS REQUERIDOS.....	132
3.4.2 CÁLCULO DEL ÁNGULO DE INCLINACION DE LOS MODULOS FOTOVOLTAICOS ( $\beta$ ).....	138
3.4.3 DIMENCIONADO DEL SISTEMA DE ACUMULACION (Batería).....	139
3.4.4 CÁLCULO DEL CONTROLADOR DE CARGA.....	140
3.5 INTEGRACION E IMPLEMENTACION DE LOS SISTEMAS.....	141
<b>IV. RESULTADOS Y DISCUSION.....</b>	<b>143</b>
4.1 BALANCE DE MASA EN EL REACTOR BIOLÓGICO.....	143
4.2 OXÍGENO QUE SE REQUIERE EN EL REACTOR BIOLÓGICO.....	146
4.3 NÚMERO DE MODULOS FOTOVOLTAICOS.....	149
4.4 ÁNGULO DE INCLINACION ( $\beta$ ) UTILIZADO EN EL PASO 11.....	153
4.5 SISTEMA DE ACOMULACIÓN (BATERIAS).....	155
4.6 CONTROLADOR DE CARGA.....	155
4.7 RESUMEN DE RESULTADOS DEL DISEÑO DEL SISTEMA FOTOVOLTÁICO.....	156
<b>4.8 SISTEMA DE PRODUCCION DE ENERGÍA HIBRIDO.....</b>	<b>157</b>
4.9 PRUEBAS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	160
<b>V. CONCLUSIONES.....</b>	<b>162</b>
<b>VI. RECOMENDACIONES.....</b>	<b>163</b>
<b>VII. LITERATURA CITADA.....</b>	<b>164</b>
<b>VIII. ANEXOS.....</b>	<b>179</b>
<b>ANEXO I.....</b>	<b>180</b>
<b>ESTUDIO DE CASO.....</b>	<b>180</b>
7.1 DIMENCIONAMIENTO Y ANALISIS DEL TRATAMIENTO SECUNDARIO DE LAS AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN LAS OFICINAS DEL SUTEYM.....	181
7.2 DISEÑO E IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	187
7.3 SISTEMA DE ACCIONAMIENTO TEMPORIZADO PARA DOS BOMBAS SUMERGIBLES DE ¼” HP.....	190
7.4 BYPASS, REACTORES BIOLÓGICOS, SISTEMA DE ALMACENAMIENTO, DECANTADOR Y TANQUE DE CLORACIÓN.....	194
7.5 CISTERNA DE ALMACENAMIENTO DE AGUA TRATADA.....	197
7.6 FILTRACION CON RETROLAVADO AUTOMATICO.....	199
7.7 FILTRO DE CARBÓN ACTIVADO Y LECHO DE ARENA.....	200
7.8 SISTEMA DE DESINFECCIÓN POR OZONO.....	201
7.9 SISTEMA DE LLENADO DE TANQUES DE ABASTECIMIENTO DE AGUA TRATADA.....	204
7.10 EQUIPO DE BOMBEO DE AGUA PARA SUMINISTRO DE AGUA TRATADA A LOS TINACOS DE ABASTECIMIENTO DE AGUA TRATADA (4,000 L DE CAPACIDAD).....	205

7.11 SISTEMA DE AIREACIÓN .....	209
7.12 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA OPERACIÓN DE LA PLANTA MODULAR DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO PARA AGUAS RESIDUALES .....	210
7.12.1 ARRANQUE, CALIBRACIÓN Y OPERACIÓN DEL DE LA PLANATA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES .....	210
ANEXO I.1.....	214
ANEXO II .....	217
ANEXO III.....	219
ANEXO IV .....	220
ANEXO V .....	222
ANEXO VI.....	227
ANEXO VII .....	229
ANEXO VIII.....	231
ANEXO IX.....	233

## LISTA DE CUADROS

CUADRO 1 BIODEGRADABILIDAD DEL AGUA RESIDUAL URBANA SEGÚN LA RELACIÓN DBO5/DQO .....	7
CUADRO 2 PARÁMETROS MEDIOS DE LOS CONTAMINANTES EN AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES .....	7
CUADRO 3 LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES DE CONTAMINANTES EN AGUAS RESIDUALES TRATADAS DE ACUERDO A LA NOM-003-SEMARNAT-1997 .....	11
CUADRO 4 EVOLUCIÓN EN LA COBERTURA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EN MÉXICO, 2000 A 2012 .....	13
CUADRO 5 RESUMEN DEL INVENTARIO NACIONAL DE PLANTAS MUNICIPALES DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EN OPERACIÓN .....	16
CUADRO 6 TECNOLOGÍAS UTILIZADAS EN EL VALLE DE MÉXICO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	21
CUADRO 7 TECNOLOGÍAS Y PORCENTAJES TRATADOS POR CADA ESTADO DEL VALLE DE MÉXICO. ....	22
CUADRO 8 DISPONIBILIDAD ADICIONAL DE AGUA EN EL VALLE DE TULA DEBIDO A LAS AGUAS RESIDUALES.....	24
CUADRO 9 REMOCIÓN Y RETENCIÓN DE CONTAMINANTES EN PRESAS Y CANALES DEL DISTRITO DE RIEGO 063 DE MIXQUIAHUALA, HGO. ....	27
CUADRO 10 SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES FÍSICO, QUÍMICO Y BIOLÓGICO .....	28
CUADRO 11 CONTAMINANTES QUE SE PUEDEN SEPARAR CON ESTAS TECNOLOGÍAS DE MEMBRANA. ....	36
CUADRO 12 RESUMEN DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LOS TRATAMIENTOS SECUNDARIOS .....	59
CUADRO 13 VARIANTES AL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS .....	77
CUADRO 14 ELECTROLITOS UTILIZADOS EN LA ELECTROLISIS .....	107
CUADRO 15 COEFICIENTES ESTEQUIOMÉTRICOS.....	109
CUADRO 16 CONDICIONES MEDIAS DE LITERATURA .....	125
CUADRO 17 RESULTADOS DE CONTROL DEL PROCESO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS .....	146
CUADRO 18 PROMEDIO MENSUAL DE LA INSOLACIÓN GLOBAL HORIZONTAL. (KW M <sup>2</sup> DÍA-1) .....	150
CUADRO 19 RADIACIÓN GLOBAL EN PLANO INCLINADO PARA DIFERENTES ÁNGULOS DE INCLINACIÓN B Y RELACIÓN CONSUMO / RADIACIÓN. ....	153
CUADRO 20 RESUMEN DE COMPONENTES DEL SISTEMA FOTOVOLTAICO AUTÓNOMO.....	156
CUADRO 21 RESULTADOS DE LOS PARÁMETROS DE CALIDAD DE AGUA EN EL INFLUENTE, REACTOR BIOLÓGICO Y EFLUENTE. ....	160
CUADRO 22 PARÁMETROS MEDIOS DE LITERATURA PARA UNA AGUA RESIDUAL MUNICIPAL .....	182
CUADRO 23 RESULTADOS DE CONTROL DE LOS PROCESOS DEL SISTEMA CONVENCIONAL Y DE AIREACIÓN EXTENDIDA .....	185
CUADRO 24 COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON PARÁMETROS RECOMENDADOS DE ACUERDO A RAMALHO, 2003	186
CUADRO 25 PÉRDIDAS DE CARGA EN EL SISTEMA HIDRÁULICO .....	205
CUADRO 26 ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LA BOMBA CENTRIFUGA MULTIETAPAS HORIZONTAL MODELO 45N-3/3 224 .....	207

## LISTA DE GRAFICAS

GRAFICA 1 DISTRIBUCIÓN POR NÚMERO DE LAS DIVERSAS TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO PARA AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES EN LA MUESTRA DE PAÍSES CONSIDERADA. ....	9
GRAFICA 2 DISTRIBUCIÓN POR NÚMERO Y POR PAÍS DE LAS DIVERSAS TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO PARA AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES. ....	10
GRAFICA 3 CAUDAL DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES COLECTADAS Y TRATADAS (M <sup>3</sup> S-1).....	14
GRAFICA 4 EVOLUCIÓN DE LA COBERTURA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES RESPECTO AL PROGRAMA NACIONAL HÍDRICO 2007–2012.....	15
GRAFICA 5 INVENTARIO NACIONAL DE PLANTAS MUNICIPALES DE POTABILIZACIÓN Y DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EN OPERACIÓN. DICIEMBRE DE 2011 .....	18
GRAFICA 6 ORIENTACIÓN DE LOS MÓDULOS FOTOVOLTAICOS .....	89
GRAFICA 7 PRODUCCIÓN DE GASES (O <sub>2</sub> E H <sub>2</sub> ) DEL REACTOR ELECTROLÍTICO EN FUNCIÓN DE LA CORRIENTE DE ENTRADA .....	147
GRAFICA 8 PRODUCCIÓN DE O <sub>2</sub> DEL REACTOR ELECTROLÍTICO EN FUNCIÓN DE LA CORRIENTE(A) DE ENTRADA....	148
GRAFICA 9 PRODUCCIÓN DE O <sub>2</sub> (GRAMOS) EN FUNCIÓN DE LA CORRIENTE(A) CONSUMIDA. ....	148
GRAFICA 10 RELACIÓN ENTRE EL ÁNGULO DE INCLINACIÓN B CON LA RELACIÓN CONSUMO / RADIACIÓN.....	154
GRÁFICA 11 CURVA CARGA –GASTO DE LA BOMBA CENTRIFUGA MULTITAPAS HORIZONTAL MODELO 45N-3/3 224 .....	207

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 ESPECTRO DE PROCESOS DE SEPARACIÓN CON MEMBRANAS.....	33
FIGURA 2 SISTEMA DE TRATAMIENTO DE DESINFECCIÓN DEL AGUA POR OZONO.....	39
FIGURA 3 PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS .....	46
FIGURA 4 ESQUEMA DEL PROCESO FOTOCATALÍTICO SOBRE UNA PARTÍCULA SEMICONDUCTORA DE TiO <sub>2</sub> .....	50
FIGURA 5 FUNCIONAMIENTO DEL COLECTOR SOLAR PARA DESTOXIFICACIÓN.....	52
FIGURA 6 PROCESOS BIOLÓGICOS ANAEROBIOS.....	55
FIGURA 7. PROCESOS BIOLÓGICOS AEROBIOS .....	58
FIGURA 8 CONFIGURACIÓN BÁSICA DE UN MBR AEROBIO INTERNO .....	62
FIGURA 9 ESQUEMA DE UN SISTEMA MBR INTERNO (A) Y DE UN SISTEMA MBR EXTERNO (B).....	63
FIGURA 10 DIAGRAMA GENERAL DEL PROCESO DE LODO (BARRO) ACTIVADO .....	72
FIGURA 11 FORMAS DE OPERACIÓN POSIBLE DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.....	74
FIGURA 12 COMPARACIÓN ENTRE AIREACIÓN CONVENCIONAL, AIREACIÓN EN DISMINUCIÓN Y OXÍGENO PURO DE SISTEMAS DE LODO ACTIVO .....	79
FIGURA 13 ÁNGULO QUE FORMA EL PLANO PERPENDICULAR AL PANEL CON LA DIRECCIÓN NORTE-SUR ÁNGULO (A) Y ÁNGULO QUE FORMA EL PANEL CON LA HORIZONTAL (B). .....	86
FIGURA 14 EJEMPLO DE CELDAS HÚMEDAS .....	104
FIGURA 15 SISTEMA MÓDULO FOTOVOLTAICO-ELECTROLIZADOR.....	105
FIGURA 16 CELDAS SECAS ELECTROLIZADORAS COMERCIALES .....	105
FIGURA 17 ELECTROLISIS DEL AGUA PARA PRODUCIR HIDROGENO Y OXÍGENO.....	106
FIGURA 18 REPRESENTACIÓN DE REACCIONES EN EL ÁNODO Y EL CÁTODO .....	110
FIGURA 19 BOMBAS PERISTÁLTICAS UTILIZADAS EN LA ALIMENTACIÓN DE AGUA CRUDA, RECIRCULACIÓN DE LODOS Y MEZCLADO DE LODOS DENTRO DEL REACTOR BIOLÓGICO.....	112
FIGURA 20 COMPONENTES DEL REACTOR BIOLÓGICO CON SEDIMENTADOR SECUNDARIO INTEGRADO(A Y C) Y DISTRIBUCIÓN DE DIFUSORES DE BURBUJA FINA (B).....	113
FIGURA 21 DIAGRAMA DE FLUJO DE UN PROCESO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS .....	114
FIGURA 22 SISTEMA DE PRODUCCIÓN DE OXÍGENO A) DISPOSITIVO DE ALIMENTACIÓN DE ELECTROLITO Y SEPARACIÓN DE GASES, B) REACTOR ELECTROLÍTICO, C)FUENTE DE ENERGÍA D) DEPOSITO CON AGUA PARA CUANTIFICAR LA PRODUCCIÓN DE GAS A TRAVÉS DE UNA PROBETA. ....	130
FIGURA 23 DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE CALIDAD DE AGUA. LABORATORIO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DEL INSTITUTO MEXICANO DE TECNOLOGÍA DEL AGUA. ....	142
FIGURA 24 BALANCE DE MASA PARA EL SISTEMA CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS. ....	145
FIGURA 25 DIAGRAMA ELÉCTRICO DE PLANTA ELÉCTRICA SOLAR Y COMPONENTES .....	158
FIGURA 26 PLANTA ELÉCTRICA FOTOVOLTAICA 1.06 KW DIA-1 .....	158
FIGURA 27 INTEGRACION DE LOS SISTEMAS. SISTEMA CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS (A), SISTEMA DE ENERGÍA (B) Y SISTEMA DE PRODUCCION DE OXÍGENO (C).....	159
FIGURA 28 SISTEMAS INTEGRADOS E INSTALADOS. SISTEMA CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS (A), SISTEMA DE ENERGÍA (B) Y SISTEMA DE PRODUCCION DE OXÍGENO (C).....	160
FIGURA 29 COLOR Y TURBIDEZ DEL AGUA DEL INFLUENTE A) Y EFLUENTE B).....	161
FIGURA 30 UBICACIÓN DEL PROYECTO DE INVESTIGACIÓN. GOOGLE EARTH, AÑO 2015 .....	181
FIGURA 31 BALANCE DE MASA PARA EL SISTEMA CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS, CON BASE EN DATOS MEDIOS DE LITERATURA. ....	183
FIGURA 32 BALANCE DE MASA PARA EL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS CON AERACIÓN EXTENDIDA, CON BASE EN DATOS MEDIOS DE LITERATURA. ....	184
FIGURA 33 SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE LODOS ACTIVADOS, MODULAR Y VERSÁTIL PARA SU OPERACIÓN TANTO COMO SISTEMA CONVENCIONAL O DE AERACIÓN EXTENDIDA. ....	189
FIGURA 34 REJA DE ACERO INOXIDABLE PARA RETENCIÓN DE ELEMENTOS MAYORES. ....	189

FIGURA 35 REGISTRO PARA EL CONTROL DE SEDIMENTOS. SIN MANTENIMIENTO (IZQUIERDA) Y CON REJA Y MANTENIMIENTO (DERECHA).....	190
FIGURA 36 CAJA DE CONTROL DEL DOSIFICADOR AUTOMÁTICO.....	191
FIGURA 37 COMPONENTES DEL TEMPORIZADOR DIGITAL.....	192
FIGURA 38 BOMBA SUMERGIBLE PARA AGUAS NEGRAS DE ¼ HP.....	194
FIGURA 39 DISEÑO DE BYPASS.....	195
FIGURA 40 BYPASS INSTALADO.....	195
FIGURA 41 DIMENSIONES DE LOS TANQUES (COTAS EN METROS).....	196
FIGURA 42 TANQUES INSTALADOS.....	197
FIGURA 43 A) PLANO ARQUITECTÓNICO DE CISTERNA DE ALMACENAMIENTO Y B) CISTERNA CONSTRUIDA.....	198
FIGURA 44 LÍNEA DE DESCARGA DE LA PMTBAR A CISTERNA DE AGUA TRATADA (A) Y VÁLVULA CHECK (B).....	198
FIGURA 45 FILTRO INFINITY AUTOMÁTICO DE 1 ¼”.....	199
FIGURA 46 FILTRO DE CARBÓN ACTIVADO 21X62”.....	200
FIGURA 47 COMPONENTES DE LA VÁLVULA FLECK 2900 PARA EL RETROLAVADO AUTOMÁTICO POR TIEMPO.....	201
FIGURA 48 SISTEMA DE PRODUCCIÓN E INYECCIÓN DE OZONO.....	202
FIGURA 49 SISTEMA DE INYECCIÓN DE OZONO. (A) VÁLVULA PARA INCREMENTAR LA PRESIÓN DE SUCCIÓN DE OZONO, (B Y C) VÁLVULAS PARA AJUSTAR LA DIFERENCIA DE PRESIÓN DE INYECCIÓN DEL VENTURI, (D) VENTURI DE 1”, (E) MANÓMETROS DE GLICERINA, (F) SUCCIÓN DE OZONO, (G) SALI.....	203
FIGURA 50 TABLERO DE AJUSTE DE PRODUCCIÓN DE OZONO.....	204
FIGURA 51 SISTEMA DE LLENADO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE AGUA TRATADA, PARA SERVICIO EN WC.....	205
FIGURA 52 CABEZAL DE BOMBEO.....	208
FIGURA 53 PRESOSTATO TIPO KPI 35-38 ALTAMIRA.....	208
FIGURA 54 TANQUE PRECARGADO DE 62 GALONES.....	209
FIGURA 55 SOPLADOR DE ½ HP Y DIFUSOR DE BURBUJA FINA DE 12”.....	210

## I. INTRODUCCION

La degradación ambiental está deteriorando las condiciones de vida y el bienestar de la población; y con ello la salud, tanto física como mental. La salud, su concepto y sus condiciones dependen del estilo de desarrollo; no se trata sólo de la sobrevivencia del hombre en el planeta sino de su calidad de vida (Leonard *et al.*, 1999; PNUMA, 2004).

El agua es uno de los recursos naturales que es esencial para el crecimiento de cualquier país, y resulta indispensable para el desarrollo de la vida. Su disponibilidad se disminuye debido a su contaminación por diversos medios, incluyendo a los mantos acuíferos, lo cual representa un desequilibrio ambiental, económico y social (Esponda, 2001; Romero., *et al.*, 2009). Se contamina el agua cuando se alteran sus características químicas, físicas y biológicas, perdiendo su potabilidad para consumo humano o para su utilización en actividades domésticas, industriales o agrícolas (Barnhart, 1997; Sharma *et al.*, 2008; Doria, 2011).

El nitrógeno y el fósforo son los elementos químicos que generan eutrofización en las aguas receptoras, por lo que las normas ambientales se enfocan a reducir sus descargas; ésto crea la necesidad de soluciones tecnológicas en el tratamiento de las aguas residuales para la eliminación de estos nutrimentos (Jin *et al.*, 2012).

En este trabajo se describen los procesos unitarios que se utilizan para el tratamiento de las aguas residuales: físicos, químicos, biológicos o una mezcla de éstos, los cuales se aplican en los diferentes niveles de tratamiento como son: pretratamiento, tratamientos primarios, secundarios, terciarios y avanzados. Debido a que los procesos aerobios son considerados los más eficientes en el tratamiento de las aguas residuales municipales y tomando en cuenta que tienen alto consumo de energía debido a sus sistemas de aireación, se diseñó e implementó un sistema de producción de oxígeno con base en un reactor electrolítico y una fuente de energía híbrida fotovoltaica autónoma – red pública. Por otro lado se diseñó e instaló una planta de tratamiento de aguas residuales provenientes de oficinas en Toluca Estado de México.

## **1.1 OBJETIVOS**

Análizar, diseñar e implementar de un sistema de producción de oxígeno que pueda abastecer este al reactor biológico de un sistema convencional de lodos activados, con un sistema de energía híbrido (Fotovoltaica autónoma y de la red eléctrica).

### **1.1.1 OBJETIVOS PARTICULARES**

Diseñar un sistema de producción de oxígeno para abastecer un reactor biológico de lodos activados, con energía híbrida (fotovoltaica autónoma y de la red eléctrica).

Diseñar e instalar un sistema de tratamiento modular para aguas residuales municipales, que sea versátil en su manejo y que permita elegir su operación en función de la energía consumida, de la eficiencia de remoción de contaminantes y de los volúmenes de residuos generados.

## **1.2 HIPÓTESIS**

Se puede diseñar, e implementar un sistema de producción de oxígeno a partir de un reactor electrolítico que utilice como fuentes de energía un sistema híbrido fotovoltaico y red eléctrica pública.

Se puede diseñar e instalar un sistema de tratamiento modular para aguas residuales municipales, que sea versátil en su manejo y que se permita elegir su operación en función de la energía consumida, eficiencia de remoción de contaminantes y de los volúmenes de residuos generados.

## **II. REVISION DE LITERATURA**

### **2.1 CONCEPTOS GENERALES**

#### **2.1.1 AGUAS CRUDAS**

Son las aguas residuales sin tratamiento (SEMARNAT, 2014).

#### **2.1.2 AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS**

Son aquellas provenientes de inodoros, regaderas, lavaderos, cocinas y otros elementos domésticos. Estas aguas están compuestas por sólidos suspendidos (por lo general materia orgánica biodegradable), sólidos sedimentables (principalmente materia inorgánica), nutrientes, (en especial nitrógeno y fósforo ) y organismos patógenos (CONAGUA, 2009).

#### **2.1.3 AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES**

Se originan de los desechos de procesos industriales o manufactureros y, debido a su naturaleza, pueden contener, además de los componentes antes mencionados en las aguas domésticas, elementos tóxicos tales como plomo, mercurio, níquel, cobre, solventes, grasas y otros, que requieren ser removidos en vez de ser vertidos al sistema de alcantarillado (SEMARNAT, 2014).

#### **2.1.4 AGUAS RESIDUALES**

Las aguas de composición variada provenientes de las descargas de usos municipales, industriales, comerciales, de servicios, agrícolas, pecuarios, domésticos, incluyendo fraccionamientos y en general de cualquier otro uso, así como la mezcla de ellas (SEMARNAT, 2014).

#### **2.1.5 AGUAS RESIDUALES TRATADAS**

Son aquellas que mediante procesos individuales o combinados de tipo físicos, químicos, biológicos u otros, se han adecuado para hacerlas aptas para su reuso en servicios al público (SEMARNAT, 2014).

El tratamiento de las aguas residuales se realiza tanto a nivel experimental, como en plantas municipales e industriales. Las dimensiones de las mismas, así como los métodos que utilizan, varían dependiendo de los componentes del agua residual y del uso que se le dé una vez tratada (Metcalf & Eddy, 1991).

Los métodos de tratamiento se clasifican en tres grupos:

Tratamiento físico: Está compuesto en secciones donde el agua es apartada de sus contaminantes mediante procesos de separación físicos (separación de elementos mayores, filtración, sedimentación, etc.)

Tratamiento químico: La separación y/o conversión de contaminantes ocurre mediante reacciones químicas. La precipitación mediante floculantes, adsorción e intercambio iónico, y la desinfección son procesos químicas comunes.

Tratamiento biológico: Los métodos de tratamiento en los cuales la remoción de contaminantes es llevada a cabo mediante actividad biológica, componen las unidades de tratamiento biológico. Éste es usado principalmente para remover las sustancias orgánicas biodegradables (sólidos coloidales y disueltos) del agua residual. También se utiliza para remover nitrógeno. Un sistema de lodos activados es un ejemplo de tratamiento biológico.

### **2.1.6 REUSO EN SERVICIO PÚBLICO CON CONTACTO DIRECTO**

Es el que se destina a actividades donde el público usuario este expuesto directamente o en contacto físico. En lo que corresponde a esta Norma Oficial Mexicana se consideran los siguientes reúsos: llenado de lagos y canales artificiales recreativos con paseos en lancha, remo, canotaje y esquí; fuentes de ornato, lavado de vehículos, riego de parques y jardines (SEMARNAT, 2014).

### **2.1.7 REUSO EN SERVICIO PÚBLICO CON CONTACTO DIRECTO U OCASIONAL**

Es el que se destina a actividades donde el público en general este expuesto indirectamente o en contacto físico incidental y que su acceso es restringido, ya sea por barreras físicas o personal de vigilancia. En lo que corresponde a esta Norma Oficial Mexicana se consideran los siguientes reúsos: riego de jardines y camellones en autopistas, camellones en avenidas, fuentes de ornato, campos de golf, abastecimiento de hidrantes de sistemas contra incendio, lagos artificiales no recreativos, barreras hidráulicas de seguridad y panteones. (SEMARNAT, 2014).

### **2.2 PRINCIPALES CONTAMINANTES Y PARÁMETROS DE CARACTERIZACIÓN**

De acuerdo a (SEMARNAT, 2014; García, M.I. *et al.* 2006; Metcalf & Eddy, 2000 y Secretariado Alianza por el Agua / Ecología y Desarrollo, 2008). Los principales compuestos a controlar y eliminar de las aguas residuales urbanas pueden resumirse en los siguientes:

**Objetos gruesos:** trozos de madera, trapos, plásticos, etc., que son arrojados a la red de alcantarillado.

**Arenas:** bajo esta denominación se engloban las arenas, gravas y partículas más o menos grandes de origen mineral u orgánico.

**Grasas y aceites:** sustancias que al no mezclarse con el agua permanecen en su superficie dando lugar a natas. Su procedencia es doméstica e industrial.

**Sustancias con requerimientos de oxígeno :** materia orgánica y compuestos inorgánicos que se oxidan fácilmente, lo que provoca un consumo del oxígeno del medio al que se vierten.

**Nutrientes (nitrógeno y fósforo ):** su presencia en las aguas es debida en su mayoría a los detergentes y a los fertilizantes. Igualmente, las excretas humanas aportan nitrógeno orgánico. El nitrógeno, fósforo y carbono son nutrientes esenciales para el crecimiento de los organismos. Cuando se vierten al medio acuático, pueden favorecer el crecimiento de una vida acuática no deseada; cuando es al terreno en cantidades excesivas provocan la contaminación del agua subterránea.

**Agentes patógenos:** organismos presentes en mayor o menor cantidad en las aguas residuales y que producen o transmiten enfermedades (virus, bacterias, protozoos, hongos, etc.).

**Contaminantes emergentes o prioritarios:** la sociedad actual genera una serie de contaminantes que no existían anteriormente. Estas sustancias aparecen añadidas a productos de cuidado personal, de limpieza doméstica, farmacéuticos (residuos de antibióticos, hormonas, etc.). A estos productos se les conoce bajo la denominación genérica de contaminantes emergentes, no eliminándose la mayoría de ellos en las plantas convencionales de tratamiento de aguas residuales urbanas.

### 2.2.1. PARAMETROS QUE PERMITEN CUANTIFICAR LOS CONTAMINANTES

**Los parámetros de uso más habitual son los siguientes:**

**Aceites y grasas:** el contenido en aceites y grasas presentes en un agua residual se determina mediante su extracción previa con un disolvente apropiado, la posterior evaporación del mismo y el pesaje del residuo obtenido.

**Sólidos en suspensión:** sólidos que no pasan a través de una membrana filtrante de un tamaño determinado (0.45 micras). Dentro de los sólidos en suspensión se encuentran los sólidos sedimentables, que decantan por su propio peso y los no sedimentables.

**Sustancias con requerimiento de oxígeno:** para la cuantificación de estas sustancias los dos parámetros más utilizados son:

- **Demanda Bioquímica de Oxígeno a los 5 días (DBO<sub>5</sub>):**

De acuerdo a Calvo M. (2005) la DBO expresa la cantidad de oxígeno disuelto ( $\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ ) necesaria para oxidar biológicamente la materia orgánica (degradación por microorganismos) de las aguas residuales. Por otro lado Ronzano *et al.*, 2002, menciona que el DBO<sub>5</sub> es el oxígeno consumido por una población microbiana en cinco días, aunque menciona que la DBO<sub>21</sub> o la DBO<sub>28</sub> representa bien la DBO última, debido a que el espacio de incubación es demasiado largo, con fines prácticos se utiliza la DBO<sub>5</sub>. En el transcurso de los cinco días de duración del ensayo se consume aproximadamente el 70 % de las sustancias biodegradables.

- **Demanda Química de Oxígeno (DQO):** cantidad de oxígeno disuelto ( $\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ ) necesaria para oxidar los componentes del agua recurriendo a reacciones químicas.

La relación DBO<sub>5</sub>/DQO es un factor que indica la biodegradabilidad de las aguas residuales urbanas, entendiéndose por biodegradabilidad, la característica de algunas sustancias químicas de poder ser utilizadas como sustrato por microorganismos, que las emplean para producir energía (por respiración celular), y crear otras sustancias como aminoácidos, nuevos tejidos y nuevos organismos.

Cuadro 1 Biodegradabilidad del agua residual urbana según la relación DBO<sub>5</sub>/DQO

DBO <sub>5</sub> /DQO	Biodegradabilidad del agua residual
0.4	Alta (aguas muy biodegradables)
0.2-0.4	Normal (aguas biodegradables)
0.2	Baja (aguas poco biodegradables)

Fuente: Metcalf & Eddy, 2000

**Nitrógeno:** se presenta en las aguas residuales en forma de amoníaco y, en menor medida, como nitratos y nitritos.

**Fósforo :** en las aguas residuales aparece por lo regular como fosfatos orgánicos y polifosfatos.

**Organismos patógenos:** como organismos indicadores de contaminación fecal se utilizan normalmente los coliformes (totales y fecales).

De acuerdo a Metcalf & Eddy (2005). Los valores comunes de estos parámetros en las aguas residuales urbanas de origen principalmente doméstico se muestran en la Cuadro 2.

Cuadro 2 Parámetros medios de los contaminantes en aguas residuales municipales

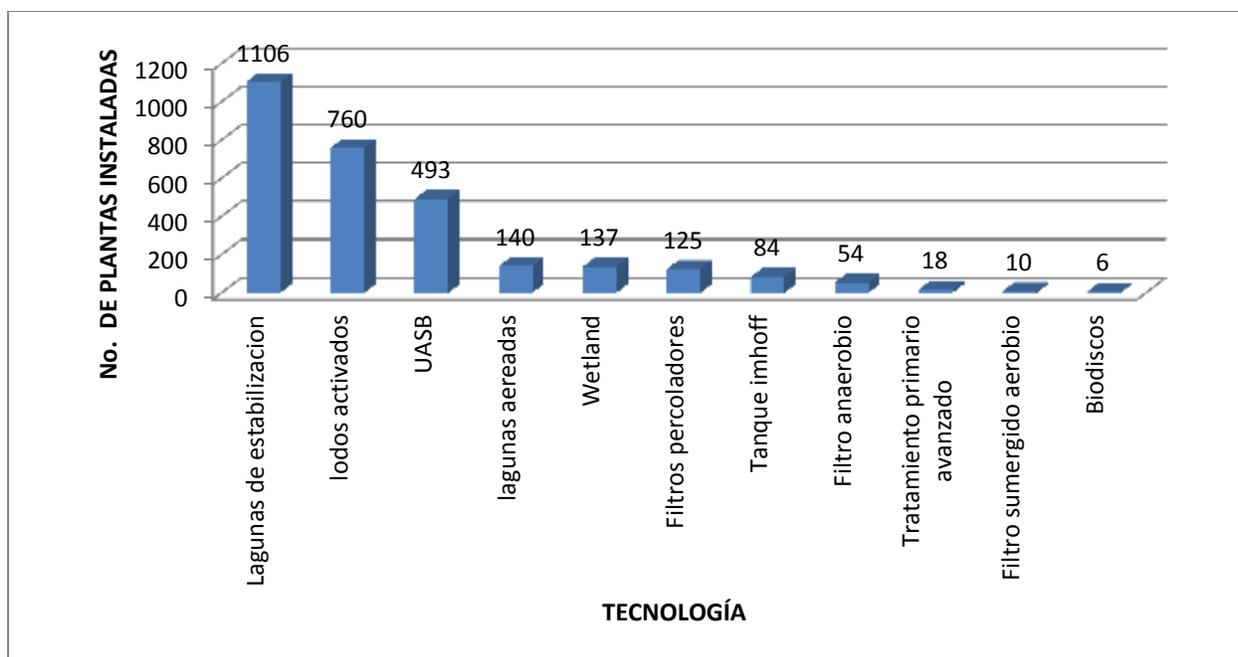
Contaminantes	Concentración			
	unidad	Fuerte	Media	débil
Sólidos totales (ST):	mg L <sup>-1</sup>	1200	720	350
Disueltos(STD)	mg L <sup>-1</sup>	850	500	250
Fijos	mg L <sup>-1</sup>	525	300	145
Volátiles	mg L <sup>-1</sup>	325	200	105
Sólidos en suspensión(SS):	mg L <sup>-1</sup>	350	220	100
Fijos	mg L <sup>-1</sup>	75	55	20

Volátiles	mg L <sup>-1</sup>	275	165	80
sólidos sedimentables	mg L <sup>-1</sup>	20	10	5
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO <sub>5</sub> )	mg L <sup>-1</sup>	400	220	110
carbono orgánico total (COT)	mg L <sup>-1</sup>	290	160	80
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg L <sup>-1</sup>	1000	500	250
Nitrógeno total(en la forma de N):	mg L <sup>-1</sup>	85	40	20
Orgánico	mg L <sup>-1</sup>	35	15	8
Amoníaco libre	mg L <sup>-1</sup>	50	25	12
Nitritos	mg L <sup>-1</sup>	0	0	0
Nitratos	mg L <sup>-1</sup>	0	0	0
Fósforo total (P)	mg L <sup>-1</sup>	15	8	4
Orgánico	mg L <sup>-1</sup>	5	3	1
Inorgánico	mg L <sup>-1</sup>	10	5	3
Cloruros	mg L <sup>-1</sup>	100	50	30
Sulfato	mg L <sup>-1</sup>	50	30	20
Alcalinidad (como CaCO <sub>3</sub> )	mg L <sup>-1</sup>	200	100	50
Grasa	mg L <sup>-1</sup>	150	100	50
Coliformes totales	100 mL	10 <sup>7</sup> -10 <sup>9</sup>	10 <sup>7</sup> -10 <sup>8</sup>	10 <sup>6</sup> -10 <sup>7</sup>
Compuestos orgánicos volátiles (COV <sub>s</sub> )	mg L <sup>-1</sup>	>400	100-400	>100

Fuente: Metcalf & Eddy, 2005

### 2.3 SITUACIÓN ACTUAL EN AMÉRICA LATINA Y EL CARIBE

De acuerdo a Noyola. A., *et al.*(2012) actualmente en América Latina y el Caribe (ALC) se tratan menos del 20% de las aguas residuales municipales, lo cual refleja la necesidad de inversión en el sector de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR). En la selección de tecnologías de tratamiento se toma en cuenta los impactos ambientales generados y no sólo aspectos técnicos y económicos. En este sentido, las emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI) constituyen uno de los impactos ambientales relevantes del sector.



Grafica 1 Distribución por número de las diversas tecnologías de tratamiento para aguas residuales municipales en la muestra de países considerada.

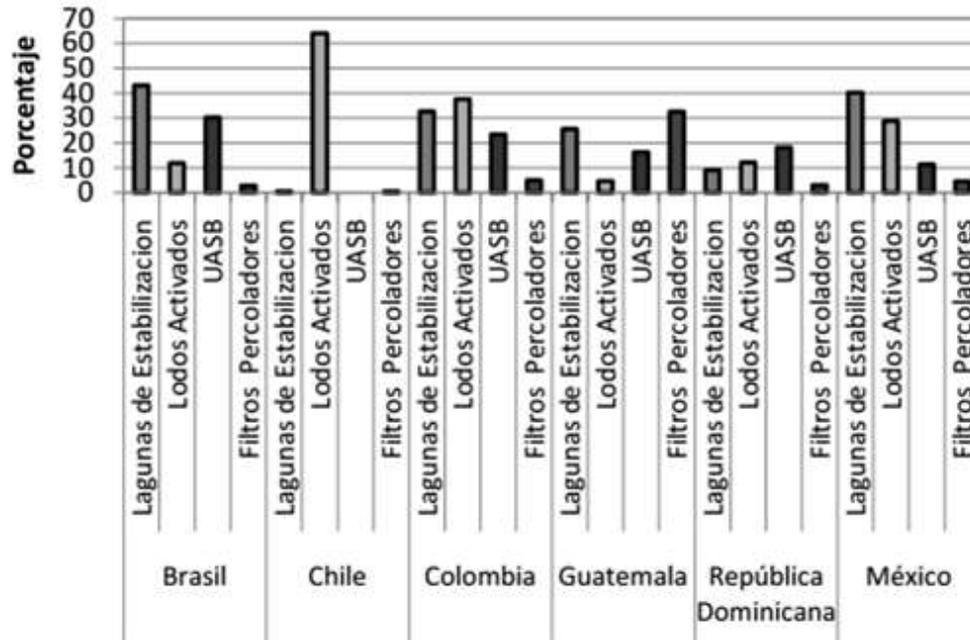
Fuente: Noyola. A., *et al.*, 2012

De acuerdo a las características demográficas y económicas, se puede representar a una región en Latinoamérica: Brasil, Colombia, Chile, Guatemala, República Dominicana y México. Las plantas de tratamiento de agua residual municipal (PTAR) en ALC con la que se trabajó comprende un total de 2,734 PTAR. Cabe mencionar que se consideraron PTAR que tenían información de caudal y tratamiento secundario, excluyendo pequeñas plantas asociadas a hoteles, condominios, etc.

Se pueden identificar las cuatro tecnologías más representativas en ALC: lagunas de estabilización, lodos activados, reactores tipo UASB y los filtros percoladores, los cuales representan el 90% del inventario total de PTAR en ALC (Figura 1).

En la gráfica 2 se presenta la distribución de PTAR en los seis países de la muestra. Se resalta el predominio en número de instalaciones de lagunas de estabilización en la mayoría de los países, salvo en Chile, donde los lodos activados son el proceso más utilizado. Destaca también la presencia del reactor de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés) en

varios países, notablemente en Brasil, donde es la segunda tecnología empleada, al igual que en República Dominicana y en Guatemala; solo Chile no ha adoptado este tipo de proceso.



Grafica 2 Distribución por número y por país de las diversas tecnologías de tratamiento para aguas residuales municipales.

Fuente: Noyola. A., *et al.*(2012)

## 2.4 SITUACIÓN NACIONAL

### 2.4.1 MARCO NORMATIVO

De acuerdo De la Peña 2013, se presenta el marco normativo que se encarga de regular las descargas de aguas residuales a los cuerpos receptores:

Norma Oficial Mexicana NOM-001-Semarnat- 1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas o bienes nacionales. Publicada el 6 de enero de 1997.

Norma Oficial Mexicana NOM-002-Semarnat-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en la descarga de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal. Publicada el 3 de junio de 1998.

Norma Oficial Mexicana NOM-003-Semarnat-1997, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reúsen en servicios públicos. Publicada el 21 de septiembre de 1998, ver cuadro 3.

Cuadro 3 Límites máximos permisibles de contaminantes en aguas residuales tratadas de acuerdo a la NOM-003-SEMARNAT-1997

<b>LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES DE CONTAMINANTES</b>					
TIPO DE REUSO	PROMEDIO MENSUAL				
	Coliformes fecales NMP/100 MI <sup>-1</sup>	Huevos de helminto (huevos L <sup>-1</sup> )	Grasas y aceites (mg L <sup>-1</sup> )	DBO <sub>5</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	SST (mg L <sup>-1</sup> )
SERVICIOS AL PÚBLICO CON CONTACTO DIRECTO	240	≤1	15	20	20
SERVICIOS AL PÚBLICO CON CONTACTO INDIRECTO U OCASIONAL	1000	≤5	15	30	30

NMP = Número mas probable, SST = Sólidos suspendidos totales y DBO<sub>5</sub>=Demanda biológica de oxígeno en cinco días.

Fuente: Norma Oficial Mexicana: NOM-003-SEMARNAT-1997.

Norma Oficial Mexicana NOM-004-Semarnat-2001, que establece las especificaciones y límites máximos permisibles de contaminantes en lodos y biosólidos para su aprovechamiento y disposición final (publicada el 15 de agosto de 2003).

La preocupación por las descargas de las aguas residuales y sus efectos al medio ambiente ha dado lugar a la promulgación de leyes como la Ley General del Equilibrio Ecológico y la

Protección al Ambiente publicada el 28 de enero de 1988 y la Ley de Aguas Nacionales publicada el 1 de diciembre de 1992, que establecen la necesidad de prevenir y controlar la contaminación del agua y proteger los recursos hídricos.

En este mismo sentido, al inicio de cada nueva administración del Gobierno en México, se formula un Programa Nacional Hídrico alineado al Plan Nacional de Desarrollo, el Programa Nacional de Infraestructura, y demás programas que busquen la preservación y aprovechamiento sustentable de los recursos hídricos.

Durante el periodo 2001–2006, en relación con el tratamiento de aguas residuales, se planteó la necesidad de elevar el nivel de cobertura a fin de restaurar la calidad del agua en las corrientes y acuíferos del país. En dicho sexenio y dentro de la iniciativa de fomento a la ampliación de la cobertura y la calidad de los servicios de agua potable, alcantarillado y saneamiento, se estableció como meta alcanzar el 65% de tratamiento de las aguas residuales recolectadas en las redes de alcantarillado para 2006, las inversiones realizadas en la materia no fueron suficientes para incrementar en más de 40 puntos porcentuales la cobertura respecto al año 2000, alcanzando apenas un 36.1% para ese año.

No obstante, se fomentó el desarrollo de instrumentos legales, económicos y tecnológicos que favorecieron y estimularon el reúso del agua residual tratada, específicamente en aquellas actividades en las que no se requiere agua de primer uso.

Más adelante, en el marco de los Objetivos de Desarrollo del Milenio, el Gobierno de México se comprometió a lograr una cobertura de tratamiento del 60% del volumen total de aguas residuales colectadas en los sistemas de alcantarillado del país, lo que plasmó en el Programa Nacional Hídrico 2007–2012.

## **2.4.2 COBERTURA DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

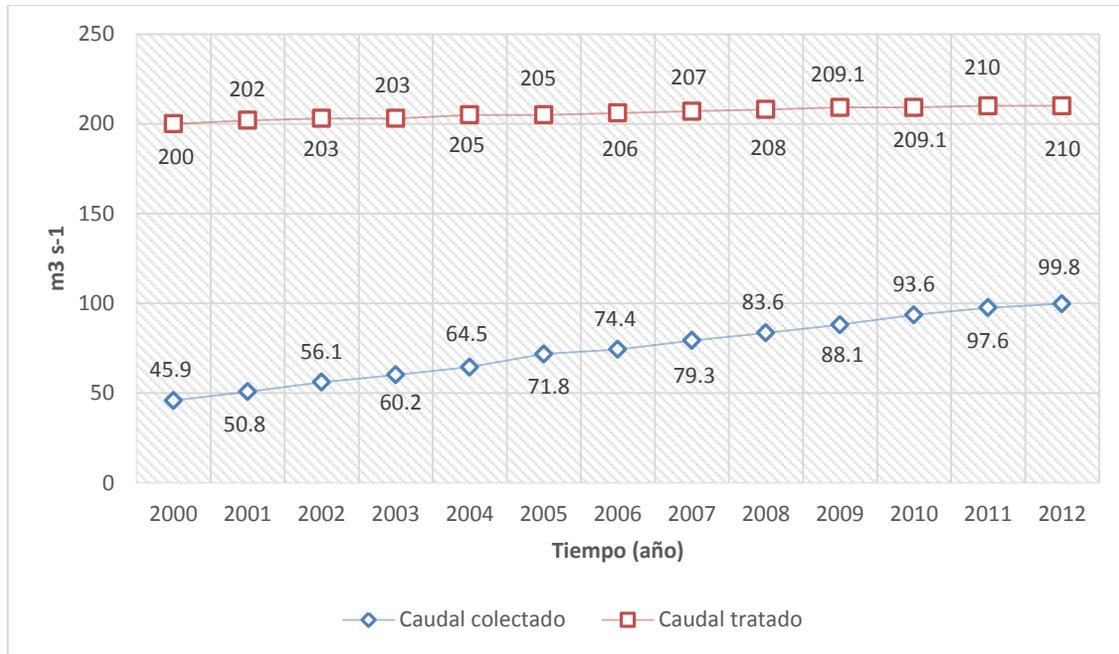
Al concluir el año 2012 existían registradas en el país, 2,342 plantas municipales de tratamiento en operación, con una capacidad total instalada de  $140.1 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , las que daban tratamiento a  $99.8 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , equivalentes al 47.5% del agua residual generada y colectada en los sistemas municipales de alcantarillado del país, ver cuadro 4. (CONAGUA, 2012). Cabe señalar que aún cuando las plantas de tratamiento son bastantes, al considerar que el país cuenta con 2,457 municipios y 16 delegaciones del Distrito Federal, no implica que estas plantas estén localizadas en todos los municipios, ya que algunos de ellos pueden contar con más de una y en algunos casos ninguna.

Cuadro 4 Evolución en la cobertura de tratamiento de aguas residuales en México, 2000 a 2012

Año	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
<b>Incremento de caudal tratado (<math>\text{m}^3 \text{ s}^{-1}</math>)</b>		4.9	5.3	4.1	4.3	7.3	2.6	4.9	4.3	4.5	5.5	4	2.2
<b>Caudal tratado acumulado (<math>\text{m}^3 \text{ s}^{-1}</math>)</b>	45.9	50.8	56.1	60.2	64.5	71.8	74.4	79.3	83.6	88.1	93.6	97.6	99.8
<b>Agua residual colectada (<math>\text{m}^3 \text{ s}^{-1}</math>)</b>	200	202	203	203	205	205	206	207	208	209.1	209.1	210.1	210
<b>Porcentaje</b>	23	25.1	27.6	29.7	31.5	35	36.1	38.3	40.2	42.1	44.8	46.5	47.5

Fuente: Peña (2013) con datos de Conagua/Subdirección General de Agua Potable, Drenaje y Saneamiento/ Gerencia de Potabilización y Tratamiento 2012. Conagua, “Situación del Subsector de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento”, Edición 2012.

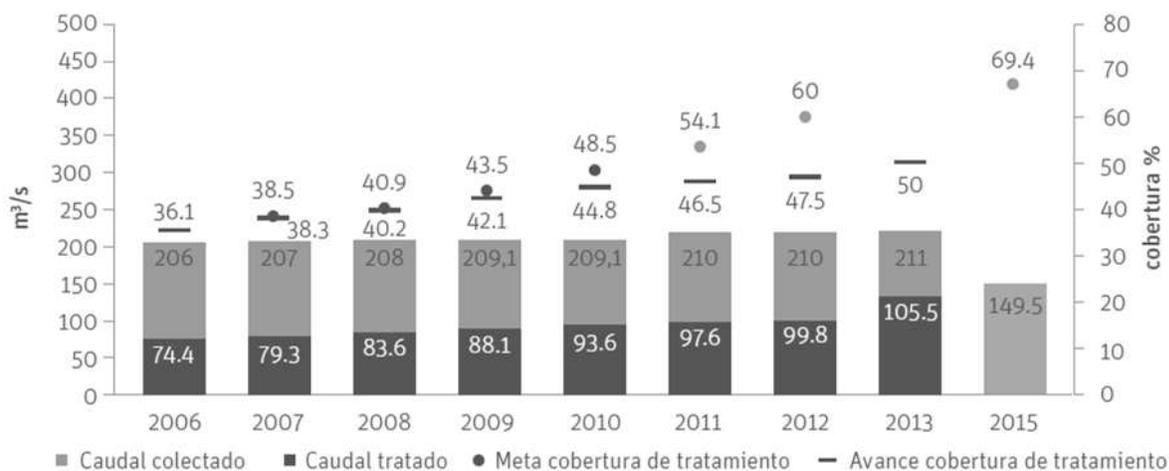
En la Gráfica 3, se observa que el caudal colectado en el sexenio 2000-2006 se incrementó de  $200$  a  $206 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$  ( $6 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$  de incremento), mientras que el caudal tratado paso de  $45$  a  $74.4 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$  ( $29.4 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ ), se incrementó el porcentaje de agua residual tratada del 23% al 36.1%.



Grafica 3 Caudal de aguas residuales municipales colectadas y tratadas (m<sup>3</sup> s<sup>-1</sup>)

Fuente: Construcción propia con datos de Conagua (2011). Conagua, “Inventario nacional de plantas municipales de potabilización y de Tratamiento de aguas residuales en operación”, Edición 2011.

De la Peña (2013), menciona que de acuerdo a los objetivos planteados en el Plan Nacional Hídrico 2007–2012, el caudal de aguas residuales tratado se incrementó en 20.55 %, llegando a un 47.5%, con lo que se logró duplicar la cobertura del año 2000 al 2011. Las metas establecidas por el Gobierno de México en materia de tratamiento de aguas residuales, han estado muy cercanas a cumplirse año tras año, en parte por el bajo incremento que ha habido en los volúmenes colectados en las redes de alcantarillado municipales y a la entrada en operación de nuevas plantas de tratamiento. A diciembre de 2012, con la entrada en operación de la planta de tratamiento de Atotonilco, se esperaba alcanzar una cobertura del 58.2%<sup>6</sup> (128 m<sup>3</sup> s<sup>-1</sup>) contra el 60% programado. No obstante la apertura de la planta se encuentra retrasada, por lo que esta cobertura podrá alcanzarse tentativamente en el año 2015, dato que se obtuvo de la conferencia de prensa “6 años de logros en el Sector Hídrico” de José Luis Luege Tamargo, en Noviembre 2012 y la Gerencia de Estudios y Proyectos de Agua Potable y Redes de Alcantarillado, Conagua ( Grafica 4).



Grafica 4 Evolución de la cobertura de tratamiento de aguas residuales respecto al Programa Nacional Hídrico 2007–2012

Fuente: Peña (2013). Con datos de Conagua (2012). Conagua, “Situación del Subsector de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento”, Edición 2012. Conagua, “Asociación Público-Privada. Agua Potable y Saneamiento”. Reunión Nacional de Infraestructura Hidráulica 2012

Nota: El caudal colectado y tratado se presenta en  $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$  y las metas y avance de cobertura en porcentaje.

Los puntos circulares de color gris representan las expectativas de saneamiento una vez que entren en operación diversas plantas de tratamiento de Guadalajara y el Valle de México, entre otras.

Actualmente se encuentran en etapa de construcción o entrando en operación 60 plantas de tratamiento de aguas residuales municipales, con lo que se logrará alrededor de un 22.9% más de capacidad de tratamiento en comparación con el año 2012. De esta forma, para el 2015 se podrá alcanzar un 69.4%<sup>14</sup> en la cobertura de tratamiento de las aguas residuales, permitiendo la generación de un mayor volumen de agua tratada que se pueda destinar al abastecimiento de la demanda de sectores como el agrícola y el industrial, liberando importantes volúmenes de agua de primer uso para el consumo de la población (De la Peña, 2013).

A nivel regional la situación varía ampliamente. En los estados del Norte cuentan con los niveles más altos del país, donde Aguascalientes y Nuevo León presentan niveles de tratamiento del 100%, siguiendo Baja California con 93%, Nayarit con 90.7%, Tamaulipas con 85.6% y Chihuahua, Sinaloa y Guerrero con más de 75%. Por el contrario, las coberturas más bajas las presentan Yucatán y Campeche tratando sólo un 3% y 7% respectivamente, mientras que en el centro del país Hidalgo y el Distrito Federal registran una cobertura de alrededor del 15% (De la Peña, 2013).

En el cuadro 5 Se puede apreciar que 11 Estados han alcanzado o sobrepasado la meta de tratar el 60% de las aguas residuales colectadas, establecida en el Plan Nacional Hidrico 2007–2012. En la mayoría de los casos, se trata de los estados del Norte de la República en donde los recursos hídricos son escasos y además se concentra el mayor núcleo de población, por lo que tratar las aguas para su reúso resulta primordial.

Cuadro 5 Resumen del inventario nacional de plantas municipales de tratamiento de aguas residuales en operación

Entidad Federativa	Plantas en operación	Capacidad instalada (m <sup>3</sup> s <sup>-1</sup> )	Caudal tratado (m <sup>3</sup> s <sup>-1</sup> )	Cobertura de tratamiento (%)
Aguascalientes	132	4.8	3.4	100
Baja California	37	7.53	5.2	93
Baja California Sur	25	1.67	1.17	70.8
Campeche	26	0.17	0.15	6.8
Chiapas	40	1.58	0.9	23.1
Chihuahua	162	9.38	6.55	78
Coahuila	20	4.96	3.9	48.2
Colima	56	1.87	1.36	53.3
Distrito Federal	28	6.77	3.06	14
Durango	174	4.45	3.39	73.2
Guanajuato	64	6.29	4.63	54.7
Guerrero	57	3.89	3.14	75
Hidalgo	14	0.2	0.2	7.9
Jalisco	157	7.1	6.27	47.3
México	142	8.96	6.78	29.9
Michoacán	33	3.68	2.85	30.4

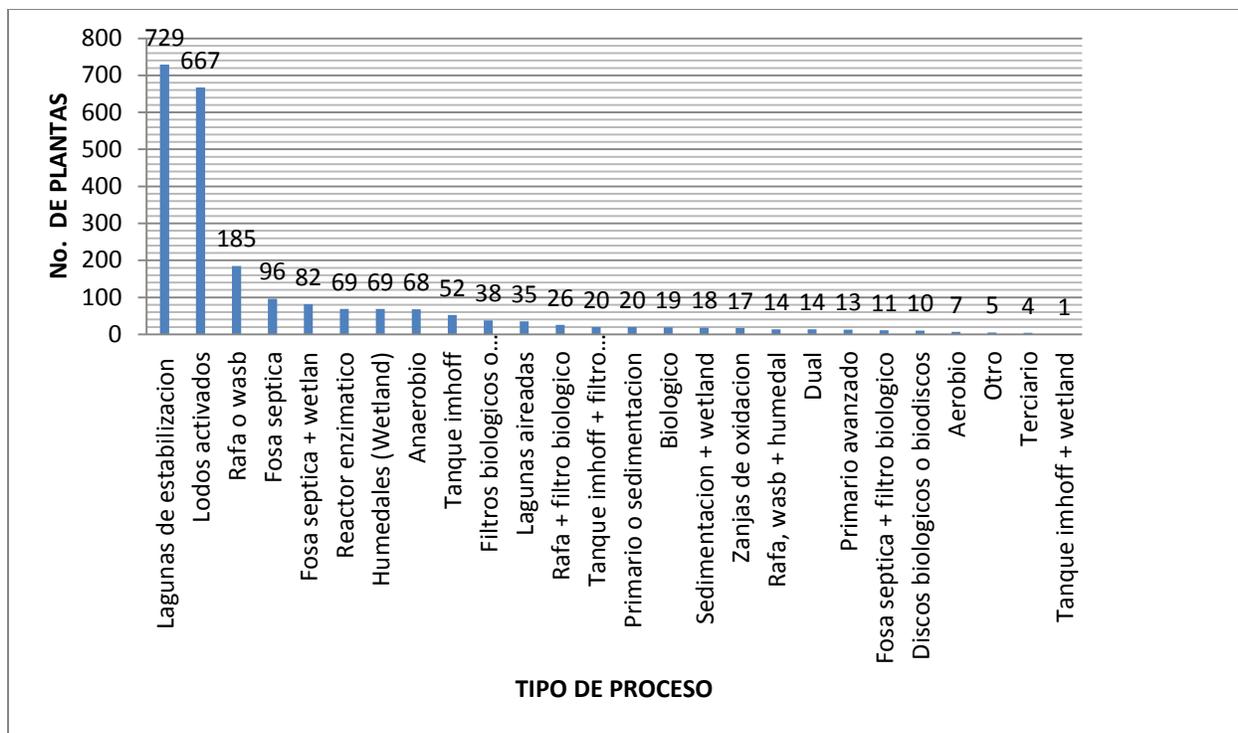
Morelos	53	2.86	1.83	27.5
Nayarit	66	2.72	1.81	90.7
Nuevo León	63	17.75	10.62	100
Oaxaca	69	1.5	0.99	39.8
Puebla	66	3.2	2.75	49
Querétaro	84	2.3	1.5	46.9
Quintana Roo	35	2.38	1.7	61.6
San Luis potosí	38	2.5	2.1	60.5
Sinaloa	83	5.1	5.08	77.3
Sonora	81	4.9	3	35.9
Tabasco	78	2.1	1.65	21.5
Tamaulipas	45	7.78	5.87	85.6
Tlaxcala	66	1.23	0.86	51.3
Veracruz	108	7.4	5.6	41.3
Yucatán	28	0.49	0.09	2.7
Zacatecas	73	1.2	1.05	25.5

Fuente: Conagua (2012). Conagua, “Situación del Subsector de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento”, Edición 2012.

### 2.4.3 NÚMERO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO Y PROCESOS

Para el 2011 de acuerdo a la Comisión Nacional del Agua se tienen registradas 2719 plantas de tratamiento de aguas residuales, con un gasto instalado de  $144.0747 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , de las cuales solo se tienen en operación 2,289 con un gasto instalado de  $137.0821 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$  y un gasto tratado de  $97.6402 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , por otro lado se tienen 430 plantas fuera de servicio con un gasto instalado de  $6.9926 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ .

En la Gráfica 5, se pueden identificar que las tecnologías más representativas para el tratamiento de aguas residuales en México son: lagunas de estabilización (729 plantas), los lodos activados (667 plantas), los reactores tipo Rafa o UASB (185 plantas), fosa séptica (96 plantas), fosa septica + Wetland (86 plantas), reactor enzimático(69 plantas), humedales Wetland (69 plantas), anaerobio (68 plantas) y tanque Imhoff (52 plantas), las cuales representan el 88.3% del total de las plantas que se encuentran en operación.



Grafica 5 Inventario nacional de plantas municipales de potabilización y de tratamiento de aguas residuales en operación. Diciembre de 2011

## 2.5 SITUACION EN EL VALLE DE MEXICO

De acuerdo a De la Peña (2013), la región del Valle de México cuenta con 100 municipios ubicados en los Estados de México, Hidalgo y Tlaxcala; y las 16 delegaciones políticas del Distrito Federal. De acuerdo al censo de población del 2010, la zona cuenta con más de 20 millones de habitantes, siendo la zona con la mayor densidad poblacional (24 veces la densidad de población media nacional). La concentración de la población es principalmente urbana con un 95%.

La producción de aguas residuales en el Valle de México asciende a 1, 255.8 millones de metros cúbicos al año ( $39.82 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ ).

En la región se tienen problemas como: sobre explotación de los acuíferos, fugas de hasta del 40% del volumen que ingresa en la red, se tiene insuficiencia de drenaje, hundimiento del suelo y poca conciencia de ahorro y uso eficiente del agua.

Debido a la problemática existente, el Gobierno de México a través de la Conagua, puso en marcha el Programa de Sustentabilidad Hídrica de la Cuenca del Valle de México (PSHCVM) para atender la problemática de la zona a través de los siguientes objetivos:

- Ampliar la capacidad del sistema de drenaje de la Zona Metropolitana mediante la construcción del túnel Emisor Oriente y obras complementarias.
- Disminuir la sobre explotación de los acuíferos mediante la sustitución de agua de pozos utilizada por la industria o la agricultura, así como la potabilización de fuentes alternas no utilizadas en la actualidad.
- Tratar el 100% de las aguas residuales, mediante seis plantas de tratamiento, con capacidad conjunta de  $40 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ .

Dentro PSHCVM se encuentra en ejecución la planta de tratamiento de aguas residuales ubicada en Atotonilco de Tula, Hidalgo, siendo esta la más grande del país con una capacidad promedio para tratar  $23 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$  durante el estiaje (mediante un proceso convencional o biológico) y un módulo para tratar  $12 \text{ m}^3/\text{s}$  adicional en época de lluvias (mediante un proceso fisicoquímico). Con esta planta de tratamiento se podrá tratar más del 60% de las aguas residuales generadas en el Valle de México.

La entrada en operación de esta planta de tratamiento contribuirá con 18.7% a la cobertura de tratamiento nacional. El proceso convencional o biológico ya se encuentra incluido dentro de las expectativas de alcanzar en el corto plazo el 58.41% de cobertura, sin embargo si se agrega el volumen tratado a través del proceso físico-químico se podría alcanzar casi el 64.2%. En la planta de tratamiento de Atotonilco se aprovechará el gas metano (obtenido del proceso de tratamiento de los lodos), para la generación de energía eléctrica, con el fin de que esta planta genere alrededor del 60% de sus necesidades de electricidad, disminuyendo la dependencia de fuentes externas, asociado además a que la disminución de emisión de metano abre la posibilidad de colocación de bonos de carbono hasta por dos millones de dólares al año.

Adicionalmente, con las aguas residuales tratadas se regarán más de 80 mil hectáreas en el Valle del Mezquital en Hidalgo, incrementando su potencial agrícola.

La inversión total del proyecto es de 10,022 mdp, con una aportación a fondo perdido del Fondo Nacional de Infraestructura (FONADIN) del 45.89% e inversión privada del 54.11% (20.69 de capital y 33.42 de crédito). En diciembre de 2009, el consorcio Aguas Tratadas del Valle de México, conformado por las empresas Promotora del Desarrollo de América Latina (Ideal), Atlatec, Acciona Agua, Controladora de Operaciones de Infraestructura (Conoisa, perteneciente a ICA), Desarrollo y Construcciones Urbanas (DyCUSA) y Green Gas Pioneer Crossing Energy; ganó la licitación pública internacional para diseñar, construir (4.5 años), operar mediante concesión durante más de 20 años y transferir la planta de tratamiento.

Otra planta de tratamiento considerada dentro del PSHCVM, es la de “El Caracol” con una capacidad para tratar  $2 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , con la finalidad de consolidar la zona del Lago de Texcoco como un punto de amortiguamiento ecológico y de mitigación de las afectaciones ambientales y coadyuvar a la disminución de la sobre explotación de los acuíferos Cuautitlán-Pachuca y Texcoco.

### **2.5.1 TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

De acuerdo al Cuadro 6 la capacidad instalada de tratamiento de aguas residuales en el Valle de México es de  $17.01 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$  y solamente se procesan  $11.03 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , lo que corresponde a tratar solo el 27.7% del total de aguas residuales que se generan en el Valle de México. En cuanto a las tecnologías aplicadas para el tratamiento de las aguas residuales, las más utilizadas son: lodos activados 72.2 %, proceso dual 10.8 %, lagunas de estabilización con un 6.83 % y lagunas aireadas 3.8%, cubriendo el 93.63 % del total tratado.

En el Valle de México de acuerdo a los datos de Conagua 2012, se cuenta con 247 plantas de tratamiento de aguas residuales, de las cuales 139 pertenecen al Estado de México, 63 al Estado de Tlaxcala, 28 al DF y 17 al Estado de Hidalgo.

Cuadro 6 Tecnologías utilizadas en el valle de México para el tratamiento de aguas residuales

PROCESO	Capacidad instalada	Caudal tratado	Volumen tratado
	(m <sup>3</sup> s <sup>-1</sup> )	(m <sup>3</sup> s <sup>-1</sup> )	(%)
Lodos activados	13.15673	7.96521	72.21
Lagunas de estabilización	1.11398	0.75314	6.83
RAFA + Filtro biológico	0.014	0.0095	0.09
Anaerobio	0.1437	0.1233	1.12
RAFA O WASB	0.15821	0.07932	0.72
Fosa séptica + WETLAND	0.004	0.004	0.04
Tanque IMHOFF	0.016	0.0157	0.14
Fosa séptica	0.00632	0.0078	0.07
Biológico	0.048	0.026	0.24
Dual	1.2505	1.2005	10.88
Discos biológicos o biodiscos	0.02	0.01	0.09
Primario avanzado	0.055	0.05	0.45
Zanjas de oxidación	0.25	0.177	1.60
Filtros biológicos percoladores	0.186	0.1255	1.14
Terciario	0.045	0.031	0.28
Reactor enzimático	0.005	0.0035	0.03
RAFA, WASB + humedal	0.0035	0.00221	0.02
Humedales (WETLAND)	0.0308	0.02671	0.24

Lagunas aereadas	0.512	0.419	3.80
Otro	0.001	0.001	0.01
<b>Total</b>	<b>17.01974</b>	<b>11.03039</b>	<b>100</b>

Fuente: Conagua, “Situación del Subsector de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento”, Edición 2012.

En el Estado de México se tratan  $6.5 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , de los cuales el 96.97 % se realiza con las siguientes tecnologías: lodos activados 67.43%, proceso dual 18.48 %, lagunas de estabilización 8.34 % y zanjas de oxidación 2.72 %. Ver Tabla xxx.

Del total de aguas residuales que se tratan en el Valle de México, el 58.03% ( $6.5 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ ) corresponden al Estado de México, el 30.1% ( $3.32 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ ) al Distrito Federal el 7.34% ( $0.81 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ ) a Tlaxcala y el 3.06% ( $0.36 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ ) al Estado de Hidalgo. En cuanto a las principales tecnologías utilizadas para el tratamiento de aguas residuales, ya mencionadas anteriormente (lodos activados, lagunas de estabilización, dual y lagunas aereadas) estas tratan los siguientes porcentajes en cada estado: Estado de México (94.27%), Distrito Federal (98.62%), Tlaxcala (75.2%) y en Hidalgo el (86.33%), ver cuadro 7.

Cuadro 7 Tecnologías y porcentajes tratados por cada estado del valle de México.

Tecnología	Estado de México	Tlaxcala	Distrito Federal	Hidalgo
	Volumen tratado ( $\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$ )			
	6.5	0.81	3.32	0.36
	Volumen tratado (%)			
Lodos activados	67.43	3.35	98.62	74.89
Lagunas de estabilización	8.35	20.66		11.44
Dual	18.49			
Lagunas aereadas		51.19		
<b>Volumen total tratado (%)</b>	<b>94.27</b>	<b>75.20</b>	<b>98.62</b>	<b>86.33</b>

Fuente: Elaborado a partir de datos de Conagua (2011). Conagua, “Inventario nacional de plantas municipales de potabilización y de tratamiento de aguas residuales en operación”, Edición 2011.

## **2.5.2 AGUA RESIDUAL URBANA Y SU REUTILIZACION AGRÍCOLA EN EL VALLE DE MÉXICO**

La utilización de aguas residuales en áreas agrícolas proviene de los tiempos antiguos en Atenas; sin embargo, la mayor proliferación de sistemas de aplicación de aguas residuales en el suelo ocurrió durante la segunda mitad del siglo XIX, principalmente en países como Alemania, Australia, Estados Unidos, Francia, India, Inglaterra, México y Polonia. En el periodo de la posguerra, la creciente necesidad de optimización de los recursos hídricos renovó el interés por esta práctica en países como África del Sur, Alemania, Arabia Saudita, Argentina, Australia, Chile, China, Estados Unidos, India, Israel, Kuwait, México, Perú, Sudán y Túnez (Parreiras, 2005).

Las aguas residuales no tratadas son utilizadas para el riego de 10% de los cultivos del mundo. Aunque ésta es una práctica en gran parte oculta y sancionada en un gran número de países, muchos agricultores, especialmente aquéllos ubicados en las áreas urbanas, utilizan las aguas residuales porque, además de los beneficios de su uso, no tienen ningún costo y son abundantes, aún durante la época de sequías (Scott et al., 2004).

En países del Sudeste Asiático, de América Latina y de África, el riego con aguas residuales se hizo durante décadas de manera espontánea y no planificada por parte de los agricultores más pobres de las áreas urbanas y periurbanas (Mara y Carnicross, 1990; Bakker *et al.*, 2000). En Israel, 67% del agua residual es usada para riego; en India, 25% y en Sudáfrica, 24%. En América Latina, alrededor de  $400 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$  de agua residual cruda es entregada a fuentes superficiales y las áreas son irrigadas, la mayoría de las veces, con aguas residuales no tratadas; más de la mitad de esta cantidad se genera en México (Post, 2006).

Los distritos de riego de Tula, Ajacuba y Alfajayucan son el resultado del uso durante décadas de las aguas residuales sin tratar de Ciudad de México. Alrededor de 90,000 ha de tierras de riego, anteriormente con suelos muy pobres, ahora dependen casi de  $1,500 \text{ hm}^3$  año de las aguas

residuales sin tratar, otra de sus fuentes de agua son parte del caudal del río Tula, una pequeña cantidad de aguas subterráneas, utilizando estas áreas para el tratamiento natural y eliminación de sus aguas residuales. La transferencia de aguas residuales sin tratar de Ciudad de México hacia el Valle de Tula ha aumentado en más de un siglo. Estas aguas residuales han estimulado la producción agrícola en el Valle de Mezquital, zona central de la cuenca del río Tula. En el recorrido desde Ciudad de México hacia el Valle de Tula, la calidad de las aguas residuales va mejorando, debido a los procesos de degradación biológica, fotodisociación, absorción, oxidación, precipitación y dilución. Estos procesos explican la capacidad de autopurificación del agua cuando fluye desde arroyos y a través del suelo, así como también cuando se almacena en embalses. Sin embargo, pueden surgir problemas sanitarios: los trabajadores que no toman las precauciones necesarias y los consumidores de maíz y alfalfa (en contra de las notificaciones oficiales y de las reglamentaciones) cultivados con aguas residuales sin tratar se encuentran en riesgo de infección. Considerando estos riesgos, la Ciudad de México está planeando construir seis plantas de tratamiento con una capacidad total de  $40 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ , equivalente a  $1\,261 \text{ hm}^3 \text{ año}^{-1}$ , lo cual abarca casi todas las aguas residuales. Actualmente está en construcción la planta de tratamiento de aguas residuales más grande del México, en el municipio de Atotonilco de Tula, Hidalgo, que tratará las aguas negras de ciudad de México y mejorará las condiciones sanitarias de la población de Hidalgo y permitirá utilizar agua tratada en la agricultura (conservando los nutrientes de las aguas residuales pero eliminando los contaminantes), además de facilitar la tecnificación de los sistemas de riego y la producción de cultivos de mayor valor agregado (Winpenny *et al*, 2013).

El cuadro 8 indica el volumen adicional de aguas residuales sin tratar que fluye hacia el valle de Tula desde Ciudad de México. La recarga, por un lado, se debe a la infiltración que se produce cuando se transporta agua a través de ríos y canales sin revestir hacia el valle de Tula y, por otro, a la percolación a través del suelo en las áreas de cultivo. En esta región, las aguas subterráneas se utilizan principalmente para fines municipales, mientras que las aguas superficiales están destinadas a la agricultura de regadío.

Cuadro 8 Disponibilidad adicional de agua en el valle de Tula debido a las aguas residuales

*Disponibilidad de agua  $\text{Hm}^3$   
 $\text{año}^{-1}$*

---

<i>Origen</i>	Agua superficial	Agua subterránea
<i>Curso de agua naturales</i>	400.5	-----
<i>Recarga natural</i>	-----	268.5
<i>Importación de aguas residuales</i>	1368.7	-----
<i>Recarga incidental</i>	-----	788
<i>Total</i>	1769.2	1056.5

Fuente: Winpenny *et al.* (2013).

El total neto de agua utilizada en agricultura es de alrededor de 749 hm<sup>3</sup> año<sup>-1</sup>, según lo que se entrega en la entrada del distrito de riego. El agua residual ha sido utilizada para la agricultura de regadío en el Valle de Tula por más de un siglo (desde 1890) y no existe una base empírica para una comparación “antes y después” o “con o sin”. Además, el volumen de aguas residuales utilizado y la superficie regada han cambiado continuamente durante este período. Habría que hacer una evaluación bajo condiciones hipotéticas de los beneficios económicos que resultan de la utilización de aguas residuales sin tratar en lugar de agua dulce, en las condiciones especiales que prevalecen en el Valle de Tula. Se ha realizado una propuesta para devolver las aguas subterráneas hacia Ciudad de México desde los acuíferos del Valle de Tula (Jiménez *et al.*, 2004).

Se trataría de agua que ha pasado por los procesos de aireación en ríos, sedimentación en embalses, eliminación parcial de nutrientes que son absorbidos por los cultivos y filtración en el terreno al percolar hacia los acuíferos después de haberse usado en el riego. Sin embargo, propuestas como éstas para el intercambio de derechos de agua entre sectores aún no son viables por razones hidrológicas y legales en México. En primer lugar, el Valle de Tula se encuentra aguas abajo de Ciudad de México y sería prohibitivo extraer agua para que llegue a la ciudad. En segundo lugar, los agricultores del Valle de Tula carecen de poder legal para comercializar derechos de aguas subterráneas locales a cambio de aguas residuales tratadas o de cualquier otro beneficio. En el momento en que el agua llega a un curso de agua nacional, su jurisdicción se revierte al gobierno federal que tiene el poder de conceder (y en la práctica ha concedido) el agua a terceros que cuenten con derechos de uso válidos. Un ejemplo es el proyecto hidroeléctrico Zimapán en 2004, con una concesión de 839 hm<sup>3</sup> año<sup>-1</sup> de aguas residuales sin tratar, que abarca

los retornos del riego además de los cursos de agua provenientes de las lluvias locales. Existen otros derechos aguas abajo en la ciudad de Tampico y más allá. En tercer lugar, los agricultores del Valle de Tula tienen derechos legales para recibir las aguas residuales, tratadas o sin tratar, por lo cual es difícil visualizar a cambio de qué se haría el intercambio de aguas subterráneas. No obstante, todos los vertidos de aguas residuales deben cumplir con la norma oficial mexicana NOM-001-ECOL-1996 que establece límites máximos de contaminantes que se pueden verter en las masas de aguas nacionales. La Ley Federal de Derechos dispone que quienes vierten aguas residuales que excedan las concentraciones de contaminantes permitidas deben pagar, de acuerdo con el “Principio de Quien Contamina Paga”.

La mayor parte los cultivos en los valles de México y Tula son cultivos industriales y de tallo largo. En el valle de México el plan de cultivos generalmente es de 58% de maíz, 30% de alfalfa verde, 5% de avena para forraje, 2% de pasto, 2% de cebada y el resto, diversos cultivos. En el valle de Tula, el patrón de cultivos típico es de 42% de alfalfa verde, 39% de maíz, 7% de pasto, 3% de avena para forraje, 2% de cebada y el resto corresponde a diversos cultivos. El riego por surcos es el método principal que se utiliza en ambos valles. La sinergia entre los valles de Ciudad de México y de Tula fue dándose a partir de la necesidad de drenar las escorrentías de la cuenca en que se encuentra la ciudad. Inicialmente, siglos atrás, se limitaba a la descarga de agua dulce desde los caudales de cursos de agua de la ciudad, pero con el tiempo las aguas residuales también pasaron a formar parte de este caudal. Mediante esto último, la ciudad ahorra dinero en cuanto al costo de tratamiento de las aguas residuales urbanas, al mismo tiempo que los agricultores se beneficiaban al aplicarla a la tierra (*tratamiento natural* de las aguas residuales). Existen beneficios para ambas partes. Ciudad de México ahorra el costo de tratamiento del agua, pero además se libera de los volúmenes de agua excesivos que no puede almacenar y reutilizar dentro del área metropolitana. El Valle de Tula, por su parte, obtiene un beneficio económico al economizar en fertilizantes a partir del uso de aguas cargadas de nutrientes y materia orgánica que mejora sus suelos. Aumenta también la infiltración de agua hacia sus acuíferos, el caudal base de sus cursos de agua y la producción de los manantiales. Por el lado de los efectos negativos, la región de Tula ha experimentado (en 1991) problemas de salud pública entre los trabajadores agrícolas que no utilizan guantes ni botas, usuarios domésticos de agua que no

estaban conectados a los servicios de agua municipales y agricultores que plantaron y vendieron cultivos no autorizados (Winpenny *et al.*, 2013).

### 2.5.2.1 MEJORA DE LA CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL EN LA INFRAESTRUCTURA HIDROAGRÍCOLA

Por lo general se ha observado una reducción y retención de algunos contaminantes en el paso del agua residual por presas y canales. Debido principalmente a: sedimentación, por separación física de sólidos sedimentables. En canales la sedimentación se propicia en velocidades lentas de la masa de agua, y en presas con tiempos grandes de retención del agua; dilución por mezcla con agua de mejor calidad o con agua de precipitación pluvial; descomposición aerobia y anaerobia, ejercida por microorganismos presentes en las aguas residuales, para estabilizar la materia orgánica; Aireación ejercida en caídas, saltos y flujos lineales y rotatorios, turbulentos, en canales, y la ejercida en la superficie de los vasos de almacenamiento por el efecto directo del viento; asimilación de metales y sustancias nutrientes por malezas acuáticas en vasos de almacenamiento; decrecimiento y mortandad de microorganismos patógenos en el recorrido por una corriente o en el almacenamiento del agua, de acuerdo a sus tiempos de sobrevivencia.

En los estudios realizados en cuanto a la remoción y retención de contaminantes en la infraestructura hidroagrícola (presas y canales) del Distrito de Riego 063 de Mixquiahuala, Hgo., se han encontrado los resultados que se muestran en el cuadro 9.

---

Cuadro 9 Remoción y retención de contaminantes en presas y canales del Distrito de Riego 063 de Mixquiahuala, Hgo.

<b>Presas</b>	
<b>BBO<sub>sol</sub></b>	43% Demanda bioquímica de oxígeno, soluble
<b>BQO<sub>sol</sub></b>	35% Demanda química de oxígeno, soluble
<b>SST</b>	50% Sólidos suspendidos totales
<b>SDT</b>	40% Sólidos disueltos totales
<b>CF</b>	50% Coliformes fecales
<b>Canales</b>	
<b>BBO<sub>sol</sub></b>	60%

<b>SST</b>	45%
<b>CF</b>	50%

Fuente: CONAGUA (2010).

Con respecto a canales, las remociones por km, de acuerdo al gran canal, estarían del orden 0.15 a 1.0% de remoción de SST por km recorrido. Con relación a patógenos, en condiciones experimentales, se han observado reducciones importantes de enterobacterias y virus en tiempos de recorrido del agua residual sobre 40 días. Aunque otros estudios han mostrado la presencia de enterovirus a 13 km de la fuente de contaminación en canales navegables de Houston, E.U.A., por otro lado se han encontrado virus entéricos a 300 km y a más de 7 días de transporte río abajo de su origen en una investigación en Alaska (CONAGUA, 2010).

## 2.6 SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Debido a los grandes volúmenes de aguas residuales que se generan en prácticamente todo el mundo, en la actualidad se cuenta con múltiples sistemas de tratamiento, los cuales permiten reducir su carga contaminante y revertir los efectos negativos que producen sobre el medio ambiente.

Los sistemas de tratamiento se pueden clasificar en tratamientos físicos, para remover sólidos sedimentables y suspendidos; químicos, para remover materia orgánica y; biológicos, para remover nitrógeno y fósforo o sólidos suspendidos (Cuadro 10).

Cuadro 10 Sistemas de tratamiento de aguas residuales físico, químico y biológico

Contaminantes	Proceso o sistema de tratamiento	Clasificación
Sólidos suspendidos	Cribado y desmenuzado	F
	Sedimentación	F
	Flotación	F
	Filtración	F
	Coagulación/sedimentación	Q/F
Orgánicos biodegradables	Lodos activados	B
	Filtro percolador	B
	Discos biológicos rotatorios	B
	Lagunas aeradas	B
	Lagunas de oxidación	F/B
	Filtración en arena	B/Q/F
	Físico/Químico	F/Q

Patógenos	Cloración	Q
	Ozonación	Q
Nutrimentos Nitrogeno	Nitrificación y desnitrificación con biomasa suspendida	B
	Nitrificación y desnitrificación con biomasa fija	B
	arrastre con amoníaco	Q/F
	Intercambio iónico	Q
	Cloración en el punto de quiebre	Q

F, físico; Q, químico; B, biológico. Fuente: Moeller *et al.*, 2011.

Es decir, para depurar el agua, se requieren de diversas etapas. La primera de ellas, se conoce como tratamiento primario y elimina los materiales sólidos flotantes y sedimentables. En el tratamiento secundario, se utilizan procesos químicos y biológicos para excluir la mayor parte de la materia orgánica. En el tratamiento terciario o avanzado, se emplean combinaciones adicionales de los procesos y operaciones unitarias, a fin de remover elementos químicos como el nitrógeno y el fósforo, ya que éstos, se reducen poco en los tratamientos secundarios.

Sin embargo, algunos procesos, como es el caso de la floculación y la sedimentación, se pueden utilizar en el tratamiento secundario y no necesariamente en un método primario aislado.

### 2.6.1 TRATAMIENTO FÍSICO DE LAS AGUAS RESIDUALES

Algunos de los tratamientos físicos son: cribado, regulación, sedimentación, flotación, filtración, evaporación, adsorción, desorción y extracción (Noyola *et al.*, 2013 y Ramalho, 1996), los cuales permiten separar materiales grasos flotantes y sólidos en suspensión y con ello facilitar las siguientes etapas del tratamiento. Los procesos físicos avanzados y de vanguardia que se utilizan en los tratamientos del agua son los de membrana, que se apoyan con el paso selectivo del agua a través de membranas semipermeables (CSIC, 2008 y Trapote y Martínez, 2012).

De acuerdo a las investigaciones se reporta la remoción de colorantes, en su mayoría, de efluentes residuales textiles, farmacéuticos y alimenticios con el uso de membranas, en las que los procesos que se sugieren son los de microfiltración (MF) y ultrafiltración (UF). En algunos casos donde se requiere una mayor calidad en el agua se propone la nanofiltración (NF) (Marcucci *et al.*, 2001; Trapote y Martínez, 2012), mientras que la osmosis inversa se emplea para procesar alpechines (Reimers, 1983; Martínez *et al.*, 1992).

### **2.6.1.1 CRIBADO**

Esta técnica se emplea para reducir sólidos de tamaños distintos que se encuentran suspendidos en el agua (Ramalho, 1996). En estos sistemas se utilizan cribas (mallas o rejillas), son de un material anticorrosivo para evitar su desgaste con la fricción del agua y tienen aberturas, que dependen del tamaño del material que se quiere remover. Esto también influye en la distancia que existe entre éstas en el sistema de tratamiento.

Las cribas se deben localizar en un depósito que tenga su base a mayor profundidad de la parte inferior de la tubería, con inclinación a fin de disminuir la presión del agua a 0.45 m/s y se obtenga mayor superficie de contacto con la rejilla. El agua prosigue su curso por medio de ductos que se ubican al otro lado de la rejilla o por medio de bombas que suben el agua.

Las rejillas de finos tienen aberturas de 5 mm o menos. Generalmente se fabrican con una malla metálica de acero, o con base en placas o chapas de acero perforado y se usan muchas veces en lugar de tanques de sedimentación. Sin embargo, aunque se puede eliminar de 5-25 % de sólidos en suspensión, de un 40-60 % se eliminan por sedimentación.

Las rejillas o cribas de gruesos tienen aberturas que pueden oscilar entre 4 y 8 cm. Se usan como elementos de protección para evitar que los sólidos de grandes dimensiones dañen las bombas y otros equipos mecánicos.

La limpieza de las rejillas se hace manual o mecánicamente, mientras que los productos que se obtienen, se destruyen por incineración, se tratan por procesos de digestión anaerobia o se dirigen directamente al vertedero.

### **2.6.1.2 FILTRACIÓN**

La filtración es un proceso básico en la industria química que se puede emplear en diversos fines, como en la preparación de café, la clarificación del azúcar o el tratamiento de aguas residuales. Consiste en hacer pasar el agua a través de un medio poroso (por lo regular de arena), en el cual actúan una serie de mecanismos de remoción, cuya eficiencia depende de las características de la suspensión y del medio poroso.

El líquido a filtrar se conoce como suspensión; el líquido que se filtra, filtrado; y el material sólido que se obtiene en el filtro, residuo.

Este proceso se utiliza como único tratamiento cuando las aguas son muy claras o como proceso final de pulimento en el caso de aguas turbias. En la filtración se emplean diversos tipos de material filtrante: filtros granulares como arena (más común), carbón triturado, la antracita, el granate, la magnetita, el carbón activado, la cáscara de arroz, la cáscara de coco quemada y molida y también el pelo de coco (en el caso de los filtros rápidos); láminas filtrantes de papel o filtros trenzados de tejidos y redes de alambre; filtros rígidos como los que se forman al quemar ladrillos o arcilla (barro) a baja temperatura; y filtros conformados por membranas semipermeables.

Éste tipo se usa para separar sólidos dispersos mediante diálisis, mientras que los filtros lentos más efectivos para materiales no putrescibles, requieren el uso exclusivo de arena.

### **2.6.1.3 FLOTACION**

En el tratamiento de aguas residuales, la flotación se emplea para eliminar la materia suspendida (especialmente grasas, aceites, turbiedad y color) y para concentrar los lodos biológicos. Este proceso tiene ventaja sobre la sedimentación, la cual consiste en eliminar más partículas pequeñas o de lenta deposición, en menor tiempo.

La separación se consigue al introducir microburbujas de gas (normalmente aire o sustancias espumantes) en la fase líquida. Éstas se adhieren a las partículas y la atracción que experimenta el conjunto partícula-burbuja de aire hace que suban hasta la superficie del líquido. Así, se produce el ascenso a la superficie, de partículas cuya densidad es mayor que la del líquido, pero también favorece el ascenso de aquéllas de densidad inferior, como el caso del aceite en el agua.

### **2.6.1.4 SEDIMENTACION**

Es una de las operaciones unitarias que más se utilizan en el tratamiento de las aguas residuales, consiste en promover condiciones de reposo en el agua para remover, mediante la fuerza gravitacional, las partículas en suspensión cuyo peso específico es superior al del agua. Este

proceso se realiza en los desarenadores, presedimentadores, sedimentadores y decantadores; en estos últimos, con el auxilio de la coagulación.

En el diseño de sistemas de tratamiento por sedimentadores, es necesario obtener un efluente clarificado, pero también, un lodo concentrado para facilitar su manejo.

Conforme la concentración y la tendencia en la interacción de las partículas, se pueden producir cuatro tipos de sedimentación: discreta, floculenta, de retardo o zonal y por compresión.

De acuerdo a Noyola *et al.*, 2013, las cifras de remoción que comúnmente se alcanzan en aguas residuales municipales a través de este proceso son: 60% de sólidos suspendidos y 30 % de la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO<sub>5</sub>).

#### **2.6.1.5 TECNOLOGÍAS DE MEMBRANA**

El desarrollo de los procesos de membranas es relativamente reciente, se consideran como una tecnología de vanguardia y están utilizándose en los tratamientos avanzados del agua para la separación de contaminantes y micro contaminantes mediante el paso selectivo del agua a través de membranas semipermeables (CSIC, 2008). En los últimos años, en la década de los 50, Reid y Breton (Applegate, 1984) descubrieron que las membranas de acetato de celulosa tenían la capacidad de rechazar sales. Sin embargo, el flujo de agua era demasiado bajo. A principios de la década de los 60, Loeb y Sourirajan consiguieron desarrollar las membranas asimétricas de acetato de celulosa para ósmosis inversa que permiten producir agua dulce a partir de agua de mar o de agua salobre (Applegate, 1984). Estas membranas de primera generación, tenían dos limitaciones principales: eran muy sensibles al ataque biológico y a los cambios de pH, además de no soportar bien los oxidantes y las temperaturas elevadas (Applegate, 1984). Las membranas de segunda generación aparecieron en el mercado tras los trabajos de Michaels (1968). Fabricadas a partir de polímeros, eran anisótropas y presentaban resistencias química, mecánica, térmica y bacteriológica superiores a las de primera generación, resultando siendo sensibles al pH, a las temperaturas extremas, al cloro y a las presiones elevadas. La tercera generación de membranas nació como consecuencia de la crisis energética de los años 70 y del desarrollo de la energía nuclear en Francia para enriquecer isotópicamente el hexafluoruro de uranio por difusión

gaseosa. Estas membranas son asimétricas, de estructura compuesta con una fuerte cohesión interatómica que le confiere gran resistencia a la temperatura y a los agentes químicos.

A parte de la filtración, los procesos de separación con membranas se pueden clasificar de acuerdo a Ribeiro *et al.*, (2007), con el tamaño de los poros (Figura 1): en microfiltración (4-0.2 mm), ultrafiltración (0.2-0.02 mm), nanofiltración (< 0.02 mm) y ósmosis inversa (< 0.002 mm).

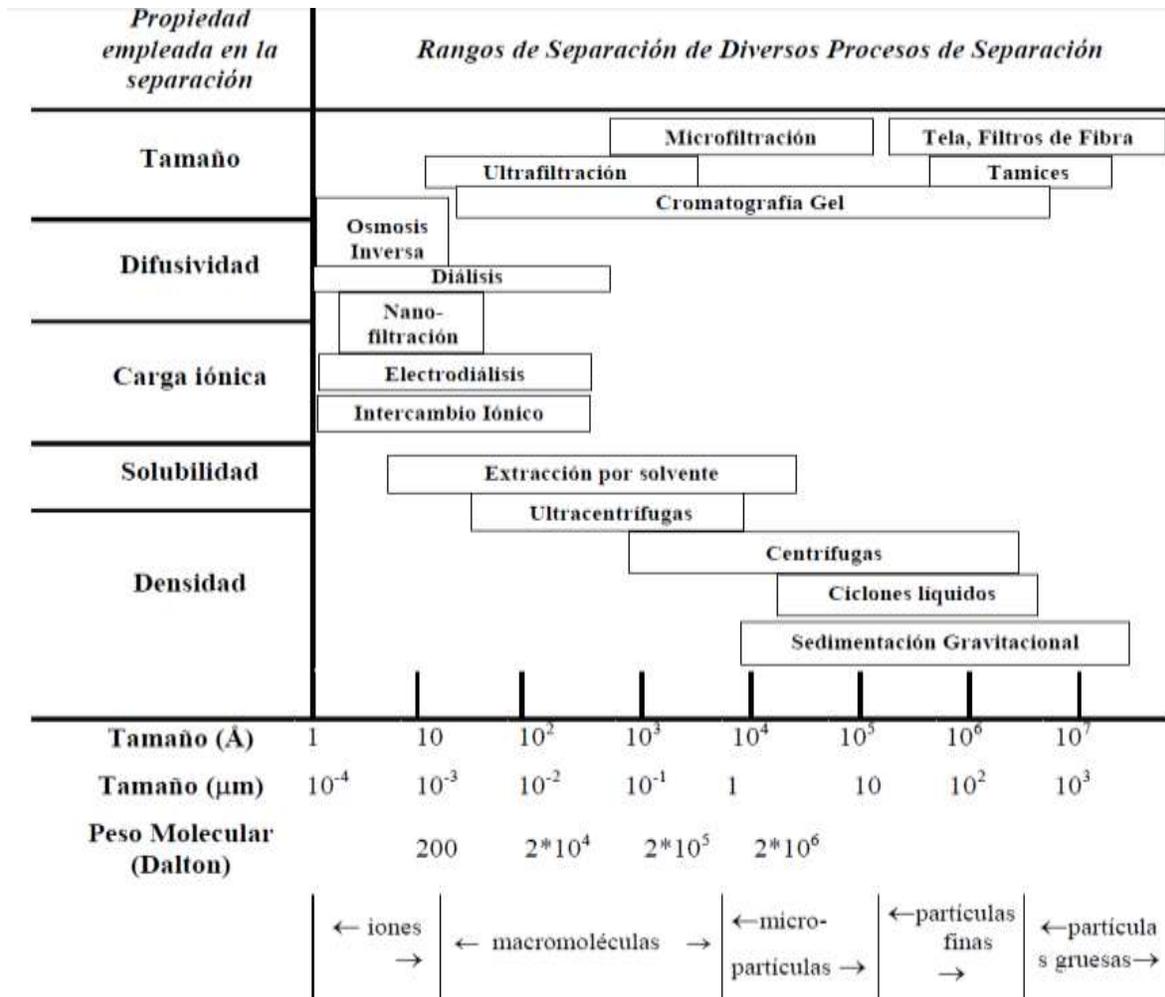


Figura 1 Espectro de procesos de separación con membranas

Fuente: Gehlert et al., 2007

### 2.6.1.5.1 MICROFILTRACIÓN

La microfiltración (MF) es una técnica de filtración por membrana que permite retener partículas en el rango de 0,02-10 mm (Bailey *et al.*, 1994). El proceso puede ser llevado a cabo en dos tipos de configuraciones: frontal y tangencial. Las presiones suelen ser mucho más bajas que hace unos años, no superando los 2 bares y, a menudo, están alrededor de 0.5 bar (Elmaleh y Abdelmoumni, 1997). La MF separa esencialmente partículas en suspensión que forman una capa sobre la pared de la membrana.

#### **2.6.1.5.2 ULTRAFILTRACION**

Las membranas de ultrafiltración son eficaces separando moléculas orgánicas de alto peso molecular, bacterias y virus, la mayor parte de microorganismos patógenos y en general, toda partícula de tamaño superior a 0.01  $\mu\text{m}$ . El mecanismo de funcionamiento básico es la filtración pero las tasas de separación de grandes iones divalentes y monovalentes son mayores por el papel más significativo que juega la difusión. Este proceso está adquiriendo gran protagonismo en la etapa de pretratamiento de la desalación por ósmosis inversa e incluso, de la nanofiltración.

En la ultrafiltración, el influente se conduce al sistema por baja presión, donde membranas especiales de alta resistencia lo reciben para deliberarlo de materiales de alto peso molecular y sólidos suspendidos. Los fluidos viajan por la superficie de las membranas en forma horizontal a muy alta velocidad impidiendo la formación de lodos que obstaculicen y le resten eficiencia a las membranas.

Los sistemas de ultrafiltración son capaces de remover más de 90 % de los contaminantes, remueven aceite emulsionado, refrigerantes y sólidos suspendidos. El agua tratada mediante este sistema tiene una turbidez prácticamente nula. La presión de trabajo en este caso es de 0,8-3,5 atm, son de capacidad variable (50-180.000 gdp), lo que permite reducir costos de disposición o reciclado en 10 %.

#### **2.6.1.5.3 NANOFILTRACIÓN**

Las membranas de nanofiltración (o ablandamiento por membrana) presentan un comportamiento intermedio con poros de tamaño inferior a 5 nm y se emplea cuando se quiere eliminar prácticamente la totalidad de los sólidos disueltos. Tienen la capacidad de separar los

contaminantes en función de la carga eléctrica: los iones monovalentes pueden normalmente atravesar la membrana, mientras que aquellos con carga superior son rechazados.

Es decir, esta tecnología es eficaz para separar iones divalentes (como calcio y magnesio que causan la dureza del agua), grandes iones monovalentes y moléculas orgánicas en general. Los iones con dos cargas positivas se eliminan más efectivamente que aquellos que tienen solo una, como el sodio, potasio y cloro.

Debido al pequeño tamaño de los poros de sus membranas y al predominio del mecanismo de la difusión, puede separar cualquier partícula de tamaño superior al nanómetro ( $0,001 \mu\text{m}$ ). La presión de operación en este caso es mayor que las filtraciones anteriores llegando hasta 3.5 y 10 atm.

#### **2.6.1.5.4 OSMOSIS INVERSA**

La ósmosis inversa (OI) es un proceso de membrana muy empleado en el tratamiento de aguas. La OI es capaz de rechazar contaminantes o partículas con diámetros de  $0,0001 \mu\text{m}$ . Es de difusión controlada, porque la transferencia de masa de iones a través de las membranas está controlada por difusión. Con ósmosis inversa es posible remover sales (binarias y monovalentes), durezas, patógenos, turbidez, Subproductos Precursores (SPP), Compuestos Orgánicos Sintéticos (COS), pesticidas y la mayoría de los contaminantes del agua. Ningún proceso presenta un tratamiento universal para todos los contaminantes; la mayoría de los gases disueltos, tales como, el Sulfuro de Hidrógeno y el Dióxido de Carbono, así como algunos pesticidas, pasan a través de las membranas de OI, sin embargo, la tecnología de membranas de OI es la que más se puede utilizar para remover los contaminantes del agua.

La turbidez, dureza y color son contaminantes que pueden ser retirados por OI. Sí las partículas que producen la turbidez no son retenidas en el pretratamiento, ensucian la membrana, haciendo costoso el proceso. Algunos pesticidas clasificados como contaminantes pueden ser eliminados bajo determinadas condiciones de trabajo, además ha demostrado ser capaz de rechazar todos los virus, bacterias, quistes y otros organismos patógenos, aunque se utilizan poco para la eliminación de agentes patógenos biológicos porque se obtienen los mismos rendimientos con procesos más económicos, como la MF o la UF. La OI y rechaza todo lo que esté fuera del límite

del tamaño iónico. Aunque se ha detectado la presencia de bacterias en muestras de permeado de plantas piloto de OI, esto no significa que los organismos patógenos no sean rechazados por estas membranas, sino que no pueden mantenerse condiciones estériles en la operación. Además, las bacterias en crecimiento pueden pasar a través de los efectos de estas membranas (Trejo, 2008), ver cuadro 11.

Cuadro 11 Contaminantes que se pueden separar con estas tecnologías de membrana.

	<b>Microfiltración (MF)</b>	<b>Ultrafiltración (UF)</b>	<b>Nanofiltración (NF)</b>	<b>Osmosis inversa (OI)</b>
<b>Presión (atm)</b>	0.4-2	0.8-3.5	3.5-10	>10
<b>tamaño de poro (µm)</b>	0.2-2.0	0.001 -0.1	0.001-0.01	<0-001-0.01
<b>Contaminantes</b>	Sólidos en suspensión	Si	Si	Si
	Sólidos disueltos	No	No	Algunos
	Bacterias y protozoos	Si	Si	Si
	Virus	No	Si	Si
	Materia orgánica disuelta	No	No	Si
	Hierro y manganeso	Si, si se oxida	Si, si se oxida	Si
	Dureza	No	No	Si

Fuente: Trapote y Martínez, 2012

La microfiltración, ultrafiltración y la ósmosis inversa utilizan como criterio de separación la diferencia de tamaño de los solutos, y la fuerza impulsora de estos procesos es la diferencia de presión. El mecanismo de selectividad es análogo a un efecto tamiz; es decir, existe un tamaño aproximado de moléculas o partículas al cual las moléculas son retenidas por la membrana (rechazo), mientras aquellas especies de tamaño inferior la atraviesan acompañadas por el disolvente (filtrado o permeado). Es preciso destacar que la selectividad cambia cuando una capa dinámica se deposita sobre la membrana. Esta capa puede ser mucho más selectiva que la propia capa activa, por lo que es común operar con una membrana de microfiltración con una selectividad de ultrafiltración (Elmaleh y Naceur, 1991).

La microfiltración y la ultrafiltración son procesos muy similares en sus principios, y solo se diferencian por el tamaño de poro y por el tipo de compuestos que son capaces de separar. Las membranas empleadas en ultrafiltración pueden tener poros en el rango de 1 a 500 nm mientras

en el caso de la microfiltración el intervalo está situado entre 0.05 y 10 mm. En la práctica, existe una cierta indeterminación en lo referente a los límites de cada operación dado los fenómenos de selectividad de la capa dinámica. En ósmosis inversa la separación se efectúa gracias a la diferencia de afinidad entre los compuestos de la alimentación por la diferencia de difusividades a través del filtro (Van den Berg y Smolders, 1988).

La filtración membranaria es empleada en la actualidad a gran escala, para clarificar efluentes biológicos (eliminación de precipitados en suspensión o retención de microorganismos), fraccionar, concentrar o purificar las soluciones macromoleculares en las industrias alimenticia y farmacéutica, tratar efluentes industriales (producción de agua potable, separación de aceite-agua, recuperación de pinturas).

## **2.6.2 TRATAMIENTO QUÍMICO DE LAS AGUAS RESIDUALES**

En estos procesos se presentan transformaciones de los contaminantes del agua residual, mediante reacciones químicas. Con la finalidad de alcanzar los objetivos de tratamiento, estos procesos químicos unitarios se llevan a cabo en conjuntamente con operaciones físicas unitarias. Algunos de los procedimientos químicos son: coagulación desinfección, **floculación**, intercambio iónico, ósmosis inversa, oxidación-reducción, precipitación química y reducción electrolítica.

### **2.6.2.1 COAGULACION**

Se refiere a la desestabilización de los coloides por la acción de reactivos químicos. El estado coloidal se caracteriza por su alta superficie específica, de forma que las moléculas del coloide se unen con moléculas del disolvente y se impide su agregación. Los coloides hidrófobos se estabilizan mediante la formación de capas de iones. El procedimiento más empleado para desestabilizar los coloides es la utilización de reactivos químicos, se utiliza principalmente para remover la turbiedad y el color.

Los factores que afectan al proceso de coagulación son el pH, el contenido en sales y su tipo, la alcalinidad, la naturaleza del coloide, la temperatura y el grado de agitación. Los coagulantes que se emplean en el tratamiento de agua son:

- Compuestos de aluminio como sulfato de aluminio, policloruros de aluminio y aluminato sódico.
- Compuestos de hierro como sulfato férrico, ferroso y cloruro férrico.
- Coagulantes orgánicos de tipo polielectrolito.
- Mezclas de los anteriores, específicos para cada caso.

### **2.6.2.2 DESINFECCIÓN**

Este proceso consiste en destruir en forma selectiva a los organismos que causan enfermedades. Es importante señalar que no se destruyen todos los organismos, por lo que esterilizar el agua, es la mejor forma de eliminar la totalidad de los organismos.

En el campo de las aguas residuales, existen tres categorías de organismos entéricos y de origen humano, que generan enfermedades: las bacterias, los virus y los quistes amebianos. Las enfermedades bacterianas típicas que se transmiten por el agua son el tifus, cólera, paratífus y disentería bacilar. Entre las enfermedades que se producen por virus se encuentran la poliomielitis y la hepatitis infecciosa.

La desinfección se puede realizar con diversos agentes como el cloro, cloruro de bromo, ozono, ultravioleta y yodo.

### **2.6.2.3 DESINFECCIÓN CON OZONO**

Las concentraciones de ozono que se pueden obtener a partir del aire como de oxígeno puro, son tan bajas, que la eficacia en la transferencia a la fase líquida representa un aspecto económico importante. Es decir, se emplean tanques de contactos cubierto y profundo, desde los que el ozono proviene en forma de finas burbujas, que mezclan el agua residual y consiguen una transferencia y uso máximos del ozono.

Un sistema de tratamiento mediante difusores de ozono, puede conseguir porcentajes de transferencia entre 90 y 100 %. Pero los gases que se liberan en la cámara de contacto se deben tratar para destruir el ozono residual, ya que es un gas extremadamente irritante y tóxico. El producto que se genera en la destrucción del ozono es oxígeno puro, se puede reutilizar si se emplea como fuente para la generación de ozono (Figura 2).

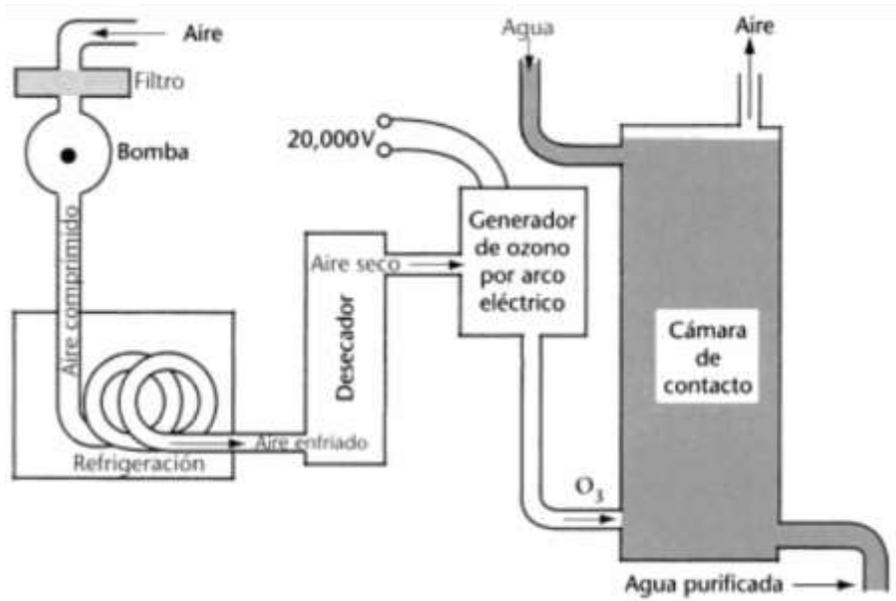


Figura 2 Sistema de tratamiento de desinfección del agua por ozono.

Fuente: Stanley, 2006.

#### 2.6.2.4 DESINFECCION CON RADIACION ULTRAVIOLETA

En la desinfección con radiación ultravioleta no se emplean agentes químicos por lo que es ampliamente seguro. En este proceso se debe evitar que se formen incrustaciones en los tubos de cuarzo que encierran las lámparas de radiación ultravioleta, ya que tienden a reducir la efectividad y fiabilidad del sistema.

#### 2.6.2.5 DESINFECCIÓN CON CLORURO DE BROMO

El cloruro de bromo es un producto químico corrosivo y peligroso, que requiere cuidados especiales en su transporte, almacenamiento y manejo. Sin embargo, debido a su menor velocidad de vaporización, el cloruro de bromo es menos peligroso que el cloro y menos corrosivo para el acero, lo que permite usar los conductos y contenedores que se emplean en el manejo del cloro.

### **2.6.2.6 INTERCAMBIO IONICO**

Este proceso consiste en un intercambio de iones entre la sustancia que desea remover y un medio sólido a través del cual se hace pasar el flujo de agua. Este es el caso del ablandamiento del agua mediante resinas, en el cual se realiza un intercambio de iones de calcio y magnesio por iones de sodio, al pasar el agua a través de un medio poroso constituido por zeolitas de sodio. Cuando la resina se satura de iones de calcio y magnesio, se regenera al introducirla en un recipiente con una solución saturada de sal.

### **2.6.2.7 OXIDACION QUÍMICA**

La oxidación química reduce la toxicidad de los contaminantes. Entre los oxidantes más comunes se encuentran el permanganato, el ozono y el peróxido de hidrógeno. La degradación química de compuestos orgánicos resistentes puede tomar varias formas:

- Degradación primaria: en la que se presenta un cambio estructural en el compuesto primario, lo que deriva en la biodegradabilidad del contaminante.
- Degradación aceptable: la degradación se limita en reducir la toxicidad de los contaminantes.
- Degradación última: resulta de una degradación completa a  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  y otros compuestos orgánicos.

El empleo de oxidantes químicos para producir la degradación última de los compuestos orgánicos puede ser costoso, por lo que la degradación primaria o aceptable de los compuestos se puede llevar a cabo con una baja demanda de oxidante y complementar con un tratamiento biológico, que puede representar una solución ambiental y económicamente efectiva.

### **2.6.2.8 PRECIPITACION QUÍMICA**

La precipitación química es el tratamiento más común que se utiliza para reducir o eliminar compuestos insolubles en el agua residual, se facilita su sedimentación mediante el aporte de reactivos.

Este proceso se divide en tres etapas: coagulación, floculación y sedimentación. La fuerza entre las partículas de los contaminantes se reduce o elimina al agregar productos químicos, lo que favorece la interacción de partículas a través del movimiento molecular y el agitación físico.

Esta mezcla permite que se disperse el producto químico en el agua, el choque de partículas con la subsecuente formación de agregados de mayor tamaño (coagulación). Las sustancias químicas que se añaden se denominan coagulantes y tienen dos propósitos básicos: desestabilizar las partículas para favorecer su interacción y promover los agregados.

Después de un periodo de mezcla rápida, se requiere disminuir su velocidad a fin de que se formen flóculos de mayor tamaño (si la velocidad de mezcla es alta, los flóculos se destruyen por contacto físico en exceso). Este proceso se denomina floculación.

Una vez que se forman los flóculos, ocurre la precipitación. Donde los sólidos se separan del líquido por sedimentación, lo que permite observar dos capas claramente diferenciables que se pueden separarse fácilmente: una sólida y una líquida.

La precipitación química se fundamenta en la solubilidad de los diferentes tipos de iones en el agua. Así, cuando se agregan estos compuestos a aguas residuales que contienen metales, se forman hidróxidos o sulfuros de metal, cuyas solubilidades son limitadas en el agua. Para que éstos se formen, se agregan reactivos que elevan el pH, como cal o hidróxido sódico. En este proceso se pueden utilizar los siguientes elementos para eliminar los contaminantes: calcio y magnesio (dureza), compuestos silicatados, fluoruros y fosfatos, metales pesados (BUREAU-VERITAS, 2008.).

El proceso de coagulación se ejecuta en estanques con impulsores rotativos para la mezcla inmediata, aunque se pueden utilizar batidores y bombeadores. En la floculación se emplean estanques con palas que permitan agitar y favorecer una lenta formación de agregados. En la sedimentación, se utiliza una unidad clarificadora con placas inclinadas (separador de láminas) o tubos, las que funcionan mediante gravedad y cuyo mantenimiento y costo de instalación, es mínimo.

La precipitación química se utiliza para remover la mayoría de los metales de las aguas residuales, así como algunas especies aniónicas (sulfatos y fluoruros). Los compuestos orgánicos en las aguas residuales pueden formar complejos de metal y reducir la eficacia de este tipo de tratamiento, en cuyo caso se deben realizar estudios a nivel laboratorio o de proyecto piloto para determinar los métodos de tratamiento apropiados para romper el complejo y hacer que se precipite el metal.

### **2.6.3 TRATAMIENTO ELECTROQUIMICO DE LAS AGUAS RESIDUALES**

El primer uso de la electricidad para el tratamiento de agua se propuso en el Reino Unido en el año 1889, fecha a partir de la cual, se comenzaron a desarrollar diferentes técnicas electroquímicas en el tratamiento de efluentes, principalmente como tecnologías para la recuperación de metales, metales pesados y en el tratamiento para agua de consumo (Chen, 2004).

Las principales técnicas electroquímicas son: la electrocoagulación, electrodeposición, electrodiálisis, electrofloculación, la electroflotación y la oxidación directa o indirecta. Éstas se utilizan en el tratamiento de aguas residuales y efluentes gaseosos debido a los bajos costos y las ventajas técnicas que presentan estos métodos (Zumdahl y Zumdahl, 2000).

Las reacciones electroquímicas son las de reducción-oxidación (redox), se basan en transferencia de electrones entre un conjunto de especies químicas, en las que se distingue una especie oxidante y una reductora, que a su vez alcanzan una forma reducida y una forma oxidada respectivamente (Hurley y Masterton, 1997). Cuando la especie reductora cede sus electrones se convierte en una especie oxidada mientras la que capta los electrones se convierte en una especie reducida (Hurley y Masterton, 1997).

La mayoría de los compuestos inorgánicos cuando se disuelven en agua o en otros líquidos se ionizan, es decir, sus moléculas se disocian en componentes cargados positiva y negativamente, lo que genera la propiedad de conducir una corriente eléctrica (Rajeshwar, 1997).

Si en una solución de un electrolito o un compuesto ionizable, se instalan un par de electrodos y una fuente de corriente directa se conecta entre ellos, los iones positivos se mueven hacia el

electrodo negativo y los iones negativos hacia los positivos (se oxidan o se reducen) y se transforman en moléculas o átomos neutros.

En las reacciones electroquímicas ocurren intercambios entre los electrones de los electrodos y los iones o moléculas de la solución, mediante la aplicación de una diferencia de potencial, que genera una corriente donde los electrones fluyen desde el punto más negativo hasta el más positivo.

Para que las reacciones electroquímicas se lleven a cabo inevitablemente ocurrirá la polarización de los electrodos, la cual se define como la desviación del potencial aplicado respecto al potencial de equilibrio por el paso de corriente. Este cambio de potencial se conoce como sobre potencial y se puede controlar mediante el aumento de la conductividad de la solución, el área efectiva de los electrodos o la distancia entre ellos (Hurley y Masterton, 1997).

### **2.6.3.1 ELECTROCOAGULACION**

La electrocoagulación es un método electroquímico usado para el tratamiento de aguas residuales que se usa para remover un amplio número de contaminantes (Holt *et al.*, 2005). Implica varios fenómenos químicos y físicos y usa electrodos para proveer iones al agua residual que se desea tratar (Mollah *et al.*, 2004).

En esta técnica, el coagulante que se genera 'in situ' debido a una reacción de oxidación del ánodo y las especies cargadas o metales pesados, se pueden remover del efluente debido a la reacción entre iones con carga opuesta o, a la formación de flóculos de hidróxidos metálicos (Mollah *et al.*, 2001).

La electrocoagulación implica varias etapas (Mollah *et al.*, 2004): (i) Debido a la oxidación del electrodo, se forman coágulos. (ii) Desestabilización del contaminante, partículas en suspensión y rompimiento de emulsiones. (iii) Para lograr la formación de flóculos se agrega partículas desestabilizadas. (iv) Remoción del material contaminante por flotación y sedimentación. En esta técnica cuando un potencial se aplica a los electrodos, los cuales son hechos de diferentes metales, especialmente hierro y aluminio, se genera el siguiente proceso: el hierro o aluminio del

ánodo se disuelve dando origen a iones metálicos, los cuales son hidrolizados inmediatamente para formar hidróxidos o polihidróxidos, estas sustancias son excelentes agentes coagulantes.

La coagulación ocurre cuando estos cationes (hidróxidos y polihidróxidos) son atraídos por las partículas negativas presentes en la solución. Los contaminantes presentes en el agua residual son tratados por medio de reacciones químicas y precipitación o combinación con material coloidal, para después ser removidos por electroflotación, sedimentación o filtración (Mollah *et al.*, 2004).

En la electrocoagulación el agua se hidroliza, produce burbujas de oxígeno en el ánodo y de hidrógeno en el cátodo, las que provocan que los flóculos junto con el contaminante, vayan a la superficie, para una fácil separación (Mollah *et al.*, 2004).

Rosáles *et al.*, (2012) sugiere un proceso de pretratamiento con base en la electrocoagulación para una eliminación primaria de los contaminantes que se concentran en las aguas residuales de la industria textil. Adicionalmente, Zeboudji *et al.*, (2013) y Espinoza-Quiñones *et al.*, (2012), también lo recomiendan para el tratamiento de las aguas residuales, así como para remover metales.

Sin embargo, Gil *et al.*, (2008) mencionan que el tratamiento de  $\text{Cr}^{+3}$  por medio de electrocoagulación, es un proceso viable desde el punto de vista ambiental, en el cual puede obtenerse una eficiencia del 81.99% para una concentración inicial de  $\text{Cr}^{+3}$  en solución de 5456.7 ppm, en un tiempo de reacción de 2 h y para una concentración inicial de  $\text{Cr}^{+3}$  de 3280 ppm en 1 h se puede alcanzar un porcentaje de remoción de  $\text{Cr}^{+3}$  de 99.76%, lo es de gran utilidad en la industria del curtido, donde se encuentran concentraciones muy altas de  $\text{Cr}^{+3}$ .

Este tratamiento aumenta la biodegradabilidad del agua residual original y diluida, degrada la carga orgánica y el carbono orgánico total. Es decir, en la muestra inicial, el porcentaje de degradación llega hasta 50.67% de DQO y 18.97% COT, mientras que en la muestra diluida, hasta 60 % de DQO y 51.23 % (ambos en 60 min).

Los parámetros que tienen mayor influencia en el aumento de la eficiencia de la remoción de  $\text{Cr}^{+3}$  fueron: la distancia entre electrodos, la agitación, interacción distancia electrodos-agitación,

agitación-agitación, concentración inicial, interacción de concentración inicial-concentración inicial, electrodo-electrodo, voltaje y voltaje-voltaje, en donde las interacciones distancia de electrodos-agitación y electrodo-electrodo son directamente proporcionales al porcentaje de remoción de  $\text{Cr}^{+3}$ .

Las interacciones concentración inicial-concentración inicial y voltaje-voltaje, así como la distancia entre electrodos, agitación, concentración inicial y el voltaje son inversamente proporcionales a la variable de respuesta (Gil *et al.*, 2008).

### **2.6.3.2 ELECTRODEPOSICION**

Esta técnica electroquímica se puede utilizar para la galvanoplastia y para realizar recubrimientos de metales costosos sobre metales no costosos, con el objetivo de suministrar diferentes propiedades a la superficie y evitar sobrecostos. Además, es utilizada en la recuperación de metales en industrias mineras, como por ejemplo la recuperación de cobre de las aguas residuales de las minas de cobre. Su mecanismo es muy sencillo y es básicamente una deposición catódica del metal (Stoker, 2007).

### **2.6.3.3 ELECTRODIÁLISIS**

En una celda electroquímica se genera un campo eléctrico que favorece el movimiento de los iones hacia el electrodo de signo contrario. Ese transporte se puede modificar si se incluyen en la celda, membranas que permitan el paso selectivo de determinados iones. Éstas pueden ser aniónicas o catiónicas, en combinación con el campo eléctrico generado en la celda electroquímica, para concentrar o diluir especies químicas ionizadas (orgánicas e inorgánicas) presentes en una disolución. A este proceso unitario de separación se le conoce como electrodiálisis (Susial *et al.*, 2001).

En la Figura 10 se muestra el esquema de una unidad de electrodiálisis de dos compartimentos que ilustra este proceso.

En la Figura 3, la unidad tiene un conjunto de membranas de intercambio iónico (membranas aniónicas y catiónicas) que se disponen alternativamente entre los electrodos, lo que forma dos

tipos de compartimentos: por el compartimento diluido, circula la solución cuyos iones se desea extraer; por el compartimento concentrado, la solución que se está concentrando.

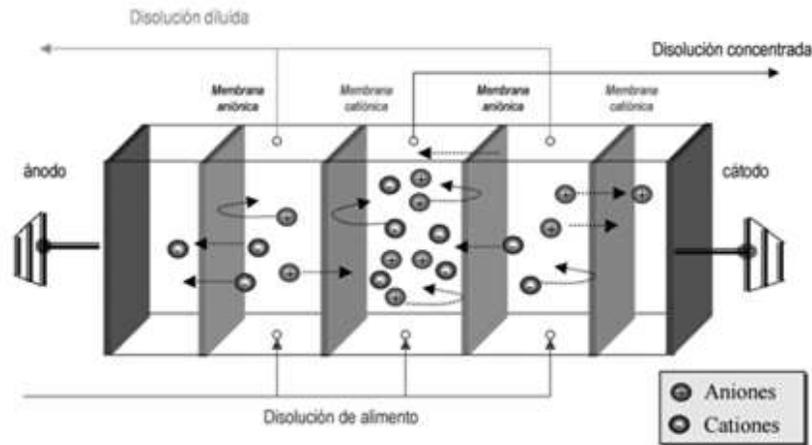


Figura 3 Proceso de electrodiálisis

Fuente: Cañizares et al., 2004

Al aplicar una diferencia de potencial entre los electrodos, los iones migran a través de las membranas. Los aniones se dirigen hacia el ánodo y pueden atravesar las membranas de tipo aniónico, mientras que los cationes se dirigen hacia el cátodo y pueden atravesar las membranas de tipo catiónico. En esta tecnología, la diferencia de potencial aplicada genera el movimiento de los iones. Por esta razón, los criterios para seleccionar los materiales son exclusivamente, la estabilidad y la correspondencia entre precio y tiempo de vida.

El tipo de reactor de mayor uso, es el tipo filtro prensa y la conexión eléctrica de tipo bipolar. En el diseño, la distancia intermembránica debe ser entre 0.5 – 2 mm, para reducir los consumos específicos de energía.

Durante la operación, la densidad de corriente máxima viene determinada por la polarización de las membranas, fenómeno que ocurre al disminuir la concentración de la especie a transportar en la interfase disolución-membrana por debajo de un valor crítico, de modo que no es posible mantener la velocidad de transporte impuesta por la intensidad de corriente. En consecuencia, se

genera un incremento apreciable del voltaje y una disminución de la eficacia del proceso, lo que arriesga la viabilidad económica del mismo.

Además de este fenómeno de polarización, la vida media de las membranas depende del: envenenamiento, por adsorción irreversible de ciertos iones (por ejemplo,  $Mn^{2+}$  en las catiónicas); y por oclusión de los poros de la membrana por electrolitos de gran tamaño.

La electrodiálisis tiene ventajas sobre otras técnicas en el tratamiento de aguas residuales, en las que las especies contaminantes son de naturaleza iónica. No requiere agregar reactivos químicos, ni cambios de fase para separar los iones. Pero se puede aplicar al separar iones no separables por otras técnicas y puede separar iones multivalentes de monovalentes, y a complejados de no complejados.

La operación adecuada de la tecnología permite alcanzar elevadas eficacias de corrientes y concentrar disoluciones de electrolitos hasta 20 %.

En algunas ocasiones se puede combinar los procesos de separación que tienen lugar a través de las membranas con procesos reactivos que ocurren en la superficie electródica. En especial con los procesos de generación de protones y de grupos hidroxilo derivados de la descomposición electródica del agua. Esto da lugar a técnicas combinadas de electrodiálisis-electrolisis.

El principal uso de la electrodiálisis es la desalación de aguas, donde compite con el intercambio iónico, ósmosis inversa y destilación. La electrodiálisis es la mejor de estas tres técnicas en un intervalo de concentraciones de entre 0.5 y 5 g/l de NaCl. También se puede utilizar esta tecnología en la eliminación de los ácidos húmicos en el tratamiento de aguas de abastecimiento. En el tratamiento de efluentes industriales, en la eliminación o concentración de iones metálicos en el tratamiento de aguas residuales de industrias de recubrimientos electrolíticos, en las que los metales son concentrados y devueltos a los baños. Tiene aplicación en la recuperación de la plata contenida en disoluciones de revelado fotográfico y en la eliminación y/o recuperación de ácidos, incluyendo  $H_2SO_4$ , HF, HCl,  $H_3PO_4$  generados en la fabricación de hidrocarburos clorados, regeneración de resinas de intercambio iónico y procesos hidrometalúrgicos.

Por medio de electrodiálisis se reduce 80 % del contenido de sales en vinazas (principal residuo de la producción de etanol; Janusz, *et al.*, 1988) y se remueve potasio completamente ( $<1 \text{ mg/dm}^3$ ). Pero si se combina electrodiálisis con membranas de intercambio catiónico, se disminuye la concentración de sales hasta 98 % (Decloux *et al.*, 2002).

#### **2.6.3.4 ELECTROFLOTACIÓN**

El sistema de electroflotación se realiza en un tanque por el que pasa la corriente a tratar. En el fondo del tanque, se localizan los electrodos de modo que el cátodo queda por encima del ánodo. A través de estos electrodos, circula una corriente eléctrica que provoca la electrólisis del agua con la consiguiente formación de pequeñas burbujas de oxígeno (en el ánodo) y de hidrógeno (en el cátodo).

Dichas burbujas arrastrarán en su trayectoria ascendente hacia la superficie, las pequeñas partículas que se encuentren en suspensión en el efluente a tratar.

Para favorecer la eliminación de los contaminantes se utilizan floculantes antes de tratar el agua en el sistema de electroflotación (Chen, 2000).

#### **2.6.3.5 OXIDACION (DIRECTA O INDIRECTA)**

Existen compuestos difíciles de eliminar, como los aromáticos, colorantes y plaguicidas, los que requieren de métodos especiales para eliminarse de las aguas residuales. En este sentido, se han desarrollado diversas tecnologías como los procesos de oxidación avanzada: fotodegradación-UV mediante UV/TiO<sub>2</sub> (Legrini *et al.*, 1993) y UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>/Fe<sup>3+</sup> (Janssen y Koene, 2002), entre otros.

Estos tratamientos consiguen remover contaminantes orgánicos e inorgánicos de aguas residuales de diferente origen, en donde los contaminantes se destruyen por la oxidación anódica directa o indirecta del proceso. Además se disminuye el color, se reduce la DQO y se remueven compuestos organoclorados.

El estudio de los procesos de oxidación se ha incrementado en las últimas dos décadas, ya que representan una alternativa eficiente para disminuir la cantidad de materia orgánica. Se

fundamenta en el uso de agentes oxidantes como el peróxido de hidrógeno y la generación de radicales hidroxil ( $\text{OH}\cdot$ ), entre otros, los que promueven la descomposición de la materia orgánica y se pueden obtener por diferentes métodos químicos y electroquímicos.

Un ejemplo es la oxidación anódica para la electrogeneración de los radicales  $\text{OH}\cdot$ , los que se producen por la oxidación del agua en el ánodo (Comninellis y Pulgarin, 1993; Do y Chen, 1994; Comninellis y Nerini, 1995), y emplean como ánodos Pt,  $\text{PbO}_2$ ,  $\text{TiO}_2$ ,  $\text{SnO}_2$ .

### **2.6.3.6 FOTOCATALISIS HETEROGENEA SOBRE $\text{TiO}_2$**

Esta tecnología se basa en el uso de un material semiconductor como catalizador, el cual se activa por la luz para generar reacciones redox que pueden modificar químicamente los contaminantes, y los convierten en sustancias más biodegradables e incluso, consiguen su total mineralización, ver figura 4.

El semiconductor que más se utiliza es la forma cristalina anatasa del dióxido de titanio ( $\text{TiO}_2$ ), ya que además de ser el más activo para la fotocatalisis es un material relativamente barato, química y biológicamente inerte y resistente a la fotocorrosión.

El mecanismo fotocatalítico que explica la destrucción de contaminantes orgánicos en soluciones acuosas se presenta en la Figura 11, donde se nota que al iluminar la anatasa  $\text{TiO}_2$  con luz de longitud de onda inferior a 385 nm, un electrón de la banda de valencia se promueve hacia la banda de conducción, y deja un “hueco” positivo en la primera. Este hueco reacciona con agua o iones hidróxido, produce el radical  $\text{OH}$  que se encarga de oxidar la materia orgánica y las bacterias presentes en el agua. Por otro lado, los electrones pueden generar radicales  $\text{OH}$  al reaccionar con peróxido de hidrógeno, o reaccionar con oxígeno molecular para generar el radical superóxido ( $\text{O}_2^-$ ), que también puede colaborar en la oxidación de materia orgánica y de bacterias.

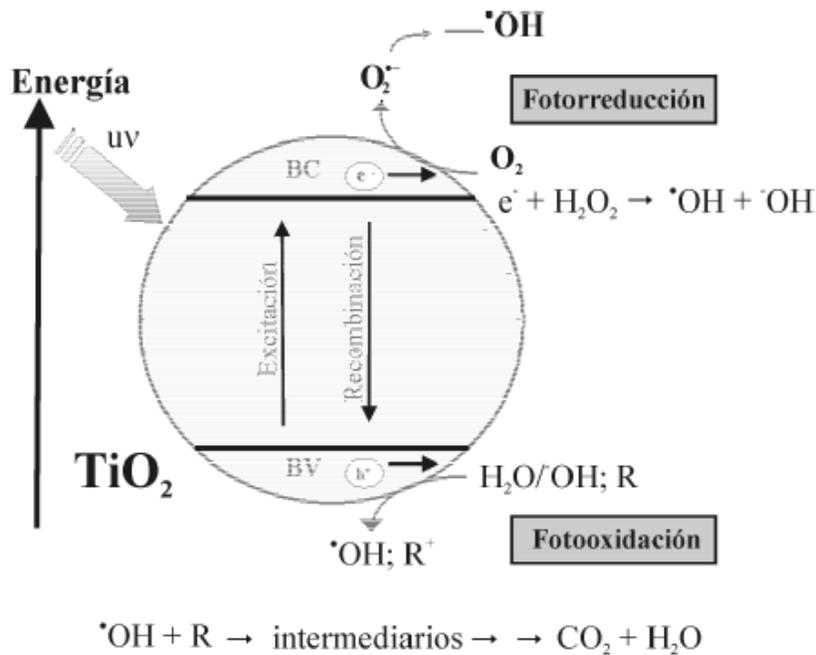


Figura 4 Esquema del proceso fotocatalítico sobre una partícula semiconductora de  $\text{TiO}_2$

Fuente: Sarria et al., 2005

### 2.6.3.7 FOTOCATÁLISIS HOMOGÉNEA (sistema Fenton)

La adición de sales de hierro como catalizador en presencia de peróxido de hidrógeno, (reactivo Fenton), es un método clásico de producción de radicales hidroxilo, lo que da origen a uno de los agentes oxidantes más potentes a pH ácidos (pH 3 – 5). El hierro se puede añadir como sal ferrosa o férrica. Estos radicales inician una cadena de reacciones para eliminar toda la materia oxidable (Hincapié y Marín, 2003).

Pero recientemente, se ha descubierto cómo la reacción UV/visible acelera las reacciones fenton ( $\text{H}_2\text{O}_2/\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Fe}^{2-}$ ) y favorece la degradación de contaminantes orgánicos, compuestos aromáticos y alifáticos.

Este reactivo es más efectivo a pH ácido, debido a la aparición de hidróxidos de hierro como precipitados coloidales a pH mayor de 3, lo cual hace necesario su separación mediante un proceso adicional de tipo coagulación, sedimentación o filtración. Además, algunos intermedios de reacción pueden alterar la reactividad del hierro, debido a la formación de complejos.

Cuando se tienen pH inferiores a 3, la reacción es autocatalítica, ya que el Fe (III) descompone el  $\text{H}_2\text{O}_2$  en  $\text{O}_2$  y en  $\text{H}_2\text{O}$  (Marin, 2002). Las principales sales que se usan en este proceso de oxidación son el fluoruro, bromuro y cloruro. El cloruro de hierro generalmente se encuentra hexahidratado ( $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) y en la forma de grumos amarillos.

Además del  $\text{Fe}^{3+}$  existen otras especies que son fotoactivas tales como  $\text{FeOH}^{2+}$  y  $\text{Fe}_2(\text{OH})^{4+}$  y su importancia depende del pH y de la longitud de onda de la reacción (Hincapié y Marín, 2003). En las reacciones de fenton tradicional el  $\text{Fe}^{2+}$  actúa como catalizador en la descomposición del  $\text{H}_2\text{O}_2$  lo que forma radicales OH. En la reacción, los iones  $\text{Fe}^{3+}$  se acumulan a medida que los  $\text{Fe}^{2+}$  se consumen y la reacción finalmente se detiene. En este proceso se intenta solucionar este problema mediante la regeneración fotoquímica de los iones  $\text{Fe}^{2+}$  reduciendo el ion férrico (Vidal *et al.*, 2002).

Algunos complejos de hierro que se utilizan en el sistema Fenton, absorben radiación hasta una longitud de onda de 500 nm. En consecuencia, la utilización de estos complejos tiene la ventaja de aprovechar tanto la radiación solar ultravioleta como parte de la visible para la destrucción de los contaminantes (Sarria *et al.*, 2003). La reacción de foto-Fenton acelera la destrucción de herbicidas, fenoles y muchos otros contaminantes aromáticos y alifáticos halogenados (Sarria *et al.*, 2005).

#### **2.6.3.8 FOTOCATALISIS CON COLECTORES**

En aplicaciones fotocatalíticas la adsorción de los reactivos en el catalizador se favorece con la temperatura, ya que es un proceso exotérmico espontáneo. De acuerdo a Garcés *et al.* (2005), los colectores solares utilizados hasta ahora para tratamiento de aguas mediante fotocatalisis corresponden fotocatalisis heterogénea (con dióxido de titanio ( $\text{TiO}_2$ ) y reactivo Fenton).

Una de las cuestiones más importantes en el diseño de reactores es la decisión entre sistemas de colectores de concentración (alta temperatura) o sin concentración (baja temperatura). Los primeros tienen la ventaja de tener un área reactor-tubos menor, lo que puede significar un circuito menor y con mayor posibilidad de manejar y manipular el agua a tratar. Los segundos, aprovechan las dos componentes de la radiación UV (directa y difusa), y por consiguiente su eficiencia puede ser muy alta y su elaboración, más económica que los colectores de

concentración. Su única desventaja es su flujo laminar o de transferencia de materia (Márquez y Tiscareño, 1999).

Unos de los colectores sin concentración más utilizados y atractivos para el desarrollo de investigaciones lo constituyen los colectores cilindro parabólicos, debido a que por la curvatura especial de su superficie reflectante (aluminio) pueden aprovechar al máximo la radiación UV.

Estos colectores transforman la radiación solar en energía térmica. Dicha radiación es concentrada mediante espejos parabólicos o superficies reflectantes, reflejándolas hacia el foco de dicha parábola a lo largo de la cual se encuentra el tubo absorbedor. Por dicho tubo, circula el agua con los compuestos a degradar. El factor absorbedor es de 10.5 soles, mientras que la eficiencia energética de la franja ultravioleta del espectro solar obtenida es de 65 %, lo que representa la relación entre la energía existente sobre el plano de apertura del colector y la disponible en el interior del tubo absorbedor (Figura 5; Franco y Ortiz, 2000).

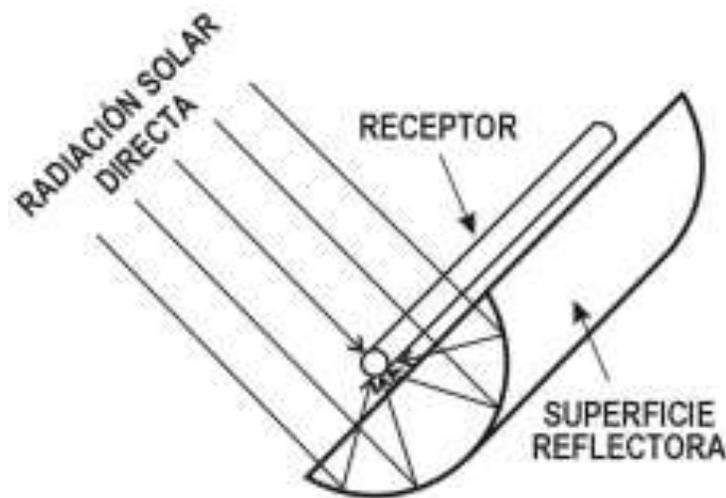


Figura 5 Funcionamiento del colector solar para destoxificación

#### **2.6.3.9 OXIDACION ANÓDICA DIRECTA CON EMPLEO DE ELECTRODOS DE DIAMANTE DOPADOS CON BORO**

En este contexto, a oxidación anódica directa con empleo de electrodos de diamante dopados con boro, es una de las técnicas más recientes, debido al éxito en su aplicabilidad en diferentes tipos de agua residual. Por ejemplo, aguas residuales industriales con alto contenido de cetonas,

alcoholes y compuestos aromáticos, en las que se consigue la mineralización completa de los contaminantes (Cañizares *et al.*, 2006).

Este tipo de tecnología disminuye el color: entre 80 y 90 %, el color índigo (Bechtold *et al.*, 2006); y 97 % del color azul ácido 22 (Panizza y Cerisola, 2005). Además, reduce la DQO de aguas residuales de curtiduría libre de cloruros (Costa *et al.*, 2010), y la mineralización completa del ácido 3,4,5-trihidroxibenzoico y de otros compuestos orgánicos (Panizza y Cerisola, 2009).

Adicionalmente, es muy efectiva para degradar los colorantes (Zhang *et al.*, 2009) y sustancias como las piridinas (Iniesta *et al.*, 2001), las triazinas (Polcaro *et al.*, 2006), los surfactantes (Louchichi *et al.*, 2008) y los fenoles (Zhu *et al.*, 2010).

La efectividad de esta tecnología se puede observar en una planta de tratamiento de la zona industrial Toluca-Lerma, México, que recibe las descargas de 144 empresas de diferentes giros, en la que se consigue remover 99 % de DQO, 99 % de color y 97 % de turbidez, en un tiempo de 2 h (Linares-Hernández *et al.*, 2011). En un sistema acoplado, la electrocoagulación remueve partículas coloidales y suspendidas.

#### **2.6.4 TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LAS AGUAS RESIDUALES**

Estos sistemas utilizan microorganismos que se alimentan de los diversos compuestos contaminantes que se encuentran en las aguas residuales. Se pueden biodegradar compuestos minerales como los fosfatos de los detergentes y los nitratos de los fertilizantes o incluso, aprovechar ciertos contaminantes mediante el uso de microorganismos que los transforman en productos útiles para el hombre.

En la actualidad, se cuenta con múltiples técnicas de tratamiento aeróbicas y anaeróbicas, las cuales se emplean con éxito en el manejo de los residuos. Sobre todo, de éstas últimas por sus ventajas en lo que refiere a costos, la facilidad de aplicación e incluso, por la obtención de un producto de gran valor energético como es el metano.

El nitrógeno y el fósforo son los factores que generan eutrofización en las aguas receptoras, por lo que las normas ambientales se enfocan a reducir sus descargas, lo que crea la necesidad de

soluciones tecnológicas en el tratamiento de las aguas residuales para la eliminación de estos nutrientes (Jin *et al.*,2012).

#### 2.6.4.1 SISTEMAS ANAEROBIOS

Las bacterias metanogénicas cumplen un importante papel en la digestión anaeróbica, ya que se encargan de la etapa final del proceso, donde la materia orgánica del sustrato se convierte en bióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y metano (CH<sub>4</sub>). Pero su baja velocidad de crecimiento, requiere largos períodos de tiempo para el primer arranque del reactor, en especial de las metanogénicas acetoclásticas. En contraste, las bacterias fermentativas se reproducen de 10-60 veces más rápido que las anteriores.

El tiempo de duplicación para las bacterias metanogénicas acetoclásticas es de siete días, a 36°C. El ciclo de vida bacterial puede tomar dos caminos: la célula se divide y reproduce a sí misma o continúa su función hasta que muere. En su mayoría, las bacterias se multiplican por fisión binaria (cada célula original se divide en dos nuevas células u organismos). El patrón de crecimiento de las bacterias presentes en un volumen fijo de medio de cultivo tiene cuatro diferentes fases:

- **Adaptación:** es el tiempo que toman las bacterias para aclimatarse a su nuevo ambiente, a partir de su adición al medio de cultivo, es un período de ajuste a las nuevas condiciones encontradas por la simiente inoculada.
- **Crecimiento exponencial:** las células se dividen a una tasa determinada por su propio tipo, tiempo y capacidad para procesar el alimento.
- **Estacionaria:** la población se mantiene en forma estacionaria, debido a que las células agotaron los nutrimentos necesarios para su crecimiento, o bien, que el crecimiento de las nuevas células está en equilibrio con la mortalidad de las células viejas.
- **Extinción:** la tasa de mortalidad de las bacterias supera la de producción de nuevas células. La tasa de mortalidad depende de las características del medio ambiente, si el alimento se agota, las bacterias regresan a sus sistemas de respiración y digestión endógenos. Después de que la célula muere, su material orgánico se convierte en fuente de alimento para otras bacterias o formas de vida más desarrolladas.

Es evidente que un crecimiento rápido de la población bacteriana anaeróbica genera la máxima producción de gas, para lo que se requiere de macro y micro nutrientes en las proporciones adecuadas, por lo tanto, éstos se deben suministrar según el grado de actividad microbial deseado. Los microorganismos necesitan para su desarrollo requerimientos nutritivos simples. En el caso de las bacterias fermentadoras anaeróbicas: carbono, nitrógeno, fósforo y elementos minerales como el S, K, Na, Ca, Mg y Fe.

El éxito de los sistemas anaeróbicos radica en el hecho de que proporcionen las condiciones para que las tasas de remoción del sustrato en el reactor se hagan comparables con los de los procesos aeróbicos. Para lograr esto, se han seguido varias estrategias, que se puede resumir en: incremento de la actividad de las bacterias involucradas en el proceso, incremento de la biomasa activa dentro del reactor y generación de un buen contacto entre la biomasa activa y el agua residual.

En los tratamientos biológicos, se distingue gran variedad de procesos anaerobios como se observa en la Figura 6.

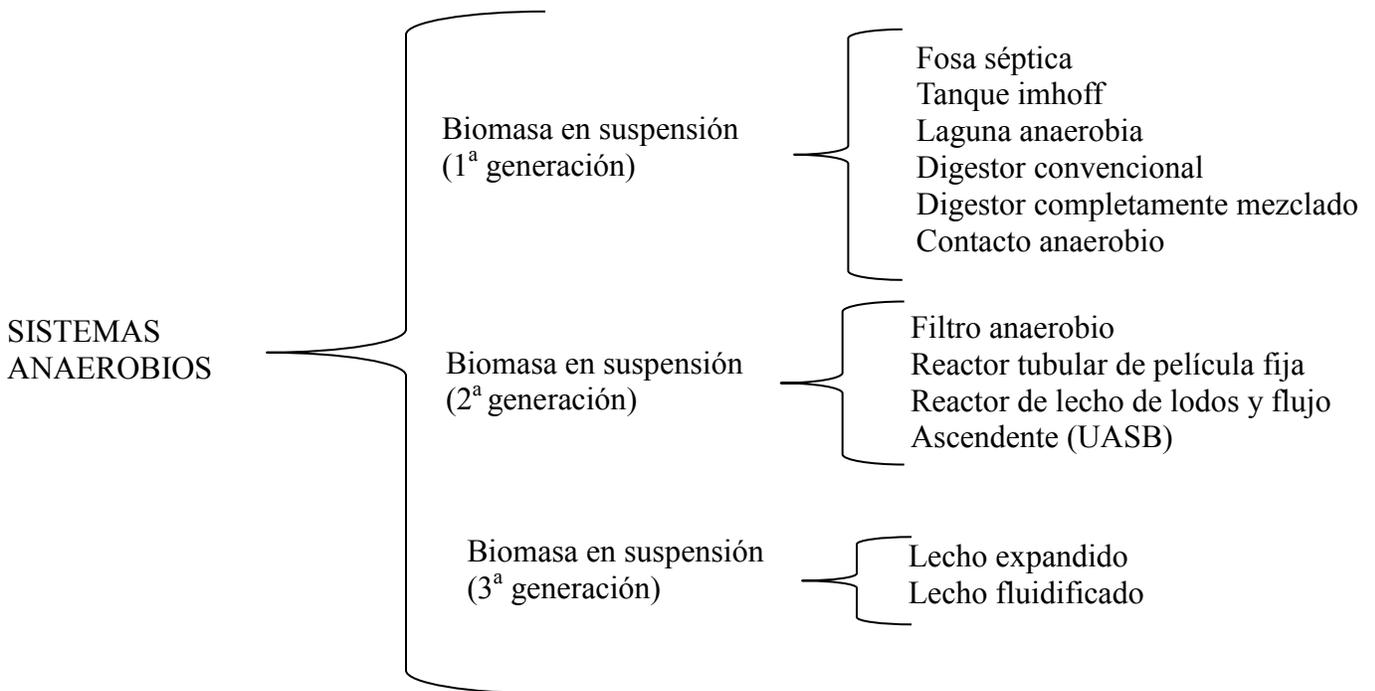


Figura 6 Procesos biológicos anaerobios

Fuente: Moeller *et al.*, 2011

En el sistema anaeróbico la materia orgánica se convierte en biogás, principalmente en metano y dióxido de carbono. La producción de lodo es baja y el exceso de lodo es digerido y puede ser deshidratado directamente, la remoción de coliformes es baja en sistemas anaerobios (Keller *et al.*, 2004; Pant y Mittal, 2007). Sin embargo, los huevos de helmintos se eliminan efectivamente en el manto de lodo de un reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB) (Gerba, 2008). Estos sistemas pueden servir como un pretratamiento de las aguas residuales domésticas (Elmitwalli *et al.*, 2003; Tawfik *et al.*, 2005; Chernicharo, 2006), siendo una alternativa viable y rentable (Lettinga, 1995) debido a su relativamente bajo costo de construcción y operacional, simplicidad operativa, baja producción de lodos en exceso, la producción de energía en forma de biogás y aplicabilidad en pequeña y gran escala.

#### **2.6.4.2 SISTEMAS AEROBIOS**

El tratamiento aeróbico de las aguas residuales se caracteriza por el aporte de oxígeno a través de riego de una superficie sólida agitación y aireación sumergida, de manera simultánea. De tal forma, que el crecimiento de los microorganismos y su actividad degradativa aumentan proporcionalmente a la tasa de aireación.

Las sustancias orgánicas e inorgánicas que producen enturbiamiento en el agua residual, son el punto de partida para el desarrollo de colonias mixtas de bacterias y hongos, que forman flóculos de varios mm de diámetro. Esto se facilita por las sustancias mucilaginosas extracelulares y por las microfibrillas en la pared de las bacterias, que permite que se unan unos microorganismos con otros. Así, 40-50 % de las sustancias orgánicas disueltas se incorporan a la biomasa bacteriana y 50-60 % de éstas, se degrada.

La capacidad depuradora de los microorganismos en un proceso, se mide por el porcentaje que disminuye la DBO en las aguas residuales tratadas, la cual a su vez, depende de la aireación en el proceso, del tipo de residuos y de la carga de contaminantes de las aguas residuales. De tal forma que se requieren millones de bacterias por ml de fango activado. Es común la bacteria mucilaginosa *Zooglea ramigera*, la cual forma grandes colonias con numerosas células encerradas en una gruesa cubierta mucilaginosa común.

En los flóculos predominan las bacterias con metabolismo aerobio-oxidativo de los géneros *Zooglea*, *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Corynebacterium*, *Acinetobacter*, *Micrococcus* y *Flavobacterium*. Entre las bacterias anaerobias facultativas -que son fermentativas en ausencia de sustratos oxigenados- se distinguen los géneros *Aeromonas*, *Enterobacter*, *Escherichia*, *Streptococcus* y distintas especies de *Bacillus*. Todas las bacterias contribuyen con las cápsulas de mucílago y con las microfibrillas al crecimiento colonial y a la formación de los flóculos.

En las aguas residuales de composición heterogénea, la microflora se reparte equitativamente entre muchos grupos bacterianos. Pero en la selección de bacterias, en la circulación y formación de flóculos, los protozoos juegan un papel importante: se alimentan de las bacterias de vida libre que se encuentran sobre la superficie o fuera de las colonias.

Es decir, su labor es depurar el agua y dejarla clara. Se pueden encontrar protozoos de los géneros *Vorticela*, *Epystilis* y *Carchesium*.

En la salida de los fangos activados aparecen regularmente hongos edáficos y levaduras, son más frecuentes las especies de *Geotrichum*, *Trichosporum*, *Penicillium*, *Cladosporium*, *Alternaria*, *Candida* y *Cephalosporium*.

A pesar de la depuración biológica, las aguas residuales conservan compuestos orgánicos, fosfatos y nitratos disueltos. Éstos se forman por oxidación del amonio que se desprende en la degradación de compuestos orgánicos nitrogenados, como parte de la tarea de las bacterias nitrificantes: *Nitrosomonas* y *Nitrospira*. Es decir, estas bacterias llevan a cabo la reacción de oxidación del amonio a nitrito para obtener energía metabólica, y las *Nitrobacter*, oxidan el nitrito a nitrato.

En el tratamiento aerobio de aguas residuales también intervienen otros microorganismos: *Citrobacter*, *Serratia*; mohos y levaduras que actúan como componentes acompañantes más que degradantes; algas como *Anabaena* y *Clorella*.

En los tratamientos biológicos, se distingue gran variedad de procesos aerobios como se observa en la Figura 7. Precisar cada uno de ellos, excede las intenciones de este trabajo, por lo que solo se detallara la técnica de lodos activados.

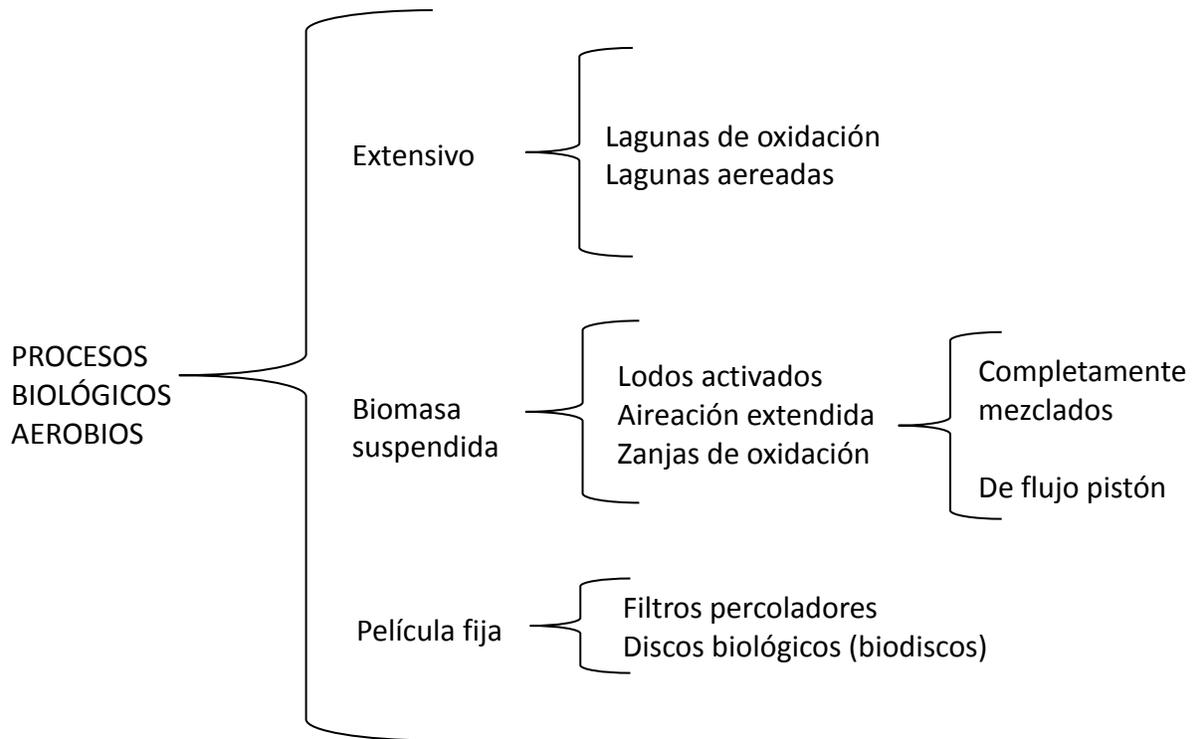


Figura 7. Procesos biológicos aerobios

Fuente: Moeller *et al.*, 2011

En el Cuadro 12 se muestran las características de algunas tecnologías biológicas y químicas.

Cuadro 12 Resumen de las características de los tratamientos secundarios

	<i>Lodos activados</i>	<i>MBR</i>	<i>IFFAS</i>	<i>Filtros percolad ores</i>	<i>Biodiscos</i>	<i>Lagunaje</i>	<i>Filtros verdes</i>	<i>Infiltra cion percola cion modifica da</i>	<i>Zonas humeda s</i>	
<b>Tipo de tecnología</b>	Sistema convencional biológico	Sistema convencional, filtración con membrana. Biológico	Sistema convencional biológico	Sistema convencional biológico, sistema de soporte fijo. Tratamiento aerobio	Sistema convencional biológico. Tratamiento aerobio. Cultivo fijo sobre un soporte giratorio	Sistema no convencional	Sistema no convencional	Sistema no convencional	Sistema no convencional	
<b>Características de la biomasa</b>	Biomasa suspendida	Biomasa suspendida	Biomasa fijada/suspendida	Biomasa fijada	Biomasa fijada	Biomasa suspendida	Biomasa fijada	Biomasa fijada	Biomasa fijada	
<b>Capacidad (he)</b>	>1500	>1500	>1500	300-2000	300-2000	100-2000	100-400	200-1300	50-1000	
<b>Extensión (m<sup>2</sup>/ha)</b>	0.2-1	>1	0.2-1	0.2-0.7	0.5-0.7	10--15	8--40	1.2-3	2--6	
<b>Tiempo de retención (h)</b>	5--8	10--17	6--9	Horas	1--4	desde 38 días hasta 226 días	Días	Horas/días	Días	
<b>Límites de eliminación</b>	DBO <sub>5</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	>25	8	5	20--30	20-35	30-40	<5	25	20-25
	SS (mg L <sup>-1</sup> )	>25	8	15	20-35	30	30-100	<5	30	20-30

He: Habitante equivalente. Equivalente a la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de 5 días (DBO<sub>5</sub>) de 60 gr de oxígeno por día, se utiliza para dimensionar la planta de tratamiento de aguas residuales.

Fuente: Trapote y Martínez (2012)

Los procesos aerobios han permitido el crecimiento de bacterias heterótrofas que reducen materia orgánica y permiten la nitrificación (Chen, *et al.*, 2015; WEI, *et al.*, 2014; Kochany y Lipczynska, 2009), alcanzado las mejores eficiencias en el tratamiento del agua residual en

condiciones mesófilas (Chan, *et al.*, 2010). La tecnología más utilizada y predominante es la de lodos activados, esto debido a su alta eficiencia en el tratamiento del agua residual y en la eliminación de nutrientes, teniendo como desventaja altos costos operativos (Gavrilescu y Macoveanu, 1999).

#### **2.6.4.3 PROCESOS ANOXICOS**

El tratamiento anoxico a mostrado altas eficiencias de eliminación de nitrógeno y fósforo complementado con procesos anaerobios y aerobios, este proceso modificado (anóxica - anaeróbico - aeróbico) ha sido ampliamente aplicado en plantas de tratamiento de aguas residuales (Fu, *et al.*, 2004; Zhang y Gao, 2000 ). La zona anóxica se a utilizado para la desnitrificación y la zona anaeróbica para la liberación de fosfato con eficiencias de remoción de más de 85% y 95% respectivamente (Lee, *et al.*, 2005; Vaiopoulou, *et al.*, 2007; Vaiopoulou y Aivasidis 2008 y Zhu *et al.*, 2007).

#### **2.6.4.4 PROCESOS MIXTOS**

El tratamiento de las aguas residuales domésticas en procesos anaeróbicos-aeróbico secuenciales explota las ventajas de los dos sistemas en su configuración más rentable. En comparación con las tecnologías de aeróbicos convencionales, el sistema combinado anaeróbico-aeróbico consume claramente menos energía, produce menos exceso de lodo y es menos compleja en la operación (Van Haandel y Lettinga, 1994; Von Sperling y Chernicharo, 2005 y Kassab, *et al.*, 2010). La concentración residual de sólidos en suspensión del efluente anaeróbico de sólidos en suspensión y materia orgánica se pule en el sistema aeróbico, junto con la oxidación de amonio a nitrito / nitrato a través de la nitrificación, dependiendo del tipo de proceso y las condiciones operativas (Von Sperling y Chernicharo, 2005). En la configuración aerobio-anoxico, el efluente aeróbico nitrificado pasa al reactor anaeróbico para la desnitrificación (van Lier, 2008).

#### **2.6.4.5 BIOREACTORES DE MEMBRANA (MBR)**

El sistema MBR es un tratamiento relativamente reciente (Vizcaya *et al.*, 2006). Pese a que ya en la década de los 70 se hablaba de la utilización de un sistema de membrana para la retención de la biomasa, en la década de 1980 esta tecnología se hiciera eco en Estados Unidos y Japón. Mención importante merece la membrana, que es el elemento clave de esta tecnología, así como al principal problema de este sistema: la colmatación.

Esta nueva tecnología presenta ventajas sobre los tratamientos de lodos activos convencionales, aunque también, algunos inconvenientes a superar entre ellos altos consumos energéticos.

Como ya se dijo, la membrana es el elemento más importante de los MBR, lo que diferencia ésta tecnología de tratamientos convencionales. Su función es retener los sólidos en suspensión, la biomasa depuradora y otros microorganismos presentes en el agua. Un módulo de membrana es la unidad de operación en la que se disponen las membranas.

El funcionamiento de un MBR es sencillo: primero se bombea el agua a tratar desde el tanque de homogeneización hasta el reactor. Ahí los microorganismos depuradores degradan la materia orgánica. Después, la membrana retiene los sólidos en suspensión evita que la biomasa sea arrastrada con el efluente.

El proceso de degradación suele llevarse en condiciones aerobias, por lo que existe un continuo burbujeo de aire desde el fondo del tanque. El efluente se filtra a través de la membrana libre de microorganismos y de sólidos en suspensión. Para extraer este permeado se recurre a una bomba de succión. El exceso de lodos se elimina por una vía diferente, mientras que la biomasa retenida por la membrana vuelve al reactor. La mayoría de las instalaciones MBR disponen además de un sistema de limpieza químico, que se limita a un tanque donde se almacenan estos productos químicos y un sistema de bombeo.

Por último, se acostumbra a disponer de diferentes sistemas de control, sobretodo de la cantidad de oxígeno disuelto y de la presión a través de la membrana. En la figura 8 se puede observar la configuración básica de un MBR aerobio interno.

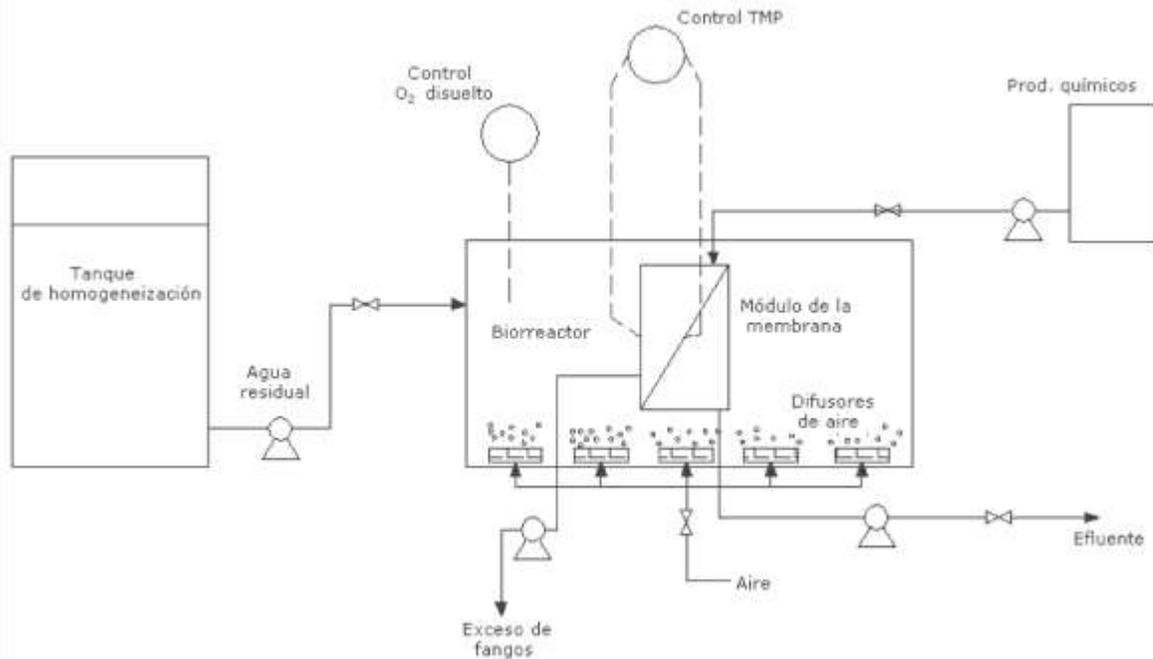


Figura 8 Configuración básica de un MBR aerobio interno

Fuente: Judd, 2011.

En el diseño e instalación de una MBR se puede seleccionar entre dos configuraciones básicas: la interna o sumergida y la externa. En la configuración interna, el módulo de la membrana se halla sumergido dentro del propio reactor, como muestra la figura 9 (a), donde la biomasa vuelve al reactor por un proceso de gradiente de concentración sin necesidad de recirculación. En la configuración externa, el módulo de la membrana se encuentra fuera del reactor y la recirculación de la biomasa se lleva a cabo mediante un sistema de bombeo y recirculación, como se puede observar en la figura 9 (b). Donde la tendencia apunta claramente a la utilización de la configuración interna, sobretodo porque conlleva a un ahorro energético.

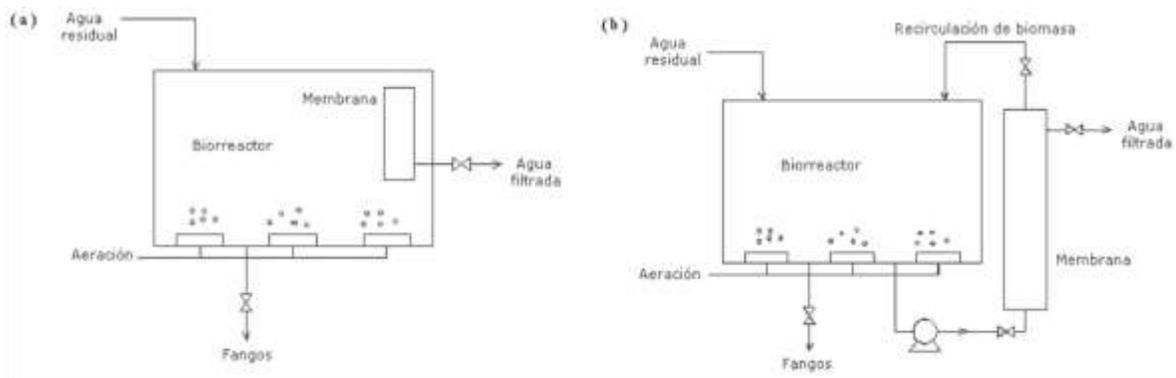


Figura 9 Esquema de un sistema MBR interno (a) y de un sistema MBR externo (b)

Fuente: Judd, 2011.

La colmatación es el principal inconveniente de este proceso, debido a la deposición de diferentes elementos presentes en el agua. Sin embargo, existen diversos tratamientos para minimizar o eliminar el ensuciamiento de la membrana: son métodos físicos y químicos. Los métodos físicos más empleados son el flujo inverso (backflushing) y la creación de la turbulencia. El método químico utiliza un lavado químico.

La mayoría de los MBR en activo son aerobios, por lo que la aireación es un factor importante en la actividad microbiana. En los sistemas MBR, sin embargo, tienen una importante función adicional: la vida microbiana en el interior del reactor limita el uso de agitadores, por lo que la función de crear turbulencia para evitar el ensuciamiento recae principalmente sobre el burbujeo de aire.

Debido a que los MBR presentan baja eficiencia en la utilización del oxígeno (por la ausencia de agitadores y la baja solubilidad del oxígeno), surgieron los biorreactores de aireación de membrana o MABR. La variación respecto a los MBR convencionales reside en el hecho de que utilizan una membrana altamente permeable a los gases, de manera que el oxígeno llegue directamente a la biopelícula situada sobre la membrana sin la necesidad de la creación de burbujas. Con este sistema se han conseguido eficiencias en la utilización de oxígeno de prácticamente un 100% (Brindle *et al.*, 1998).

El término “biorreactor de membrana” (MBR) se refiere al agua y procesos de tratamiento de aguas residuales que combinan una membrana de permeabilidad selectiva con un proceso biológico (Judd, 2011), teniendo algunos inconvenientes a superar como el alto consumo energético.

En estos sistemas la separación de los sólidos se consigue sin necesidad de sedimentación secundaria (De Luca *et al.*, 2013), esto se logra por la membrana eliminando también materia orgánica y nitrógeno (Sun *et al.*, 2015). El tamaño de poro de la membrana (0.03-0.40  $\mu\text{m}$ ) también da lugar a la eliminación física de una amplia variedad de microorganismos, siendo esta tecnología una alternativa al tratamiento convencional de lodos activados, (van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008), además de que han demostrado algunas investigaciones que la eliminación microbiana es más efectiva que en el tratamiento convencional de lodos activados (Arraj *et al.*, 2005; Ottoson *et al.*, 2006; Francy *et al.*, 2012; Martí *et al.*, 2011 y Purnell *et al.*, 2015). Queda en desventaja el proceso de lodos activados debido a que en sus efluentes se ha demostrado que contiene altos niveles de organismos entéricos que pueden presentar un peligro para la salud humana, en particular cuando hay contacto directo con estos ( Koivunen y Heinonen - Tanski, 2005; Simmons y Xagorarakí, 2011; Zhang y Farahbakhsh, 2007 ). Sin embargo, la mayoría de los virus de importancia para la salud humana son más pequeños que los tamaños de poro utilizadas en sistemas de tratamiento de MBR. Los norovirus, sapovirus, rotavirus, enterovirus, y hepatitis A tienen diámetros que van de 30 a 80 nm, mientras que el diámetro de los virus más grandes, tales como adenovirus, oscila de 70 a 90 nm (King *et al.*, 2012). Aunque los virus son claramente más pequeño en tamaño que los poros de la membrana utilizada, se han reportado altas tasas de eliminación de virus para MBR (Winnen *et al.*, 1996; Ueda y Horan, 2000; Farahbakhsh y Smith, 2004). La eliminación de virus se piensa que es principalmente influenciado por el desarrollo de un biofilm sobre la membrana, y por la adsorción del virus a esta biomasa (Da Silva *et al.*, 2007; Wong *et al.*, 2009; Hirani *et al.*, 2014.; van den Akker *et al.*, 2014). Existen variantes como los biorreactores de aireación de membrana (MABR) en los que se han conseguido eficiencias en la utilización de oxígeno de prácticamente un 100% (Brindle *et al.*, 1998).

## 2.6.5 FUENTES DE OXÍGENO PARA EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

En el tratamiento biológico de las **aguas** residuales, sobre todo en la digestión aeróbica de la materia orgánica los organismos aeróbicos dependen del oxígeno para mantener los procesos metabólicos que producen la energía necesaria para su crecimiento y reproducción.

El oxígeno no reacciona químicamente con el agua, por lo que tiene baja solubilidad. Ésta, de acuerdo a la ley de Henry, es directamente proporcional a la presión parcial ejercida por este gas. Pero la solubilidad del oxígeno también depende de: la temperatura, si es elevada presenta menor solubilidad; y de la composición del agua, por ejemplo, a la misma temperatura la solubilidad del oxígeno en agua salada o agua de mar es menor que la solubilidad de este gas en agua pura.

La solubilidad máxima del oxígeno atmosférico se presenta en el rango de 14.6 mg/l a 0°C hasta 7 mg/l a 35 °C, a 760 mm de Hg de presión atmosférica. Esta baja solubilidad es un factor limitante en la autodepuración de las aguas residuales, por lo que es necesario inyectar oxígeno atmosférico para compensar dicha deficiencia y la que resulta de su consumo en el proceso de digestión aeróbica.

El oxígeno se puede suministrar en dos formas: oxígeno puro o como aire. En las plantas de tratamiento de aguas residuales, la transferencia de oxígeno se realiza mediante dispositivos sumergidos, que forman pequeñas burbujas en el seno del líquido: a menor tamaño de las burbujas, será mayor la superficie de contacto y la difusión del oxígeno en el agua de tratamiento es más eficiente.

A fin de incrementar el coeficiente de difusión y el aprovechamiento de oxígeno que se suministra, se promueve la turbulencia en el seno del líquido, con lo que el oxígeno se difunde más efectivamente. Esta agitación se provoca con la misma masa de aire que se inyecta o bien, con un agitador mecánico.

La aireación forzada o suministro de oxígeno se puede realizar a través de dos vías: aireadores superficiales o difusores de inyección de aire. En ambos casos, se suministra aire, que es una mezcla de oxígeno y nitrógeno. Mientras el oxígeno se metaboliza por la biomasa, el nitrógeno

entra y sale sin cambios químicos por lo que solo tiene efectos de agitación en la masa de agua que se airea.

### **2.6.5.1 AIREADORES SUPERFICIALES**

Una turbina o un agitador que gira sobre la superficie del líquido, genera un efecto de remolino y gran turbulencia, se produce una gran cantidad de pequeñas gotas de agua y con ello se favorece la transferencia de aire a la fase acuosa.

La teoría de la transferencia de masa de una fase gaseosa a una líquida establece que, entre otros factores, a mayor área superficial de contacto, mayor es la eficiencia en transferencia. Así, la mayor área de contacto de la masa acuosa, es cuando ésta forma pequeñas gotas similares al rocío o spray de partículas de agua, por lo que un buen agitador superficial debe producir un gran volumen de gotas de agua de pequeño tamaño.

El agitador también debe permitir la mezcla adecuada de toda la masa de agua en el reactor. La hidráulica del agitador se debe diseñar para que las corrientes de agua de la parte profunda del reactor fluyan hacia la superficie y se puedan oxigenar.

### **2.6.5.2 AIREADORES POR DIFUSIÓN**

Otra forma de suministrar aire, es por medio de difusores de burbuja. En este sistema, el aire se aspira del medio ambiente, se comprime y conduce por tubería hasta los difusores, donde el aire se burbujeado continuamente en el reactor aerobio, para mantener la concentración de oxígeno disuelto en un valor de  $1-2 \text{ mg L}^{-1}$ .

Los difusores de burbuja pueden ser de tres tipos: de burbuja gruesa, de burbuja mediana y de burbuja fina. Desde el punto de vista de transferencia de masa, los difusores de burbuja fina son los más adecuados para aprovechar eficientemente el oxígeno que se suministra, ya que las pequeñas burbujas producidas en este difusor transfieren más eficazmente el oxígeno que se requiere en el metabolismo aerobio.

El problema con los difusores de burbuja fina, es que fácilmente se tapan por la formación de sarro y otros depósitos, en los poros del difusor, así como por la introducción de polvo y otras

partículas en el aire que se inyecta, por lo que se requiere de una filtración previa del aire suministrado y de un mantenimiento frecuente en los difusores.

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

### **2.6.5.3 SISTEMA DE DIFUSIÓN DE BURBUJA FINA**

De los procesos más habituales para el tratamiento de las aguas residuales destaca, por su gran importancia, el de lodos activados en sus múltiples variantes y, como elemento fundamental del mismo, el sistema de aireación necesario para la cobertura de la demanda de oxígeno asociada. Tradicionalmente no se ha tenido en cuenta mucho el elevado consumo eléctrico que supone la aireación, pero la eficiencia energética en estos sistemas empieza a ser un tema relevante en la correcta gestión de las instalaciones.

Los sistemas de aireación que se usan en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales deben poseer una alta capacidad de transferencia de oxígeno y una alta eficiencia en cuanto a consumo de energía. Ambos objetivos son alcanzados con un óptimo tamaño de burbuja y volumen de aire. Al mismo tiempo, se requiere una máxima separación de estas burbujas para evitar la coalescencia de las mismas.

Esta nueva tecnología es un panel compuesto de un cabezal y varias membranas tubulares no fijas (Flores, 2002). Su funcionamiento se describe a continuación: en el momento que se suministra el aire al interior de las membranas, éstas se inflan y se arquean, provocan que los poros de las mismas se abran. Así, el aire escapa en forma de pequeñas burbujas con una dimensión ya definida, típica de una burbuja fina.

El flujo ascendente que genera entre las membranas difusoras provoca un ligero movimiento oscilante en ellas. Este movimiento ayuda a la separación de los racimos de burbujas para evitar la coalescencia (característica que marca la diferencia con los equipos convencionales). Este mismo flujo evita la sedimentación que podría generarse en la base del panel.

La generación de burbujas finas que se alcanza a lo largo de la superficie de cada membrana, permite una gran superficie aireada por cada panel (área de transferencia efectiva que pocos equipos pueden igualar). En el caso que pare el sistema, las membranas se colapsan y sellan por sí mismas, lo que evita que entre agua al módulo. Al reiniciar el suministro de aire dentro del sistema, las membranas se inflan y permiten la remoción de depósitos calcáreos que se pudieran formar.

Este sistema es único en su tipo, otorga beneficios tales como: periodos de mantenimiento espaciados, eficiente generación de burbujas finas y evita su coalescencia, proporciona alta eficiencia en el aprovechamiento del oxígeno que se introduce en el sistema biológico, por lo que este panel difusor requiere un flujo de aire notablemente menor que los sistemas convencionales de membrana, hecho que se refleja en su alta tasa de transferencia por unidad de energía.

Adicionalmente, permite un ahorro importante de inversión en equipo, energía y costos de operación.

Los módulos tienen las siguientes dimensiones estandarizadas, tanto en el modelo fijo para instalarse en el fondo del tanque, como en el modelo desmontable: dimensiones de 3.0 x 1.45 m; superficie de aireación, 5.1 m<sup>2</sup>; volumen de aire: 50 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> mínimo y 210 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> máximo y; transferencia de 4.0 KgO<sub>2</sub> Kw<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup>.

El sistema también se puede aplicar en la aireación con nitrificación o denitrificación, digestión de lodos por proceso aerobio y en general, en tratamiento de aguas residuales tipo industrial con alta DBO.

#### **2.6.6 PROCESOS METABOLICOS EN EL TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL**

La eliminación de carbono es el tratamiento más importante en el tratamiento de las aguas residuales. El proceso de uso de la materia orgánica se puede resumir como la transformación de un compuesto por un conjunto de microorganismos a través de sus diferentes rutas metabólicas.

De acuerdo a Arnáiz y Lebrato (2000), los microorganismos utilizan este sustrato por dos vías fundamentales: la vía disimilatoria (reacciones de producción de energía) y la vía asimilatoria

(reacciones de síntesis). La primera, tiene como objetivo proveerlos de la energía necesaria para desarrollar las funciones vitales. La segunda, el uso de la materia orgánica para generar nueva biomasa celular y o el mantenimiento de las estructuras celulares.

En el caso de la vía disimilatoria, existen tres vertientes por las que se obtiene energía a partir ,compuestos carbonados: la respiratoria aerobia, la respiratoria anaerobia y la fermentación.

Las dos vías respiratorias implican la oxidación del carbono del compuesto orgánico hasta  $H_2O$  y diversos gases. Los electrones que se obtienen durante la oxidación, se transfieren hasta un aceptor terminal a través de una cascada de transporte que produce energía en forma de ATP. Este aceptor puede ser el oxígeno (respiración aerobia) u otro compuesto inorgánico oxidado, como el sulfato o el nitrato (respiración anaerobia).

La vía fermentativa implica obtener ATP de forma directa (por una reacción de fosforilación), la que se acopla a reacciones de transformación de unas moléculas en otras como reacciones de hidrólisis. Los productos que resultan son por lo general, ácidos orgánicos y sus alcoholes.

Desde el punto de vista energético, las vías respiratorias son más eficaces que la fermentación, al generar más cantidad de energía por molécula de sustrato original. Son las más importantes en la eliminación biológica del carbono orgánico. En el caso de que el aceptor sea el nitrato, se refiere al proceso de desnitrificación, que es la etapa final en la eliminación de compuestos nitrogenados.

Como ya se mencionó, la respiración es una vía disimilatoria de producción de energía en la que los compuestos orgánicos reducidos, son oxidados por el oxígeno molecular. Este proceso se integra por tres fases:

**Primera fase:** se produce la hidrólisis extracelular de las moléculas más complejas en otras más simples, de bajo peso molecular, que se transportan al interior de la célula mediante transporte pasivo, facilitado o activo. Los polisacáridos, los lípidos o grasas, y las proteínas, son los compuestos de alto peso molecular más frecuentes en aguas residuales.

**Segunda fase:** los múltiples productos de la hidrólisis extracelular se transforman en un número pequeño de compuestos intermediarios. Estos compuestos orgánicos se oxidan hasta  $CO_2$ , por el metabolismo central, fundamentalmente, el ciclo de los ácidos tricarboxílicos (ciclo de Krebs).

Los pares de electrones obtenidos se transfieren al  $\text{NAD}^+$  y  $\text{FAD}^+$ , lo que da lugar a  $\text{NADH}$  y  $\text{FADH}_2$ , que constituyen el "poder reductor" celular, es decir, energía no utilizable directamente.

Si los sustratos contaminantes tienen una estructura distinta de los compuestos orgánicos que son sustratos primarios del metabolismo central, éstos se transforman en intermediarios "convencionales" tales como ácido pirúvico, succínico, acético, acetaldehído, entre otros, por rutas de degradación periféricas específicas de determinados microorganismos.

**Tercera fase:** los electrones y los hidrogeniones del  $\text{NADH}^+$  y  $\text{FADH}_2$  se transportan a través de una secuencia de reacciones (cadena transportadora de electrones), asociada a las membranas celulares, durante las cuales y a partir de ADP, se genera ATP. Es decir, energía en forma utilizable por la célula. Al final los electrones se combinan con el oxígeno y protones para dar agua.

La respiración aerobia es la situación típica de eucariotas y muchas bacterias en las que el aceptor final de electrones es el oxígeno. En los tratamientos aerobios de aguas residuales encontramos una gran diversidad de bacterias, con diferentes capacidades exo- y endoenzimáticas. Sobresalen los géneros *Bacillus*, *Alcaligenes*, *Moraxella*, *Acinetobacter*, *Pseudomonas*, *Arthrobacter*; *Aeromonas*, *Klebsiella*, *Haliscomenobacter*, *Gordona*, etc.

El hecho de que un contaminante sirva a los organismos heterótrofos como una fuente eficaz de energía, es función del estado de oxidación del carbono en la materia orgánica. En general cuanto mayor es el estado de oxidación, menores son los rendimientos energéticos ya que el compuesto proporciona menos energía.

En cualquier caso, para un determinado estado concreto de oxidación del compuesto, el metabolismo respiratorio aerobio es el proceso más eficaz, en comparación con el metabolismo anaerobio, pues es el que obtiene mayor cantidad de ATP de un compuesto. Es por ello que en casos de compuestos no demasiado energéticos o que tengan que ser incorporados en el influente a baja carga (por su toxicidad, o por su baja solubilidad en agua) sea preferible utilizar un proceso de biodegradación aerobio.

El agua y el  $\text{CO}_2$  son los productos metabólicos finales de la respiración en la mayoría de los microorganismos aerobios. Sin embargo, la oxidación de compuestos orgánicos no se lleva a

cabo por completo en algunos microorganismos en condiciones anormales o con algunos sustratos recalcitrantes y, por tanto, se acumulan compuestos intermediarios como productos finales.

Esto no es deseable ya que, además de no alcanzar la eliminación completa de materia orgánica, la acumulación de estos intermediarios puede inhibir el proceso de depuración (Scott y Ollis, 1995).

## **2.6.7 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MEDIANTE EL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS**

### **2.6.7.1 ASPECTOS GENERALES DEL PROCESO**

Este método fue desarrollado por E. Arden y W. T. Lockett en Inglaterra en el año 1914, quienes observaron que la aireación de las aguas residuales conducía a la formación de flóculos de partículas en suspensión, y que el tiempo para eliminar contaminantes orgánicos se reducía de días a horas, cuando esos flóculos permanecían en el sistema. Se refirieron a las partículas suspendidas como al "lodo", y ya que éstas se recogían del tanque de sedimentación, como "lodo activo" (Rittman-Perry *et al.*, 2001). Esta suspensión fue llamada fangos activados y correspondía a la biomasa activa responsable del proceso de depuración. Una vez publicados los resultados de la investigación descrita anteriormente, en Inglaterra y Estados Unidos comenzaron a desarrollarse instalaciones a gran escala. (Allaman y Prakesam, 1983; Albertson, 1987 y Wanner, 1998).

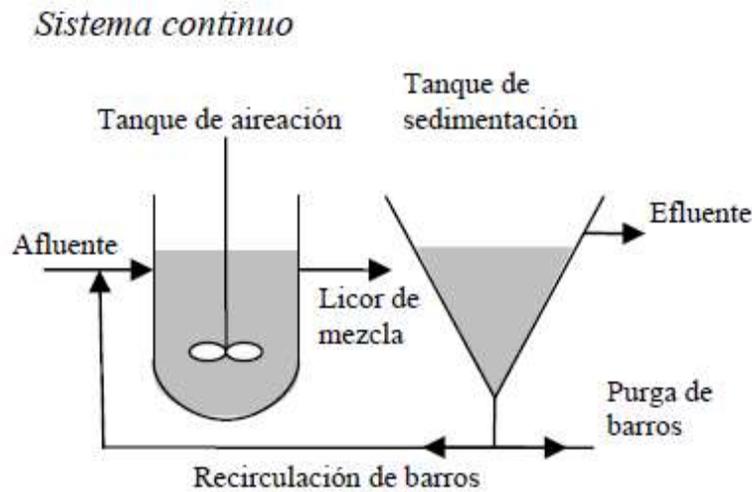


Figura 10 Diagrama general del proceso de lodo (barro) activado

Fuente: Alasino, 2009.

La figura 10, muestra el proceso básico de un sistema de lodos activados, el cual consta de un reactor que contiene un cultivo microbiano capaz de asimilar la materia orgánica presente en el agua residual a depurar, requiere de un sistema de aireación y de agitación que suministre el oxígeno requerido por las bacterias aerobias encargadas de la depuración, evitando la sedimentación de los floculos en el reactor y que permita la homogenización de los fangos activados. Una vez que la materia orgánica haya sido suficientemente oxidada después de un periodo de tiempo determinado, el líquido de la mezcla se envía a un tanque de sedimentación (decantador secundario) donde se separa el fango biológico del agua. Una parte de la biomasa decantada se recircula al reactor para mantener una concentración de microorganismos adecuada, mientras que el resto del fango se extrae del sistema para evitar la acumulación excesiva de biomasa y controlar el tiempo medio de estancia celular. Los fangos activados están constituidos por la biomasa formada y la materia articulada aportada por el agua residual, estos fangos se constituyen por una población heterogénea de microorganismos, que cambian continuamente en función de la variación de la composición del agua residual y de las condiciones ambientales. Los microorganismos presentes son bacterias unicelulares, hongos, algas, protozoos y rotíferos. El diseño de las plantas de lodos activos se llevó acabo fundamentalmente de una forma empírica, al comienzo de los años sesenta se desarrolla una solución racional para el diseño de los lodos activos (Ramalho, 2003; Winkler, 1998; Lee, 1996).

Se han desarrollado diferentes tipos de procesos biológicos para la depuración biológica de las aguas residuales, pero todos los sistemas aerobios de cultivo en suspensión trabajan bajo el mismo principio. De éstos, los procesos de lodos activados es uno de los métodos más efectivos para el tratamiento de efluentes municipales e industriales, así como la tecnología de biopelícula (Knobelsdorf, 2005).

Al cabo de un período determinado, y una vez que la materia orgánica ha sido suficientemente oxidada, el líquido de mezcla se envía a un tanque de sedimentación (decantador secundario) donde se separa el barro biológico del agua clarificada. Una parte de la biomasa decantada se recircula al reactor para mantener una concentración de microorganismos adecuada, mientras que el resto de los lodos se purgan del sistema para evitar una acumulación excesiva de biomasa (Rodríguez, 2006) y controlar el tiempo medio de retención de la misma.

Inicialmente, apareció el proceso de lodo activado y posteriormente surgieron algunas variantes, las cuales se mencionarán más adelante. En la actualidad, es el método estándar de tratamiento de aguas residuales en los países desarrollados (Mendez *et al.*, 2004).

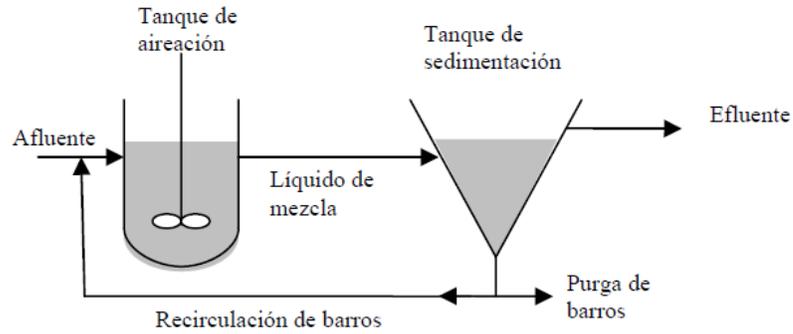
Es importante mencionar que los procesos biológicos que ocurren en las aguas residuales se pueden llevar a cabo en cultivo en suspensión y en cultivo fijo. En los primeros, las bacterias forman flóculos que se encuentran dispersos en todo el medio de reacción y en los segundos, las bacterias se fijan a un material soporte.

En este sentido, una planta de lodos activados es un sistema de mezcla completo, de naturaleza estrictamente aerobia, cuyo aporte de oxígeno en el reactor, se consigue mediante el uso de aereadores mecánicos, para conservar los flóculos en suspensión mientras que los lechos bacterianos quedan unidos fijamente, al soporte inerte que tienen de base.

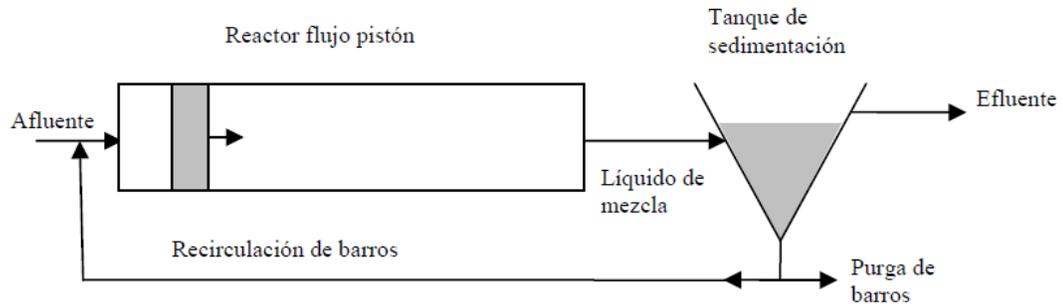
El proceso de lodos activados remueve efectivamente el material orgánico carbonoso, y en las últimas décadas, para eliminar nitrógeno y fósforo. Ha servido también de plataforma para importantes y promisorios esfuerzos de investigación en las ciencias ambientales, mejorando el entendimiento de los mecanismos microbianos involucrados (Artan y Orhon, 2005).

La Figura 11 muestra las diferentes formas de operación del proceso de lodos activados. Si bien, los reactores fueron originalmente operados en régimen discontinuo, como unidades de llenado-vaciado, la necesidad de tratar grandes caudales y problemas operacionales y de control obligaron a su transformación en reactores de flujo continuo (Knobelsdorf, 2005).

a) *Reactor de mezcla completa*



b) *Reactor de flujo en pistón*



c) *Reactor discontinuo*

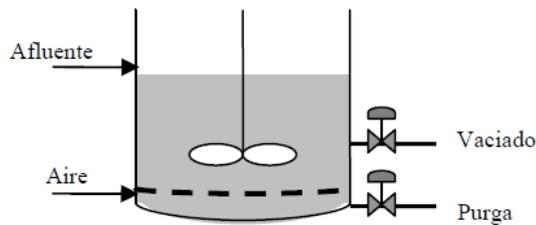


Figura 11 Formas de operación posible del proceso de lodos activados

Fuente: Alasino, 2009.

Un proceso de lodos activados de flujo continuo para eliminación biológica de nutrientes consta de diferentes etapas, cada una de las cuales efectúa una fase determinada del tratamiento: asimilación-reducción biológica de nitrógeno y remoción biológica de fósforo

### **Asimilación-reducción biológica de nitrógeno**

Se consigue por dos procesos sucesivos: la nitrificación y la denitrificación. En la nitrificación, el amoníaco es oxidado a nitritos y nitratos bajo condiciones aerobias. En la denitrificación, los nitratos y los nitritos son utilizados en condiciones anóxicas por bacterias heterótrofas facultativas como aceptores finales de electrones para la respiración celular; como resultado de ello se produce nitrógeno gas que escapa a la atmósfera, así como un consumo de carbono orgánico biodegradable (Aravinthan *et al.*, 2000).

La velocidad de crecimiento de los microorganismos autótrofos, promotores de la nitrificación, es muy lenta respecto a la de los heterótrofos, siendo necesario largos tiempos de retención de los lodos para permitir la nitrificación. Esto puede causar un crecimiento excesivo de heterótrofos y acumulación de sólidos inertes.

Por su parte, el proceso de des nitrificación, que constituye el segundo paso en la remoción de nitrógeno, depende de la relación Carbono/Nitrógeno (C/N) de la corriente del efluente a tratar. Una relación baja limita la eficiencia de la remoción de nitrógeno.

### **Remoción biológica de fósforo**

Esta etapa requiere de dos ambientes bien diferenciados: uno estrictamente anaerobio con una cantidad suficiente de sustrato orgánico de rápida biodegradación, y otro aerobio o anóxico.

La remoción de fósforo tiene lugar cuando un conjunto de bacterias que almacenan una cantidad de fósforo considerable, denominadas “bacterias acumuladoras de polifosfatos” (Polyphosphate Accumulating Organisms, PAOs), se separan por decantación del agua residual tratada.

Durante la fase anaerobia, carente de nitratos y de oxígeno disuelto, las bacterias toman del medio la materia orgánica fácilmente biodegradable acumulándola en su interior como material de reserva (biopolímeros) y liberando fosfatos (ortofosfatos) del interior de las células. A diferencia de la mayoría de las bacterias, los PAOs son capaces de almacenar ácidos grasos volátiles (VFA), principalmente en forma de polihidroxicanoatos (PHAs) y glicógeno para ser usados durante la segunda fase del proceso de remoción biológica.

La fuente de energía para esta primera fase proviene de la hidrólisis del polifosfato contenido en las células. El otro biopolímero, el glicógeno, que en general sirve como regulador del balance redox en la célula, provee también energía adicional, contribuyendo al almacenamiento de sustrato orgánico en la fase anaeróbica. En la fase aerobia, las bacterias usan el sustrato almacenado en la fase anaerobia como fuente de energía para la respiración y el crecimiento, a la vez que asimilan fósforo en cantidades mayores a las liberadas previamente.

Este proceso tiene lugar en condiciones aeróbicas pero también puede ocurrir en condiciones anóxicas usando nitratos como aceptor de electrones para la respiración vía desnitrificación. El proceso depende de la disponibilidad de VFA para asegurar el almacenamiento de PHA, y de la presencia y remoción de los PAOs. Por tanto, los factores más importantes son la cantidad de VFA disponible y la separación de los barros.

Otros factores importantes son el tiempo de retención en el tanque anaeróbico, la concentración de nitratos en el reactor anaeróbico y el valor del pH. La eliminación biológica simultánea de nitrógeno y fósforo se consigue modificando el proceso de barros activados de modo que incluya zonas con y sin aireación, creando una secuencia de zonas aerobias, anóxicas y anaerobias.

En cada zona de los sistemas continuos se logra, mediante selección natural, el desarrollo de bacterias especializadas que promueven los diferentes procesos necesarios para la remoción de nitrógeno y fósforo: nitrificación y desnitrificación, y acumulación de fósforo en las células y su redisolución.

#### **2.6.7.2 PARAMETROS DEL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS**

**Oxígeno:** es de vital importancia, ya que los organismos lo requieren para sobrevivir y reproducirse. Debido a que el oxígeno es poco soluble en el agua residual, es necesario suministrarlo mediante aireadores superficiales o difusores, por lo que el costo de operación del sistema se eleva (Rodríguez, 2006).

**Relación carga orgánica/microorganismos:** es la proporción que existe entre la materia orgánica y la cantidad de microorganismos que se encuentran en el agua. De esto depende la sedimentación.

**Edad celular:** se refiere al tiempo de permanencia de los microorganismos en el sistema. Este parámetro interviene en el rendimiento del sistema, que generalmente se considera, de 5-8 días para un funcionamiento convencional.

### 2.6.7.3 VARIANTES EN EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

Se han realizado diversas modificaciones al proceso del lodo activo, las cuales surgen de los esfuerzos de tanteo para solucionar problemas que surgieron a lo largo del tiempo (Rittman-Perry *et al.*, 2001). En el cuadro 13, se indican las variaciones que se utilizan más ampliamente en la actualidad. En el caso de configuraciones físicas, el lodo activo con selector es una adaptación más reciente.

Cuadro 13 Variantes al proceso de lodos activados

Modificaciones basadas en la configuración física
• Flujo en pistón
• Aireación en pasos
• Mezcla completa
• Estabilización por contacto
• Lodo activo con selector
Modificaciones basadas en la adición o distribución de oxígeno
• Aireación convencional
• Aireación en disminución
• Oxígeno puro
Modificaciones basadas en la carga orgánica (DBO)
• convencional
• Aireación modificada
• De alto rendimiento
• Aireación intensiva

Fuente: Rittman-Perry *et al.*, 2001.

#### 2.6.7.3.1 MODIFICACION CON BASE EN LA CONFIGURACION FÍSICA

1. Flujo en pistón: el concepto original o convencional de lodo activo supone tanques de aireación estrechos en los que el agua residual entra por uno de los extremos y sale por el opuesto. Con ello se da un considerable carácter de flujo en pistón.

2. Aireación en pasos: se desarrolló para evitar concentraciones altas en cualquier punto, distribuye al afluente en pasos a lo largo del reactor.
3. Mezcla completa: este proceso también llamado CSTR, permite distribuir de manera uniforme el agua residual por todo el sistema. La masa que reacciona, se mantiene debido a los agitadores contenidos en el reactor, lo que permite una mezcla homogénea.
4. Estabilización por contacto: este proceso permite conseguir un elevado rendimiento del tratamiento en un volumen total de reactor, considerablemente reducido. El agua residual se mezcla con lodo activo de retorno en un reactor contactor que tiene un tiempo de retención relativamente corto, del orden de 15 a 60 min.
5. Lodo activo con selector: debido a que en ocasiones en sistema de lodo activo falla por apelmazamiento de lodo, una innovación reciente es la del selector. Su función es la de cambiar o escoger la ecología del sistema de lodo activo hacia organismos con buenas características de sedimentación.

#### **2.6.7.3.2 MODIFICACIONES CON BASE EN EL SUMINISTRO DE OXÍGENO**

1. Aireación convencional: se refiere a distribuir uniformemente el oxígeno sobre el tanque de lodo activo.
2. Aireación en disminución: este método soluciona el problema básico de la aireación convencional: el aporte de oxígeno es elevado en la entrada del tanque de flujo en pistón y bajo en el extremo de la salida.
3. Oxígeno puro: la ventaja del oxígeno puro se pone de manifiesto ya que la fuerza impulsora de la transferencia de materia se incrementa por lo menos cinco veces, debido a que la presión parcial del oxígeno en el aire equivale a una quinta parte de la del oxígeno puro.

La figura 12 muestra un esquema de las diferentes modificaciones al suministro de oxígeno para el sistema de lodo activo.

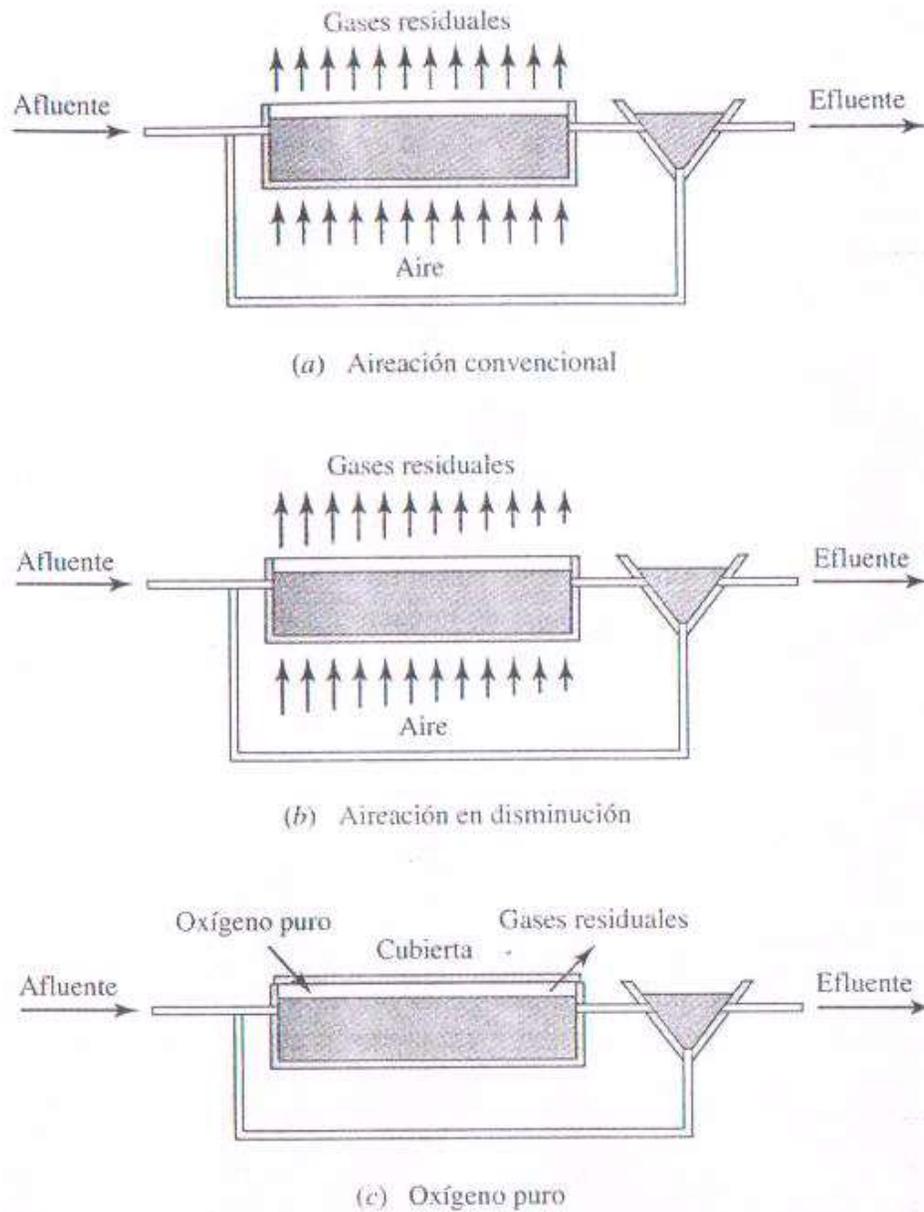


Figura 12 Comparación entre aireación convencional, aireación en disminución y oxígeno puro de sistemas de lodo activo

Fuente: Rittman-Perry et al., 2001.

### 2.6.7.3.3 MODIFICACIONES CON BASE EN CARGA ORGÁNICA

1. Carga convencional: elimina sólidos en suspensión y DBO<sub>5</sub> en 85 % o más, en el caso de las aguas residuales municipales (Rittman-Perry *et al.*, 2001).
2. Aireación modificada: se diseñó para eliminar DBO<sub>5</sub> y sólidos en suspensión del orden de 65 - 75 %; el período de aireación se reduce a 1.5-2 h.
3. De alto rendimiento: se efectúa para disminuir el volumen del tanque de aireación, se aumenta la carga orgánica y se mantienen elevados los rendimientos de eliminación requeridos. Lógicamente, con una carga alta, la tasa de aporte de oxígeno por unidad de volumen de aireación del tanque, crece proporcionalmente.
4. Aireación intensiva: surgió de la necesidad de tratar fiablemente aguas residuales a bajos volúmenes, cuando no se disponía permanentemente de operarios experimentados. Es aplicable principalmente a hoteles, pequeñas industrias o centros comerciales. El tiempo de retención de la aireación intensiva es de aproximadamente 24 h.

#### **2.6.7.3.4 INVESTIGACIONES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES POR EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS**

En la actualidad, una de las tecnologías más apropiadas para la eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno la constituyen los sistema de fangos activados en discontinuo (Wilderer, 2001), debido a su alto nivel de automatización y control que permiten modificar las condiciones de operación en función de las características del agua residual afluyente al sistema de tratamiento, y que las convierte en una excelente alternativa para eliminar biológicamente la materia orgánica y nutrimentos de las aguas residuales domésticas e industriales (Rao *et al.*, 1997; Dae *et al.*, 2001).

En este contexto, Cárdenas *et al.*, (2006) mencionan que el empleo de un reactor discontinuo secuencial en el tratamiento por lodos activados, remueve en promedio, 85 % de DQO, 92 % de DBO, 52 % de nitrógeno total, 65 % de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> y 67 % de fósforo total.

En este sentido, Palma-Acosta y Manga (2005) proponen tiempos de retención celular dentro del rango de 20 a 30 días y fases anóxicas-aerobias con una duración de 15-15 min.

Pabón y Suárez (2009), enfatizan que este tratamiento tiene una eficiencia promedio de remoción (por sí solo) DBO<sub>5</sub> de 46.4 % y de sólidos sedimentables de 40.84 %, lo que demuestra que es

una tecnología viable técnica y ambientalmente para estabilizar la materia orgánica contaminante que se genera en la industrias de faenado de ganado.

Sin embargo, algunos autores consideran que la eficiencia de los sistemas de tratamiento de lodos activados, consiste en emplear además, otras opciones para complementar el proceso. A esto se le conoce como un "tren de tratamiento" y podría incluir métodos como lodos activados, reactores anaerobios, productos químicos, pretratamiento en sistemas de flotación por aire disuelto y tamices, entre otros, ya que éstos remueven más de 80 % de la DQO presente en aguas residuales avícolas (Matsumura y Mierzwa, 2008).

Caldera *et al.*, (2009) coinciden en lo anterior al señalar que la combinación de varias técnicas, como tamiz rotatorio, tanque de separación, sistema de lodos activados y cámara de cloración, remueven DQO, DBO, aceites, grasas, nitrógeno total y sólidos suspendidos totales y volátiles en cantidades superiores a 90 %.

Mientras que González y Saldarriaga (2008), establecen que la aplicación de sistemas de tratamiento de lodos activados combinado (fases anaeróbica-anóxica-anaeróbica), permite comprobar eliminar de manera simultánea, la materia orgánica, nitrógeno y fósforo de las aguas residuales de tipo doméstico, con eficiencias promedio de 92.5, 87.7, 83.5 %, respectivamente.

Mención aparte merece, el alto contenido bacteriano que los lodos activados presentan. Éstos se vuelven residuos peligrosos, por lo que es necesario, enviarlos a confinamientos o incinerarlos. Sin embargo, reportes recientes sobre lodos residuales en México, muestran que éstos se pueden reutilizar sin riesgos a la salud y al ambiente ya que generan un incremento de 10-85 % en el rendimiento de los cultivos, con relación a los fertilizantes comunes (Oropeza, 2006).

De tal manera, que estos lodos se pueden aprovechar después de someterse a diversos procesos de estabilización, lo que produciría biosólidos que se pueden aplicar como fertilizantes según las características del suelo y mejorar las condiciones de dos terceras partes del territorio nacional que presentan problemas de salinidad y alcalinidad, es decir, altos contenidos de sales y sodio.

## **2.6.8 CONCLUSIONES SOBRE LAS TECNOLOGIAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

De todos los procesos existentes de tratamiento de aguas residuales, se puede concluir que no existe una tecnología que pueda cubrir los requerimientos de todas las necesidades de tratamiento. Debido a que cada proceso unitario tiene la capacidad de reducir contaminantes específicos propios del proceso. Para cubrir las necesidades de tratamiento es necesario integrar estas tecnologías en una configuración adecuada con el objetivo de cumplir con la calidad de agua requerida por la normatividad de acuerdo a su uso.

Los procesos y tecnologías analizados en este trabajo muestran una amplia gama de opciones para el tratamiento de las aguas residuales, por lo que se concluye que en el diseño, implementación y operación de las plantas de tratamiento deben de verse desde un punto de vista integral tomando en cuenta las siguientes variables: el origen y calidad del agua residual, el uso que se le dará a esta, clima del lugar, la normatividad que hay que cumplir, el capital de inversión, el capital humano y sus aptitudes técnicas, tiempo de arranque necesario para entregar agua con la calidad requerida, costo de operación (consumo energético, químicos, membranas, manejo de residuos, operadores, muestreos, etc.) y mantenimiento. Una vez analizadas las variables anteriores se deberán diseñar las etapas de tratamiento (pre tratamiento, tratamiento primario, secundario, terciario y avanzado), en las que se implementaran tecnologías clásicas o actuales, tomando en cuenta el consumo energético, eficiencias de remoción de materia orgánica, nutrimentos (Nitrógeno y fósforo ) y contaminantes específicos que se eliminaran en cada etapa. Se deben de conocer a profundidad los procesos unitarios físicos, químicos y biológicos para realizar un diseño adecuado en el tratamiento de las aguas residuales, de tal forma que sea viable en lo técnico, rentable en lo económico y generoso con el medio ambiente.

## **2.7 CONCEPTOS GENERALES DE LOS SISTEMAS FOTOVOLTAICOS**

### **2.7.1 ANTECEDENTES DE LA ENERGÍA FOTOVOLTAICA**

La energía solar se presenta como una alternativa importante ante el aumento del consumo energético del planeta, debido a que, la cantidad de la energía del sol que llega a la superficie de la tierra en un día, es diez veces más que la energía total consumida en nuestro planeta durante

un año. A través del efecto fotovoltaico la energía contenida en la luz del sol puede ser convertida directamente en energía eléctrica (Martins, 1999).

El efecto fotovoltaico fue descubierto en 1839 por el físico francés Alexandre-Edmond Becquerel, cuyos estudios sobre el espectro solar, magnetismo, electricidad y óptica son el pilar científico de la energía fotovoltaica. En 1883, el inventor norteamericano Charles Fritts construyó la primera celda solar con base en un semiconductor de Selenio (Se) con una capa delgada de Oro (Au) obteniendo una eficiencia del 1%. En 1954, en los Laboratorios Bell se experimentaba con semiconductores y accidentalmente se encontró que el Silicio (Si) con algunas impurezas era muy sensitivo a la luz. Los resultados obtenidos contribuyeron a la producción comercial de paneles solares, lográndose una eficiencia del 6% (Diaz, 2008).

En 1957, la ex-URSS lanzó su primer satélite espacial y un año después, en febrero de 1958, los EE. UU., hicieron lo mismo. La primera nave espacial que usó paneles solares fue el satélite norteamericano Explorer I, lanzado en febrero de 1958. Este evento generó un gran interés en la producción y lanzamiento de satélites geoestacionarios (GEO) para el desarrollo de las telecomunicaciones, en los que la energía provendría de un dispositivo de captación de la luz solar. Dicho desarrollo estimuló la investigación en la búsqueda de paneles cada vez más eficientes y motivó los avances tecnológicos dentro de la industria. El primer mercado de los paneles fotovoltaicos fue dirigido al sector aeroespacial. Los resultados positivos de la misión Explorer I marcaron una pauta en el desarrollo de las telecomunicaciones y de los paneles fotovoltaicos. La llegada de la celda de Silicio dio inicio al desarrollo de nuevas tecnologías, principalmente orientadas a la búsqueda de paneles solares más eficientes (Peterson, 2005).

En México desde 1993 a 2003, la capacidad instalada de sistemas fotovoltaicos se incrementó de 7 a 15 MW, generando más de 8,000 MW/hr por año para electrificación rural, bombeo de agua y refrigeración. Se espera tener instalados 25 MW con tecnología fotovoltaica para 2013, y generar 14 GW/hr por año [10]. La CONAE considera que en el 2001, se contaba con pequeñas cargas distribuidas de más de 115 mil metros cuadrados en sistemas fotovoltaicos instalados en el país, que generaron cerca de 8.4 GWh/año. Al 2012 se esperan 30 MW instalados y 18 GWh/año de energía (Hinojosa 2003).

CFE cuenta con una planta híbrida en San Juanico, Baja California Sur, conformada por 17 KW fotovoltaico, 100 KW eólicos y motor generador diesel de 80 KW. Adicionalmente, se encuentra en proyecto la instalación de una planta híbrida de ciclo combinado al Noroeste de México, con una capacidad renovable de 39 MW. El Instituto de Investigaciones Eléctricas ha instalado en el Nooeste del país, pequeños sistemas fotovoltaicos de 1.5 a 2 KW con la finalidad de estudiar su efecto sobre la red de transmisión en la demanda del usuario (Hinojosa, 2003).

Los costos asociados a sistemas fotovoltaicos se encuentran en el rango de 3,500 a 5,000 USD/KW instalado (dependiendo de la tecnología empleada y de su conexión a la red) y de 25 a 150 USD por KW/h generado. Datos del Instituto de investigaciones Eléctricas señalan que el potencial solar promedio en México, es aproximadamente de 5 KWh/m<sup>2</sup> por día (Hinojosa, 2003).

Debido al tema de protección al medio ambiente y al rápido incremento del precio del petróleo, es necesario que se realicen esfuerzos de buscar fuentes alternativas de energía. Entre ellas, la energía solar es una fuente abundante de suministro y además libre de contaminación, por lo que la investigación sobre energía solar ha llamado mucho la atención. Taiwan se encuentra en la zona subtropical, con una gran cantidad de luz solar y las largas jornadas de sol. Por lo tanto, la energía solar debe ser el candidato más destacado para la energía verde (Yin, 2006]).

El creciente desarrollo industrial y de consumo ha traído como consecuencia un deterioro del medio ambiente a través de las emisiones de CO<sub>2</sub> y otros gases que además de destruir la capa de ozono afectan la salud del hombre. La energía solar fotovoltaica se plantea como una solución para la reducción de emisiones de CO<sub>2</sub>, ya que cada KWh de energía solar generada deja de emitir 0.311 Kg de CO<sub>2</sub> a la atmósfera. Por este motivo los gobiernos están invirtiendo en el uso de energías renovables, y la que se ha desarrollado más rápidamente es la fotovoltaica.

## **2.7.2 RADIACION SOLAR**

Nota: Creo que debe incluirse el tema de radiación con relación a los conceptos básico, radiación global, directa, difusa y

A continuación se presentan algunos conceptos que se relacionan con respecto a la radiación solar, como un marco de referencia.

Radiación directa. es la radiación recibida del sol que no ha sido absorbida ni dispersada, que es en su totalidad radiación directa, ya que no hay presencia de cuerpos o fenómenos que modifiquen su trayectoria. Sin embargo, cuando los rayos del sol cruzan la atmósfera, una parte de ellos son absorbidos o dispersados y el resto logra tocar la superficie terrestre en forma directa. Existen varias maneras de describir la cantidad de radiación directa que llega a la tierra, dependiendo de la orientación en que se ubica el plano sensor

Se conoce como dirección de la radiación directa a las relaciones geométricas entre un plano y cualquier orientación particular relativa a la tierra en cualquier momento (ya sea que el plano esté fijo o móvil relativo a la tierra) y la radiación solar directa incidente.

Esto es, la posición del sol relativa a ese plano, y se puede describir en términos de algunos ángulos, que son:

- a) Latitud ( $\varphi$ ): posición angular al Norte o Sur del ecuador, al Norte positivo; al Sur negativo que varía de  $-90^\circ \leq \varphi \leq 90^\circ$
- b) Declinación ( $\delta$ ): la posición angular del sol en el mediodía solar (en el meridiano local) con respecto al plano del ecuador, Norte positivo, y al Sur negativo;  $-23.45^\circ \leq \delta \leq 23.45^\circ$ .
- c) Inclinación ( $\beta$ ) : el ángulo entre el plano de la superficie en cuestión y la horizontal;  $0 \leq \beta \leq 180^\circ$ .
- d) Ángulo acimut de superficie ( $\gamma$ ): la desviación de la proyección sobre un plano horizontal de la normal a la superficie del meridiano local, con cero al Sur, negativo al Este, positivo al Oeste;  $-180^\circ \leq \gamma \leq 180^\circ$ .
- e) Ángulo horario: el desplazamiento angular del sol del Este a Oeste del meridiano local debido a la rotación de la tierra sobre su eje a  $15^\circ$  por hora; negativo en la mañana, positivo por la tarde.
- f) Ángulo de incidencia: el ángulo entre el rayo directo sobre una superficie y la normal a esa superficie.

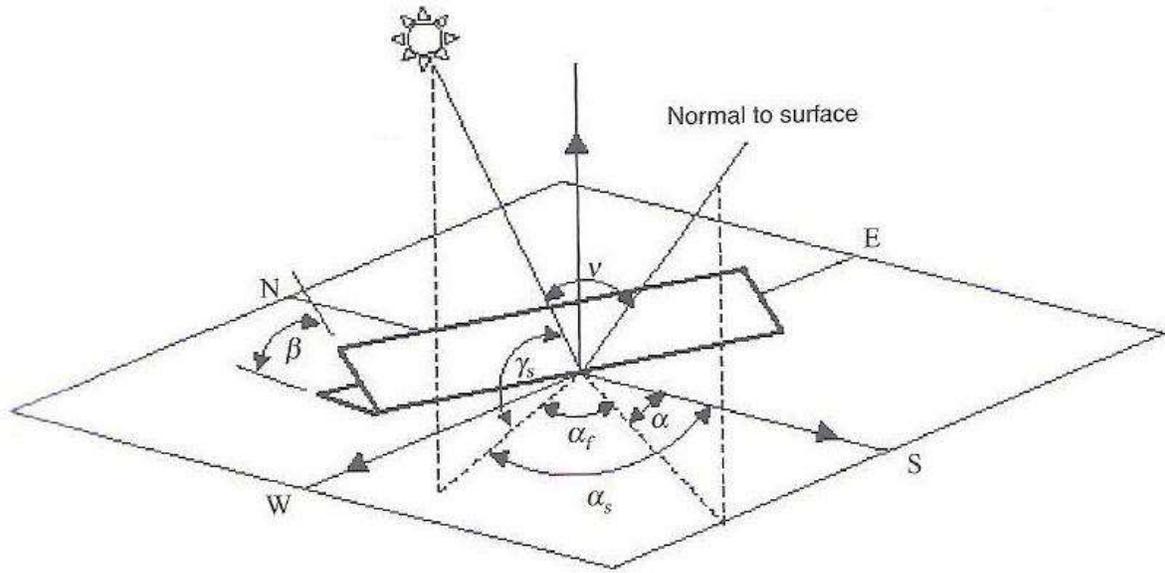


Figura 13 Ángulo que forma el plano perpendicular al panel con la dirección Norte-Sur ángulo ( $\alpha$ ) y ángulo que forma el panel con la horizontal ( $\beta$ ).

Para propósitos de diseño de procesos solares y cálculos de comportamiento, es necesario calcular la radiación horaria sobre una superficie inclinada de un colector a partir de mediciones o estimaciones de radiación solar sobre una superficie horizontal. Los datos más disponibles son la radiación total por horas o día sobre una superficie horizontal, mientras que la necesidad es para radiación directa o difusa en el plano de un colector.

El instrumento de medición más comúnmente utilizado para medir la radiación directa es el pirheliómetro. Este instrumento emplea un detector colimado para medir la radiación solar que proviene directamente del sol y de una pequeña porción del cielo alrededor del sol con una incidencia normal.

El primer instrumento estándar para la medición de radiación solar fue el pirheliómetro de flujo de agua, diseñado por Abbot en 1905. Este instrumento usa una cavidad cilíndrica de cuerpo negro para absorber la radiación que es admitida a través de un tubo colimado. El agua fluye alrededor y sobre la cavidad de absorción y la medición de su temperatura y velocidad de flujo provee los medios para determinar la energía absorbida. El diseño fue modificado por Abbot en

1932 para incluir el uso de dos cámaras térmicas idénticas, dividiendo el agua de enfriamiento entre ellas y calentando eléctricamente una de ellas mientras la otra es calentada por la radiación solar.

## Radiación difusa

Es la radiación solar recibida en la superficie terrestre después que su dirección ha sido cambiada por la dispersión en la atmósfera.

La radiación que incide sobre una superficie también consiste de radiación solar dispersa proveniente del cielo y posiblemente la radiación solar reflejada por la tierra. Dado que la radiación difusa se presenta cuando los rayos solares penetran la atmósfera, es aquí donde se presentan los dos fenómenos relacionados con la magnitud de la radiación difusa:

Dispersión. Como se mencionó anteriormente, la interacción de los rayos solares con las moléculas de aire y partículas de polvo provocan la dispersión de tales rayos; esta manifestación es dependiente del tamaño y cantidad de cuerpos y moléculas. Las moléculas de aire son muy pequeñas con relación a la longitud de onda de la radiación solar y la dispersión se produce de acuerdo con la teoría de Rayleigh (el coeficiente de dispersión varía con  $\lambda^{-4}$ ). La dispersión de Rayleigh es significativa solo a longitudes de onda cortas; con  $\lambda=0.6 \mu\text{m}$  tiene poco efecto en la transmitancia atmosférica. El polvo y el agua en la atmósfera tienden a formar partículas mas grandes debido a la agregación de moléculas de agua sobre partículas de polvo de diversos tamaños. Estos efectos son más difíciles de tratar que los efectos de Rayleigh, ya que la naturaleza y cantidad de polvo y partículas de humedad en la atmósfera son altamente variables con la localización y el tiempo.

Absorción. La absorción de la radiación en la atmósfera en el espectro de energía solar es debida mayormente al ozono (O<sub>3</sub>) en la región ultravioleta, y al vapor de agua y al bióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) por bandas en la región infrarroja. Hay una absorción casi completa de la radiación de onda corta por el ozono en la atmósfera superior a  $\lambda$  por debajo de  $0.29 \mu\text{m}$ . La absorción por el

ozono disminuye cuando  $\lambda$  está por encima de  $0.29 \mu\text{m}$ ; hasta  $0.35 \mu\text{m}$  no hay absorción, pero hay una banda débil de absorción por el ozono cercana a  $\lambda=0.6 \mu\text{m}$ . Por otro lado, el vapor de agua absorbe fuertemente en bandas en la parte infrarroja del espectro solar, centradas a  $1.0$ ,  $1.4$  y  $1.8 \mu\text{m}$ . Mas allá de  $2.5 \mu\text{m}$ , la transmisión de la atmósfera es muy baja debido a la absorción del agua y el  $\text{CO}_2$

Las mediciones de radiación difusa pueden ser hechas con piranómetros comunes sombreándolos de la radiación directa. Esto es usualmente hecho por medio de un anillo sombreador, que permite el registro constante de radiación difusa sin la necesidad de posicionamiento continuo

### Radiación global

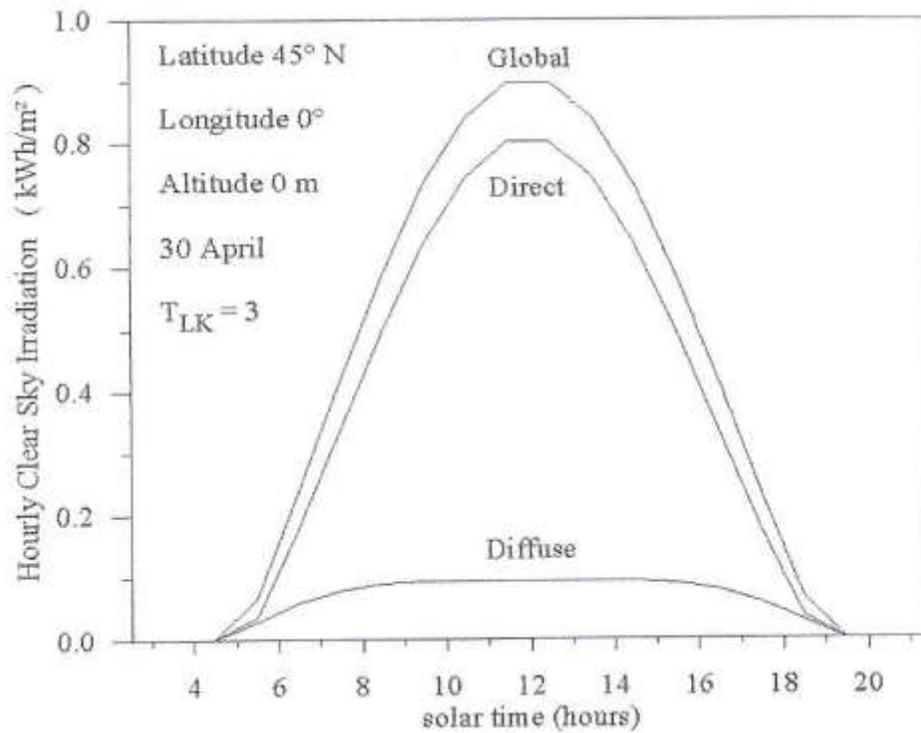
La radiación global o total es la suma de las radiaciones directa y difusa sobre una superficie. Es la medición mas común de la radiación solar (radiación total sobre una superficie horizontal). Los instrumentos para medir la radiación global se conocen como piranómetros y es de estos instrumentos de donde proviene la mayoría de los datos de radiación disponible. Los detectores para estos instrumentos deben tener una respuesta independiente de la longitud de onda sobre el espectro de energía solar. Además, deben tener una respuesta independiente del ángulo de incidencia de la radiación solar. Los detectores de casi todos los piranómetros estan cubiertos con una o dos cubiertas semiesféricas de vidrio para protegerlos del viento u otros factores externos; las protecciones deben ser muy uniformes en su grosor para no provocar distribuciones irregulares de radiación sobre los detectores.

El cálculo de la energía recibida en diferentes inclinaciones  $\beta$  se suele realizar por programas de computación que parten de los datos medidos de la irradiación global del lugar y del cálculo de sus componentes directa y difusa de la radiación solar:

Componente directa  $I_d$ : parte de la energía que llega a un plano directamente de los rayos del sol.

Componente difusa  $I_d$ : parte de la energía que llega a un plano excluyendo la componente directa. Incluye el albedo que procede de reflexión por superficies próximas. No se toma en cuenta la radiación reflejada, en este caso a la suma de la radiación directa y difusa se le toma como radiación global.

Irradiación global:  $G_d = I_d + D_d$ , ver grafica 6.



Grafica 6 Orientación de los módulos fotovoltaicos

La energía captada por un panel dependerá de su orientación respecto del sol; en general los paneles tienen que estar orientados en hemisferio norte hacia el sur y en hemisferio sur hacia el norte. La orientación del panel está determinada por dos ángulos ( $\alpha$ ,  $\beta$ ), ver figura 13:

$\alpha$ : ángulo que forma el plano perpendicular al panel con la dirección Norte-Sur

$\beta$ : ángulo que forma el panel con la horizontal

Para el cálculo de la inclinación óptima se supondrá que  $\alpha = 0$ .

### 2.7.3 COMPONENTES DE UN SISTEMA FOTOVOLTAICO

La tecnología solar fotovoltaica (FV) consiste en la conversión directa de la radiación del Sol en electricidad. Esta conversión se realiza a través de la célula solar, unidad básica en la que se

produce el efecto fotovoltaico. La energía solar fotovoltaica está indicada para un amplio abanico de aplicaciones donde se necesite generar electricidad, bien sea para satisfacer las necesidades energéticas de aquellos que no disponen de la red eléctrica (sistemas fotovoltaicos autónomos) o bien para generar energía a la red eléctrica (sistemas conectados a la red). Se puede realizar una primera clasificación de los sistemas fotovoltaicos en función de si están o no conectados a la red eléctrica convencional:

- Sistemas fotovoltaicos autónomos son aquellos que están aislados de la red eléctrica.
- Sistemas fotovoltaicos conectados a la red son aquellos que están directamente conectados a la red eléctrica.

Una de las principales características de los generadores fotovoltaicos que los diferencia de otras fuentes de energía renovable es que únicamente producen electricidad cuando reciben la luz del Sol (irradiancia solar) y además la cantidad de energía que generan es directamente proporcional a la irradiancia solar que incide sobre su superficie. Resulta evidente que en multitud de aplicaciones el consumo energético se produce independientemente de la radiación solar (p.e en un sistema de iluminación donde se trata de tener energía durante la noche). En este tipo de aplicaciones es necesario incluir un sistema de almacenamiento energético o de acumulación, en los sistemas FV la energía producida por los módulos FV se almacena en baterías. En otras aplicaciones, como el bombeo de agua o los sistemas conectados a la red no se necesitan baterías, en el primer caso la energía se acumula en forma de energía hidráulica mientras que en el segundo la energía se acumula en la propia red eléctrica. En general, un sistema fotovoltaico se integra por:

- Un generador fotovoltaico.
- Una batería de acumulación.
- Un regulador de carga.
- Un inversor.
- El consumo (dispositivos).

El generador FV es el encargado de transformar la energía del Sol en energía eléctrica. Está formado por varios módulos fotovoltaicos conectados en serie y/o paralelo, y a su vez cada

módulo fotovoltaico está formado por unidades básicas llamadas células fotovoltaicas. La potencia que puede suministrar una única célula FV típica es del orden de 3W. Este valor resulta pequeño para la mayoría de las aplicaciones hace que el fabricante las agrupe conectándolas en serie y paralelo para formar los módulos FV. La potencia que puede suministrar un módulo FV dependerá del número de células que posea. Un valor típico para módulos compuestos por 36 células conectadas en serie oscila entre los 50 y 100 W, dependiendo del área de cada una de las células. Si esta potencia aún resulta insuficiente para una determinada aplicación, el instalador conecta los módulos necesarios, en serie y en paralelo, hasta obtener la potencia requerida.

La energía producida por el generador FV se acumula, en caso de ser necesario (ya se ha visto que los sistemas conectados a la red no necesitan baterías), en un sistema de baterías. De este modo la energía producida durante las horas de sol se puede utilizar durante la noche, o en momentos en los que no se disponga de la suficiente radiación solar para generar la energía necesaria. La batería es pues un elemento que va a estar cargándose y descargándose cíclicamente (p.e. en un sistema de iluminación FV la batería se carga durante el día y se descarga en las horas de la noche). Para controlar los procesos de carga y descarga de la batería se utiliza un regulador de carga. Este elemento es el encargado de proteger la batería contra sobrecargas o contra sobredescargas excesivas que podrían resultar dañinas para la batería, acortando su vida útil. El modo de operación es bien sencillo: cuando el regulador detecta que la batería está siendo sobrecargada, desconecta el generador FV y cuando detecta que la batería está siendo sobredescargada, desconecta los consumos. Los módulos FV producen corriente continua (DC), que se puede almacenar directamente en baterías. Cuando se extrae potencia eléctrica de las baterías, ésta también es en forma de corriente continua. En el caso de que se desee dar servicio a determinados consumos que pueden ser en corriente alterna (AC) (como ocurre con la mayoría de los consumos que habitualmente estamos acostumbrados a utilizar) es necesario disponer de un inversor que es un dispositivo electrónico encargado de transformar la corriente continua en corriente alterna con el máximo rendimiento posible.

Los consumos o cargas que el sistema fotovoltaico ha de satisfacer (luminarias, batidoras, radio, TV, motores, etc.), pueden ser DC o AC. Se considera a los consumos como una parte substancial del sistema fotovoltaico ya que estos son los que determinan el tamaño del sistema (lo que se conoce como dimensionado del sistema FV).

Los consumos DC de bajo voltaje (bajo voltaje significa 12 a 36 V) pueden conectarse directamente al sistema de baterías a través de un regulador de carga. Las ventajas de utilizar aparatos DC incluyen el hecho de que normalmente son más eficientes energéticamente (p.e. lámparas DC, TV DC, ordenadores portátiles o frigoríficos DC), pero por el contrario el usuario se encuentra con un coste más elevado que sus equivalentes AC, además de que son más difíciles de encontrar. Otra restricción reside en el hecho de que los sistemas de bajo voltaje están limitados en la práctica a relativamente bajas demandas de consumo. La razón estriba en que un consumo de varios kW necesitaría corrientes muy elevadas lo que conduciría a pérdidas elevadas en el cableado o a la utilización de secciones de conductores muy grandes.

Los aparatos AC se pueden encontrar más fácilmente (pero consumen más energía que sus equivalentes DC). Para operar aparatos AC es necesario disponer de un inversor. Ya que el inversor necesita dimensionarse para soportar los picos de consumo (p.e. arranque de motores o encendido de luminarias con reactancias) combinado con el bajo rendimiento que presentan operando muy por debajo de su potencia nominal, no es raro encontrar sistemas FV que combinan consumos en DC con consumos en AC (p.e. iluminación en DC y el resto de los consumos de potencia en AC).

#### **2.7.4 MÓDULOS FOTOVOLTAICOS**

La conversión directa de la luz solar en energía eléctrica se consigue mediante las celdas solares, por un proceso llamado *efecto fotovoltaico* (FV). Las celdas solares y sus procesos internos permiten la generación de una corriente eléctrica a partir de la radiación solar incidente sobre dichas celdas.

La celda solar posee una estructura similar a la de un diodo, y como tal, los principales componentes que conforman su estructura interna son los materiales semiconductores. Están compuestas básicamente por una capa de semiconductor tipo N y otra capa de semiconductor tipo P. Los materiales en general pueden clasificarse en conductores, aislantes y semiconductores, de acuerdo con su conductividad eléctrica. La conductividad eléctrica indica el grado de movilidad que presentan los electrones dentro de una sustancia específica.

El silicio es el más importante material semiconductor para la conversión fotovoltaica de energía solar. En su forma cristalina pura, este material presenta pocas cargas libres en su interior y una resistividad alta. Mediante un proceso llamado *difusión* se puede introducir pequeñas cantidades de otros elementos químicos, que permiten decrecer el valor inicial de resistividad y crear simultáneamente una región tipo p y una región tipo n, de modo de que se produce una unión p-n.

Las celdas solares de silicio se elaboran utilizando planchas monocristalinas, planchas policristalinas o láminas delgadas. Se unen capas de silicio tipo p y silicio tipo n, a través de una capa de barrera, que es esencial para el efecto fotovoltaico.

Las planchas monocristalinas se cortan de un lingote monocristalino que se desarrolla a aproximadamente 1400°C, lo que resulta en un proceso muy costoso. El silicio debe ser de una pureza muy elevada y tener una estructura cristalina casi perfecta. Las planchas policristalinas se realizan por un proceso de moldeo en el cual el silicio fundido es vertido en un molde y se deja asentar, para rebajar en planchas. Como las planchas policristalinas son hechas por moldeo implican menores costos de producción, pero no son tan eficientes como las celdas monocristalinas. El rendimiento más bajo se debe a las imperfecciones en la estructura cristalina, resultado del proceso de moldeo.

El otro tipo corresponde a las células amorfas. Como su nombre lo indica, estas células no poseen una estructura cristalina. Precisamente esa simplificación en la estructura conduce a un abaratamiento drástico de las mismas.

Es un hecho que cuando más se aleja de la técnica de fabricación de una célula FV de la estructura cristalina pura, más defectos estructurales aparecerán en la sustancia semiconductor, los que aumentan la cantidad de cargas libres que son atrapadas, que disminuye la eficiencia de conversión.

Los módulos o paneles solares fotovoltaicos se conforman por un grupo de celdas solares interconectadas entre sí y protegidas contra la intemperie, impactos y corrosión.

El voltaje de los paneles depende del número de celdas solares que se conecten en serie y de la estructura cristalina del semiconductor que se usa. Los voltajes nominales de un panel solar fotovoltaico son en general 12 o 24 Vdc, con una vida útil de entre 25-30 años y con una eficiencia entre 9 y 15%. La potencia nominal de los módulos indica la cantidad de energía que genera bajo condiciones nominales. Es decir, un módulo de 80 W de potencia nominal produce 80 Wh si durante una hora recibe la cantidad de radiación para la que se diseñó. De forma que la potencia generada por el panel puede ser menor que la potencia nominal para condiciones de poca radiación solar.

El valor de corriente y voltaje necesarios para una aplicación específica se obtiene conectando paneles en paralelo o en serie.

### **2.7.5 BATERIAS**

En los sistemas fotovoltaicos las baterías o acumuladores se utilizan principalmente como sistema de almacenamiento energético, debido al desplazamiento temporal que puede existir entre los periodos de generación (durante el día) y los periodos de consumo (p.e. durante la noche), que permite la operación de las cargas cuando el generador FV por si mismo no puede generar la potencia suficiente para abastecer el consumo. También se pueden utilizar para otros cometidos tales como estabilizadores de voltaje o corriente y para suministrar picos de corriente (p.e. en el arranque de motores). Las baterías se utilizan habitualmente en la mayor parte de los sistemas FV autónomos (aunque hay excepciones, tales como los sistemas de bombeo de agua con energía solar fotovoltaica) y en general no se utilizan en sistemas conectados a la red eléctrica.

La gran mayoría de las baterías del mercado son de Plomo-ácido (Pb-a), las cuales se adaptan bien a la operación en sistemas FV siempre y cuando se pueda realizar un mantenimiento adecuado. Se pueden encontrar baterías de Plomo-Calcio (Pb-Ca) y Plomo-Antimonio (Pb-Sb). Las primeras necesitan menor mantenimiento y tienen menor autodescarga, mientras que las segundas se deterioran menos en el ciclado diario y presentan mejores prestaciones para niveles bajos de carga.

Habitualmente se suelen utilizar dos tipos de baterías para aplicaciones fotovoltaicas: Plomo-ácido y Níquel-Cadmio. Debido a motivos de coste es más habitual la utilización de baterías de plomo-ácido aunque las de Níquel-Cadmio se utilizan en ocasiones en aplicaciones profesionales en las que el coste no es un parámetro definitivo. Las baterías de Níquel-Cadmio presentan ventajas respecto de las de Plomo-ácido como son la posibilidad de sufrir descargas profundas o permanecer largos periodos en baja carga sin sufrir deterioro. También cabe destacar una menor autodescarga y un menor mantenimiento.

Existen otros tipos de baterías, como las de Níquel-Hierro (Ni-Fe), Níquel-Zinc (Ni-Zn), Zinc-Cloro ( $Zn-Cl_2$ ) o Ión-Litio (i-Li), que no presentan en la actualidad características apropiadas para su utilización en sistemas fotovoltaicos.

Las baterías suelen estar formadas por elementos de dos voltios que conectados en serie proporcionan tensiones de trabajo de 12 V, 24 V, 48 V, etc. La capacidad (en ampers-hora, Ah) de un grupo de baterías conectadas en serie es igual a la capacidad de cada uno de los elementos que lo componen. Si se conectan baterías en paralelo se suma la capacidad de sus elementos. El diseño de la capacidad necesaria de las baterías en un sistema FV, se calcula en función a los consumos y al número de días de autonomía del sistema. Se debe dimensionar el acumulador con relación al generador FV de manera correcta, es decir un exceso de capacidad de almacenamiento respecto de la capacidad de generación del generador FV daría lugar a la batería que tendría dificultades en poder cargarse; al contrario, una baja capacidad de batería da lugar a poca autonomía y se corre el riesgo de no suministrar energía, en caso de ausencia de radiación solar.

Los acumuladores electroquímicos de plomo ácido o baterías son células electroquímicas en las que las reacciones en los electrodos son reversibles y por esta razón se pueden utilizar para acumular energía y posteriormente liberarla cuando se conectan a un circuito de carga exterior. Las células electroquímicas están constituidas esencialmente por placas, materia activa y electrolito.

Las placas forman los electrodos positivo y negativo que permiten la entrada y salida de la corriente eléctrica que circula por el interior de cada elemento de batería por efectos de los procesos de carga o descarga. Los electrodos sufren reacciones de oxidación/reducción y dependiendo del proceso funcionan como ánodo o como cátodo. Existen diferentes configuraciones de placas: empastadas, tubulares..., cuya elección depende de las condiciones de operación.

Los materiales activos, constituyentes de cada célula o elemento, participan en la reacción electroquímica de carga y descarga. En algunos tipos de placas se utilizan rejillas para retener el material activo y mejorar la distribución de la corriente en la placa. El electrolito es una solución diluida de ácido sulfúrico, en el caso de las baterías de plomo-ácido, que funciona como medio de transporte de cargas eléctricas entre las placas positiva y negativa y además interviene en la reacción de carga y descarga.

Los elementos constructivos más importantes de una batería son:

**La célula.** El elemento básico electroquímico de una batería es la célula (también denominado elemento de batería), consistente en un conjunto de placas positivas y negativas separadas por separadores aislantes, inmersas en una solución de electrolito, todo ello dentro de un contenedor. En una batería de plomo-ácido (Pb-a) cada célula tiene un voltaje nominal en torno a 2 V, que se pueden asociar en serie para dar lugar a tensiones de 12 V (6 elementos en serie) o 24 V (12 elementos en serie).

**Material activo.** Son los materiales que forman las placas positivas y negativas, que son los reactivos de la célula. La cantidad de materia activa es proporcional a la capacidad (Ah) que la batería puede suministrar. En las baterías de Pb-a, los materiales activos son el  $\text{PbO}_2$  en la placa positiva y Pb en la negativa, que reaccionan con el ácido sulfúrico del electrolito durante la operación de la batería para producir agua y sulfato de plomo durante la descarga y viceversa durante el proceso de carga.

**Electrolito.** Es un medio conductor que permite el flujo de corriente mediante transferencia iónica, o la transferencia de electrones entre las placas de la batería. En las baterías de Pb-a, el electrolito es una disolución de ácido sulfúrico, bien en forma líquida, como gel o cristalizado.

En las baterías de níquel-cadmio (NiCd) el electrolito es una solución de hidróxido potásico y agua. En muchas baterías es necesaria la reposición de agua, perdida durante el gaseo en la sobrecarga (se debe usar agua destilada para el rellenado).

**Rejilla.** Sirve como soporte de la materia activa y en las baterías de Pb-a está formada por una aleación de plomo. El antimonio o el calcio se suelen utilizar como elementos de aleación para fortalecer la rejilla y definen las diferentes características de la batería (como el ciclado y el gaseo). Dependiendo de la forma de la rejilla se diferencian baterías tubulares y planas.

**Placas.** Consisten en una rejilla con material activo, a menudo también denominado electrodo. Generalmente, en cada célula hay un número de placas conectadas en paralelo a un bus situado en la parte superior de las placas, tanto positiva como negativa. La profundidad del ciclado de una batería depende del grosor de las placas. En las baterías de arranque se suelen utilizar muchas placas muy finas, dando lugar a una gran superficie de reacción para suministro de altas corrientes en poco tiempo, pero haciendo que no sean muy resistentes a descargas profundas y prolongadas. Por el contrario, las placas gruesas permiten descargas profundas sobre largos periodos manteniendo una buena adhesión de la materia activa a la rejilla (vida larga).

**Separadores.** Es un material poroso (gomas, plástico...) y aislante que separa las placas positiva y negativa evitando el cortocircuito de las mismas y permitiendo el flujo del electrolito y los iones entre ellas. En algunos casos suelen ser envolventes evitando el cortocircuito debido a la posible deposición de materia activa en el fondo del contenedor.

**Elemento.** Definido como un conjunto de placas positivas y negativas y separadores, montados juntos con buses que interconecta las placas positivas y las negativas.

**Bornas.** Son las conexiones eléctricas externas (positiva y negativa).

**Tapones.** Durante la carga de la batería se producen gases que salen al exterior por los tapones. Existen tapones que son autorecombinantes, disminuyendo la pérdida de agua en el gaseo.

**Carcasa o contenedor.** Hechos comúnmente de plástico o goma dura y contiene todos los elementos de la batería. Los contenedores transparentes facilitan el control visual del nivel del electrolito.

### 2.7.6 CONTROLADOR DE CARGA

En la gran mayoría de los sistemas fotovoltaicos autónomos con baterías es necesario un sistema de regulación de carga. Con la misión de regular la carga en un sistema fotovoltaico autónomo

con baterías, que permitieron realizar un proceso óptimo de carga de la batería, que permite la carga completa pero evita la sobrecarga y la sobredescarga. La estrategia de control del regulador de carga determina el proceso de carga de una batería y es responsable en última instancia tanto de la capacidad del sistema de satisfacer los consumos como de la vida útil de la batería. Además de la vigilancia y control del estado de carga de la batería con el objeto de maximizar su vida útil, el regulador de carga, puede disponer de funciones adicionales como compensación por temperatura de batería, alarmas, monitorización y visualizadores. A pesar de que el regulador de carga puede suponer sólo un 5% del costo total del sistema, su funcionamiento tiene una gran influencia en la vida útil de la batería y por tanto en el costo final del sistema (de un 20 a un 40% en función del coste de sustitución del sistema de baterías).

El regulador de carga permite aprovechar al máximo la energía suministrada por el generador FV, a la vez que garantizar la protección adecuada y buen servicio de las baterías. En caso de sobrecarga pone el generador FV en circuito abierto evitando el paso de corriente del generador hacia la batería. En caso de sobredescarga puede cortar el suministro a los consumos o bien avisar mediante una alarma indicando que la tensión de batería es inferior a los niveles mínimos de seguridad. Una sobrecarga de las baterías provoca procesos de gasificación (hidrólisis del agua en hidrógeno y oxígeno) que pueden disminuir considerablemente la vida de la batería. Una sobredescarga afecta a la futura aceptación de carga de la batería.

En términos generales, las características eléctricas que definen un regulador son la tensión nominal y la intensidad máxima de trabajo. La instalación del regulador se ha de realizar en un lugar fácilmente accesible de modo que resulte cómoda la utilización de los elementos que habitualmente dispone para control del estado de la instalación (visualizadores e indicadores).

En el mercado existen diversos tipos de reguladores, con prestaciones y sistemas de medida diferentes. Un regulador avanzado, además de integrar las funciones de prevención de sobrecarga y sobredescarga, se encarga de suministrar información sobre el estado de carga de la batería. Permite la selección del tipo de carga (normal o carga de igualación) así como la corrección de la tensión de corte en función de la temperatura. Algunos reguladores pueden realizar el seguimiento del punto de máxima potencia del generador FV, maximizando la energía

transferida desde el generador FV hacia la batería. Algunos reguladores de carga disponen de un sistema de monitorización que registra y almacena la operación del sistema, pudiéndose descargar sus datos a un ordenador mediante un puerto serie.

En sistemas FV autónomos centralizados, en los que la energía se distribuye a los usuarios desde un punto central de generación, el regulador de carga puede incorporar funciones de regulación de suministro de energía (en inglés se utiliza habitualmente el término “energy dispatching”) a usuarios individuales, que puede cortar el suministro a aquellos que consumen demasiado o realizando labores de tarifación remota.

En un sistema fotovoltaico con baterías, durante el día la energía eléctrica que proviene del generador alimenta el consumo y el exceso de energía carga la batería y durante la noche la batería se descarga para alimentar el consumo. Las misiones del sistema de regulación de carga son, por un lado, evitar que debido a una corriente excesiva proporcionada por el generador, éste pueda sobrecargar el acumulador; y por otro, evitar que la baterías se sobredescarguen y su estado de carga decaiga por debajo del nivel mínimo permitido (normalmente se recomienda no descargar una batería de Pb-ácido más del 30%). La mayor parte de los reguladores permiten inicialmente que toda la corriente del generador pase hacia la batería, después, cuando la batería está cerca del final de la carga, suministrará corrientes intermitentes para mantener la batería en un estado de flotación. Algunos reguladores sobrecargan la batería periódicamente (cargas de equalización) para homogeneizar los distintos vasos que componen la batería y disminuir la estratificación del electrolito.

Un regulador funciona habitualmente por control de la tensión, directamente relacionada con el estado de carga, medida en los terminales de la batería. Es recomendable que esta medida se realice por el método de cuatro puntas para descontar las caídas de tensión en los cables, fusibles u otros elementos situados entre el regulador y la batería. En función del método específico de control utilizado, puede ser de varios tipos aunque los dos métodos básicos son el regulador serie y el regulador paralelo. El regulador serie, cuando detecta que la batería está completamente cargada, pone en circuito abierto el generador FV. El regulador paralelo deriva la corriente del generador FV a través de un dispositivo disipador situado en paralelo entre el generador

fotovoltaico y la batería. Esta derivación es progresiva, disminuyendo la corriente de carga paulatinamente en función de la tensión de batería. Los reguladores paralelo únicamente son utilizados en sistemas de poca potencia, debido principalmente al problema que supone disipar elevadas potencias. Una modificación habitualmente utilizada en los reguladores serie es la utilización de un control PWM para la carga de la batería. En lugar de poner el generador fotovoltaico en circuito abierto, a partir de unos determinados niveles de tensión, se produce una carga pulsada, PWM, de la corriente, esto hace que se cargue mejor la batería.

Un regulador en un sistema FV ha de ser configurado específicamente en función del tipo de batería, aplicación y condiciones climáticas.

Algunos reguladores también proporcionan información al usuario sobre la operación del sistema y el estado de la batería. En la mayor parte de los casos el regulador sirve como centro de información del estado del sistema y punto de conexión del cableado de varios componentes en el sistema.

Los interruptores de los reguladores pueden ser dispositivos de estado sólido o relés electromecánicos. Aunque en los reguladores más simples se utilizan relés electromecánicos, en la mayoría de los casos se utilizan MOSFET's o transistores de potencia que necesitan menor potencia de activación, son más pequeños y pueden operar un número mayor de ciclos.

En algunos tipos de baterías, particularmente las de plomo-ácido, se recomiendan cargas periódicas de equalización para mantenimiento óptimo de la batería. En la mayoría de los casos se requiere la intervención del usuario que puentea el regulador durante la carga de equalización. Algunos reguladores permiten la automatización de este proceso con una frecuencia programada, se recomienda realizar esta operación una vez cada dos o tres semanas.

El regulador se selecciona en función de la tensión del sistema y de la corriente de cortocircuito ( $I_{sc}$ ), del generador FV (en condiciones estándar de medida), aplicándole un factor de seguridad (normalmente 1,3) debido a que en determinadas ocasiones (días con nubes) la irradiancia puede alcanzar los  $1.300 \text{ W/m}^2$ .

Las principales funciones de los reguladores son:

- Prevenir la sobrecarga de la batería. Limitar la energía suministrada a la batería por el generador FV cuando la batería está plenamente cargada.
- Prevenir la sobre descarga de la batería. Desconectar los consumos de la batería cuando el estado de carga de la batería es muy bajo.
- Proporcionar funciones de control del consumo. Conectar y desconectar automáticamente los consumos en un momento determinado (p.e. conectar una lámpara desde la puesta hasta la salida del Sol), puede establecer un control de consumos prioritarios.
- Proporcionar información del estado del sistema a los usuarios u operarios, mostrando o indicando información como el voltaje y corriente de la batería, estado de carga, alarmas, etc.
- Servir como mecanismo de control para la conexión de otros generadores auxiliares de energía.
- Servir como centro de cableado proporcionando un punto de conexión para otros componentes en el sistema, incluyendo el generador FV, la batería y las cargas o consumos.

### **2.7.7 INVERSORES**

El generador FV produce corriente continua. En sistemas fotovoltaicos autónomos para poder utilizar cargas en corriente alterna se necesita un dispositivo electrónico, denominado inversor, que convierta la corriente continua en corriente alterna. Habitualmente en sistemas fotovoltaicos autónomos el inversor está conectado a una batería, mientras en un sistema fotovoltaico conectado a la red eléctrica el inversor está conectado directamente al generador fotovoltaico.

Las funciones principales de los inversores son: inversión DC/AC, modulación de la onda alterna de salida y regulación del valor eficaz de la tensión de salida. Los inversores que se pueden encontrar normalmente pueden ser monofásicos o trifásicos a 50 Hz, con diferentes voltajes nominales de entrada con un amplio rango de potencias disponibles, de unos pocos vatios hasta varios megavatios. Pueden operar conectados a baterías o directamente al generador FV y pueden estar conectados a diferentes consumos o inyectar energía en la red eléctrica. Los inversores pueden clasificarse en función de la forma de onda de la tensión de salida:

- De onda cuadrada.
- De onda modificada o quasi-senoidal .
- De onda senoidal (muy parecida a la onda de la red eléctrica).

Los inversores de onda cuadrada son los más económicos. Se basan en un simple “chopeado” de la potencia DC de entrada, con muy poca modulación o filtrado. La onda resultante tiene un gran contenido en armónicos no deseados. La distorsión armónica total (THD) es bastante elevada, en torno al 40%, y su rendimiento está en torno al 50-60%. La potencia de sobrecarga es baja, del 10-20% de la potencia nominal. Su regulación de voltaje también es muy baja. Se suelen utilizar con pequeñas cargas inductivas o resistivas, aunque algunos tipos de cargas pueden no operan satisfactoriamente.

Los inversores de onda semi-senoidal o quasi-senoidal presentan una THD del 20% y sus rendimientos son mayores del 90%. Son utilizados en electrificación rural para alimentar los electrodomésticos más habituales, incluyendo ordenadores y equipos musicales. Algunas cargas como las impresoras láser, los microondas y los relojes (que pueden adelantar un 50%) pueden presentar problemas de operación con este tipo de inversores.

Los inversores senoidales tienen un cuidadoso filtrado de la señal generada. En general son la mejor opción para la alimentación de cargas AC, no presentando ningún problema en relación con la THD o estabilidad de la tensión. Algunos tipos de consumos electrónicos como los equipos de telecomunicaciones o instrumentación delicada pueden requerir su utilización. Los inversores que producen ondas senoidales se están imponiendo sobre el resto de inversores que están dejando de ser utilizados, incluso para las aplicaciones más simples.

Para cargas inductivas, como es el caso de los motores, la forma de la onda que llega al motor debe aproximarse lo más posible a una onda senoidal o a una onda PWM cuyos primeros armónicos se presenten a muy alta frecuencia, ya que el máximo rendimiento en el giro del motor se produce por el armónico fundamental a una frecuencia de 50 Hz. Cualquier otro armónico presente en la onda que llegue al motor no produce giro, sin embargo disipa calor por

efecto Joule como  $I^2R$ , lo que provoca calentamientos en las bobinas de cobre y cuerpo del motor y por tanto pérdidas de rendimiento. A menudo estos armónicos son los responsables de la degradación y destrucción de los aislamientos de las bobinas.

La regulación del valor eficaz de la tensión de salida en inversores autónomos suele realizarse mediante control PWM. Ya que la tensión DC de entrada al inversor varía, también lo hace la producción de corriente de carga y en consecuencia la tensión de apagado de los interruptores de los semiconductores que forman el inversor. Como consecuencia la duración de los pulsos de la onda de salida debe ser modulado (estrechándolo o ensanchándolo). En algunos inversores la regulación de la tensión de salida se realiza con ayuda de transformadores o regulando la tensión antes del inversor.

El funcionamiento general de un inversor está con base en puentes de interruptores de semiconductores de potencia con un ciclo controlado de apertura y cierre generando ondas de pulsos variables (cuantos más pulsos menor distorsión armónica y mayor proximidad a la onda pura senoidal).

## **2.8 ELECTROLISIS CON CELDA SECA PARA LA PRODUCCION DE OXÍGENO**

### **2.8.1 ELECTROLISIS**

La fuente más abundante de hidrógeno en la tierra es agua cada molécula que contiene un átomo de oxígeno y dos de hidrógeno. Es relativamente sencillo para separar el hidrógeno en el agua del oxígeno usando electricidad para hacer funcionar un electrolizador. Un electrolizador es una célula galvánica compuesta de un ánodo y un cátodo sumergidos en un electrolito a base de agua. Cada electrodo atrae a los iones de carga opuesta. La energía necesaria para separar a los iones e incrementar su concentración en los electrodos, proviene de una fuente de potencia eléctrica que mantiene la diferencia de potencial en los electrodos. La electrolisis del agua ( $H_2O$ ), es la descomposición de esta en gas oxígeno ( $O_2$ ) e hidrogeno ( $H_2$ ), se forma hidrogeno en el cátodo y oxígeno en el ánodo, descubierto en 1820 por el físico químico inglés Michael Faraday. La eficacia de la electrolisis aumenta con la adición de un electrolito, dado que el agua es un aislante

eléctrico, se le agrega un electrolito para hacerla un medio conductor (García, 2013 y Luna *et al*, 2011, Simón, *et all* 2007).



## 2.8.2 TIPO DE CELDAS ELECTROLIZADORAS

Existen dos tipos de celdas electrolizadoras que tienen el mismo principio de funcionamiento la celda húmeda o sumergible y la seca o no sumergible (García, 2013).

### Celda húmeda o sumergible

Se componen de un contenedor lleno de electrolito en el que los electrodos están total o parcialmente sumergidos, por lo general son hechos de placas de acero inoxidable, espiral de alambre, tornillos u otros materiales. Cuando la energía se aplica a los electrodos, estos producen el oxihidrogeno, propagándose hacia arriba a través del baño electrolítico y escapa en un puerto instalado en la parte superior. Este tipo de electrolizador es generalmente menos eficiente, ya que pocas celdas húmedas producen más de 1.5 L/min, y dentro de sus ventajas sobre la celda seca como son: fácil de construir y tiene menos componentes, ver figura 14.



Figura 14 Ejemplo de celdas húmedas

Fuente: García, 2013.

### Reactor de electrolítico o Celda seca

La celda seca no se sumerge en un recipiente, ella misma es el contenedor circulando el agua por la parte de adentro. La energía requerida se puede suministrar a través de un sistema fotovoltaico

autónomo que puede estar acoplado el electrolizador al módulo fotovoltaico o también se puede integrar un sistema de batería, como respaldo o conectarse directamente a la red general de energía. Los módulos fotovoltaicos y electrolizadores cuentan con una tecnología madura y comercial, por lo que es fácil integrarlos a sistemas generales de energía (García, 2013 y González, *et al* 2009), ver figura 15 y 16.

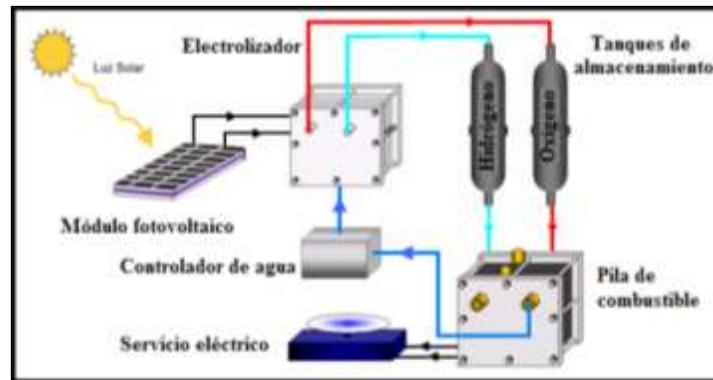


Figura 15 Sistema módulo fotovoltaico-electrolizador

Fuente: González, *et al* 2009.

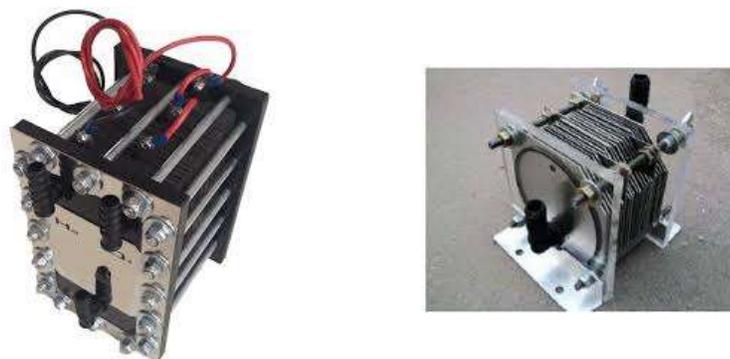


Figura 16 Celdas secas electrolizadoras comerciales

Fuente: García, 2013.

De acuerdo a Simón, J.M., *et al.*, 2007 el funcionamiento de un electrolizador es lo contrario de operar una celda de combustible de hidrógeno. En una celda de combustible, el hidrógeno y el oxígeno se suministran al ánodo y cátodo, y se combinan para formar agua, mientras que la creación de una corriente eléctrica que puede ser objeto de un uso. En un electrolizador, se aplica una corriente eléctrica entre el ánodo y el cátodo, lo que hace que el agua en el electrolito al romperse, libera gas de oxígeno en el ánodo y gas de hidrógeno en el cátodo (ver figura 17).

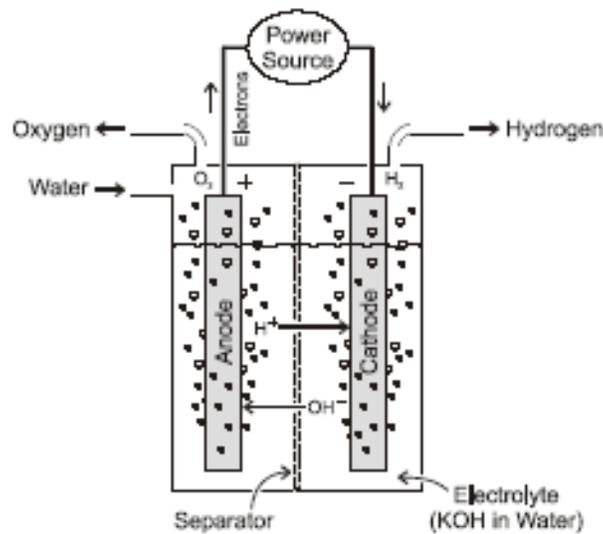


Figura 17 Electrolisis del agua para producir hidrogeno y oxígeno

Fuente: Source: College of the Desert, 2001a.

La celda electrolítica ha tenido sus mayores aplicaciones en la industria automotriz, en donde los residuos de la electrolisis han sido inyectados y mezclados junto con la gasolina para motores a gasolina, logrando un mayor rendimiento (Jouseman & Cerini 1975; Cassidy, F.J. 1977), o al diésel para motores a diésel, en este último se ha logrado hasta un 16% en ahorro de combustible (Bari S., M. 2009; Venkateswara *et al.*, 2011). También se ha mezclado con gas e inyectado en motores a gas, logrando un aumento en la velocidad de combustión, haciéndola más estable y reduciendo las emisiones de HC y  $NO_x$  (Tunestal, *et al.*, 2002; Smutzer, 2006).

### 2.8.3 ELECTROLITO

La electrolisis se puede definir como el paso de una corriente eléctrica a través de una sustancia iónica dando lugar a reacciones químicas en los electrodos. Se sabe que el agua pura (H<sub>2</sub>O) no es conductor de electricidad en este proceso, por no haber suficientes iones disueltos para permitir que los electrones fluyan libremente a través de la solución. Para poder iniciar el proceso electrolítico el agua debe ser un conductor y se hace mediante la introducción de iones en la solución. Para lograr esto se añade un producto químico al agua para introducir iones disueltos.

La adición de iones en el agua y la aplicación de corriente eléctrica pueden causar que los iones disueltos participen en diversas reacciones químicas, estas reacciones están directamente relacionadas con las condiciones de la celda (voltaje, amperaje, electrolitos, material de la placa y la temperatura). Los iones introducidos solo deben permitir que el agua sea conductora.

Si el electrolito contiene sustancias químicas que pueden ser reducidas en el cátodo u oxidado en el ánodo, significa un cambio químico. Dicho esto el voltaje y amperaje determinan directamente lo formado en la celda, para evitar esto se debe elegir un electrolito apropiado (Cuadro 14).

Para mantener la salud de la celda, se debe limitar el amperaje que le es aplicable. Mayor corriente indica que le están pasando más electrones a través de la célula en un momento dado. El exceso de corriente provoca que las condiciones de la celda cambien y alteren el equilibrio de sustancias químicas (García, 2013).

Cuadro 14 Electrolitos utilizados en la electrolisis

<b>Electrolito químico</b>	<b>Composición</b>	<b>Aplicación</b>
<b>Sulfato de magnesio</b> (disponible comercialmente, comestible, se utiliza como laxante).	MgSO <sub>4</sub>	Alto/bajo voltaje Bajo amperaje Temperatura baja
<b>Hidróxido de potasio</b> (potasa caustica, se usa en la fabricación de jabón)	KOH	Alto/bajo voltaje Alto amperaje Temperatura alta
<b>Hidróxido de sodio</b> (sosa caustica, se usa para remover suciedad de	NaOH	Alto/bajo voltaje Alto amperaje

cañerías tapadas)		Temperatura media
<b>Sulfato de sodio</b>	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	bajo voltaje Bajo amperaje Temperatura media
<b>Ácido sulfúrico diluido</b>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	bajo voltaje medio amperaje Temperatura media

Fuente: García, 2013.

## 2.8.4 OXÍGENO E HIDROGENO PRODUCIDO EN UN REACTOR ELECTROLITICO

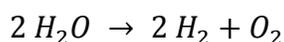
Para el cálculo de la producción de hidrogeno y oxígeno en el reactor de electrolisis, se parte de las reacciones químicas que se llevan a cabo en los electrodos. Que se puede producir sustancias sólidas, el desprendimiento de un gas, la oxidación o reducción de un ion que permanece en la solución, la conversión de un metal en un ion y la producción de un líquido, así como otros cambios. En cualquier cambio, la cantidad producida de la sustancia mantiene una relación simple con la cantidad de electricidad que causa el cambio. Esta relación fue descubierta por primera vez por Michael Faraday, y por esta razón lleva su nombre. Sus conclusiones están dadas en las leyes de la electrolisis de Faraday. Su primera ley dice que *“La masa de la sustancia producida en un electrodo mediante electrolisis es directamente proporcional a la cantidad de electricidad que pasa a través de la solución”*. Su segunda ley dice que *“La masa de las distintas sustancias producidas durante la electrolisis es directamente proporcional a los pesos equivalentes de las sustancias”*. Esta ley se puede resumir cuantitativamente diciendo que 96,500 Coulomb de electricidad producen 1 equivalente en gramos del producto primario, cualquiera que sea su naturaleza, en un electrodo. Esta cantidad de electricidad se conoce como un Faraday.

$$No. de Faraday = \frac{I (Amper) * t(segundo)}{96500 Amp * segundos Coulombs} \quad Ec. xxx$$

A partir del número de Faraday, se puede calcular el peso (gr) de los productos (O<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>), el cual será igual al número de Faraday por el equivalente químico del producto.

Propiedades estequiométricas del agua:

Una reacción química ajustada nos indica la proporción de moléculas que reaccionan de cada reactivo y la proporción de moléculas que se forman de cada producto. Se usa el coeficiente estequiométrico como número de moléculas que reaccionan o se forman pero también se puede considerar como número de moles que reaccionan o se forman. Por ejemplo, si tenemos la reacción ajustada:



El coeficiente estequiométrico indica que por cada molécula de agua (H<sub>2</sub>O) se formarán dos moléculas de hidrógeno (2H<sub>2</sub>) y una molécula de oxígeno (O<sub>2</sub>), recordando la experiencia de la electrólisis del agua. Por lo tanto dos moléculas de agua puede decir un múltiplo de lo mismo como puede ser dos moles (dos veces el número de Avogadro de moléculas de agua); es decir, dos moles de agua darán dos moles de hidrógeno y un mol de oxígeno.

La masa de cualquier mol es la masa molecular expresada en gramos. Siguiendo con la reacción anterior, la masa molecular de cada compuesto implicado se muestra en el cuadro 15.

$$m_{\text{agua}} = 18 \text{ u}; m_{\text{hidrógeno}} = 2 \text{ u}; m_{\text{oxígeno}} = 32 \text{ u} .$$

Cuadro 15 Coeficientes estequiométricos

2 H <sub>2</sub> O	=	2 H <sub>2</sub>	+	O <sub>2</sub>
2 moles de agua	=	2 moles de hidrógeno	+	1 mol de oxígeno
2 moles · 18 g / mol = 36 g de agua	=	2 moles · 2 g / mol = 4 g de hidrógeno	+	1 mol · 32 g / mol = 32 g de oxígeno

Se cumple la ley de Lavoisier o de conservación de la masa: antes de la reacción tenemos 36 g, después de la reacción tenemos 36 g (4 + 32 = 36).

Las ecuaciones químicas en las celdas se muestran en la figura 18.

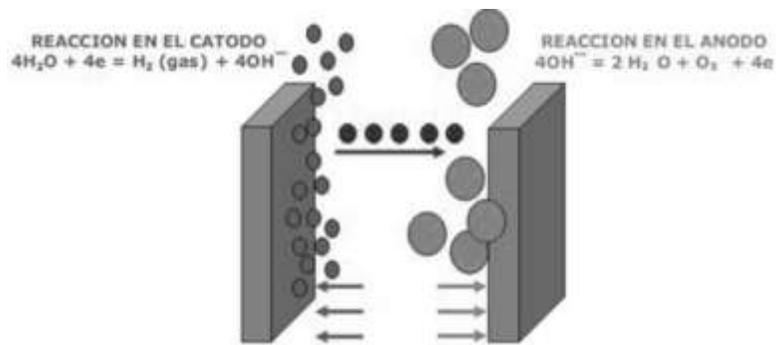


Figura 18 Representación de reacciones en el ánodo y el cátodo

Fuente: García, 2013.

Reacción global  $2 \text{ mol H}_2\text{O}(\text{liquido}) = 2 \text{ mol H}_2(\text{gas}) + 1 \text{ mol O}_2(\text{gas})$

Reduciéndola o dividiendo entre 2 quedaría:

$1 \text{ mol H}_2\text{O}(\text{liquido}) = 1 \text{ mol H}_2(\text{gas}) + \frac{1}{2} \text{ mol O}_2(\text{gas})$

Sustituyendo:

$18 \text{ gr}(\text{liquido}) = 2 \text{ gr}(\text{gas}) + 16 \text{ gr}(\text{gas})$

$18 \text{ gr} = 18 \text{ g}$

### III. METODOLOGÍA

Se realizó el experimento en el Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA), el cual se encuentra en Paseo Cuauhnáhuac 8532, Col. Progreso, C.P. 62550. Jiutepec, Mor.

El objetivo principal de este ensayo fue implementar un sistema de producción de oxígeno con base en un reactor de electrolisis y con una fuente de energía híbrida fotovoltaica autónoma-red eléctrica, para abastecer de oxígeno al reactor biológico aerobio de un sistema convencional de lodos activados para el tratamiento de aguas residuales municipales, en el que se busca reducir la DBO<sub>5</sub> y los SST.

#### **3.1 SISTEMA DE PRODUCCION DE OXÍGENO CON BASE EN UN REACTOR ELECTROLITICO Y CON UNA FUENTE DE ENERGÍA HIBRIDA PARA EL ABSTECIMIENTO DE OXÍGENO A UN REACTOR BIOLÓGICO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS**

Se implementó un micro reactor biológico rectangular de 33.5 cm de altura, 39 cm de largo y 20 cm de ancho, con un sedimentador secundario de 33.5 cm de alto por 12.5 cm de largo y 20 cm de ancho. En el centro del sedimentador secundario se implementó un tubo de PVC ½” para la salida de agua decantada. El material de construcción de ambos equipos fue mica de policarbonato, con espesor de 5 mm, la cual fue pegada con silicón. En el fondo del microreactor biológico, se colocaron cuatro difusores de burbuja fina (difusor de roca) de 15 cm de largo por 1 cm de ancho y 1 cm de alto, estos fueron distribuidos en toda la superficie del fondo (Figura 19).

Para el almacenamiento del agua cruda se utilizó un contenedor de 200 L, la cual se tomó del cárcamo de bombeo que abastece a la planta de tratamiento de aguas residuales del Instituto Mexicano de Tecnología de Agua (IMTA). Donde el abastecimiento de agua cruda al micro reactor se utilizó una bomba peristáltica (Figura 25) los detalles técnicos se indican en el anexo 2).

Las bombas peristálticas de la figura 19, fueron implementadas para el buen funcionamiento de reactor biológico, sin embargo no se conectaron al sistema fotovoltaico debido a que no era el objetivo.



Figura 19 Bombas peristálticas utilizadas en la alimentación de agua cruda, recirculación de lodos y mezclado de lodos dentro del reactor biológico



a)



b)



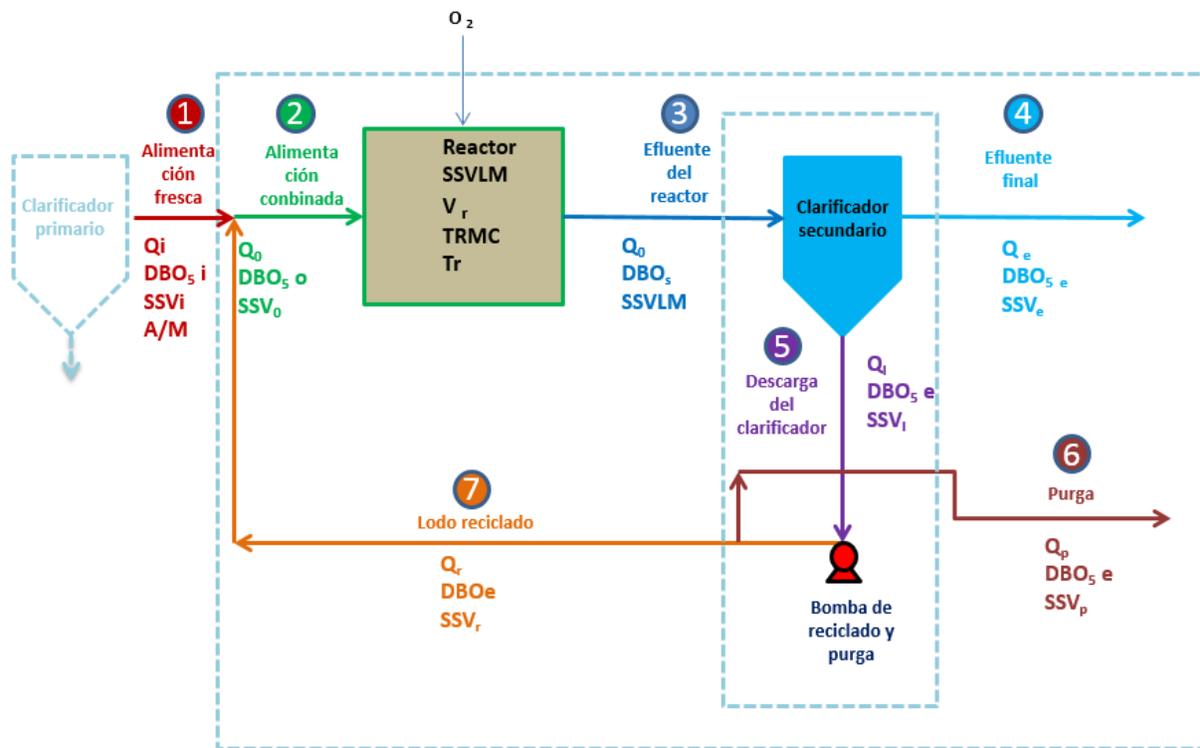
c)

Figura 20 Componentes del reactor biológico con sedimentador secundario integrado( a y c) y distribución de difusores de burbuja fina (b).

La altura del sedimentador secundario se colocó a los 17.5 cm, que da un volumen útil en el reactor biológico de 13.4 L. Con el fin de saber que cantidad de oxígeno requiere el micro reactor, fue necesario hacer el balance de masa para su correcta operación.

### 3.2 BALANCE DE MASA PARA UN PROCESO CONVENCIONAL Y DE AIREACION EXTENDIDA EN LODOS ACTIVADOS

Se realizó un balance de masa para el proceso convencional de lodos activados, con el objetivo de obtener datos medios sobre su funcionamiento y parámetros para el diseño e implementación del sistema de tratamiento, que se indica en la figura 21.



**Caudales:**  $Q_i$  = Gasto del influente,  $L s^{-1}$ ,  $Q_R$  = Gasto de recirculación de lodos,  $L s^{-1}$ ,  $Q_0$ , Gasto de la alimentación combinada ( $Q_i + Q_R$ ),  $L s^{-1}$ ,  $Q_e$  = Gasto del efluente,  $L s^{-1}$ ,  $Q_p$  = Gasto de la purga de lodos,  $m^3 d^{-1}$ ,  $Q_s$  = Gasto de la descarga del clarificador,  $L s^{-1}$

**Concentraciones ( $mg L^{-1}$ ) de la DBO soluble:**  $DBO_{5i}$  = DBO soluble del influente,  $DBO_{5o}$  = DBO soluble de la alimentación combinada y  $DBO_{5e}$  = DBO soluble del efluente

**Concentraciones ( $mg l^{-1}$ ) de los sólidos suspendidos volátiles (SSV):**  $SSV_i$  = SSV en el influente,  $SSV_o$  = SSV en la alimentación combinada,  $SSV_s$  = SSV en la descarga del clarificador secundario,  $SSV_e$  = SSV en el efluente y Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado (SSVLM).

TRMC (día) = Tiempo medio de retención celular

A/M = Ralacion alimento/microorganismos

Volumen del reactor (m<sup>3</sup>): V= Volumen del reactor

Tiempo de retención hidráulica (día) = Tr

Figura 21 Diagrama de flujo de un proceso convencional de lodos activados

Fuente: Elaboración propia, con información de Ramalho, 2003.

### 3.2.1 BALANCE DE MASA

El proceso de lodos activos consiste en la eliminación de sustancias biodegradables por microorganismos en un reactor aireado. Esta es una reacción autocatalítica en la que la materia orgánica es oxidada, actuando los microorganismos de catalizador, en la que ellos mismos son producto de la reacción. La corriente del aireador pasa a sedimentación en donde los lodos son separados, recirculando al aireador su mayor parte, mientras que una fracción pasa a tratamiento de lodos. La fracción de lodos separada determina la edad de éstos, que es el cociente de la masa de lodos en el sistema entre la masa de ellos eliminada por día. La edad de los lodos determina aspectos tales como su sedimentación o posibilidad de nitrificación. Para su control se necesita la medida de caudales y sólidos suspendidos.

La metodología que a continuación se desarrolla, se basa en la Ley de la conservación de la materia que dice: “La materia no se crea ni se destruye solo se transforma”. Esta ley se cumple en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales. La materia que entra a una planta de tratamiento, puede sufrir transformaciones o no; pero la masa se conserva. Como ejemplo de esto se expone lo siguiente: Si a una planta de tratamiento entra 100 toneladas de materia orgánica disuelta (DBO) y 90 toneladas son utilizadas como alimento por los microorganismos; de la planta solo saldrán 10 toneladas de DBO. De acuerdo a Ramalho y otros investigadores se producen 0.73 kilogramos de microorganismos (SSV) por cada kilogramo de DBO removida (valor de referencia Ingeniería Sanitaria). Por lo tanto, las 90 toneladas de DBO removidas, se habrán transformado en 65.7 toneladas de microorganismos (SSV). El resto se transformo en CO<sub>2</sub>, vapor de agua y demás productos de la respiración endógena y del metabolismo de los procesos fisiológicos.

El planteamiento de un balance de masa, sobre microorganismos para un reactor biológico aerobio de flujo continuo, se expresa como:

$$\left[ \begin{array}{c} \text{Velocidad neta} \\ \text{de} \\ \text{cambio en el reactor} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{c} \text{Velocidad a la que el} \\ \text{sustrato entra en} \\ \text{el reactor (en el influente)} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato abandona} \\ \text{al reactor (en el efluente)} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{Velocidad a la que el} \\ \text{sustrato se oxida} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right]$$

Como se considera que la concentración de sustrato en el reactor permanece constante, por tanto el primer miembro de la ecuación desaparece, esto es:

$$0 = \left[ \begin{array}{c} \text{Velocidad a la que el} \\ \text{sustrato entra en} \\ \text{el reactor} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato abandona} \\ \text{al reactor (en el influente)} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{Velocidad a la que el} \\ \text{sustrato se oxida} \\ \text{en el reactor (en el efluente)} \end{array} \right]$$

A partir de estos supuestos se desarrollo las ecuaciones siguientes.

### 3.2.2 PASOS PARA EL BALANCE DE MASA EN EL PROCESO CONVENSIONAL DE AIREACION EXTENDIDA DE LODOS ACTIVADOS

**Paso 1. Cálculo del tiempo de retención hidráulica.** El tiempo de retención hidráulica en el reactor biológico, es el tiempo que las bacterias están en contacto con el alimento presente en las aguas crudas, el cual debe ser suficiente para que éstas asimilen o estabilicen la materia orgánica. Sí el tiempo de retención en el tanque de aeración es muy pequeño, no toda la materia orgánica será removida y el efluente tendrá valores altos de DBO<sub>5</sub> y tiempos de retención demasiado grandes pueden llevar a problemas de sedimentación.

$$tr = \frac{V}{Q_F}$$

Dónde:

V= Volumen del reactor, m<sup>3</sup>

tr = Tiempo de residencia en el reactor, día

tr (24)= Tiempo de residencia en el reactor, h

Q<sub>i</sub>= Alimentación inicial, m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

#### **Paso 2. Cálculo de la DBOe de salida en el efluente**

**Para un proceso convensional de lodos activados**

$$DBO_e = \frac{DBO_i}{(tr * k * SSVLM) + 1}$$

Dónde:

$DBO_e$  = Demanda biológica de oxígeno en el efluente,  $Kg\ m^{-3}\ día^{-1}$

$DBO_i$  = Demanda biológica de oxígeno en el influente,  $Kg\ m^{-3}$

tr = Tiempo de residencia en el reactor, día

k = Velocidad de consumo de sustrato,  $m^3\ Kg^{-1}\ día^{-1}$  (17 a 30)

SSVLM = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado,  $Kg\ m^{-3}$

**Para un proceso de airreacion extendida de lodos activados**

$$DBO_e = DBO_i - [(Tr * kd * SSVLM)/(0.7 * Y)]$$

Dónde:

$DBO_e$  = Demanda biológica de oxígeno en el efluente,  $Kg\ m^{-3}\ día^{-1}$

$DBO_i$  = Demanda biológica de oxígeno en el influente,  $Kg\ m^{-3}$

tr = Tiempo de residencia en el reactor, día

SSVLM = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado,  $Kg\ m^{-3}$

Y = Metabolismo celular, 0.5 a 0.6 (kg SSVLM / kg DBO consumida)

$K_d$  = Fracción de MLVSS por unidad de tiempo oxidada durante el proceso de respiración endógena (0.01- 0.06),  $día^{-1}$

**Paso 3. Cálculo de la relación alimento /micro organismos.** La concentración de  $DBO_5$  i en el influente, con este parámetro se calcula la cantidad de alimento que entra al sistema y que será asimilado por los microorganismos en el tanque de aeración y esta definida por la siguiente ecuación:

$$\frac{A}{M} = \frac{Q_i * DBO_i}{V * SSVLM}$$

Dónde:

A = Carga orgánica =  $Q_i$  x concentración  $DBO_5$  i.

Otro aspecto que se debe considerar es la carga de microorganismos que se encuentran en el reactor biológico y que serán los encargados de oxidar la materia orgánica presente en el agua residual, ésta se obtiene de acuerdo a la siguiente ecuación:  $M$  = Carga de SSV =  $V$  x SSVLM.

A/M = Relación alimento/microorganismos, 0.2 a 0.6 Kg DBO<sub>5</sub> Kg<sup>-1</sup> SSVLM<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>

Q<sub>i</sub> = Alimentación inicial, m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

V = Volumen del reactor, m<sup>3</sup>

DBO<sub>i</sub> = Demanda biológica de oxígeno en el influente, Kg m<sup>-3</sup>

SSVLM = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, Kg m<sup>-3</sup>

#### **Paso 4. Producción neta de biomasa**

$$\Delta SSV = [Y * Q_i(DBO_i - DBO_e)] - [k_d * SSVLM * V]$$

Dónde:

ΔSSV = Producción neta de biomasa, Kg día<sup>-1</sup>

Y = Metabolismo celular, 0.5 a 0.6 (kg SSVLM / kg DBO consumida)

Q<sub>i</sub> = Alimentación inicial, m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

DBO<sub>i</sub> = Demanda biológica de oxígeno en el influente, Kg m<sup>-3</sup> día<sup>-1</sup>

DBO<sub>e</sub> = Demanda biológica de oxígeno en el efluente, Kg m<sup>-3</sup>

K<sub>d</sub> = Fracción de MLVSS por unidad de tiempo oxidada durante el proceso de respiración endógena (0.01- 0.06), día<sup>-1</sup>

SSVLM = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, Kg m<sup>-3</sup>

V = Volumen del reactor, m<sup>3</sup>

#### **Paso 5. Relación de recirculación**

##### **Proceso convencional de lodos activados**

El objetivo principal de regresar lodos al reactor biológico es el de mantener una concentración lo más constante de SSV en el mismo, ya que estos salen más rápido de lo que se reproducen en el reactor biológico, por lo que si no se realiza esta actividad de retorno se corre el riesgo de que en el reactor vaya disminuyendo paulatinamente la concentración de microorganismos, que repercute en la calidad del agua tratada.

$$r = \frac{(Q_i * SSVLM) - \Delta SSV}{Q_i * ((SSV_r) - SSVLM)}$$

Dónde:

$r$  = Relación de recirculación, adimensional

$Q_i$  = Gasto en la alimentación inicial,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$SSVLM$  = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado,  $Kg \text{ m}^{-3}$

$\Delta SSV$  = Producción neta de biomasa,  $Kg \text{ día}^{-1}$

$SSV_r$  = Sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

### Proceso de aireación extendida de lodos activados

$$r = \frac{(SSVLM) - [(0.3 * Y)(DBO_i - DBO_e)]}{(SSV_r) - SSVLM}$$

Donde

$r$  = Relación de recirculación, adimensional

$SSVLM$  = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado,  $Kg \text{ m}^{-3}$

$SSV_r$  = Sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$DBO_i$  = Demanda biológica de oxígeno en el influente,  $Kg \text{ m}^{-3} \text{ día}^{-1}$

$DBO_e$  = Demanda biológica de oxígeno en el efluente,  $Kg \text{ m}^{-3}$

$Y$  = Metabolismo celular, 0.5 a 0.6 (kg  $SSVLM$  / kg  $DBO$  consumida)

### Paso 6. Gasto de recirculación:

$$Q_r = r * Q_i$$

Dónde:

$Q_r$  = Gasto de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$r$  = Relación de recirculación, adimensional

$Q_i$  = Alimentación inicial,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

### Paso 7. Gasto combinado

$$Q_0 = Q_i + Q_r$$

Donde

$Q_0$  = Gasto combinado,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_r$  = Gasto de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_i$  = Alimentación inicial,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

**Paso 8. Gasto de purga de lodos.** El proceso de lodos activados con base en la oxidación de materia orgánica mediante microorganismos, los cuales continuamente se están reproduciendo y desarrollando, por lo que, con el tiempo, la concentración de SSVLM en el reactor aumenta progresivamente alejándose de la concentración de operación. Por ello es necesario purgar diariamente el lodo que se ha producido en exceso. La determinación de la purga de lodos es función de la producción neta de biomasa por día.

$$Q_p = \frac{\Delta SSV - (Q_i * DBO_e)}{SSV_r - SSV_e}$$

Donde:

$Q_p$  = Gasto de purga de lodos,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$\Delta SSV$  = Producción neta de biomasa,  $Kg \text{ día}^{-1}$

$Q_i$  = Gasto en la alimentación inicial,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$DBO_{5e}$  = Demanda biológica de oxígeno en el efluente,  $Kg \text{ m}^{-3} \text{ día}^{-1}$

$SSV_r$  = Sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$SSV_s$  = Sólidos suspendidos volátiles en el efluente,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

**Paso 9. Gasto de lodo de salida del sedimentador**

$$Q_l = Q_p - Q_r$$

Donde:

$Q_l$  = Gasto a la salida del sedimentador secundario,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_p$  = Gasto de purga de lodos,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_r$  = Gasto de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

**Paso 10. Gasto a la salida del sedimentador**

$$Q_s = Q_p + Q_r$$

Donde:

$Q_s$  = Gasto de salida del sedimentador,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_p$  = Gasto de purga de lodos,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_r$  = Gasto de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

### **Paso 11. Cálculo de la DBO a la entrada del tanque de aireación**

$$DBO_0 = \frac{(Q_i * DBO_i) + (Q_r * DBO_e)}{Q_0}$$

Donde:

$DBO_0$  = Demanda biológica de oxígeno a la entrada del tanque de aireación,  $Kg \text{ m}^{-3}$

$Q_i$  = Gasto en la alimentación inicial,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$DBO_i$  = Demanda biológica de oxígeno en el influente,  $Kg \text{ m}^{-3} \text{ día}^{-1}$

$Q_r$  = Gasto de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$DBO_e$  = Demanda biológica de oxígeno en el efluente,  $Kg \text{ m}^{-3}$

$Q_0$  = Gasto combinado,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

### **Paso 12. Cálculo de los SSV a la entrada del tanque de aireación**

$$SSV_0 = \frac{(Q_i * SSV_i) + (Q_r * SSV_r)}{Q_0}$$

Donde:

$SSV_0$  = Sólidos suspendidos volátiles a la entrada del tanque de aireación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_i$  = Gasto en la alimentación inicial,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_r$  = Gasto de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$SSV_r$  = Sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

$Q_0$  = Gasto combinado,  $m^3 \text{ día}^{-1}$

**Paso 13. Tiempo medio de retención celular (TMRC-edad de lodos).** La edad de los lodos es el tiempo en que los microorganismos son retenidos en el sistema de tratamiento. TMRC afecta directamente a la sedimentación; un lodo joven puede generar una sedimentación deficiente; un lodo viejo tendrá una sedimentación rápida con poca acción de arrastre, resultando un efluente turbio.

$$TRMC = \frac{SSVLM * V}{\Delta SSV}$$

Donde:

TMRC = Tiempo medio de retención celular (edad de lodos), días

SSVLM = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, Kg m<sup>-3</sup>

V = Volumen del reactor, m<sup>3</sup>

ΔSSV = Producción neta de biomasa, Kg día<sup>-1</sup>

#### Paso 14. Consumo de oxígeno

Se calcula la cantidad de oxígeno que se requiere para oxidar la materia orgánica, se parte de las siguientes ecuaciones.



$$(5*32)/113 = 1.42 \text{ O}_2 / \text{Unidad de biomasa oxidada}$$

#### Requerimientos de oxígeno para

**La oxidación de materia orgánica:** las necesidades de oxígeno son necesarias para el diseño del equipo de aireación.

$$\text{Kg O}_2 \text{ dia}^{-1} = [Q_i * (1 - 1.42 * Y) * (\text{DBO}_i - \text{DBO}_e)] + [1.42 * Kd * \text{SSVLM} * V]$$

Donde:

kg O<sub>2</sub> dia<sup>-1</sup> = Oxígeno requerido, kg O<sub>2</sub> dia<sup>-1</sup>

- $Q_i$  = Gasto en la alimentación inicial,  $m^3 \text{ día}^{-1}$   
 $Y$  = Metabolismo celular, 0.5 a 0.6 (kg SSVLM / kg DBO consumida)  
 $DBO_i$  = Demanda biológica de oxígeno en el influente,  $Kg \text{ m}^{-3} \text{ día}^{-1}$   
 $DBO_e$  = Demanda biológica de oxígeno en el efluente,  $Kg \text{ m}^{-3}$   
 $K_d$  = Fracción de MLVSS por unidad de tiempo oxidada durante el proceso de respiración endógena, (0.01- 0.06),  $\text{día}^{-1}$   
 $SSVLM$  = Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado,  $Kg \text{ m}^{-3}$   
 $V$  = Volumen del reactor,  $m^3$

**Para la nitrificación:** Oxígeno extra que se requiere para convertir el amoníaco ( $NH_3$ ) en nitratos ( $NO_3$ ), es por la actividad microbiana.



$$N = 14 \text{ g/mol}$$

$$(2 \cdot 32) / 14 = 4.57 \text{ g } O_2 \text{ de N oxidado}$$

$$Kg \text{ } O_2 \text{ día}^{-1} = [Q_i * (1 - 1.42 * Y) * (DBO_i - DBO_e)] + [1.42 * K_d * SSVLM * V] + [4.57 * Q_i * (SiNH - SeNH)]$$

Donde:

$$Kg \text{ } O_2 \text{ día}^{-1} = \text{Oxígeno requerido, } Kg \text{ } O_2 \text{ día}^{-1}$$

$$Q_i = \text{Gasto en la alimentación inicial, } m^3 \text{ día}^{-1}$$

$$Y = \text{Metabolismo celular, } 0.5 \text{ a } 0.6 \text{ (kg SSVLM / kg DBO consumida)}$$

$$DBO_i = \text{Demanda biológica de oxígeno en el influente, } Kg \text{ m}^{-3} \text{ día}^{-1}$$

$$DBO_e = \text{Demanda biológica de oxígeno en el efluente, } Kg \text{ m}^{-3}$$

$$K_d = \text{Fracción de MLVSS por unidad de tiempo oxidada durante el proceso de respiración endógena, (0.01- 0.06), } \text{día}^{-1}$$

$$SSVLM = \text{Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, } Kg \text{ m}^{-3}$$

$$V = \text{Volumen del reactor, } m^3$$

**Volumen de aire:** Con esta ecuación se determinara el volumen de aire atmosférico que se requiere en el reactor biológico, el valor permitirá seleccionar el aireador adecuado para que

suministre el oxígeno requerido. El cálculo del volumen de aire requerido se considera la temperatura del lugar y la altitud.

$$VA = Kg O_2 dia^{-1} / [(-0.00003 * At) - (0.0009 * T) + (0.2698) * r]$$

Donde

VA = Volumen de aire necesario en el reactor, m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

Kg O<sub>2</sub> día<sup>-1</sup> = Oxígeno requerido, Kg O<sub>2</sub> día<sup>-1</sup>

At= Altitud sobre el nivel del mar, m

T = Temperatura ambiente, °C

r = Relación de recirculación, adimensional

### **Paso 15. Requerimiento de nutrientes para los microorganismos**

Composición química media de un microorganismo

C<sub>60</sub>H<sub>87</sub>O<sub>23</sub>N<sub>12</sub>P = 1374 g/mol

Nitrógeno = 168/1374 = 0.122

Fósforo = 31/1374 = 0.023

### **Nutrimientos disponibles**

**Nitrógeno disponible (ND).** Este se calcula en función del nitrógeno contenido en el influente y del nitrógeno existente o requerido en el efluente.

NH<sub>3</sub> = 17 g mol<sup>-1</sup>

Nitrógeno = 14/17=0.823

$$ND = (Q_i * SiNH * 0.823) - (Q_e * SeNH * 0.823)$$

Donde

ND=Nitrógeno disponible, Kg día<sup>-1</sup>

Q<sub>i</sub>= Gasto en el influente, m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

SiNH= Nitrógeno amoniacal inicial, Kg m<sup>-3</sup>

Q<sub>e</sub> = Gasto a la salida del sedimentador secundario, m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

SiNH= Nitrógeno amoniacal final, Kg m<sup>-3</sup>

**Fósforo disponible (PD).** Se calcula en función del fósforo contenido en el influente y del fósforo existente o requerido en el efluente.

$$PD = Q_i * SiPT - Q_e * SePT$$

Q<sub>i</sub>= Gasto en la alimentación inicial, m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

SiPT = Fósforo inicial, Kg m<sup>-3</sup>

Q<sub>s</sub> = Gasto a la salida del sedimentador secundario(efluente), m<sup>3</sup> día<sup>-1</sup>

SePT = Fósforo final, Kg m<sup>-3</sup>

**Nutrientes requeridos para la formación de microorganismos**

**Nitrógeno requerido por microorganismos (NM)**

$$NM = 0.122 * \Delta SSV$$

Donde

NM = Nitrógeno requerido por microorganismos, Kg día<sup>-1</sup>

ΔSSV= Producción neta de biomasa, Kg día<sup>-1</sup>

**Fósforo requerido por microorganismos (PM)**

$$PM = 0.023 * \Delta SSV$$

Donde

NPM = Fósforo requerido por microorganismos, Kg día<sup>-1</sup>

$\Delta SSV =$  Producción neta de biomasa, Kg día<sup>-1</sup>

### **Balance de nutrientes y nutrimentos**

**Balance de nitrógeno:** A partir del balance del nitrógeno se conoce, si tenemos suficiente nitrógeno en el influente para que el reactor biológico opere adecuadamente o si es necesario agregar.

$$BN = ND - NM$$

Donde

BN = Balance de nitrógeno, Kg día<sup>-1</sup>

ND = Nitrógeno disponible, Kg día<sup>-1</sup>

NM = Nitrógeno requerido por microorganismos, Kg día<sup>-1</sup>

**Balance de fósforo.** A partir del balance del fósforo se conoce si tenemos suficiente de éste en el influente para que el reactor biológico opere adecuadamente o si es necesario agregar.

$$BP = PD - PM$$

BP = Balance de fósforo, Kg día<sup>-1</sup>

PD = Fósforo disponible, Kg día<sup>-1</sup>

PM = Fósforo requerido por microorganismos, Kg día<sup>-1</sup>

La metodología anterior se aplicó considerando un volumen en el reactor de 13.4 (0.0143 m<sup>3</sup>). Y condiciones medias de literatura (Ramalho, 2003) ver cuadro 16.

Cuadro 16 condiciones medias de literatura

Parámetros		Convencional	
		L s <sup>-1</sup>	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>
Gasto	Q	0.0006	0.0533
		mg L <sup>-1</sup>	Kg m <sup>-3</sup>
Demanda bioquímica de oxígeno de entrada	DBOi	300	0.3
Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado	SSVLM	2500	2.5
Sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación	SSVr	10000	10
Sólidos suspendidos volátiles iniciales	SSVi	200	0.2
Sólidos suspendidos volátiles a la salida	SSVe	30	0.03
Nitrógeno amoniacal inicial	SiNH	45	0.045
Nitrógeno amoniacal final	SeNH	5	0.005
Fósforo inicial	SiPT	4	0.004
Fósforo final	SePT	1	0.001
Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	Vr	0.0134	
Velocidad de consumo de sustrato, 17 a 30 (m <sup>3</sup> kg <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	K	17	
Respiración endógena, 0.01 a 0.06 (1 d <sup>-1</sup> )	Kd	0.03	
Metabolismo celular, 0.5 a 0.6 (kg SSVLM * kg <sup>-1</sup> DBO consumida)	Y	0.6	
Altitud sobre el nivel del mar (m)	At	1500	
Temperatura ambiente (°C)	T	25	
Coefficiente de transferencia de oxígeno, 0.04 a 0.16	r	0.08	

Fuente: Ramalho, 2003

Una vez obtenidos los resultados del balance de masa, se tomo el dato de las necesidades de oxígeno , por lo que se conoce la cantidad de oxígeno a inyectar en el reactor biológico a través del reactor electrolítico; sin embargo la celda electrolítica que se utilizo se compro en el mercado, lo que implica el desconocimiento de su diseño. Por lo que fue necesario obtener la curva de producción de O<sub>2</sub> (g) contra amperaje (A) para ello se propuso el siguiente método.

### 3.3 CARACTERIZACION DEL REACTOR ELECTROLÍTICO

El reactor electrolítico tiene 13 celdas con dimensiones 11.5 x 11.5 cm de 1mm de espesor de cada placa de acero inoxidable y placas de soporte de policarbonato de 11 mm.

Para calcular la cantidad de O<sub>2</sub> (g) producido en función del amperaje consumido por una celda electrolítica se procede de la siguiente manera.

Para calcular la cantidad de gramos de O<sub>2</sub> que se producirá en el reactor electrolítico se parte de la primera ley de Faraday de la electrólisis. La masa de una sustancia alterada en un electrodo durante la electrólisis es directamente proporcional a la cantidad de electricidad transferida a este electrodo.

De la segunda ley de Faraday de la electrólisis, donde para determinar la cantidad de electricidad (carga eléctrica), la masa de un material elemental alterado en un electrodo, es directamente proporcional al peso equivalente del elemento. El peso equivalente de una sustancia es su masa molar dividida por un entero que depende de la reacción que tiene lugar en el material.

$$m = \frac{Q}{q n} * \frac{M}{N_A} = \frac{1}{q N_A} * \frac{QM}{n} = \frac{1}{F} * \frac{QM}{n} = \frac{1}{96485} * \frac{QM}{n} = \frac{I * t}{96485} * \frac{M}{n}$$

Donde:

$m$  = Masa de la sustancia producida en el electrodo gramo

$Q$  = Carga eléctrica total que pasó por la solución (en coulombs),

$q$  = Carga del electrón =  $1.602 \times 10^{-19}$  culombios por electrón,

$n$  = Valencia de la sustancia como ion en la solución (electrones por mol),

$F = qN_A = 96485 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$  es la Constante de Faraday,

$M$  es la masa molar de la sustancia (en gramos por mol), y

$N_A$  es el Número de Avogadro =  $6.022 \times 10^{23}$  iones por mol.

$I$  = Corriente eléctrica (en amperios)

$t$  = Tiempo transcurrido (en segundos)

Donde se entiende que  $\frac{M}{n} = eq. \text{químico} = \frac{\text{masa atómica}}{\text{valencia}}$

Por lo que para determinar el peso del producto ( $O_2$ ) será:

$$m = \frac{I (A) * t(s)}{96485 \text{ coulombs}} * \frac{18}{2}$$

Donde:

$m$  = Masa de la sustancia o producto producido ( $O_2$ ) en el electrodo ( g),

$96485 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$  = Constante de Faraday,

$I$  = Corriente eléctrica (Ampere)

$t$  = Tiempo (segundos)

$\frac{18}{2}$  = *Equivalente químico del oxígeno* (g); se debe de recordar que es para 0.5 mol.

Lo expuesto anteriormente permite el diseño de una celda electrolítica, sin embargo la celda con la que se cuenta ya esta construida, y por lo que se evaluo para determinar el oxígeno que se producirá en litros por minuto se aplicó el siguiente procedimiento:

1. Determinar el volumen que ocupará un gramo de oxígeno dada una temperatura y presión atmosférica, se utilizó la ecuación general de los gases, de la siguiente manera.

$$V = \frac{n * R * T}{P}$$

Donde:

$n = 0.5 \text{ mol}$ ; para el oxígeno

$R = 0.08205746$  (contante de los gases ideales)

$T = 273.15 \text{ °K} + \text{temperatura de la zona en °C}$

$P = \text{Presion atmosférica (atm.)}$

$V = \text{Volumen ocupado por el oxígeno (litros).}$

2. Posteriormente se procedió a calcular una constante para el oxígeno, la cual se usara para el cálculo de la producción de oxígeno en gramos:

$$X_0 = \frac{V \left(\frac{1}{2} \text{ mol } O_2\right)}{\text{equivalente químico}}$$

Donde:

$X_0$  = Constante para el Oxígeno (adimensional)

$V \left(\frac{1}{2} \text{ mol } O_2\right)$  = Volumen molar del oxígeno (litros)

*Equivalente químico* = 8 (g); para el oxígeno

3. Debido a que en el reactor electrolítico se midió el volumen producido en litros de gas, se calcula la masa del producto ( $O_2$ ) en g, a partir de la siguiente ecuación.

$$G_p O = \frac{X_0 * \text{masa del producto}}{2}$$

Despejando la masa del producto

$$\text{masa del producto (gr)} = \frac{G_p O * 2}{X_0}$$

Donde:

$G_p O$  = Gas producido de oxígeno ( $L \text{ min}^{-1}$ ), dato medido

$X_0$  = Constante para el oxígeno (adimensional)

2 = Producto del balanceo estequiométrico (cte.)

Para poder obtener la ecuación que relaciona la producción de  $O_2$  en g con el amperaje de entrada, se midió en el reactor electrolítico, el amperaje de alimentación y los litros de oxígeno producidos. Después se aplicaron las ecuaciones descritas para convertir el volumen de oxígeno producido a gramos, procediendo de la siguiente manera.

Las partes que componen el sistema de producción de oxígeno se muestran en la figura 22.

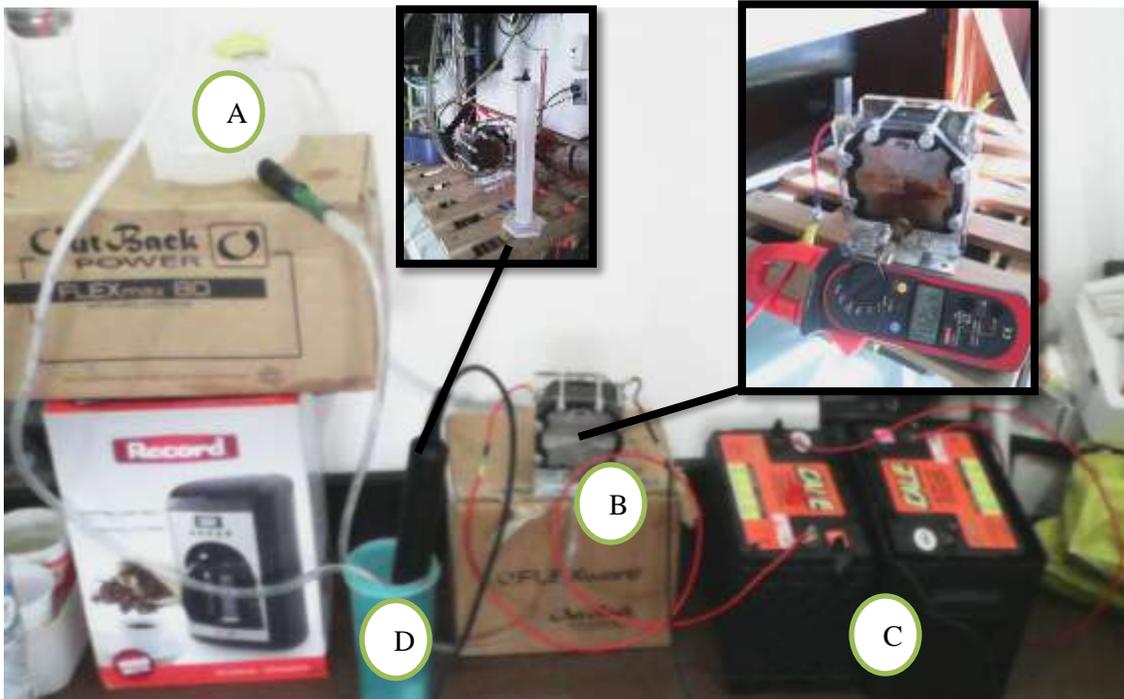


Figura 22 Sistema de producción de oxígeno a) Dispositivo de alimentación de electrolito y separación de gases, b) reactor electrolítico, c) Fuente de energía d) Deposito con agua para cuantificar la producción de gas a través de una probeta.

El componente “A” tiene tres salidas, una en la parte inferior y dos en la parte superior, esta almacena agua destilada mezclada con el electrolito (KOH).

El componente “B” es el reactor electrolítico de 13 celdas con dimensiones 11.5 cm de ancho x 11.5 cm largo y 1 mm de espesor de cada placa de acero inoxidable y placas de soporte de policarbonato de 11 mm. Este dispositivo tiene una conexión metálica tipo espiga de 5 mm de diámetro en la zona inferior, siendo la entrada del electrolito, en el otro extremo tiene una conexión similar con la diferencia de que se encuentra en la parte superior, la cual servirá para la salida de los gases.

El componente “C” son las baterías de 115 Ah, de 12 V CD las cuales se encuentran conectadas en serie dando a la salida del circuito 24 V CD.

El componente “D” es el recipiente que contiene agua purificada y a este llega una manguera de 5 mm de diámetro que descarga los gases ( $H_2$  y  $O_2$ ) que genera el reactor electrolítico.

Para la producción de oxígeno a través del sistema mostrado anteriormente, se conectaron y operaron los componentes de la siguiente manera.

En el dispositivo “A” se mezcló agua destilada con hidróxido de potasio (KOH), este dispositivo se colocó 50 cm por arriba del reactor electrolítico. Tiene una conexión inferior (manguera de 5 mm de diámetro) que es la alimentación del reactor electrolítico. Una segunda conexión superior (manguera de 5 mm de diámetro) conecta la salida del reactor electrolítico (conduce el gas (oxígeno e hidrogeno) que genera el reactor). En la tercer salida (manguera de 5 mm de diámetro) superior conduce los gases hacia el componente “D”. El componente “D” contiene agua purificada para cuantificar el volumen de los gases generados que se atrapa por medio de una probeta invertida.

El componente “C” (fuente de energía) se conectó a la celda electrolítica a 24 V CD, de esta manera se inició la electrolisis en el reactor electrolítico, el cual descompone la molécula de agua ( $H_2O$ ) en gas “ $O_2$ ” e “ $H_2$ ”. En el componente “B” se genera la presión suficiente para que el gas producido genere la recirculación de agua y gases entre el componente “A” y “B”, donde en “A” se separa el electrolito del gas y este, sale por la parte superior del componente “A”. El gas se inyecta en el agua contenida en el componente “D”, y con una probeta de 100 ml, cronometro; se midió el volumen de gas producido y el tiempo hasta que se desplace el volumen de agua por el gas. Cuidando de que no se derrame el agua contenida, se colocó la probeta bocabajo dentro del recipiente que contiene agua, pudiéndose observar que en la probeta se mantiene la columna y volumen de agua agregado (100ml) esto es debido a la presión atmosférica. Después se colocó la manguera que conduce el gas a la boca de la probeta y se inició a medir el tiempo, el volumen de gas que entra a la probeta (que corresponde al volumen de agua que desplazado). Cuando se vacio esta en su totalidad, se midio el tiempo transcurrido, así también se midio la corriente consumida por el reactor electrolítico (por medio de un multímetro de gancho), se realizaron las mediciones por triplicado. Para incrementar la corriente de consumo se fue agregando una mayor cantidad de KOH, donde se realizó en mismo procedimiento. Así se caracterizo el reactor electrolítico, se determino la cantidad de energía requerida para operar el sistema de producción de oxígeno las 24 horas, tomando en cuenta la cantidad de oxígeno necesario para que el reactor biológico

opere adecuadamente, a partir de este dato se Cálculo el sistema fotovoltaico autónomo como se muestra a continuación.

### 3.4 DISEÑO E INTEGRACION DEL SISTEMA FOTOVOLTAICO

Para calcular el sistema fotovoltaico se utilizó la metodología que a continuación se describe

#### 3.4.1 CÁLCULO DEL NÚMERO DE MÓDULOS FOTOVOLTAICOS REQUERIDOS

**Paso 1.** Cálculo de la energía real requerida por el sistema

$$E_T = \frac{E_{DC}}{\eta_{BAT}} + \frac{E_{AC}}{\eta_{BAT} * \eta_{INV}}$$

Donde:

$E_T$  = Energía real requerida por el sistema (consumo) (Wh)

$\eta_{BAT}$  = Eficiencia de la batería.

$\eta_{INV}$  = Eficiencia del inversor

Siendo:

$$E_{AC} = \sum P_{(AC)i} \cdot t_{di}$$

$$E_{DC} = \sum P_{(DC)i} \cdot t_{di}$$

$E_{AC}$  = Energía consumida en AC (Wh)

$E_{DC}$  = Energía consumida en DC (Wh)

$P_i$  = Potencia Nominal (W)

$T_{di}$  =Tiempo diario de uso (h)

#### **Paso 2. Datos de radiación global horizontal**

Dado que se requiere cuantificar la oferta de radiación global recibida en un lugar geográfico, es necesario obtenerla de alguna estación meteorológica que cuente con esta información.

### Paso 3. Cálculo del ángulo diario

Se calculó el ángulo diario con la siguiente ecuación.

$$T = \text{Ángulo diario} = 2\pi \frac{d_n - 1}{365}, \text{ en radianes}$$

Donde

$$T = \text{Ángulo diario, rad.}$$

$d_n$  = Orden del día en el calendario juliano

### Paso 4. Cálculo de la declinación solar ( $\delta$ )

$$\delta = 0.006918 - 0.399912 * \text{Cos}( T + 0.070257 * \text{SEN } T - 0.006758 * \text{COS } 2T + 0.000907 * \text{SEN } 2T - 0.002697 * \text{COS } 3T + 0.00148 * \text{SEN } 3T, \text{ en rad.}$$

Donde

$$\delta = \text{Declinación solar, rad}$$

$$T = \text{Ángulo diario, rad}$$

### Paso 5. Cálculo del ángulo de salida del sol.

$$\omega_s = \text{Ángulo de salida del sol} = \arccos(-\tan \Phi * \tan \delta), \text{ rad.}$$

Donde

$$\omega_s = \text{Ángulo de salida del sol}$$

$$\Phi = \text{Latitud del lugar, rad}$$

$$\delta = \text{Declinación solar, rad}$$

### Paso 6. Cálculo de la corrección por excentricidad de la órbita.

$$E_0 = \left[ 1 + 0.33 \cos \frac{2 * \pi * d_n}{365} \right]$$

Donde

$E_0$  = Corrección excentricidad orbita

$d_n$  = Orden del día en el calendario juliano

**Paso 7.** Cálculo de la radiación solar extraterrestre sobre superficie horizontal

$$G_{od} = \frac{24}{\pi} I_{cs} E_0 [\omega_s \sin \delta * \sin \Phi + \cos \delta * \cos \Phi * \sin \omega_s]$$

Donde

$G_{od}$  = Irradiacion solar extraterrestre sobre superficie horizontal, (KWh  $m^2$  día<sup>-1</sup>)

$I_{cs}$  = Constante solar = 1367 W  $m^2$  = 1.367 KW  $m^2$

$E_0$  = Corrección excentricidad orbita

$\omega_s$  = Ángulo de salida del sol, rad

$\Phi$  = Latitud del lugar, rad

$\delta$  = Declinación solar, rad

**Paso 8.** Índice de transparencia atmosférica

$$K_d = \text{índice de transparencia atmosférica} = \frac{G_d}{G_{od}}$$

Donde

$K_d$  = índice de transparencia atmosférica, adimensional

$G_d$  = Irradiación global en superficie horizontal, (KWh  $m^2$  día<sup>-1</sup>). Dato medido

$G_{od}$  = Irradiacion solar extraterrestre sobre superficie horizaontal, (KWh  $m^2$  día<sup>-1</sup>)

**Paso 9.** Cálculo de la irradiación difusa en superficie horizontal

$$D_d = G_d [1.39 - 4.027K_d + 5.531 * K_d^2 - 3.108K_d^3]$$

Donde

$D_d$  = Irradiación difusa en superficie horizontal, (KWh  $m^2$  día<sup>-1</sup>)

$G_d$  = Irradiación global en superficie horizontal, dato medido ( $\text{KWh m}^2 \text{ día}^{-1}$ ).

$$K_d = \text{índice de transparencia atmosférica} = \frac{G_d}{G_{od}}$$

**Paso 10.** Cálculo de la irradiación directa en superficie horizontal

$$I_d = G_d - D_d$$

Donde

$I_d$  = Radiación directa en superficie horizontal, ( $\text{KWh m}^2 \text{ día}^{-1}$ )

$G_d$  = Irradiación global en superficie horizontal, dato medido ( $\text{KWh m}^2 \text{ día}^{-1}$ ).

$D_d$  = Irradiación difusa en superficie horizontal, ( $\text{KWh m}^2 \text{ día}^{-1}$ )

**Paso 11.** Cálculo del factor de corrección geométrico.

$$R_b(\beta) = \frac{\omega_s \sin \delta * \sin(\Phi - \beta) + \cos \delta * \cos(\Phi - \beta) * \sin \omega_s}{\omega_s \sin \delta * \sin \Phi + \cos \delta * \cos \Phi * \sin \omega_s}$$

Donde:

$R_b(\beta)$  = Factor de corrección geométrico, adimensional

$\omega_s$  = Ángulo de salida del sol, rad.

$\Phi$  = Latitud del lugar, rad

$\delta$  = Declinación solar, rad

$\beta$  = Ángulo de inclinación del módulo fotovoltaico, con dirección hacia el Sur en el hemisferio Norte, rad

**Paso 12.** Cálculo de la radiación directa en plano inclinado

$$I_d(\beta) = I_d * R_b(\beta)$$

$I_d(\beta)$  = Radiación directa en plano inclinado  $\beta$ , en (KWh m<sup>2</sup> día<sup>-1</sup>)

$I_d$  = Radiación directa en superficie horizontal, (KWh m<sup>2</sup> día<sup>-1</sup>)

$R_b(\beta)$  = Factor de corrección geométrico, adimensional

**Paso 13.** Cálculo de la radiación difusa en plano inclinado

$$D_d(\beta) = D_d \left[ (G_d - D_d) \frac{R_b(\beta)}{G_{od}} + \frac{1}{2} (1 + \cos \beta) \frac{G_d - D_d}{G_{od}} \right]$$

Donde:

$D_d(\beta)$  = Radiación difusa en plano inclinado  $\beta$ , en (KWh m<sup>2</sup> día<sup>-1</sup>)

$D_d$  = Irradiación difusa en superficie horizontal, (KWh m<sup>2</sup> día<sup>-1</sup>)

$G_d$  = Irradiación global en superficie horizontal, dato medido (KWh m<sup>2</sup> día<sup>-1</sup>).

$R_b(\beta)$  = Factor de corrección geométrico, adimensional

$G_{od}$  = Irradiación solar extraterrestre sobre superficie horizontal, (KWh m<sup>2</sup> día<sup>-1</sup>)

$\beta$  = Ángulo de inclinación del módulo fotovoltaico, con dirección hacia el Sur en el hemisferio Norte, rad

**Paso 14.** Cálculo de la radiación global en plano inclinado

$$G_d(\beta) = I_d(\beta) + D_d(\beta)$$

Donde

$G_d(\beta)$  = Hora pico solar (HPS) = Irradiación global en plano inclinado  $\beta$ , en (KWh  $m^2$  día<sup>-1</sup>)

$I_d(\beta)$  = Radiación directa en plano inclinado  $\beta$ , en (KWh  $m^2$  día<sup>-1</sup>)

$D_d(\beta)$  = Radiación difusa en plano inclinado  $\beta$ , en (KWh  $m^2$  día<sup>-1</sup>)

**Paso 15.** Cálculo del número de módulos fotovoltaicos requeridos.

$$N_T = \frac{E_T}{HPS * P_p * P_G}$$

Donde:

$N_T$  = Número total de módulos fotovoltaicos

$E_T$ : Energía real requerida por el sistema (kWh)

HPS = Irradiación global en plano inclinado  $\beta = G_d(\beta)$ , donde  $\beta$  es el ángulo de inclinación del módulo fotovoltaico y direccionado hacia el sur en el hemisferio Norte, rad.

$P_p$  = Potencia pico del panel (dato proporcionado por el fabricante)

$P_G$  = Factor global de pérdidas (por lo común entre 0.65 y 0.9)

**Paso 16. Número total de módulos en serie por rama**

$$N_s = \frac{V_{BAT}}{V_m}$$

Donde

$N_s$  : Número de módulos en serie por rama

$V_{Bat}$ : Tensión nominal en batería (V)

$V_m$ : Tensión nominal de los módulos (V)

### Paso 17. El número de ramas en paralelo

$$N_p = \frac{N_T}{N_s}$$

$N_p$  = Número de módulos conectados en paralelo

$N_T$  = Número total de módulos fotovoltaicos

$N_s$  = Número de módulos en serie por rama

### 3.4.2 CÁLCULO DEL ÁNGULO DE INCLINACION DE LOS MODULOS FOTOVOLTAICOS ( $\beta$ ).

Paso 1. Cálculo del Ángulo ( $\beta$ ) que minimice la relación entre energía consumida y la radiación global en plano inclinado  $G_d(\beta)$ . Con el objetivo de colocar los módulos fotovoltaicos en el ángulo adecuado que capturen la mayor cantidad de energía y por ende mayor producción.

Paso 2. Obtención de la función cuadrática

Dicha función relaciona el ángulo de inclinación  $\beta$  con la relación consumo / radiación ( $Y = ax^2 - bx + c$ , donde "x" represente el ángulo  $\beta$  y "Y" la relación  $ET/G_d(\beta)$ ). Se parte de que la función es parabólica.

Paso 3. Derivada de la función

Se deriva la función con respecto a la variable "x" para obtener el ángulo de inclinación  $\beta$  que genera la máxima radiación global en plano inclinado.

$$\frac{dy}{dx}(ax^2 - bx + c)$$

Para encontrar el valor mínimo de la relación consumo / radiación se iguala la derivada a "0" y se resuelve. Dicho valor es el ángulo que minimiza la función y maximiza la radiación ( $\text{kWh m}^2 \text{ día}^{-1}$ ) y el valor en la relación consumo / radiación, que se utiliza para los cálculos y la instalación de los módulos fotovoltaicos.

### 3.4.3 DIMENSIONADO DEL SISTEMA DE ACUMULACION (Batería)

Paso 1. Cálculo del número total de baterías en serie por rama

El voltaje nominal de la batería se tomara de la ficha técnica del fabricante y se aplicara la siguiente ecuacion.

$$B_s = \frac{V_{SISTEMA}}{V_{BAT}}$$

Donde

$B_s$  = Número total de baterías en serie por rama

$V_{SISTEMA}$  = Voltaje del sistema en corriente directa (VCD)

$V_{BAT}$  = Voltaje nominal de las baterías en (VCD)

Paso 2. Número de ramas en paralelo a conectar.

La capacidad nominal de la batería en kWh se obtendrá de la ficha técnica del fabricante.

$$B_p = \frac{E_T D_A}{P_d C_n}$$

Donde

$B_p$  = Numero de baterías conectadas en paralelo

$E_T$  = Energía real requerida por el sistema (consumo) (Wh)

$D_A$  = Dias de autonomía

$P_d$  = Máxima Profundidad de descarga de la batería

$C_n$  = Capacidad nominal de la batería (Wh ó Ah)

### 3.4.4 CÁLCULO DEL CONTROLADOR DE CARGA

Se calcula la **máxima corriente**  $I_R$  que debe ser capaz de soportar el regulador en funcionamiento, esta corriente, debe ser la mayor que la corriente generada por los paneles ( $I_G$ ) y la corriente consumida por las cargas ( $I_C$ ).

Paso 1. Cálculo de la corriente generada por los paneles

$$I_G = I_{CPRP} * N_p$$

Donde

$I_G$  = Corriente generada por los módulos fotovoltaicos, ampere (A)

$I_{CPRP}$  = Corriente producida por cada rama en paralelo, ampere (A)

$N_p$  = Número de ramas en paralelo

$$I_{CPRP} = \frac{P_p}{V_{TNPPMP}}$$

Donde

$I_{CPRP}$  = Corriente producida por cada rama en paralelo, ampere (A)

$P_p$  = Potencia pico del módulo fotovoltaico, dato proporcionado por el fabricante, Wh.

$V_{TNPPMP}$  = Tensión nominal del panel en punto de máxima potencia, dato proporcionado, Volt. por el fabricante.

Paso 2. Cálculo de la corriente que consume la carga

$$I_C = \frac{P_{DC}}{V_{BAT}} + \frac{P_{AC}}{V_{CA}}$$

$I_C$  = Corriente que consume la carga, ampere (A)

$P_{DC}$  = Potencia de las cargas en corriente directa (CD), Wh

$V_{BAT}$  = Tension nominal de la bateria, dato proporcionado por el fabricante, Volt.

$P_{AC}$  = Potencia de las cargas en corriente alterna (AD), Wh

$V_{CA}$  = Tension de la la red eléctrica, dato de acuerdo al tipo de contrato con la compañía, Volt. de luz.

Paso 3. Cálculo de la máxima corriente  $I_R$  que debe ser capaz de soportar el controlador de carga

$$I_R = \max(I_G, I_C)$$

Donde

$I_G$  = Corriente generada por los módulos fotovoltaicos, ampere (A)

$I_C$  = Corriente consumida por las cargas, ampere (A)

### 3.5 INTEGRACION E IMPLEMENTACION DE LOS SISTEMAS

Una vez diseñados los sistemas fotovoltaicos, reactor electrolítico y microreactor biológico, se integraron de la siguiente manera:

Se llenó el reactor biológico y el sedimentador con lodos activados, el inóculo fue tomado de la planta de tratamiento del IMTA. Posteriormente se ajustó la dosificación de agua cruda, inyección de oxígeno y recirculación de lodos.

Partiendo de los resultados del balance de masa con datos promedios, se dosificó el agua cruda hacia el reactor biológico, para la recirculación de lodos con una bomba peristáltica ver figura 19 y anexo 2., se recirculo agua de la parte inferior del sedimentador al reactor biológico, se considero el tiempo de retención, toamando en cuenta en el balance que el volumen útil del reactor biológico es de 13.4 litros.

El reactor electrolítico se operó al amperaje adecuado para abastecer al reactor bilógico del oxígeno requerido, para lograr esto se procedió a medir la concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico para comprobar que el sistema de inyección de oxígeno funcionaba de manera adecuada, la medición se realizó con el multiparametros marca HANNA, modelo HI 9829, el amperaje de operación del reactor electrolitico se fue incrementando, hasta alcanzar la concentración adecuada (por arriba de  $2.5 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ ), donde se dejó de incrementar la producción de oxígeno cuando se obtuvo el valor correspondiente.

Una vez realizados los ajustes en el sistema de tratamiento convencional de lodos activados se dejó operando a partir de las 12 AM del día 16 de febrero del 2015 hasta las 3 PM del día 20 de febrero del 2015. A las 3 PM del día 20 de febrero del 2015 se tomaron muestras simples (1 L de muestra) en el influente, reactor biológico y efluente, con el objetivo de determinar los siguientes parámetros: Demanda bioquímica de oxígeno a los cinco días ( $\text{DBO}_5$ ), Sólidos suspendidos totales (SST), Potencial de hidrógeno (pH), color, turbidez, Nitrógeno amoniacal ( $\text{NH}_3$ ), Nitratos ( $\text{NO}_3$ ), Nitrógeno total (NT), Fósforo total (PT), Oxígeno disuelto (OD), % de oxígeno disuelto (% OD) y Temperatura ( $T^\circ$ ), para los tres puntos de muestreo. Las determinaciones se realizaron

el laboratorio de la planta de tratamiento de aguas residuales del Instituto mexicano de Tecnología del Agua, ver figura 27, bajo los procedimientos implementados en el mismo.



Figura 23 Determinación de los parámetros de calidad de agua. Laboratorio de la planta de tratamiento de aguas residuales del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua.

## IV. RESULTADOS Y DISCUSION

Los resultados que se presentan a continuación, tienen el siguiente orden: se inicia con el balance de masa del proceso convencional de lodos activados, para conocer las necesidades de oxígeno en el reactor biológico y otros parámetros de control, posteriormente se analiza el reactor electrolítico donde se obtuvo la función que relaciona a la producción de oxígeno (g) con la energía consumida (Watts). En una tercera etapa se indican los resultados de la necesidad de energía requerida por el reactor electrolítico y la implementación de un sistema híbrido (Sistema fotovoltaico autónomo- red eléctrica) para el abastecimiento de esta. En un cuarto paso se tienen los resultados del funcionamiento del sistema integrado (sistema de producción de oxígeno con base en un reactor electrolítico y con una fuente de energía híbrida para el abastecimiento de oxígeno a un reactor biológico convencional de lodos activados). Como parte final se tiene un estudio de caso (Anexo 1).

### 4.1 BALANCE DE MASA EN EL REACTOR BIOLÓGICO

El resultado del balance de masa que se realizó con datos medios de literatura, brinda un dato aproximado de la cantidad de aire atmosférico (21% en volumen-dato medio de literatura) que se requiere en el reactor biológico. El cual fue de  $33 \text{ L h}^{-1}$  ( $0.53 \text{ gr de O}_2 \text{ h}^{-1}$ ), que permite tratar  $52.56 \text{ L día}^{-1}$ , con un tiempo de retención hidráulico de 6 hr, y una disminución de la DBO de  $300 \text{ mg L}^{-1}$  a  $25.6 \text{ mg L}^{-1}$  (Figura 24 y cuadro 17).

A partir de las ecuaciones del capítulo 3.1.2 se determinaron los parámetros de control para el proceso de lodos activados, teniendo como resultados los siguientes (Cuadro 17):

Tiempo de retención hidráulica ( $t_r$ ) de 6 horas, en este tiempo las bacterias están en contacto con el alimento presente en las aguas crudas, siendo suficiente para que éstas asimilen o estabilicen la materia orgánica.

Demanda biológica de oxígeno en el efluente (DBOe) de  $25.66 \text{ mg L}^{-1}$ , significa una remoción de contaminantes biodegradables del 91.44% ( $300 \text{ mg L}^{-1}$  a  $25.66 \text{ mg L}^{-1}$ ).

Relacion alimento/microorganismos(  $A/M$  ) de 0.44, es la cantidad de alimento que entra al sistema y la cantidad de microorganismos que se encuentran en el tanque de aireación, se encuentran en las proporciones adecuadas (0.2-0.6) para su buen funcionamiento.

Produccion neta de biomasa (  $\Delta SSV$  ) de  $7.7 \text{ g dia}^{-1}$  , es la biomasa producida por consumo del sustrato.

Relacion de recirculación (R) de 0.31, es el porcentaje del gasto del influente a recircular al reactor biológico para mantener la concentración adecuada de microorganismos en el reactor biológico. En este caso representa el 31% ( $0.69 \text{ L h}^{-1}$  gasto de recirculación).

Gasto combinado(  $Q_o$  ) el gasto combinado es de  $2.91 \text{ L h}^{-1}$ , es el resultado de la suma del gasto del influente ( $2.22 \text{ L h}^{-1}$ ) mas el gasto de recirculación ( $0.69 \text{ L h}^{-1}$  ).

Gasto de purga de lodos (  $Q_p$  ) de  $0.02 \text{ L h}^{-1}$ , es el gasto de lodos que se retira del sistema, para evitar que la concentración de microorganismos en el reactor bioógico se incremente.

Gasto de lodos de salida del sedimentador (  $Q_l$  ) de  $0.72 \text{ L h}^{-1}$ , es el gasto que saldrá del sedimentador y es la suma del gasto de recirculación( $Q_r$ ) y el de purga de lodos ( $Q_p$ ).

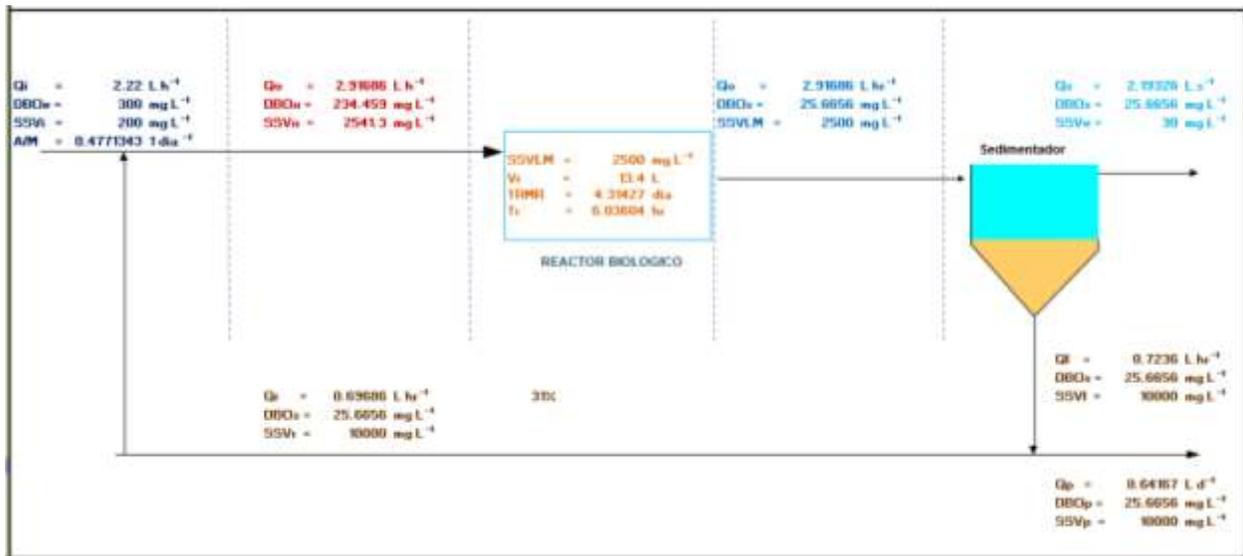
Gasto en el efluente (  $Q_e$  ) de ( $\text{L h}^{-1}$ ) de  $2.19 \text{ L h}^{-1}$ , este gasto es similar al del influente, con la diferencia que disminuye la cantidad que se purga( $0.02$ ).

Demanda biológica de oxígeno a la entrada del tanque de aerecaion( $DBO_o$ )  $234.45 \text{ mg L}^{-1}$ , es el resultado de la relación de concentración de la DBO del influente y la DBO del efluente y el gasto de recirculación ( $Q_r$ ).

Sólidos suspendidos volatiles en la entrada del reactor (  $SSV_o$  ) de  $2541.29 \text{ mg L}^{-1}$ , es el resultado de la relación de concentración de SSV que hay con los SSV del influente y los SSV de recirculación y el gasto de recirculación ( $Q_r$ )

Tiempo de retención celular (TMRC) de 4.31 día, es la edad de los lodos (tiempo en que los microorganismos son retenidos en el sistema de tratamiento).

Oxígeno requerido es de  $0.53 \text{ g O}_2 \text{ hr}^{-1}$ , es la cantidad de oxígeno que requieren los microorganismos en el reactor biológico para realizar sus procesos biológicos y así eliminar la materia orgánica biodegradable. En caso de que se use el oxígeno atmosférico, se tiene que inyectar  $33 \text{ L hr}^{-1}$ .



**Caudales:**  $Q_i$  = Gasto del influente,  $L s^{-1}$ ,  $Q_R$  = Gasto de recirculación de lodos,  $L s^{-1}$ ,  $Q_o$ , Gasto de la alimentación combinada ( $Q_i + Q_R$ ),  $L s^{-1}$ ,  $Q_e$  = Gasto del efluente,  $L s^{-1}$ ,  $Q_p$  = Gasto de la purga de lodos,  $m^3 d^{-1}$ ,  $Q_s$  = Gasto de la descarga del clarificador,  $L s^{-1}$

**Concentraciones (mg L<sup>-1</sup>) de la DBO soluble:**  $DBO_{s_i}$  = DBO soluble del influente,  $DBO_{s_o}$  = DBO soluble de la alimentación combinada y  $DBO_{s_e}$  = DBO soluble del efluente

**Concentraciones (mg L<sup>-1</sup>) de los sólidos suspendidos volátiles (SSV):**  $SSV_i$  = SSV en el influente,  $SSV_o$  = SSV en la alimentación combinada,  $SSV_e$  = SSV en la descarga del clarificador secundario,  $SSV_e$  = SSV en el efluente y Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado (SSVLM).

TMRC (día) = Tiempo medio de retención celular

A/M = Ralación alimento/microorganismos

Volumen del reactor (m<sup>3</sup>): V = Volumen del reactor

Tiempo de retención hidráulica (día) = Tr

Figura 24 Balance de masa para el sistema convencional de lodos activados.

Fuente: Elaboración propia

Cuadro 17 Resultados de control del proceso convencional de lodos activados

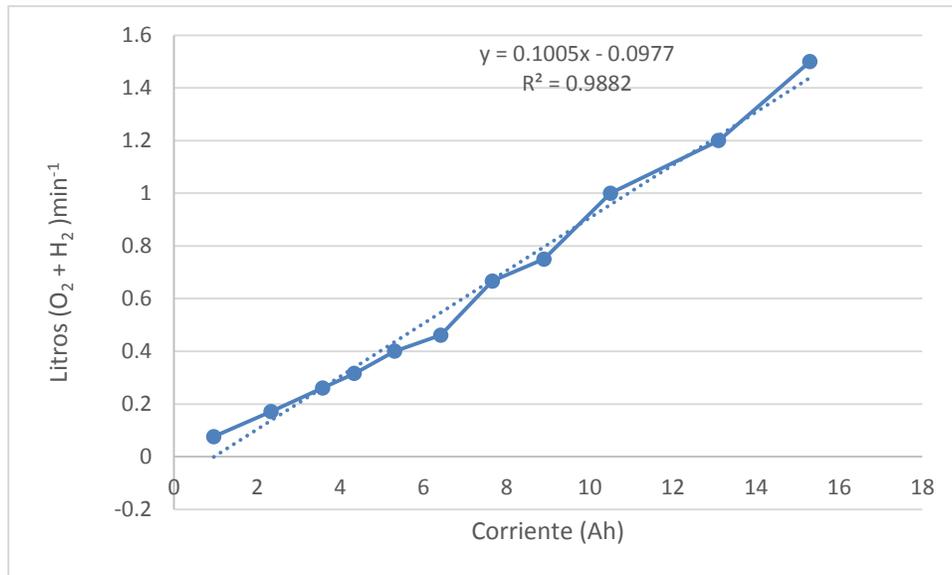
<b>Parámetro</b>	<b>Convencional</b>
<b>Tiempo de retencion hidráulica, tr (h)</b>	<b>6.03</b>
<b>Demanda biológica de oxígeno en el efluente DBOe (mg L<sup>-1</sup>)</b>	<b>25.66</b>
<b>Relacion alimento/microorganismos, A/M (d<sup>-1</sup>)</b>	<b>0.47</b>
<b>Produccion neta de biomasa, ΔSSV (kg día<sup>-1</sup>)</b>	<b>0.0077</b>
<b>Relacion de recirculacion, R</b>	<b>0.31</b>
<b>Gasto de recirculacion, Qr (L h<sup>-1</sup>)</b>	<b>0.69</b>
<b>Gasto combinado, Qo (L h<sup>-1</sup>)</b>	<b>2.91</b>
<b>Gasto de purga de lodos, Qp (L h<sup>-1</sup>)</b>	<b>0.02</b>
<b>Gasto de lodos de salida del sedimentador, Ql (L h<sup>-1</sup>)</b>	<b>0.72</b>
<b>Gasto en el efluente Qe (L h<sup>-1</sup>)</b>	<b>2.19</b>
<b>Demanda biológica de oxígeno a la entrada del tanque de aerecaión, DBOo (mg L<sup>-1</sup>)</b>	<b>234.45</b>
<b>Sólidos suspendidos volatiles en la entrada del reactor, SSVo (mg L<sup>-1</sup>)</b>	<b>2541.29</b>
<b>Tiempo de retencion celular (Edad de lodos), TMRC (d)</b>	<b>4.31</b>
<b>Oxígeno requerido, g O<sub>2</sub> hr<sup>-1</sup></b>	<b>0.53</b>
<b>Volumen de aire requerido, (L hr<sup>-1</sup>)</b>	<b>33.00</b>

Fuente: Elaboración propia

#### **4.2 OXÍGENO QUE SE REQUIERE EN EL REACTOR BIOLÓGICO**

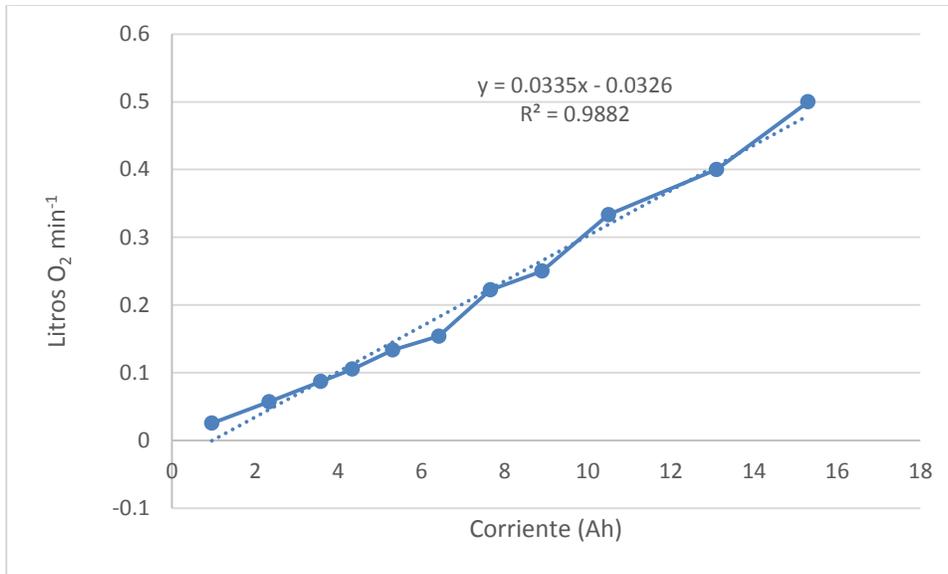
A partir de los resultados del Cuadro 17, se parte de que se necesita producir 0.53 g O<sub>2</sub> h<sup>-1</sup>, por lo que el reactor electrolítico deberá de ser capaz de proporcionarlo. De la teoría para producir de oxígeno e hidrogeno a partir de la electrolisis se realizo el experimeto de generar estos gases a diferenres corrientes (ver figuras 7,8 y 9), las cuales son resultado de haber aplicado la

metodología descrita en el Capítulo 3.2, estos resultados indican a que amperage se debe operara el reactor electrilitico para obtener la cantidad de oxígeno (en volumen o peso).



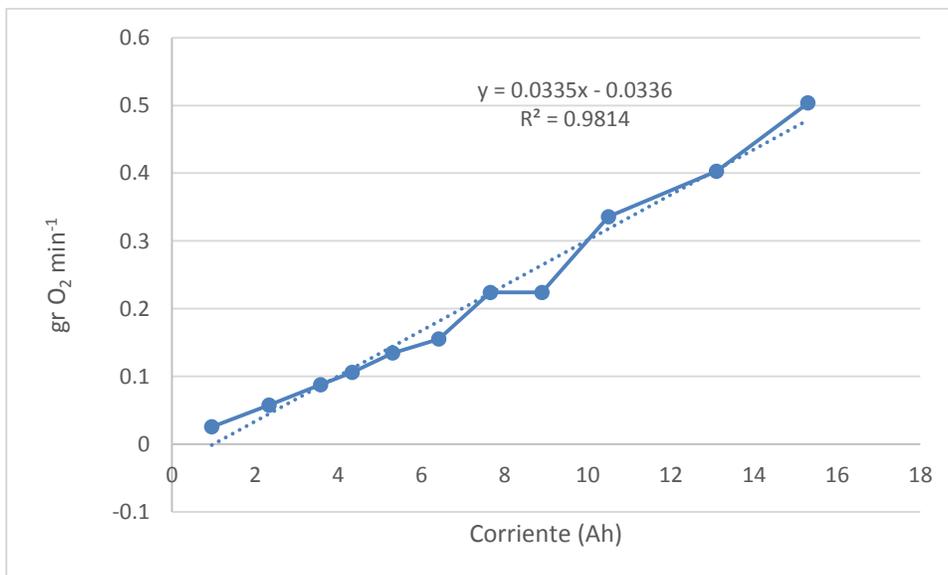
Grafica 7 Producción de gases (O<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>) del reactor electrolítico en función de la corriente de entrada

Como se puede observar a mayor corriente demandada, mayor es la producción de gases, con un comportamiento lineal. En este reactor electrolítico se produce tanto (O<sub>2</sub>) como (H<sub>2</sub>), en las siguientes proporciones dos terceras partes de “H<sub>2</sub>” y una tercera parte de “O<sub>2</sub>”, por lo que la producción de oxígeno real obtenida es de acuerdo a la Gráfica 8.



Grafica 8 Producción de O<sub>2</sub> del reactor electrolítico en función de la corriente(A) de entrada

A partir de la gráfica anterior y aplicando el procedimiento descrito en el capítulo 3.2, para convertir el volumen de gas producido a gramos de O<sub>2</sub>, teniendo como resultado la gráfica 9.



Grafica 9 Producción de O<sub>2</sub> (gramos) en función de la corriente(A) consumida.

Los resultados obtenidos para la integración de reactor biológico y electrolítico son los siguientes:

Partiendo de los resultados del Cuadro 17, (balance de masa con datos promedios) se consideró dosificar  $2.22 \text{ L hr}^{-1}$  ( $37 \text{ mL min}^{-1}$ ). En el que se recirculo agua de la parte inferior del sedimentador al reactor biológico con un gasto de  $0.666 \text{ L hr}^{-1}$  (30% del gasto del influente, con un tiempo de retención hidráulica de 6 horas.

El reactor electrolítico se operó a 1.5 Ampere, de acuerdo a la Grafica 9, debe de producir 0.86 gr de  $\text{O}_2$  por hora, que es mayor a lo requerido. Al implementar el sistema de tratamiento convencional de lodos activados, se observó que el sistema de producción de oxígeno produjo la cantidad necesaria, con el inconveniente de que la presión del gas no era suficiente para mantener en suspensión los lodos (mezclados) en el reactor biológico. Por lo que se instaló una bomba peristáltica ver Figura 19 y Anexo 2, con un gasto de recirculación de  $13.32 \text{ L hr}^{-1}$  ( $222 \text{ mL min}^{-1}$ ). Para evaluar el sistema de inyección de oxígeno se midió la concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico por medio de la sonda de multiparametros marca HANNA, modelo HI 9829 (anexo 5), obteniendo valores de  $1.6 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ . Que es una concentración baja para el reactor biológico, debido a que se recomiendan valores por arriba de 2.5, y así se fue incrementando la corriente en el reactor electrolítico y al mismo tiempo se fue midiendo la concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico, se dejó de incrementar la producción de oxígeno cuando se obtuvo un valor de  $3.8 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ , que fue a una corriente de operación de 3.58 Ah en el reactor electrolítico y una producción de de  $5.254 \text{ gr O}_2 \text{ hr}^{-1}$  (Gráfica 9).

A partir del consumo de energía que necesita el reactor electrolítico se Cálculo el sistema fotovoltaico, por medio de la metodología del capítulo 3.3.1. Se considero que la necesidad de energía es de de 85.92 Wh, con un voltaje de operación del sistema de 24 V CD, con cero días de autonomía, un límite de descarga en baterías del 50%, se utilizaron baterías (Anexo 3) de 115 Ah a 12 VCD y las especificaciones técnicas del módulo fotovoltaico (Anexo 4). A continuación se describen los resultados que se dividen en partes una en el Cálculo del número de módulos fotovoltaicos requeridos, la inclinación ( $\beta$ ) de los módulos, sistema de almacenamiento de energía (baterías) y controlador de carga.

### **4.3 NÚMERO DE MODULOS FOTOVOLTAICOS**

**Paso 1.** Energía real requerida por el sistema

$$E_{DC} = 85.92 \text{Wh} * 24h = 2062.08 \text{ Wh}$$

$$E_T = \frac{2.206208 \text{ Wh}}{0.9} + \frac{0 \text{ Wh}}{0.8 * 0} = 2.2912 \text{ KWh}$$

## Paso 2. Radiación global horizontal

Se tomaron los datos de radiación de la estación meteorológica y solarimétrica del Instituto de Energías Renovables de la Universidad Autónoma de México. Los datos de la estación meteorológica del CIE – UNAM, en las coordenadas de Temixco, Morelos: latitud 18° 50.36' norte, longitud 99° 14.07' oeste, son de radiación global diaria sobre una superficie horizontal promediada mensualmente, estando disponibles en la siguiente página: [http://xml.cie.unam.mx/xml/se/cs/datos\\_rad.xml](http://xml.cie.unam.mx/xml/se/cs/datos_rad.xml) .

Cuadro 18 Promedio Mensual de la Insolación Global Horizontal. (KW m<sup>2</sup> día-1)

Año	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic	Media Anual
1990	-	-	6.0	6.3	6.1	6.1	6.0	6.4	5.7	5.1	4.7	4.5	5.7
1996	5.0	6.0	6.6	6.3	6.3	5.9	6.4	5.5	6.1	5.3	5.1	4.1	5.7
2000	5.0	5.7	6.2	6.7	-	-	-	-	-	-	-	-	5.9
2001	-	-	6.6	6.2	6.0	6.0	6.7	6.0	5.5	5.6	5.0	4.3	5.8
2002	4.9	5.3	6.5	6.6	6.1	6.2	-	-	-	5.3	4.8	4.4	5.6
2003	4.6	5.5	7.1	6.5	6.4	5.5	6.5	6.4	5.6	5.3	4.9	4.1	5.7
2004	4.3	5.9	6.0	6.6	6.1	6.5	6.4	6.7	5.6	5.5	4.8	4.3	5.7
2005	4.6	5.2	6.0	6.6	6.5	5.8	6.6	6.4	5.4	5.1	4.8	4.4	5.6
2006	4.7	5.6	6.4	6.6	6.3	6.2	6.0	5.8	5.6	5.1	4.4	4.7	5.6
2007	4.8	5.5	6.2	6.6	-	-	5.9	6.1	5.7	5.2	5.0	4.5	5.5
2008	4.9	5.9	6.9	-	6.4	6.6	5.4	5.9	5.4	5.4	5.2	4.4	5.7
2009	4.2	5.3	-	-	-	6.0	6.3	5.7	5.3	5.7	-	4.3	5.3
2010	4.0	4.9	6.6	7.0	6.6	5.0	5.1	5.8	5.3	5.9	5.2	4.8	5.5
2011	5.2	5.6	6.5	6.6	6.5	4.3	5.3	6.6	5.9	5.9	5.3	5.0	5.7
2012	4.9	4.5	6.7	6.9	6.5	5.8	6.5	9.3	5.9	4.8	5.0	4.9	6.0
Media mensual	4.7	5.5	6.4	6.6	6.3	5.8	6.1	6.4	5.6	5.4	4.9	4.5	5.7

Fuente: Instituto de Energías Renovables de la Universidad Autónoma de México

Del cuadro 18, Se eleigio el mes de febrero que tiene una irradiación global en superficie horizontal de  $5.5 \text{ KWh m}^2 \text{ dia}^{-1}$ , debido a que el experimneto se realizo en este mes, eligiendo el dia juliano No.47

**Paso 3.** Cálculo del ángulo diario

Debido a que el experimento se inició el día 16 de febrero del 2015, se tomó el día 47 como día juliano.

$$T = \text{Ángulo diario} = 2 * 3.14159 * \frac{47-1}{365} = \mathbf{0.79185 \text{ Rad}}$$

**Paso 4.** Declinación solar ( $\delta$ )

$$\delta = \text{Declinación solar} = 0.006918 - 0.399912 * \text{COS} (0.79185) + 0.070257 * \text{SEN} (0.79185) - 0.006758 * \text{COS} (2*0.79185) + 0.000907 * \text{SEN} (2*0.79185) - 0.002697 * \text{COS} (3*0.79185) + 0.00148 * \text{SEN} (3*0.79185) = - 0.22006 \text{ rad}$$

**Paso 5.** Cálculo del ángulo de salida del sol. La latitud del lugar considerada es  $18.839^\circ$  Latitud Norte = 0.3288 rad.

$$\omega_s = \text{Ángulo de salida del sol} = \text{arccos}(-\tan 0.3288 * \tan -0.22) = 1.4944 \text{ rad.}$$

**Paso 6.** Corrección por excentricidad de la orbita.

$$E_0 = \text{Corrección excentricidad orbita} = \left[ 1 + 0.33 \cos \frac{2*3.14159*47}{365} \right] = 1.3299$$

**Paso 7.** Radiación solar extraterrestre sobre superficie horizontal

$$G_{od} = \frac{24}{3.14159} * 1.367 \text{ Wh} \\ * 1.3299 \text{ rad} [1.4944 \text{ rad} * \sin -0.22 * \sin 0.3288 + \cos -0.22 * \cos 0.3288 \\ * \sin 1.4944] = 11.3274 \text{ KWh m}^{-2}$$

**Paso 8.** Índice de transparencia atmosférica

$$K_d = \text{Índice de transparencia atmosférica} = \frac{5.5 \text{ KWh m}^{-2}}{11.3274 \text{ KWh m}^{-2}} = 0.4855$$

**Paso 9.** Irradiación difusa en superficie horizontal

$$D_d = 5.5 \text{ KWh } m^{-2} [1.39 - 4.027 * 0.4855 + 5.531 * 0.4855^2 - 3.108 * 0.4855^3]$$

$$= 2.1059 \text{ KWh } m^{-2}$$

**Paso 10.** Irradiación directa en superficie horizontal

$$I_d = 5.5 \text{ KWh } m^{-2} - 2.1059 \text{ KWh } m^{-2} = 3.394 \text{ KWh } m^{-2}$$

**Paso 11.** Factor de corrección geométrico.

$$R_b(\beta) =$$

$$= \frac{1.4944 \text{ rad} * \sin -0,22 * \sin(0.3288 - 0.6632) + \cos -0.22 * \cos(0.3288 - 0.6632) * \sin 1.4944}{1.4944 \sin -0.22 * \sin 0.3288 + \cos -0.22 * \cos 0.3288 * \sin 1.4944}$$

$$= 1.2582 \text{ KWh } m^{-2}$$

**Paso 12.** Cálculo de la radiación directa en plano inclinado.

$$I_d(\beta) = 3.394 \text{ KWh } m^{-2} * 1.2582 \text{ KWh } m^{-2} = 4,2706 \text{ KWh } m^{-2}$$

**Paso 13.** Radiación difusa en plano inclinado

$$D_d(\beta) = 2.1059 \text{ KWh } m^{-2} \left[ 5.5 \text{ KWh } m^{-2} - 2.1059 \text{ KWh } m^{-2} \right) \frac{1.2582 \text{ KWh } m^{-2}}{11.3274 \text{ KWh } m^{-2}} + \frac{1}{2} (1$$

$$+ \cos 0.6632) \frac{5.5 \text{ KWh } m^{-2} - 2.1059 \text{ KWh } m^{-2}}{11.3274 \text{ KWh } m^{-2}} \left. \right] = 1.2582 \text{ KWh } m^{-2}$$

**Paso 14.** Radiación global en plano inclinado

$$G_d(\beta) = 4,2706 \text{ KWh } m^{-2} + 1.2582 \text{ KWh } m^{-2} = 5.6956 \text{ KWh } m^{-2}$$

**Paso 15.** Número de módulos fotovoltaicos requeridos. El dato de  $P_p = 250 \text{ Wp}$ , el cual fue proporcionado por el fabricante, ver anexo 4.

$$N_T = \frac{2.2912 \text{ KWh}}{5.6956 \text{ KWh } m^{-2} * 250 * 0.775} = 2,475, \text{ redondeando hacia un número superior}$$

$$= 3 \text{ Módulos fotovoltaicos}$$

**Paso 16.** Número total de módulos en serie por rama

$$N_s = \frac{24 V}{30.40 V} = 0.789 \approx 1$$

Se redondea por exceso a 1, con fines prácticos

**Paso 17** Número de ramas en paralelo

$$N_p = \frac{3}{1} = 3$$

Por lo que el número de módulos conectados en paralelo es igual a 3

#### 4.4 ÁNGULO DE INCLINACION ( $\beta$ ) UTILIZADO EN EL PASO 11

Paso 1. Ángulo de inclinación ( $\beta$ )

En el Cuadro 20 se muestran los valores de la relación que hay entre el total de energía consumida y la radiación global en plano inclinado, para cada ángulo de inclinación  $\beta$  ver cuadro 19.

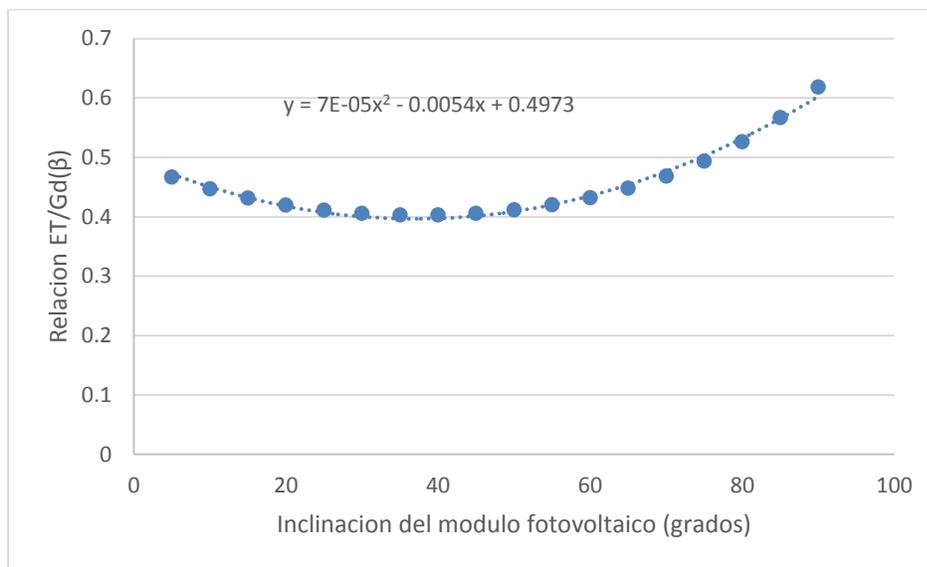
Cuadro 19 Radiación global en plano inclinado para diferentes ángulos de inclinación  $\beta$  y relación consumo / radiación.

ÁNGULO $\beta$	Gd( $\beta$ ) Kwh m <sup>-2</sup>	ET/Gd( $\beta$ )
5	4.90872857	0.46676038
10	5.12881046	0.44673127
15	5.31466058	0.43110938
20	5.46486448	0.41926017
25	5.57827901	0.410736
30	5.65404098	0.40523229
35	5.69157377	0.40256001
40	5.6905917	0.40262948
45	5.6511022	0.40544303
50	5.57340576	0.41109514
55	5.45809364	0.41978027
60	5.30604339	0.43180951
65	5.11841212	0.44763883
70	4.89662776	0.46791386

75	4.64237815	0.49354015
80	4.3575982	0.52579423
85	4.04445517	0.56650399
90	3.70533217	0.61835212

## Paso 2. Función cuadrática

Se obtuvo la función que relaciona el ángulo de inclinación  $\beta$  con la relación consumo / radiación, obteniéndose la siguiente función:  $Y = 0.00007x^2 - 0.0054x + 0.4973$ , donde “x” representa el Ángulo  $\beta$  y “Y” la relación ET/Gd( $\beta$ ), ver Grafica 10.



Grafica 10 Relación entre el ángulo de inclinación  $\beta$  con la relación consumo / radiación

## Paso 3. Derivada de la función

Se derivó la función con respecto a la variable “x” para obtener el ángulo de inclinación  $\beta$  que genera la máxima radiación global en plano inclinado, obteniendo lo siguiente:

$$\frac{dy}{dx} (0.00007x^2 - 0.0054x + 0.4973) = 0.00014X - 0.0054$$

Para encontrar el valor mínimo de la relacion consumo / radiacion se igualo la derivada a “0” y se resolvió

$$0.00014X - 0.0054 = 0$$

X= 38.57 por lo que el ángulo encontrado que minimiza la función es 38.57°, dándonos una radiación máxima de 5.72 KWh m<sup>2</sup> día<sup>-1</sup> y un valor en la relación consumo / radiación de 0.3931

El ángulo utilizado en la metodología planteada fue de 38°, con fines prácticos de instalación.

#### 4.5 SISTEMA DE ACOMULACIÓN (BATERIAS)

Paso 1. Número total de baterías en serie por rama

Número total de baterías en serie por rama. El voltaje nominal de la batería se tomó de la ficha técnica del fabricante ver Anexo 3.

$$B_s = \frac{24 VCD}{12 VCD} = 2 \text{ baterias en serie}$$

Paso 2. Número de ramas en paralelo a conectar.

Número de ramas en paralelo a conectar. La capacidad nominal de la batería en KWh se obtuvo de la ficha técnica del fabricante Anexo 3.

$$B_p = \frac{2.2912 KWh * 1}{0.5 * 2.760} = 1.66 \approx 2 \text{ ramas en paralelo}$$

Por lo que se ocuparan 4 baterías en total (dos ramas en paralelo de dos baterías conectadas en serie)

#### 4.6 CONTROLADOR DE CARGA

Se Calculó la **máxima corriente** IR que debe de soportar el regulador en funcionamiento.

Paso 1. Corriente generada por los paneles

$$I_{CPRP} = \frac{250 W}{30.4 V} = 8.22 \text{ Ampere}(A)$$

$$I_G = 8.22 A * 3 = 24.66 \text{ Ampere } (A)$$

Paso 2. Corriente que consume la carga

Partiendo que el reactor electrolítico consume 85.92 Wh a una corriente de 3.58 A y operando a 24 V, se sustituye en la siguiente ecuación.

$$I_c = \frac{85.92 \text{ Wh}}{24 \text{ V}} + \frac{0}{127 \text{ V}} = 3.58 \text{ Ampere (A)}$$

Paso 3. Máxima corriente IR que debe ser capaz de soportar el controlador de carga

$$I_R = \max(24.66 \text{ A}, 3.58 \text{ A})$$

Debido a que la corriente generada por los módulos fotovoltaicos es mayor que corriente consumida por las cargas, se elige un controlador de carga mayor a 24.66 A.

#### 4.7 RESUMEN DE RESULTADOS DEL DISEÑO DEL SISTEMA FOTOVOLTAICO

En el Cuadro 20 se muestra la cantidad de módulos fotovoltaicos, número de baterías y la corriente máxima que deberá de soportar el controlador de carga, además se muestra el ángulo  $\beta$  que deberán tener los módulos.

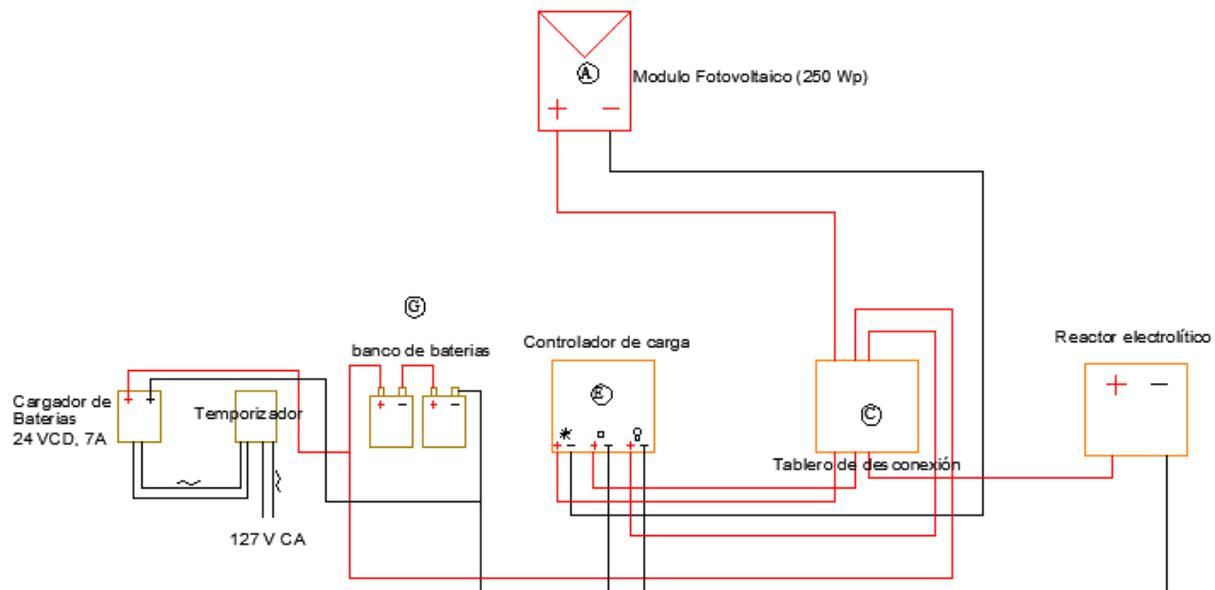
Cuadro 20 Resumen de componentes del sistema fotovoltaico autónomo

COMPONENTE	VALOR
Módulos conectados en serie por rama	1
Ramas de módulos conectadas en paralelo	3
<b>Total de módulos fotovoltaicos a utilizar</b>	3
Ángulo $\beta$ de los módulos	38°
Baterías conectadas en serie por rama	2
Ramas de baterías conectadas en paralelo	2
<b>Total de baterías a utilizar</b>	4
Corriente máxima que deberá de soportar el controlador de carga	24.66 A

Con los resultados obtenidos se puede establecer una planta eléctrica fotovoltaica autónoma que cubre las necesidades de energía para que el sistema de producción de oxígeno opere las 24 horas. Debido a que solo se contaba con un módulo fotovoltaico de 250 Wp, dos baterías de 104 Ah y un controlador de carga de 20 A., se diseñó e implementó una planta eléctrica solar híbrida con la red eléctrica de comisión federal de electricidad, quedando la implementación como se muestra en la Figura 25.

#### 4.8 SISTEMA DE PRODUCCION DE ENERGÍA HIBRIDO

La planta eléctrica solar que se diseñó e implementó tiene una capacidad de producción de 1060 Watts día<sup>-1</sup> (considerando 5.5 horas sol pico HSP), que representa el 46.26% del total requerido (Figura 26). La energía requerida por el sistema de producción de oxígeno es de 2291.28 Watts día<sup>-1</sup>, por lo que el 53.74 % se suministra con un cargador de baterías a través de un temporizador.



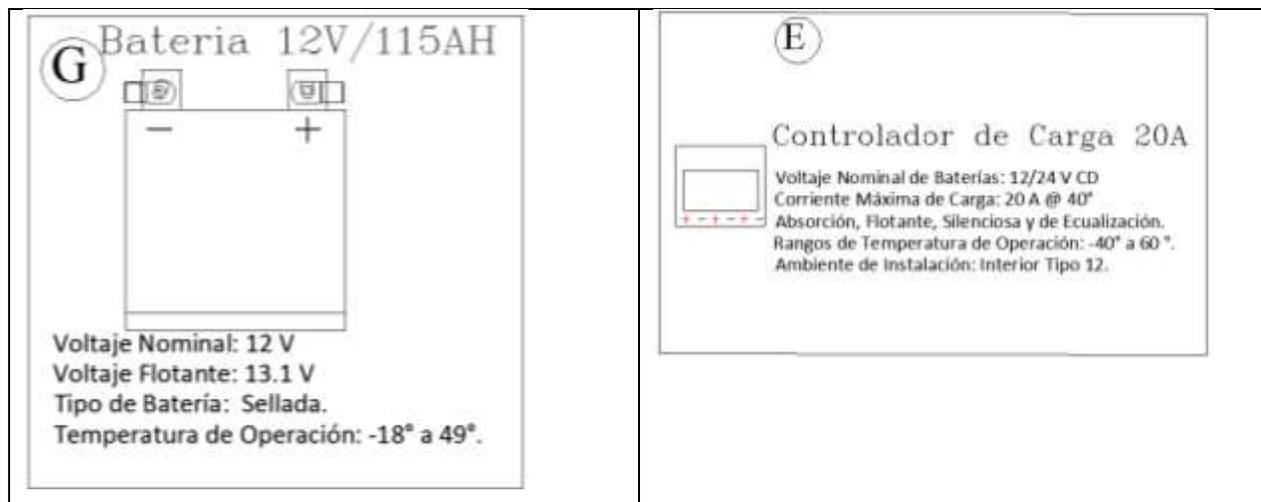
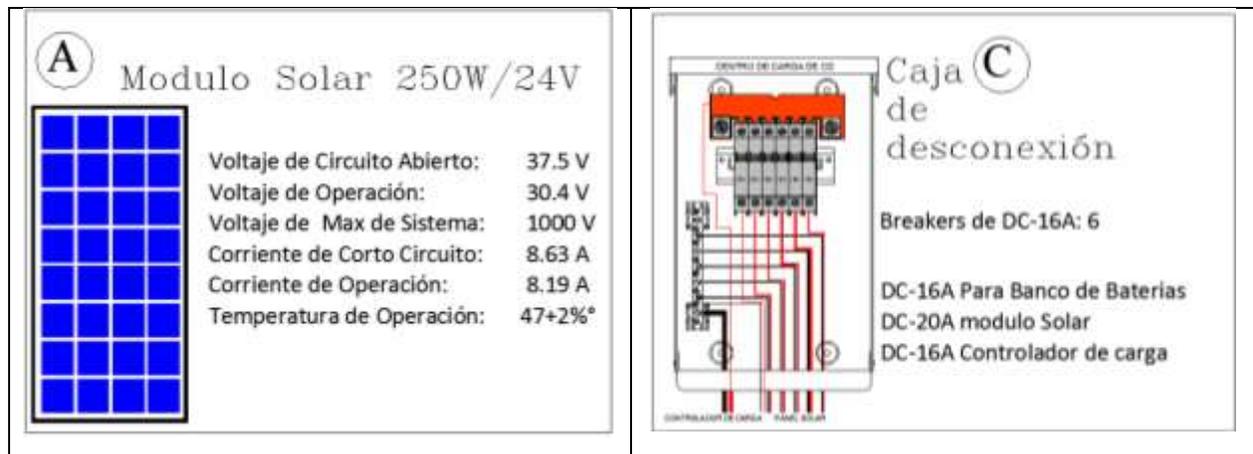


Figura 25 Diagrama eléctrico de planta eléctrica solar y componentes



Figura 26 Planta eléctrica fotovoltaica 1.06 KW dia-1

Para el funcionamiento de reactor biológico se implementaron las bombas peristálticas (Figura 19) que no se conectaron al sistema fotovoltaico, debido a que no era el objetivo.

Dado el sistema híbrido sistema fotovoltaico que abasteció el 46.26% (1060 Watts día<sup>-1</sup>) y el resto por energía de la red eléctrica, donde se presentó sobrecalentar el cargador de baterías (24 VCD a 7 A). Para evitar lo anterior se opero el sistema de producción de oxígeno del sistema de baterías, que durante el día se alimentaron del sistema fotovoltaico y por la noche se alimentaron del cagardor de baterías en lapsos de 30 minutos de operación y 15 min sin operar, por medio de un temporizador (timer). Con esta forma de operación se garantizó la energía necesaria para que el sistema de producción de oxígeno operara las 24 horas.

El sistema de tratamiento convencional de lodos activados con fuente oxígeno a partir de un reactor electrolítico y fuente de energía hibrida (fotovoltaica autónoma y red eléctrica), quedo instalado como se muestra en la figura 27 y 28, de acuerdo al diagrama eléctrico de la Figura 25.

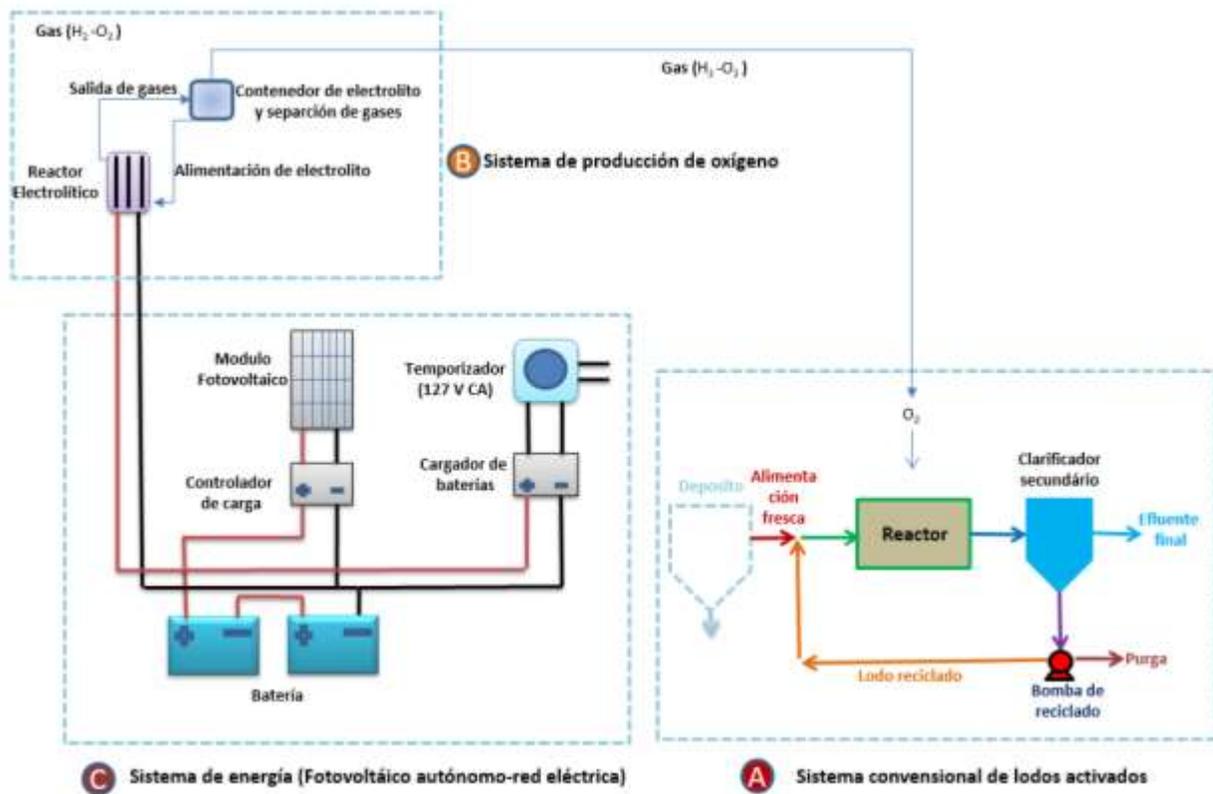


Figura 27 Integración de los sistemas. sistema convencional de lodos activados (A), sistema de energía (B) y sistema de producción de oxígeno (C)

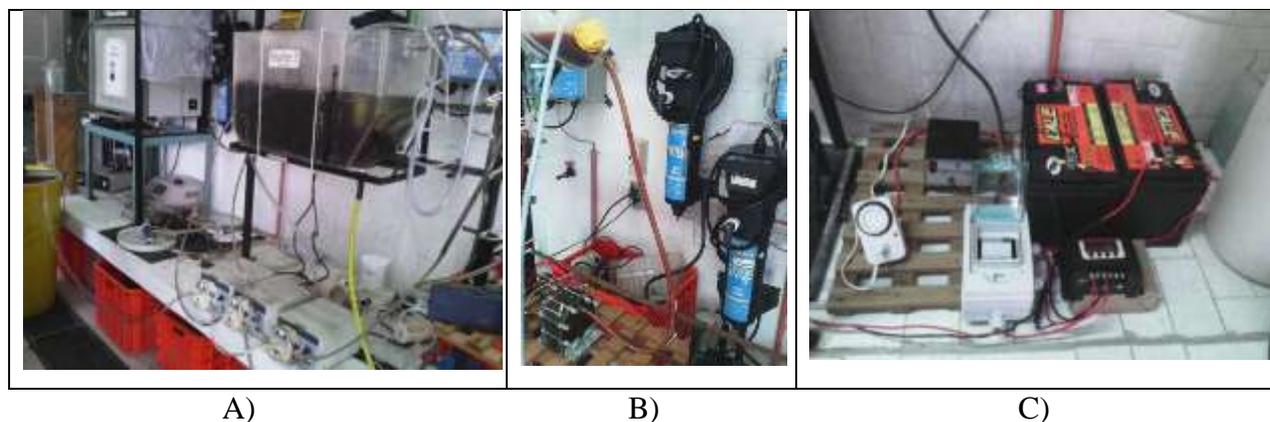


Figura 28 Sistemas integrados e instalados. sistema convencional de lodos activados (A), sistema de energía (B) y sistema de producción de oxígeno (C)

#### 4.9 PRUEBAS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

El 16 de febrero del 2015 se inicio la prueba el sistema de tratamiento convencional de lodos activados, que opero a partir de las 12 AM hasta las 3 PM del día 20 de febrero del mismo año. A final se tomaron muestras simples (de 1 L) en el influente, en el reactor biológico y el efluente. Donde los resultados de la calidad de agua en el influente, reactor biológico y efluente como se muestran en el cuadro 21.

Cuadro 21 Resultados de los parámetros de calidad de agua en el influente, reactor biológico y efluente.

PARAMETRO	Unidad	INFLUENTE	REACTOR BIOLÓGICO	EFLUENTE
		valor	Valor	Valor
DBO <sub>5</sub>	mg L <sup>-1</sup>	106		25.38
SST	mg L <sup>-1</sup>	102.66	1702.75	16.66
PH	0-14	7.16	7.33	7.31
COLOR	Pt -Co	860.82		117.166
TURVIDEZ	NTU*	60.2		3.4

NH <sub>3</sub>	mg L <sup>-1</sup>	43.25		10.4
NO <sub>3</sub>	mg L <sup>-1</sup>	8.3		11.5
NT	mg L <sup>-1</sup>	34.3		21
PT	mg L <sup>-1</sup>	13.3		7.46
OD	mg L <sup>-1</sup>	0.28	4.51	2.92
%OD	%	3.8	60.5	39.1
T°	°C	21.6	22	22

\* medida en Unidades Nefelométricas de turbidez, o *Nephelometric Turbidity Unit* (NTU)

De acuerdo a los resultados del cuadro 21, los parámetros de entrada y salida del sistema convencional de lodos activados, se observó una disminución de la DBO<sub>5</sub> en un 74.62% (de 106 mg L<sup>-1</sup> a 25.38 mg L<sup>-1</sup>); de los SST se redujeron en un 83.83% (de 102.66 mg L<sup>-1</sup> a 16.66 mg L<sup>-1</sup>). En el pH en el influente fue de 7.16 en el influente, 7.33 en el reactor biológico y 7.31 en el efluente, se puede decir que son similares en las tres zonas. El color disminuyó de 860.82 Pt-Co a 117.66 Pt-Co, con respecto a la turbidez, esta disminuyó de 60.2 NTU a 3.4 NTU (Figura 29).

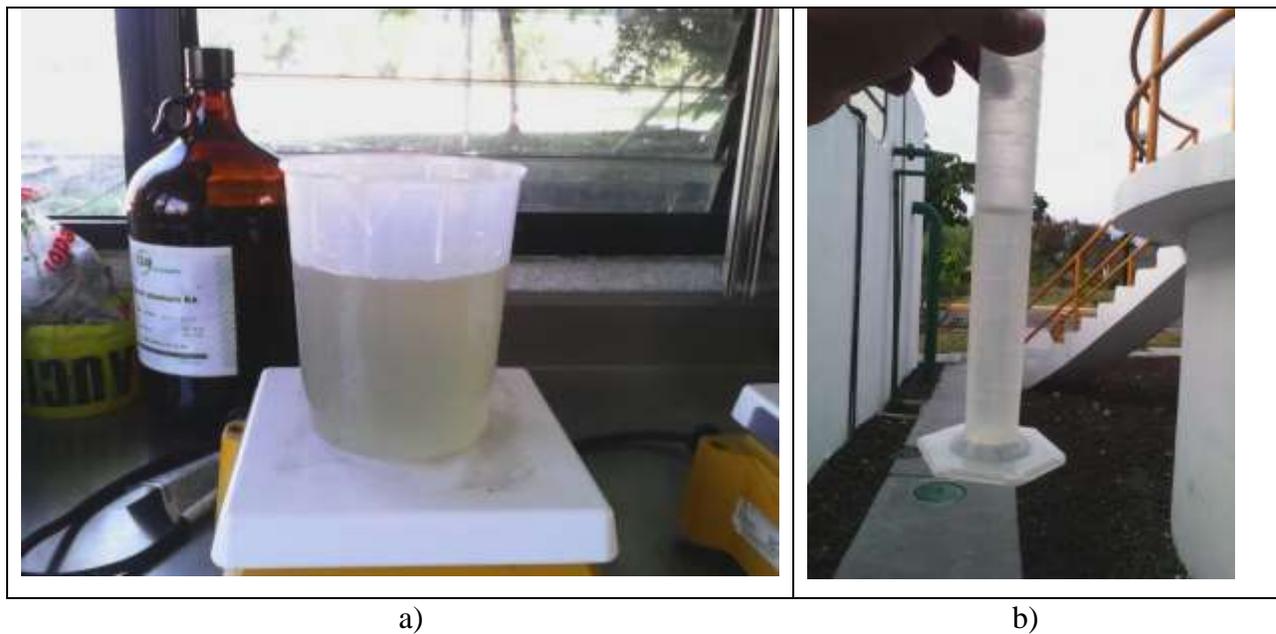


Figura 29 Color y turbidez del agua del influente a) y efluente b).

El nitrógeno amoniacal (NH<sub>3</sub>) disminuyó de 43.25 mg L<sup>-1</sup> a 10.4 mg L<sup>-1</sup>, y los nitratos (NO<sub>3</sub>) se incrementaron de 8.3 mg L<sup>-1</sup> a 11.5 mg L<sup>-1</sup>, dado que no hay un proceso de desnitrificación. En el

proceso convencional de lodos activados que se implementó se parte del supuesto de que solo se eliminara materia orgánica que es degradada por procesos bacterianos y no se disminuirá de una manera importante el nitrógeno, debido a que en este proceso no se nitrifica adecuadamente ni se desnitrifica, sin embargo el inoculo que se tomó de la planta de tratamiento de lodos activados que opera con un proceso de aireación extendida existen bacterias nitrificadoras, las cuales están convirtiendo el  $\text{NH}_3$  en  $\text{NO}_3$ , es una de las razones más probables por lo cual se está disminuyendo el  $\text{NH}_3$  y se incrementó el  $\text{NO}_3$ . El nitrógeno total disminuyo de  $34.3 \text{ mg L}^{-1}$  a  $21 \text{ mg L}^{-1}$ .

El fósforo total disminuyo de  $13.3 \text{ mg L}^{-1}$  a  $7.46 \text{ mg L}^{-1}$  debido a la actividad bacteriana, ya que no se implementó en este proceso una etapa de tratamiento para la eliminación de fósforo .

En cuanto al oxígeno disuelto en el reactor biológico se encontró en una concentración adecuada la cual fue de  $c$  ( que fue mayor a la referencia de  $2.5 \text{ mg L}^{-1}$ ).

## **V. CONCLUSIONES**

De los procesos existentes de tratamiento de aguas residuales, no existe una tecnología que pueda cubrir los requerimientos de todas las necesidades de tratamiento. Debido a que cada proceso unitario tiene la capacidad de reducir contaminantes específicos propios del proceso. Para cubrir las necesidades de tratamiento es necesario integrar estas tecnologías en una configuración adecuada con el objetivo de cumplir con la calidad de agua requerida por la normatividad de acuerdo a su uso.

Se concluye que el sistema de producción de oxígeno con base en un reactor electrolítico y con una fuente de energía hibrida (fotovoltaica autónoma y red electrica) es capaz de abastecer de oxígeno ( $3.8 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ ) al reactor biológico del sistema convencional de lodos activados, manteniendo su operación adecuada logrando una remoción de  $\text{DBO}_5$  del 74.62% y una disminución de los SST del 83.83%, con un tiempo de retención de seis horas.

En el estudio de caso “ Planta modular de tratamiento biológico para aguas residuales” se logro su diseño e implementación. Para su funcionamiento inicial se requiere de un tiempo de

estabilización en el proceso secundario (reactores biológicos), por lo que queda pendiente su evaluación de su operación una vez estabilizada.

## **VI. RECOMENDACIONES**

Se recomienda que para ensayos posteriores en el que se utilice el sistema de producción de oxígeno, se considere utilizar un mezclador mecánico en el reactor biológico, debido a que la presión que genera el sistema es insuficiente para mezclar y mantener en suspensión los lodos activados.

Cuando se trabaje con oxígeno puro es necesario cubrir el reactor biológico, además de que se integre un aireador para que recircule la atmosfera interna de aire, con el objetivo de aprovechar al máximo el oxígeno generado.

Para el diseño, implementación, operación y evaluación, de un sistema de tratamiento de aguas residuales se requiere del conocimiento integral de los procesos unitarios (físicos, químicos, biológicos y mixtos) para el diseño correcto de las etapas de tratamiento (pretratamiento, tratamiento primario, secundario y terciario o avanzado), por lo que es necesario contar con expertos en estos temas.

## VII. LITERATURA CITADA

Aguilar G. 2008. El alto consumo de agua embotellada, por falta de información: Conagua y Conacyt. Director de Investigación. <http://www.ciberteca.net/noticias-tratamiento-de-agua/2008/05/24/el-alto-consumo-de-agua-embotellada-por-falta-de-informacion-conagua/>

Arraj, A., Bohatier, J., Laveran, H., Traore, O. 2005. Comparison of bacteriophage and enteric virus removal in pilot scale activated sludge plants. *J. Appl. Microbiol.* 98, 516-524.

Alasino N. 2009. Síntesis y diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales.. Santa Fé, Argentina. 277 p. Tesis doctoral. Universidad Nacional del Litoral

Applegate, L.E. 1984. Membrane separation processes. *Chemical Engineering*, June (11), 64-89.

Aravinthan V., Mino T., Takizawa S., Satoh, H. y Matsuo T. 2000. Sludge hydrolysate as a carbon source for denitrification. *Water Science & Technology.* 43 (1): 91–199.

Arnáiz C. L. y Lebrato J. M. I. 2000. Tratamiento biológico de aguas residuales: Eliminación de carbono orgánico. *Revista Tecnología del Agua.* 1-7.

Artan Nazik and Orhon Derin. 2005. Mechanism and Design of Sequencing Batch Reactors for Nutrient Removal. Scientific and Technical Report No. 19. Iwa Publishing. UK.

Bailey, A.D.; Hansford, G.K. y Dold, P.L. 1994. The enhancement of upflow anaerobic sludge bed reactor performance using cross-flow microfiltration. *Wat. Res.*, 28 (2), 291-295.

Bakker, N., M. Dubbeling, U. Gundel, S. Koschella y H. de Zeeuw. 2000. Growing cities. Growing food, urban agriculture on the policy agenda. *DSE.* 3 p.

Bechtold T.; Turcanu A. y Schrott W. 2006. Electrochemical decolourisation of dispersed indigo on borondoped diamond anodes. *Diamond Related Mater.* 15(10): 1513-1519.

Brindle, K., Stephenson, T. y Semmens, M.J. 1998. Nitrification and oxygen utilisation in a membrane aeration bioreactor. *Journal of Membrane Science.* 144: 197-209.

Bureau-Veritas, 2008. Manual para la formación en medio ambiente. Tratamiento de aguas residuales y legislación aplicable. Lex Nova. Valladolid. 808 p.

Caldera Y., Gutiérrez E., Chávez J. y Ruesga L. 2010. Evaluación del sistema de tratamiento de aguas residuales de industria avícola. *Revista Científica*. XX (4): 409 - 416.

Cañizares P., García-Gómez J., Lobato J. y Rodrigo M. A. 2004. El tratamiento electroquímico en la depuración de efluentes industriales líquidos como alternativa a tratamientos convencionales. *Revista Ingeniería Química*. 188- 206.

Cañizares P., Paz R., Lobato J., Saéz C. y Rodrigo M. A. 2006. Electrochemical treatment of the effluent of a fine chemical manufacturing plant. *Journal of Hazardous Materials*: 138 (1, 2): 173-181.

Cárdenas C., Perruolo T., Tärre Y., Flores K., Trujillo A., Saules L., Araujo I. y Yabroudi S. 2006. Remoción de nutrientes en un reactor discontinuo secuencial. *INCI*. 31 (11): 794-801.

Clarimex (2000). El misterio del Carbón Activado. México.

Chen G. 2004. Electrochemical technologies in wastewater treatment. *Separation and Purification Technology*. 38: 11-41.

Chen G. 2000. Electrocoagulation and Electroflotation of Restaurant Wastewater. *Journal of Environmental Engineering*. 126: 858-863.

Chernicharo, C. 2006. Post treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. *Rev. Environ. Sci. Biotechnol*. 5, 73–92.

Costa C.R., Montilla F., Morallón E., y Olivi P. 2010. Electrochemical oxidation of synthetic tannery wastewater in chloride-free aqueous media. *J. Hazard. Mater*. 180: 429-435.

Consejo Superior de Investigaciones Científicas, CSIC (2008). Aguas continentales. Gestión de recursos hídricos, tratamiento y calidad del agua. Cyan Proyectos y Producciones Editoriales, Madrid. ISBN 84-00-08454-3.

Comninellis, Ch. and Pulgarin. 1993. *Electrochem. J. Appl.* 23,108.

Comninellis, Ch. and Nerini, A. 1995. Anodic oxidación of phenol in the presence of NaCl for wastewater treatment. *J. Appl. Electrochem.* 25,23-28.

CONAGUA (2011), *“Inventario Nacional de plantas municipales de potabilización y de tratamiento de aguas residuales en operación”*, Edición 2011.

CONAGUA. 2010. Manual para el manejo de zonas de riego con aguas residuales. 80 p.

CONAGUA. 2012. “Planta de tratamiento de aguas residuales Atotonilco”

CONAGUA (2012), “Situación del Subsector de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento”, Edición 2012.

CONAGUA, “Programa Nacional Hídrico 2007–2012. Principales logros”. Julio 2012

CCONAGUA.2009. “manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento: Alcantarillado sanitario”, Edicion 2009.

CONAGUA. 2007. “manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento: Diseño de lagunas de estabilización”, Edicion 2007.

Comninellis, Ch. and Pulgarin, J. 1993. *Appl Electrochem.* 23,108.

Da Silva, A.K., Le saux, J.-C., Parnaudeau, S., Pommepuy, M., Elimelech, M., Le Guyader, F.S. 2007. Evaluation of removal of noroviruses during wastewater treatment, using real-time reverse transcription-PCR: different behaviors of genogroups and II. *Appl. Environ. Microbiol.* 73, 7891-7897.

Dae S. L., Che O. J. & Jong, M.P. 2001. Biological nitrogen removal with enhanced phosphate uptake in a Sequencing Batch Reactor using single sludge system, *Wat. Res.*, 35 (16): 3968-3976.

De Luca, G., Sacchetti, R., Leoni, E., Zanetti, F. 2013. Removal of indicator bacteriophages from municipal wastewater by a fullscale membrane bioreactor and a conventional activated sludge process: implications to water reuse. *Bioresour. Technol.* 129, 526-531.

Decloux M., Bories A., Lewandowski R., Fargues C., Mersad A., Lameloisea M. L. Bonnet, F., Dherbecourt B., Nieto L. 2002. Interest of electrodialysis to reduce potassium level in vinasses. Preliminary experiments. *Desalination.* 146: 393 – 398.

Díaz J. A. 2008. Tecnología Fotovoltaica. *Boletín IEE*, pp. 58-63.

DO, J.S. and CHEN, M.L. 1994. Decolourization of dye-containing solution by electrocoagulation. *Journal of applied electrochemistry* 24 785-790.

Elmaleh, S y Abdelmoumni, L. (1997). Cross-flow filtration of an anaerobic methanogenic suspension.. *J. Membr. Sci.*, 131, 261-274.

Elmaleh, S. y Naceur, W. (1991). Transport of water an inorganic composite membrane. *J. Membr. Sci.*, 66, 227-234.

Elmitwalli, T.A., Van Lier, J., Zeeman, G., Lettinga, G. 2003. Treatment of domestic sewage at low temperature in a two-anaerobic step system followed by a trickling filter. *Water Sci. Technol.* 48 (11–12), 199–206.

Espinoza-Quiñones FR, Módenes AN, Theodoro PS, Palácio SM, Trigueros DEG, Borba CE, Abugderah MM, Kroumov AD. 2012. Optimization of the iron electro-coagulation process of Cr,

Ni, Cu, and Zn galvanization by-Products by using response surface methodology. *Sep Sci Technol.* 47(5):688–699.

Farahbakhsh, K., Smith, D.W. 2004. Removal of coliphages in secondary effluent by microfiltration - mechanisms of removal and impact of operating parameters. *Water Res.* 38, 585-592.

Francy, D.S., Stelzer, E.A., Bushon, R.N., Brady, A.M.G., Williston, A.G., Riddell, K.R., Borchardt, M.A., Spencer, S.K., Gellner, T.M. 2012. Comparative effectiveness of membrane bioreactors, conventional secondary treatment, and chlorine and UV disinfection to remove microorganisms from municipal wastewaters. *Water Res.* 46, 416-417.

Flores R. A. 2002. Sistemas de Difusión de Burbuja Fina, Nueva Tecnología de Aireación. *Agua Latinoamericana.* 24-27 p.

Franco C. A. y Ortiz N. 2000. Manejo y tratamiento de los residuos líquidos de la facultad de ingeniería. Universidad de Antioquia. Medellín, departamento de Ingeniería Química. 226 p.

García, 1988. Garrido José. Agua para la Industria. Departamento de Ing. Química y Nuclear. Universidad Politécnica de Valencia.

Garcia, M.I. *et al.* 2006. Guía sobre tratamientos de aguas residuales urbanas para pequeños núcleos de población. Instituto Tecnológico de Canarias, S.A. *ISBN:* 84-689-7604-0.

Garcés G. L. F., Mejía F. E. A. y Santamaría A. J. J. 2005. La fotocatalisis como alternativa para el tratamiento de aguas residuales. *Revista Lasallista de Investigación.* I (I): 83-92.

Gehlert G., Wienands H., García J.L. y Cambiella Á. 2007. Reutilización de aguas residuales en procesos industriales. Aplicación de la tecnología de membranas *Ingeniería Química.* 70-83.

Gil P. E. Darío A. E., Sierra M. L. M., White L., Oviedo A. C., Restrepo T. P. A., 2008. Aplicación de la electroquímica en el tratamiento de aguas residuales. Universidad EAFIT. Medellín. 85 p.

González M. y Saldarriaga J. C. 2008. Remoción biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo en un sistema tipo anaerobio-anóxico-aerobio. *Revista EIA* (10): 45-53.

Hirani, Z.M., Bukhari, Z., Oppenheimer, J., Jjemba, P., LeChevallier, M.W., Jacangelo, J.G. 2014. Impact of MBR cleaning and breaching on passage of selected microorganisms and subsequent inactivation by free chlorine. *Water Res.* 57, 313-324.

Hinojosa L. F. C. 2003. Energías Renovables. Instituto Nacional de Ecología, Distrito Federal.

Hincapié P. M. y Marin S. J. M. 2003. Reacciones de fenton y foto-fenton en la Descontaminación de aguas residuales. *Revista Ingeniería.* 14, 53-63.

Hurley and Masterton. 1997. *Chemistry Principles and Reaction*. Ed. Saunders Golden Sunburst Series, 3a Edición, pp 498-525.

Holt, P.; Barton, G.; Mitchell, C. (2005). The future electrocoagulation as a water treatment technology. *Chemosphere*, 59(3):358.

Iniesta J., Michaud P.A., Panizza M. y Cominellis Ch. 2001. Electrochemical oxidation of 3-methylpyridine at a boron doped diamond electrode: application to electroorganic synthesis and wastewater treatment. *Electrochem. Commun.* 3: 346-351.

Janssen, L. J. J. and Koene, L. 2002. The role of electrochemistry and electrochemical technology in environmental protection, *Chem. Eng. Journal* 85 137-146.

Janusz A., Milewski P. Lewicki P. 1988. Demineralisation of vinasse by electro dialysis.. *Journal of Food Engineering.* 7: 177 – 196.

Jin, Y.X., Ding, D.H., Feng, C.P., Tong, S., Suemura, T., Zhang, F., 2012. Performance of sequencing batch biofilm reactors with different control systems in treating synthetic municipal wastewater. *Bioresour. Technol.* 104, 12-18.

Jimenez B. and A. Chavez. 2004. Quality assessment of an aquifer recharged with wastewater for its potential use as drinking source: El Mezquital case. *Water Science and Technology* 50 (2): 269-273.

Judd, S. 2011. *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*, second ed. Butterworth-Heinemann, Burlington, Massachusetts.

Keller, R., Passamani-Franc, R., Passamani, F., Vaz, L., Cassini, S., Sherrer, N., Rubim, K., Sant'Ana, T., Goncalves, R. 2004. Pathogen removal efficiency from UASB + BF effluent using conventional and UV post treatment systems. *Water Sci. Technol.* 50 (1), 1–6.

King, A.M.Q., Adams, M.J., Carstens, E.B. 2012. *In: Lefkowitz, Elliot.J. (Ed.), Virus Taxonomy: Classification and Nomenclature of Viruses. Ninth Report of the International Committee on Taxonomy of Viruses.* Elsevier, London.

Knobelsdorf M. J. 2005. Eliminación biológica de nutrientes en un ARU de baja carga orgánica mediante el proceso VIP. Tesis doctoral. Universidad Politécnica de Cataluña, España.

Koivunen, J., Heinonen-Tanski, H. 2005. Peracetic acid (PAA) disinfection of primary, secondary and tertiary treated municipal wastewaters. *Water Res.* 39, 4445e4453.

Lettinga, C. 1995. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek* 67, 3–28.

Linares-Hernández I., Martínez-Miranda V., Barrera-Díaz C., Pavón-Romero S., Bernal-Martínez L. y Lugo-Lugo V. 2011. Oxidación de materia orgánica persistente en aguas residuales industriales mediante tratamientos electroquímicos. *ACI*: 2(1): 21-36.

Louhichi, B.; Ahmadi, M.F.; Bensalah, N.; Gadri, A. (2008); Electrochemical degradation of an anionic surfactant on boron-doped diamond anodes. *Journal of Hazardous Materials*: 158(2-3), 430-437.

Mara, D. y S. Carnicross. 1990. Directrices para el uso sin riesgos de aguas residuales y excretas en agricultura y acuicultura. OMS, Ginebra.

Martí, E., Monclús, H., Jofre, J., Rodríguez-Roda, I., Comas, J., Balcazar, J.L. 2011. Removal of microbial indicators from municipal wastewater by a membrane bioreactor (MBR). *Bioresour. Technol.* 102, 5004-5009.

Martins D. C.. 1999. Usage of the solar energy from the photovoltaic panels for the generation of electrical energy. *Telecommunications Energy Conference*, p. 17.

Marin S. J. M. 2002. Fotodegradación sensibilizada con  $\text{TiO}_2$  y  $\text{Fe}^{3+}$  de los pesticidas malation y metomil en aguas.. Medellín, Colombia. 96 p. Tesis de maestría. Universidad de Antioquia

Márquez L. H. y Tiscareño L. F. 1999. La foto-oxidación en el tratamiento de aguas residuales. *Ingeniería Química*. 31 (358): 101-107.

Matsumura E. y Mierzwa J. 2008. Water conservation and reuse in poultry processing plant- A case study. *Review. Resour. Conserv. Recy.* 52: 835-842.

Mendez L., Miyashiro V., Rojas R. et al. 2004. Tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados a escala de laboratorio. *Rev. Inst. investig. Fac. minas metal cienc. geogr.* 7 (14): 74-83.

Metcalf & Eddy (2000). *Ingeniería de aguas residuales, Tratamiento, vertido y reutilización*. 3ª edición. Ed.: McGraw-Hill. Madrid.

Michaels, A.S. (1968). New separation technique for the CPI. *Chem. Eng.*

Metcalf & Eddy Inc., 1991 . *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. McGraw-Hill. U.S.A.

Metcalf y Eddy, 1996. Ingeniería Sanitaria. Vol.1, Editorial McGraw-HILL. México.

Metcalf and Heddy, Inc. 4th. Ed. 2003. "Wastewater engineering treatment and reuse". McGraw-Hill. New York

Moeller C. G., Sandoval L. Y., Ramirez G.A. Ramirez C.E., Cardozo V.L., Escalante E.V., Tomasini O.A., Miranda M.E., Mijaylova N.P., Ortiz R.G. 2011. Tratamiento de aguas residuales. ISBN: 978-607-7563-31-0.

Moeller, C.G., Sandovalval, Y.L., Ramires, G.A., Ramires, C.E., Cardoso, V.L. Escalante, E.V., Tomasini, O.C., Miranda, M.E., Mijaylova, N.P. y Ortiz, R.G. 2011. Tratamiento de aguas residuales. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. ISBN: 978-607-7563-31-0. 475 p.

Mollah M. Yousuf; Morkovsky P; Gomes J.A; Kesmez M; Parga J; Cocke D.L. 2004 Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation. Journal of Hazardous Materials. 114: 199-210.

Mollah M. Yousuf; R. Schennach; J.R. Parga; Cocke D.L. 2001. Journal of Hazardous Materials. Vol 84. pp 29-41.

Noyola A., Morgan-Sagastume y Güereca L. P. 2013. Selección de tecnologías para el tratamiento de aguas residuales municipales. Guía de apoyo para ciudades pequeñas y medianas. UNAM- IDRC. México. 140 p.

Noyola A., et al. (2012). Typology of wastewater treatment technologies in Latin America. CLEAN – Soil, Air, Water.

Oropeza G. N. 2006. Lodos residuales: estabilización y manejo. *Caos Conciencia* 1: 51-58.

Ottoson, J., Hansen, A., Bjorlenius, B., Norder, H., Stenstrom, T.A. 2006. Removal of viruses, parasitic protozoa and microbial indicators in conventional and membrane processes in a wastewater pilot plant. *Water Res.* 40, 144-145.

- Pabón S. L y Suárez G. J. H. 2009. Arranque y operación a escala real de un sistema de tratamiento de lodos activos para aguas residuales de matadero. *Revista Ingeniería e Investigación*. 29 (2): 53-58.
- Palma-Acosta M. J. y Manga C. J. 2005. Simulación de un sistema de fangos activados en discontinuo (SBR) para el tratamiento de aguas residuales con altos contenidos de nitrógeno. *Ingeniería & Desarrollo*. Universidad del Norte. 18: 61-71
- Panizza M. y Cerisola G. 2005. Application of Diamond electrodes to electrochemical processes, *Electrochim. Acta*. 51: 191-199.
- Panizza M. y Cerisola G. 2009. Electrochemical degradation of gallic acid on a BDD anode. *Chemosphere*. 77: 1060-1064.
- Parreiras, S. 2005. Curso sobre tratamento de esgoto por disposicao no solo. Fundação Estadual do Meio Ambiente (FEAM), Belo Horizonte (Brasil). 40 p.
- Peterson T. Rice J. y Jeff V. 2005. Solar Tracker. ECE 476.
- Pant, A., Mittal, A. 2007. Monitoring of pathogenicity of effluents from the UASB based sewage treatment plant. *Environ. Monit. Assess.* 133, 43–51.
- Purnell S., Ebdon J., Buck A., Tupper M. Taylor H. 2015. Bacteriophage removal in a full-scale membrane bioreactor (MBR) e Implications for wastewater Reuse. *water research* 73 109-117.
- Gerba, C. 2008. Pathogen removal. *In*: Henze, M., van Loosdrecht, M., Ekama, G., Brdjanovic, D. (Eds.), *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modeling and Design*. IWA, pp. 221–244.

Polcaro A. M., Ricci P.C., Palmas S., Ferrara F. y Anedda A. 2006. Characterization of boron doped diamond electrodes during oxidation processes: Relationship between electrochemical activity and ageing time. *Thin solid Films*. 515: 2073-2078.

Post, J. 2006. Wastewater treatment and reuse in the eastern mediterranean region. *Water* 21, 36-41

Rajeshwar K. e Ibanez J. 1997. *Environmental Electrochemistry: Fundamentals and Applications in Pollution Abatement*. San Diego: Academic Press.

Ramalho R. S. 1996. *Tratamiento de aguas residuales. Segunda edición*. Editorial Reverté S. A. de C. V.. España. 707 p.

Rao, Y., Surampalli, R.D., Tyagi, O., Scheible, K. & Heidman, J.A. 1997. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in Sequential Batch Reactors. *Bioresource Technology*, 61: 151 - 157.

Ribeiro R. M., Bergamasco R., Gimenes M. L. y Müller C. M. O. 2007. Preparación de Membranas para Producción de Agua Potable. *Revista Información Tecnológica*. 18 (1): 15-22.

Rittman-Perry, Bruce E. y Mc Carty, L. 2001. *Biotecnología del medio ambiente: Principios y Aplicaciones*. McGraw-Hill/Interamericana. Madrid.

Rodríguez F. A. 2006. *Informe de Vigilancia Tecnológica*. Madrid, España. Comunidad de Madrid.

[online], consultada en febrero del 2015

[http://www.madrimasd.org/informacionidi/biblioteca/publicacion/doc/vt/vt2\\_tratamientos\\_avanzados\\_de\\_aguas\\_residuales\\_industriales.pdf](http://www.madrimasd.org/informacionidi/biblioteca/publicacion/doc/vt/vt2_tratamientos_avanzados_de_aguas_residuales_industriales.pdf)

Rosáles E, Pazos M, Sanromán MA. 2012. Advances in the electro-fenton process for remediation of recalcitrant organic compounds. *Chem Eng Technol*. 35: 609–617.

Rosano E. y Dapena L. 2002. *Tratamiento biológico de las aguas residuales*. ISBN: 84-7978-202-1

Sarria V. M., Parra S., Rincón A. G., Torres R. A. Pulgarín C. 2005. Nuevos sistemas electroquímicos y fotoquímicos para el tratamiento de aguas residuales y de bebida. *Revista colombiana de química*. 34 (2): 161-173.

Secretariado Alianza por el Agua / Ecología y Desarrollo 2008. *Manual de depuración de aguas residuales urbanas*. Centro de las nuevas tecnologías del agua.

Sarria V., Deront M., Péringer P. y Pulgarín C. 2003. Degradation of a biorecalcitrant dye precursor present in industrial wastewaters by a new integrated iron(III) photoassisted-biological treatment. *Appl. Catal. B* 40, 231 p.

SEMARNAT (2014), Normas Oficiales Mexicanas: NOM-001-SEMARNAT-1996, NOM-002-SEMARNAT-1996 Y NOM-003-SEMARNAT-1997, Edición 1996 y 1997.

Simmons, F.J., Kuo, D.H.W., Xagorarakis, I. 2011. Removal of human enteric viruses by a full-scale membrane bioreactor during municipal wastewater processing. *Water Res.* 45, 2739e2750.

Scott, J.P. y Ollis, D.F. 1995. Integration of chemical and biological oxidation processes for water treatment: review and recommendation. *Environ. Prog.*, 14, 88-103.

Scott, C, N.I. Faruqui y L. Raschid. 2004. *Wastewater use in irrigated agriculture: confronting the livelihood and environmental realities*. IWMI, IDRC, CABI, Sri Lanka. 240 p.

Stanley E. M. 2006. *Introducción a la química ambiental*. Reverté Ediciones. México, D. F. 251 p.

Stoker H. S. 2007. *Introduction to chemical principles*. 8a Edición. Ed. Prentice Hall. pp. 603-607.

Susial P., González Bauza J.C., Cabrera I.C., Fernández-Hernández F. 2001. Dimensionamiento y Diseño de la Electrodiálisis (II) Diseño de las plantas. *Revista Ingeniería Química*. 376. 219 p.

Sun F., Sun B., Hua J., Hea Y., Wua W. 2015. Organics and nitrogen removal from textile auxiliaries wastewater with A2O-MBR in a pilot-scale. *Journal of Hazardous Materials* 286. 416–424.

Tawfik, A., Klapwijk, A., El-Gohary, F., Lettinga, G. 2005. Potentials of using a rotating biological contactor (RBC) for post treatment of anaerobically pretreated domestic wastewater. *Biochem. Eng. J.* 25, 89–98.

Thirumurthi D. (1991) "Biodegradation in waste stabilization ponds (facultative lagoons)"  
Martin, A. M. C *Biological Degradation of Wastes*. Elsevier applied science, pp. 231 - 246.

Trapote F. M. C. y Martínez L. B. 2012. Regeneración y reutilización de las aguas residuales. *Técnica Industrial*. 298: 32-44

Trejo V.R. 2008. Investigación sobre la eliminación de sales metálicas por procedimientos avanzados. Universidad Politécnica de Madrid. Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Caminos, Canales y Puentes. Tesis Doctoral. Madrid.

Torrescano, K. L. 2009. Parámetros de operación en el proceso de tratamiento de agua residual por lodos activados. *Aquaforum*, 52, 14-19.

Ueda, T., Horan, N. 2000. Fate of indigenous bacteriophage in a membrane bioreactor. *Water Res.* 34 (7), 2151-2159.

Van den Akker, B., Trinh, T., Coleman, H.M., Struetz, R.M., Le-Clech, P., Khan, S.J. 2014. Validation of a full-scale membrane bioreactor and the impact of membrane cleaning on the removal of microbial indicators. *Bioresour. Technol.* 155, 432-437.

Van Nieuwenhuijzen, A.F., Evenblij, H., Uijterlinde, C.A., Schulting, F.L. 2008. Review on the state of science on membrane bioreactors for municipal wastewater treatment.

Water Sci. Technol. 57, 979-986.

Van den Berg, G.B. y Smolders, C.A. (1988). Flux decline in membrane process. *Filtr.* 115-121.

Vidal A. et al. 2002. Procesos solares fotocatalíticos en el tratamiento de afluentes: aplicaciones al tratamiento de aguas de lavado conteniendo plaguicidas. *Ingeniería Química.* 386: 106-111.

Vizcaya L. F. J., Estrany C. F. y Pujol R. O. 2006. El reactor biológico de membrana en el tratamiento de aguas residuales. *Revista Ingeniería Química.* 160-167.

Winnen H., Suidan M. T., Scarpino P. V., Wrenn B., Cicek N., Urbain V., and Manem J. 1996. "Effectiveness of the membrane bioreactor in the biodegradation of high molecular weight Compounds." *Water Science & Technology*, 34-9, p 261-267.

Winpenny J., Heinz I., Koo-Oshima S., Salgot M., Collado J., Hernández F. y Torricelli R. 2013. Reutilización del agua en la agricultura: ¿Beneficios para todos?. FAO. ISBN 978-92-5-306578-3.

Wilderer, P.A., Irvine, R.L. & Goronsky, M. 2001. Sequencing Batch Reactor Technology. Scientific and Technical Report N° 10, London, IWA.

Wong, K., Xagorarakis, I., Wallace, J., Bickert, W., Srinivasan, S., Rose, J.B. 2009. Removal of viruses and indicators by anaerobic membrane bioreactor treating animal waste. *J. Environ. Qual.* 38, 1694-1699.

Ying Chun. C. 2006. Design and Implementation of Battery Charger with Zero-Voltage-Switching Resonant Converter for Photovoltaic Arrays. *Industrial and Commercial Power Systems Technical Conference IEEE*, pp. 1-6.

Zeboudji B, Drouiche N, Lounici H, Mameri N, Ghaffour N. 2013. The influence of parameters affecting boron removal by electrocoagulation process. *Sep Sci Technol.* 48 (8):1280–1288.

Zhang X.D., Hao J.D., Li W.S., Jin H.J., Yang J., Huang Q. M., Lu D.S. y Xu H. K. 2009. Synergistic effect in treatment of C.I. Acid Red 2 by electrocoagulation and electrooxidation. J. Hazard. Mater. 170: 883-887

Zhang, K., Farahbakhsh, K. 2007. Removal of native coliphages and coliform bacteria from municipal wastewater by various wastewater treatment processes: implications to water reuse. Water Res. 41, 2816-2824.

Zhu X., Ni J., Wei J., Xing X., Li H. y Jiang Y. 2010. Scale-up of BDD anode system for electrochemical oxidation of phenol simulated wastewater in continuous mode. J. Hazard. Mater. 184: 493-498.

Zumdahl Steven S. y Zumdahl Susan A. 2000. Chemistry. 5a Edición. Houghton Mifflin Company, New York, , pp. 837-879.

<http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Publicaciones/Publicaciones/SGAPDS-29.pdf>

## **VIII. ANEXOS**

# **ANEXO I**

## **ESTUDIO DE CASO**

### **“PLANTA MODULAR DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO PARA AGUAS RESIDUALES”**

El proyecto de investigación se llevó a cabo en el edificio del Sindicato Único de Trabajadores de los Poderes, Municipios e Instituciones Descentralizadas del Estado de México (SUTEYM) que se encuentra ubicado en la Calle Urawa 127, Colonia Salvador Sánchez Colín. Toluca, Estado de México. A los 19° 16' 44.91" latitud norte y 99° 38' 13.07" longitud oeste. El área dispuesta para la planta modular de tratamiento biológico de aguas residuales es de 98.93 m<sup>2</sup> (12.7 x 7.79 m), ver plano en Anexo 6.

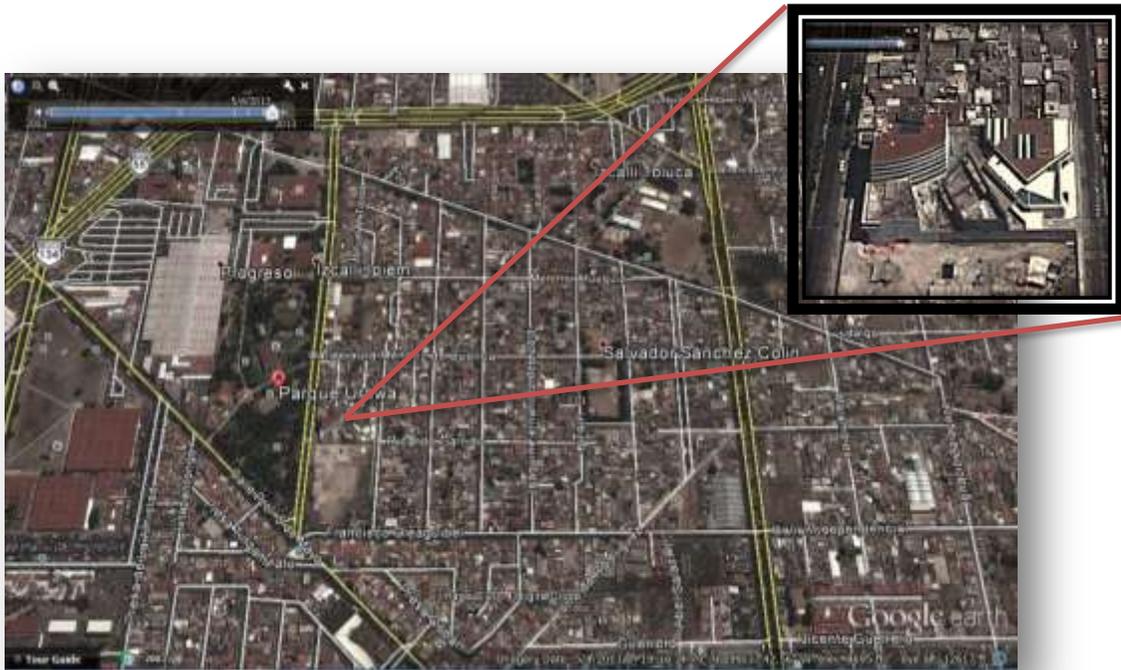


Figura 30 Ubicación del proyecto de investigación. Google Earth, año 2015

En el edificio se generan 4000 L por día de agua residual, proveniente lavabos, WC y aguas jabonosas, por lo que se propuso el siguiente diseño para tratar estas aguas y cumplir con la NOM-003-SEMARNAT -1997, con el objetivo es reutilizarlas en WC y riego de áreas verdes.

### **7.1 DIMENSIONAMIENTO Y ANALISIS DEL TRATAMIENTO SECUNDARIO DE LAS AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN LAS OFICINAS DEL SUTEYM**

Para dimensionar el sistema de tratamiento de aguas residuales se procedió a realizar un balance de masas para el sistema de tratamiento de lodos activados, tanto convencional como de

aireación extendida. Se siguió el procedimiento mencionado en el Apartado 3.2 de este trabajo, partiendo de que el origen de las aguas crudas es de oficinas, con clasificación “aguas municipales”; el volumen de agua a tratar es de 4,000 L día<sup>-1</sup> y se utilizaron datos medios de literatura, tanto en los contaminantes que contiene una “agua municipal” como en los parámetros biocinéticos (Cuadro 22).

Cuadro 22 Parámetros medios de literatura para una agua residual municipal

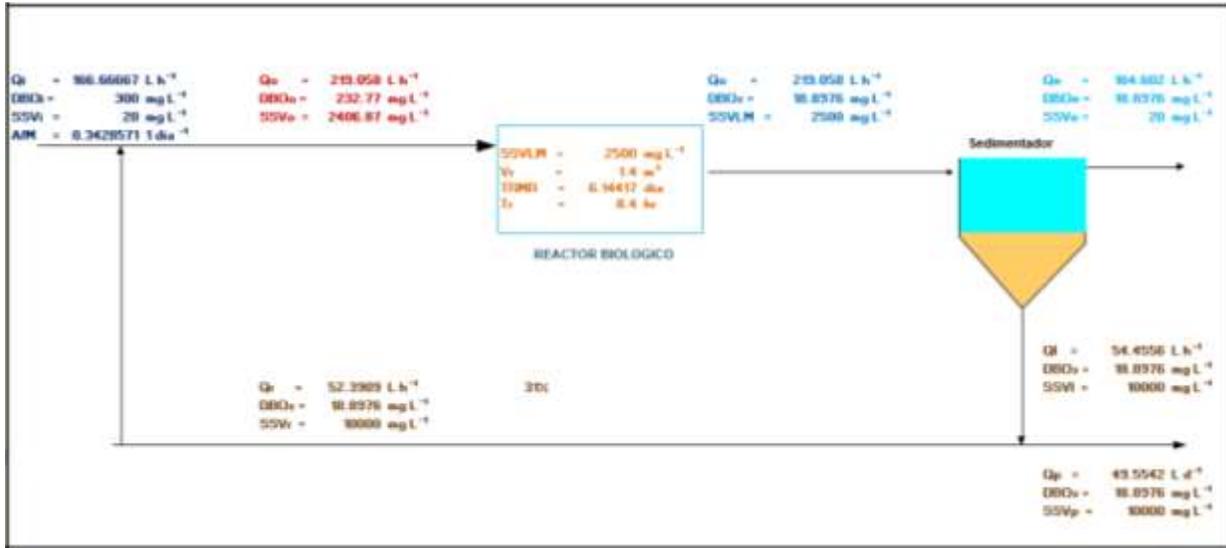
Datos iniciales		CONVENCIONAL		AERACIÓN EXTENDIDA	
		L s <sup>-1</sup>	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	mg L <sup>-1</sup>	Kg m <sup>-3</sup>
<b>Gasto</b>	Q	0.0463	4		
		mg L <sup>-1</sup>	Kg m <sup>-3</sup>	mg L <sup>-1</sup>	Kg m <sup>-3</sup>
<b>Demanda bioquímica de oxígeno de entrada</b>	DBOe	300	0.3		
<b>Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado</b>	SSVLM	2500	2.5	3500	3.5
<b>Sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación</b>	SSVr	10000	10	10000	10
<b>Sólidos suspendidos volátiles iniciales</b>	SSVi	20	0.02	20	0.02
<b>Sólidos suspendidos volátiles a la salida</b>	SSVs	20	0.03	30	0.03
<b>Nitrógeno amoniacal inicial</b>	SiNH	45	0.045		
<b>Nitrógeno amoniacal final</b>	SeNH	5	0.005		
<b>Fósforo inicial</b>	SiPT	4	0.004		
<b>Fósforo final</b>	SePT	1	0.001		
<b>Volumen del reactor (m<sup>3</sup>)</b>	Vr	1.4		4.5	
<b>Velocidad de consumo de sustrato, 17 a 30 (m<sup>3</sup> kg<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>)</b>	K	17			
<b>Respiración endógena, 0.01 a 0.06 (1 d<sup>-1</sup>)</b>	Kd	0.03			
<b>Metabolismo celular, 0.5 a 0.6 (kg SSVLM * kg<sup>-1</sup> DBO consumida)</b>	Y	0.6			
<b>Altitud sobre el nivel del mar (m)</b>	At	2600			
<b>Temperatura ambiente (°C)</b>	T	14			

**Coefficiente de transferencia de oxígeno, 0.04 a 0.16**

r

0.08

Fuente: Ramalho, 2003



**Caudales:**  $Q_i$  = Gasto del influente,  $\text{L s}^{-1}$ ,  $Q_r$  = Gasto de recirculación de lodos,  $\text{L s}^{-1}$ ,  $Q_o$ , Gasto de la alimentación combinada ( $Q_i + Q_r$ ),  $\text{L s}^{-1}$ ,  $Q_e$  = Gasto del efluente,  $\text{L s}^{-1}$ ,  $Q_p$  = Gasto de la purga de lodos,  $\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$ ,  $Q_s$  = Gasto de la descarga del clarificador,  $\text{L s}^{-1}$

**Concentraciones ( $\text{mg L}^{-1}$ ) de la DBO soluble:**  $\text{DBO}_{5i}$  = DBO soluble del influente,  $\text{DBO}_{5o}$  = DBO soluble de la alimentación combinada y  $\text{DBO}_{5e}$  = DBO soluble del efluente

**Concentraciones ( $\text{mg L}^{-1}$ ) de los sólidos suspendidos volátiles (SSV):**  $\text{SSV}_i$  = SSV en el influente,  $\text{SSV}_o$  = SSV en la alimentación combinada,  $\text{SSV}_e$  = SSV en la descarga del clarificador secundario,  $\text{SSV}_p$  = SSV en el efluente y Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado (SSVLM).

TMRC (día) = Tiempo medio de retención celular

A/M = Ralacion alimento/microorganismos

**Volumen del reactor ( $\text{m}^3$ ):**  $V$  = Volumen del reactor

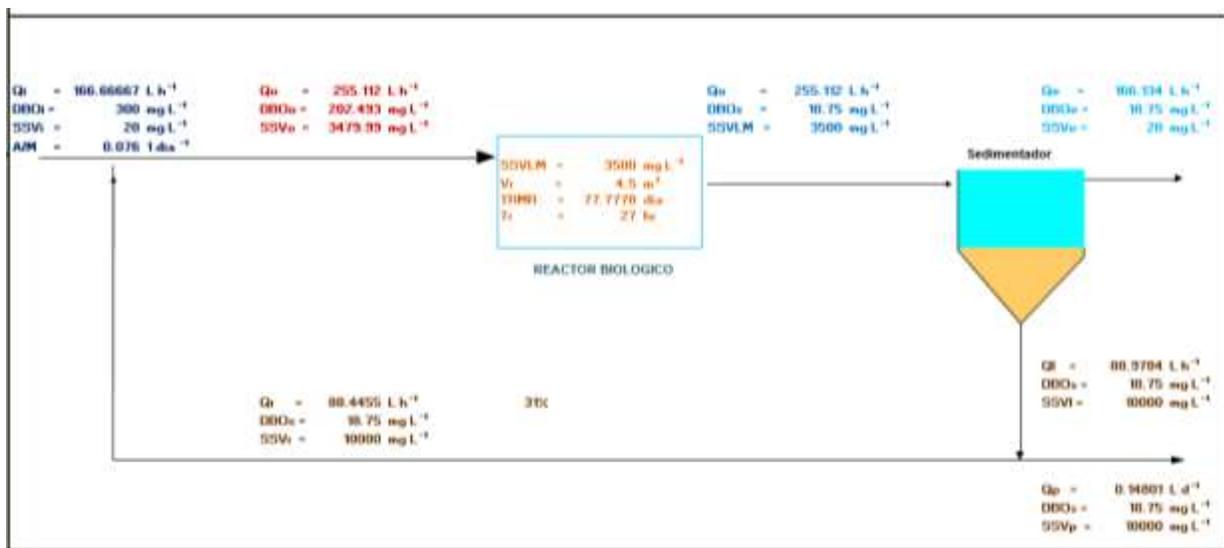
Tiempo de retención hidráulica (día) =  $T_r$

Figura 31 Balance de masa para el sistema convencional de lodos activados, con base en datos medios de literatura.

El volumen del reactor propuesto para el sistema convencional, fue de  $1.4 \text{ m}^3$ , siendo este el más adecuado, debido a que en el balance de masas da como resultado una  $\text{DBO}_5$  en el efluente de  $18.89 \text{ mg L}^{-1}$  (figuras 31 y 32).

De acuerdo a la Figura 32, el volumen del reactor propuesto para el sistema de aeración extendida, fue de  $4.5 \text{ m}^3$ , siendo éste el más adecuado, debido a que en el balance de masas da como resultado una  $\text{DBO}_5$  en el efluente de  $18.75 \text{ mg L}^{-1}$ .

En el balance de masa ambos procesos entregan una  $DBO_5$  que cumple con la NOM-003 de la SEMARNAT- 2007, sin embargo, existen diferencias tanto en el volumen del reactor biológico como en otras variables. El hecho de que el sistema de aeración extendida ocupe un volumen mayor en el reactor biológico, hace que se incrementen los costos de inversión en éste, por otro lado el tiempo de retención hidráulica se incrementa para el proceso de aeración extendida.



**Caudales:**  $Q_i$  = Gasto del influente,  $L s^{-1}$ ,  $Q_R$  = Gasto de recirculación de lodos,  $L s^{-1}$ ,  $Q_o$ , Gasto de la alimentación combinada ( $Q_i + Q_R$ ),  $L s^{-1}$ ,  $Q_e$  = Gasto del efluente,  $L s^{-1}$ ,  $Q_p$  = Gasto de la purga de lodos,  $m^3 d^{-1}$ ,  $Q_s$  = Gasto de la descarga del clarificador,  $L s^{-1}$

**Concentraciones ( $mg L^{-1}$ ) de la DBO soluble:**  $DBO_{5i}$  = DBO soluble del influente,  $DBO_{5o}$  = DBO soluble de la alimentación combinada y  $DBO_{5e}$  = DBO soluble del efluente

**Concentraciones ( $mg L^{-1}$ ) de los sólidos suspendidos volátiles (SSV):**  $SSV_i$  = SSV en el influente,  $SSV_o$  = SSV en la alimentación combinada,  $SSV_e$  = SSV en la descarga del clarificador secundario,  $SSV_p$  = SSV en el efluente y Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado (SSVLM).

TMRC (día) = Tiempo medio de retención celular

A/M = Ralacion alimento/microorganismos

**Volumen del reactor ( $m^3$ ):**  $V$  = Volumen del reactor

Tiempo de retención hidráulica (día) =  $T_r$

Figura 32 Balance de masa para el sistema de lodos activados con aeración extendida, con base en datos medios de literatura.

Fuente: Elaboración propia

Como se puede ver en el Cuadro 27, el gasto de recirculación en el proceso convencional es menor, lo que implica menor costo en bombeo de recirculación. El gasto en la purga de lodos es

bajo en los dos procesos debido a que es un sistema que trata un volumen pequeño, el proceso que genera menor cantidad de lodos es el de aeración extendida, toma importancia cuando se tratan volúmenes grandes.

El oxígeno requerido en el sistema convencional es 65.3% más bajo que en el sistema de aeración extendida, lo que representa menor costo de energía eléctrica, sin embargo, hay que tomar en cuenta que en el sistema convencional se puede convertir el amonio ( $\text{NH}_4$ ) y el amoniaco ( $\text{NH}_3$ ) en ( $\text{NO}_3$ ), lo que causa en el efluente una agua rica en nitratos; en el sistema de aeración extendida se pueden eliminar los nitratos en la etapa anóxica, lo que justifica el consumo de energía.

El tiempo de retención hidráulica en el proceso convencional calculado es de 8.4 h, mientras que en de aeración extendida es de 27 h.

Cuadro 23 Resultados de control de los procesos del sistema convencional y de aireación extendida

Parámetro	Convencional	Aeración Extendida
Tiempo de retencion hidráulica, tr (h)	8.40	27.00
Demanda biológica de oxígeno en el efluente DBOe ( $\text{mg L}^{-1}$ )	18.90	18.75
Relacion alimento/microorganismos, A/M ( $\text{d}^{-1}$ )	0.34	0.08
Produccion neta de biomasa, $\Delta\text{SSV}$ ( $\text{kg d}^{-1}$ )	0.57	0.20
Relacion de recirculacion, R	0.31	0.53
gasto de recirculacion, Qr ( $\text{L h}^{-1}$ )	52.39	88.45
Gasto combinado, Qo ( $\text{L h}^{-1}$ )	219.06	255.11
Gasto de purga de lodos, Qp ( $\text{L s}^{-1}$ )	2.06	0.53
Gasto de lodos de salida del sedimentador, Ql ( $\text{L h}^{-1}$ )	54.46	88.98
Gasto en el efluente Qe ( $\text{L h}^{-1}$ )	164.60	166.13
Demanda biológica de oxígeno a la entrada del tanque de aerecaion, DBOo ( $\text{mg L}^{-1}$ )	232.77	202.49
Sólidos suspendidos volátiles en la entrada del reactor, SSVo ( $\text{mg L}^{-1}$ )	2406.87	3479.99
Tiempo de retencion celular (Edad de lodos), TMRC (d)	6.14	77.78
Oxígeno requerido, Kg $\text{O}_2 \text{d}^{-1}$	1.01	1.53
Volumen de aire requerido, ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )	70.33	106.74

En el cuadro 27, el gasto de recirculación en el proceso convencional es menor, lo que implica menor costo en bombeo de recirculación, el gasto en la purga de lodos es bajo en los dos procesos debido a que es un sistema que trata un volumen pequeño, el proceso que genera menor cantidad de lodos es el de aireación extendida, toma importancia cuando se tratan volúmenes grandes.

El oxígeno requerido en el sistema convencional es 65.3% más bajo que en el sistema de aireación extendida, lo que representa menor costo de energía eléctrica, sin embargo hay que tomar en cuenta que en el sistema convencional se puede convertir el Amonio ( $\text{NH}_4$ ) y el amoniaco ( $\text{NH}_3$ ) en ( $\text{NO}_3$ ), teniendo en el efluente una agua rica en nitratos, en el sistema de aireación extendida se pueden eliminar los nitratos en la etapa anoxica, lo que justifica el consumo de energía.

El tiempo de retención hidráulica en el proceso convencional calculado es de 8.4 h, mientras que en de aireación extendida es de 27 h

Cuadro 24 Comparación de resultados con parámetros recomendados de acuerdo a Ramalho, 2003

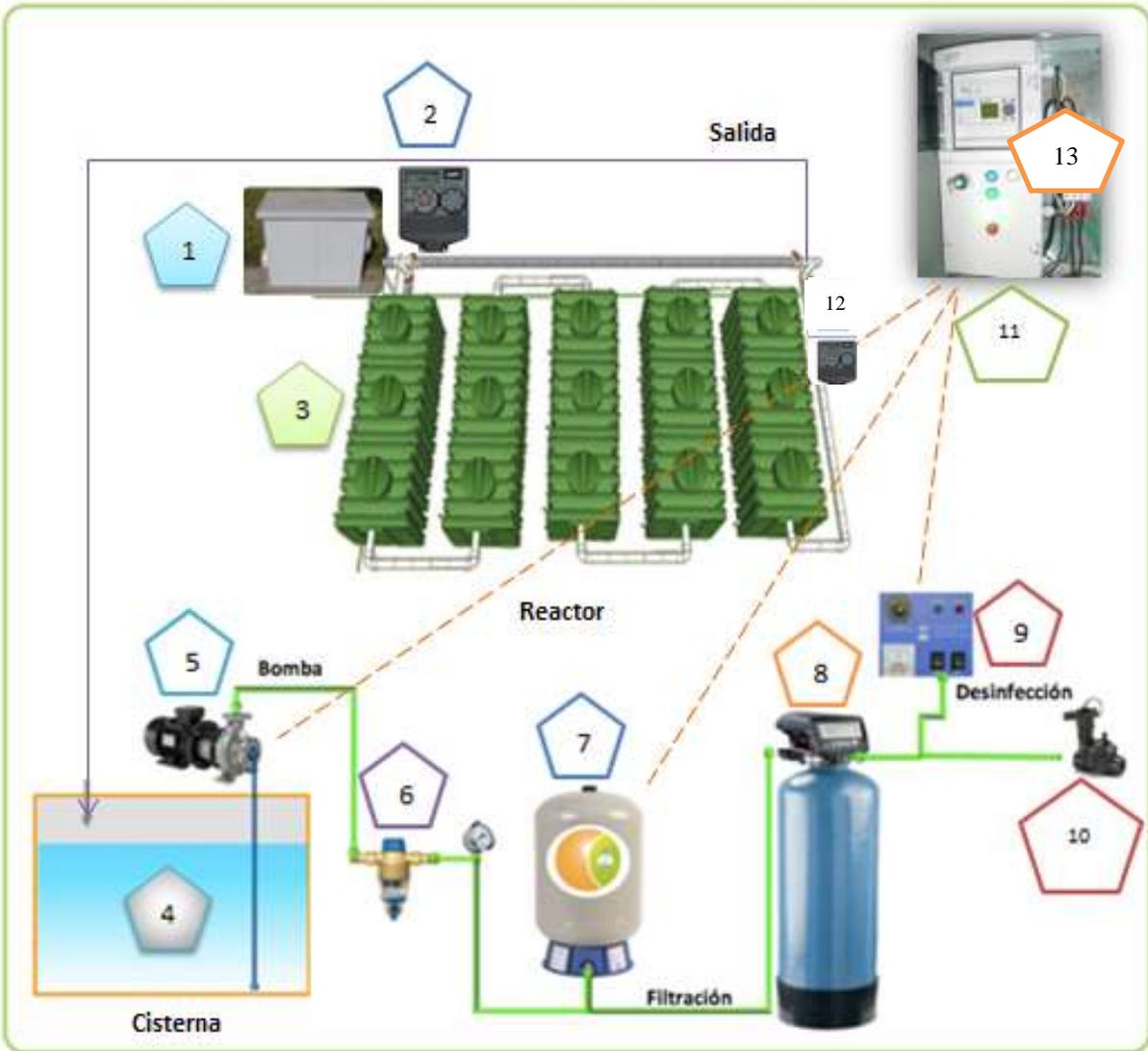
Proceso	Tipo de flujo	TMRC (día)	A/M	SSLM ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Recirculación (%)	Tr (h)
Convencional	Recomendado					
	Completamente mezclado	5-15	0.2 - 0.6	1500 -5000	25 - 100	3 - 8
	Proyecto					
	Completamente mezclado	8.4	0.34	2500	31.4	8.4
Aeración extendida	Recomendado					
	Completamente mezclado	20-60	0.05-0.15	3000-6000	50-150	18-36
	Proyecto					
	Completamente mezclado	77.7	0.076	3500	53.06	27.0

SSLVM = Sólidos Suspendedos Volátiles en el Licor Mezclado, TMRC (día) = Tiempo medio de retención celular, A/M = Ralacion alimento/microorganismos y Tr = Tiempo de retención hidráulica (día).

En el Cuadro 24 todos los valores obtenidos están dentro y cerca de los parámetros recomendados.

## **7.2 DISEÑO E IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

De acuerdo a los datos obtenidos en el balance de masa para ambos sistemas, se decidió implementar una planta modular y reconfigurable, con el objetivo de que pueda funcionar como un sistema convencional de lodos activados o de aeración extendida, lo que la hace versátil en su operación.



1. Registro para el control de sólidos suspendidos
2. Sistema de accionamiento temporizado para dos bombas sumergibles de ¼ HP
3. Reactores biológicos
4. Cisterna de almacenamiento de agua
5. Equipo de bombeo
6. Filtración con retro lavado automático (a 90 micrones)
7. Hidroneumático
8. Filtro de carbón activado y lecho de arena con retro lavado automático
9. Sistema de desinfección
10. Sistema de llenado de tanques de abastecimiento de agua tratada
11. Sistema de accionamiento temporizado para dos soploadores de ½ HP
12. Sistema de accionamiento temporizado para dos bombas sumergibles de ¼ HP
13. Sistema de aeración

Figura 33 Sistema de tratamiento de aguas residuales de lodos activados, modular y versátil para su operación tanto como sistema convencional o de aeración extendida.

## 7.2.2 REGISTRO PARA EL CONTROL DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS

De acuerdo a los planos arquitectónicos del proyecto ejecutivo, el registro para el control de sedimentos fue construido de 0.4 m de ancho, 0.8 m de largo por 0.72 m de profundidad, de concreto reforzado. Se construyó una reja de acero inoxidable con las dimensiones mostradas en la figuras 34 y 35. La malla utilizada fue de dos mesh, con un calibre de 1.6 mm y una abertura de 1.6 mm, (Anexo 7).

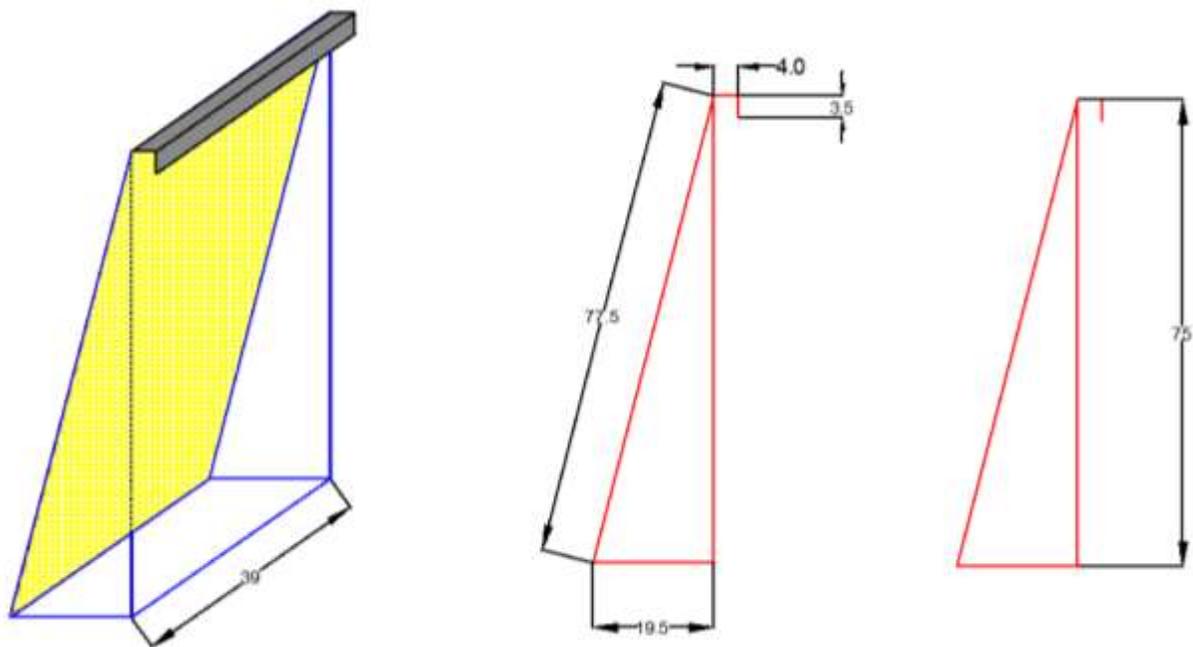


Figura 34 Reja de acero inoxidable para retención de elementos mayores.

Nota: cotas en centímetros.



Figura 35 Registro para el control de sedimentos. Sin mantenimiento (izquierda) y con reja y mantenimiento (derecha).

En la Figura 6 el registro de la izquierda es sin mantenimiento, y el de la derecha es con reja y con mantenimiento. El registro cuenta con 3 entradas y salida de efluente de 160 mm de diámetro. La rejilla podrá retener los sólidos inorgánicos como las bolsas de plástico.

### **7.3 SISTEMA DE ACCIONAMIENTO TEMPORIZADO PARA DOS BOMBAS SUMERGIBLES DE ¼” HP**

El sistema de accionamiento temporizado permite operar dos bombas sumergibles de ¼ HP cada una para dosificar agua cruda desde  $1 \text{ L min}^{-1}$ , hasta  $150 \text{ L min}^{-1}$  por cada bomba, y así operar cada bomba por separado o en conjunto.

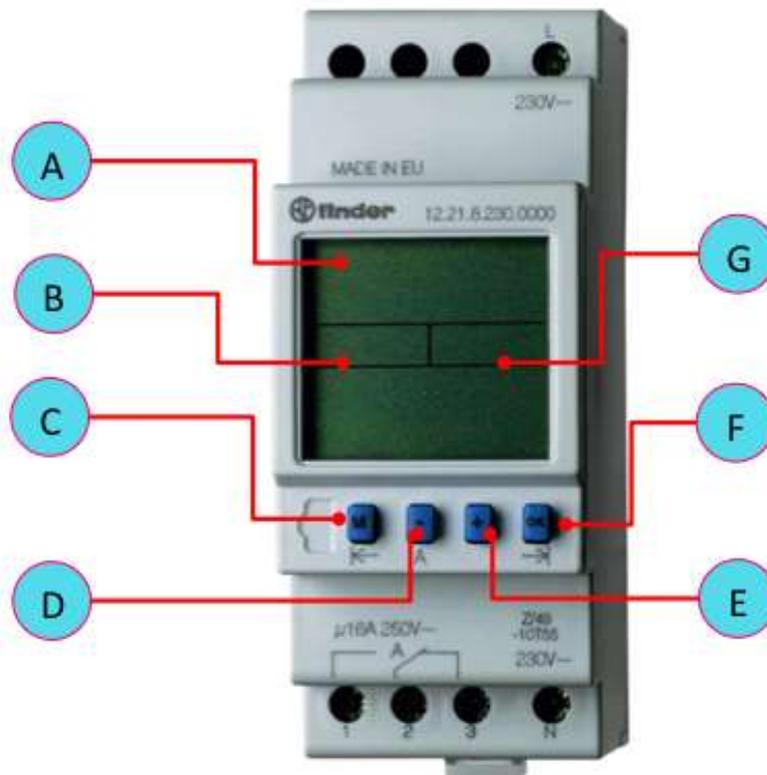
El Sistema cuenta con los siguientes componentes:

1. Caja de control que contiene el sistema de control temporizado (Figura 36).



Figura 36 Caja de control del dosificador automático

2. Temporizador digital de uso industrial marca Finder (Figura 37).



- A. Pantalla principal – hora y fecha del día
- B. Programación automática del canal
- C. Acceso a menú
- D. Operador de decremento
- E. Operador de aumento - activación manual
- F. Aceptar
- G. Programación manual del canal

Figura 37 Componentes del temporizador digital.

#### Controlador central

- Consumo total 220 W.
- Voltaje de alimentación 120 VCA / 60 Hz.
- Temporizador digital marca Finder: consumo de 250 mA.

#### Cableado y conducción

- Calibre de cable de conducción 10 AWG.
- Contacto energizado de 120 VCA
- Breaker de protección monofásica de 30 A

La operación del temporizador se puede realizar de manera automática o manual

#### Operación automática

El sistema operara con los tiempos establecidos por una calibración inicial. El accionamiento del proceso programado dependerá de los tiempos de operación de cada equipo de bombeo, que se establecerán en la calibración del proceso secundario del tratamiento.

#### Pasos de operación automática

1. Verificar que la pastilla (Breaker) de alimentación se encuentre encendido.
2. Verificar que el componente “A” muestre la fecha y hora actual.
3. Verificar que en la pantalla del componente “B” se muestre el símbolo de un reloj, esto indicará que el sistema ya está programado y operando, y no habrá que realizar algún otro paso.

### Operación manual

Se emplea el sistema en modo manual para efectos de mantenimiento, ya que el accionamiento y operación dependen de la intervención por parte de personal capacitado.

#### Pasos de Operación Manual

1. Verificar que la pastilla (Breaker) de alimentación se encuentre encendido.
  2. Verificar a que el componente “A” muestre la fecha y hora actual.
  3. Presionar el componente “E”. Con esta acción en el componente “G” se mostrará la leyenda ON, he indica que bomba se ha accionado. Para apagarlo solo se vuelve a presionar el componente “E”. Una vez hecho esto, en el componente “G” se mostrará la leyenda “OFF”.
3. Bomba sumergible de ¼ HP (Figura 38). Se instalaron 2 bombas para el suministro de agua cruda a los reactores biológicos y dos bombas para recircular agua tratada de la etapa aerobia a la anóxica cuando sea necesario de acuerdo a la configuración de la operación.



Figura 38 Bomba sumergible para aguas negras de ¼ HP

#### **7.4 BYPASS, REACTORES BIOLÓGICOS, SISTEMA DE ALMACENAMIENTO, DECANTADOR Y TANQUE DE CLORACIÓN**

Se instaló un Bypass, el cual está integrado por dos válvulas mariposa de cuatro pulgadas de diámetro. Tienen como función regular el volumen de agua que entra a la planta de tratamiento (válvula A) y la válvula B envía el agua residual al cárcamo para el re-bombeo del líquido al drenaje público (figuras 39 y 40).

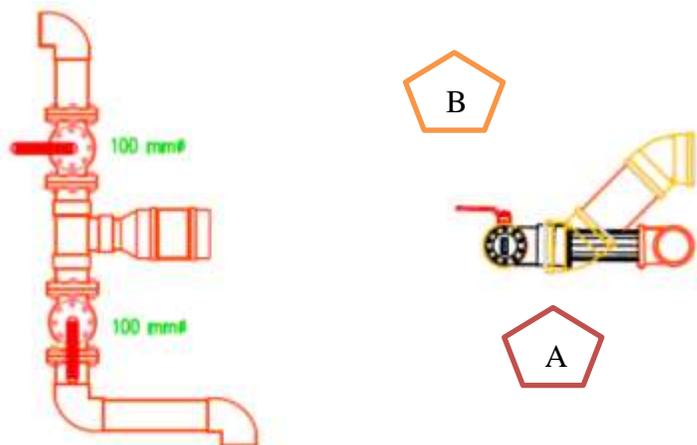


Figura 39 Diseño de Bypass



Figura 40 Bypass instalado

En la válvula (A) de la Figura 39, entra agua residual, la cual se envía a los tanques de almacenamiento con una capacidad de 5,600 L; después esta agua se bombea a los reactores biológicos a una razón de 166.6 L h<sup>-1</sup>, con el objetivo de tratar 4000 L día<sup>-1</sup>.

Para el sistema de almacenamiento se instalaron siete tanques de 800 L cada uno; para el tratamiento secundario se ocuparon 10 tanques con la misma capacidad de almacenamiento; para la decantación se puso un tanque y para el proceso de desinfección (cloración) se instaló un tanque. En total se instalaron 19 tanques de 800 litros. La instalación de éstos se realizó de acuerdo a los datos del balance de masas ya expuesto.

El material con que están contruidos los tanques es de polietileno reciclado con las dimensiones que se muestran en la Figura 41. Las conexiones hidráulicas se realizaron en 1.5 pulgadas de diámetro. La superficie ocupada por los reactores es de 39 m<sup>2</sup> (figuras 41, 42 y plano en Anexo 6).

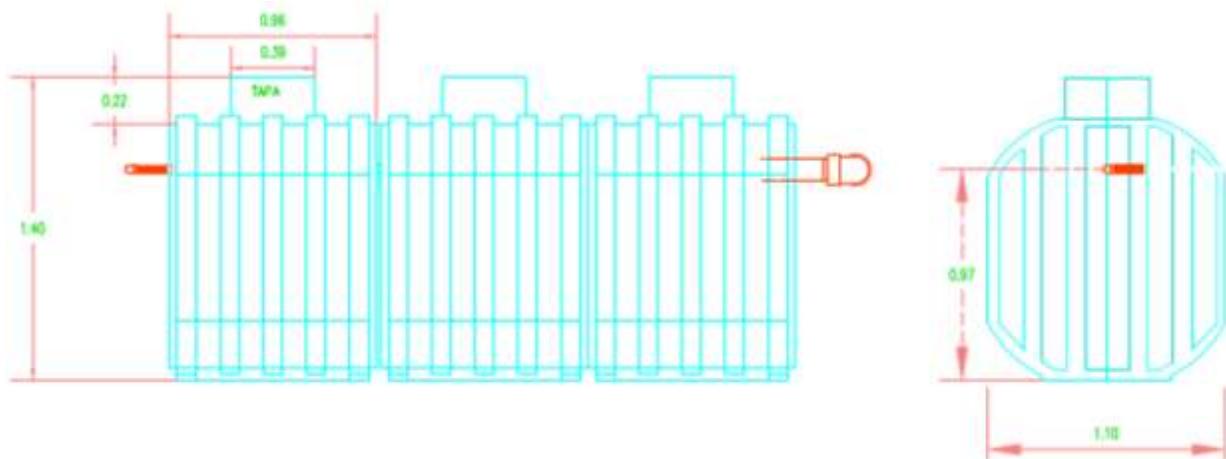


Figura 41 Dimensiones de los tanques (cotas en metros).



Figura 42 Tanques instalados

## **7.5 CISTERNA DE ALMACENAMIENTO DE AGUA TRATADA**

De acuerdo a los planos arquitectónicos del proyecto ejecutivo, se construyó una cisterna de concreto armado de 4.72 x 6.72 x 2.04 m, con un volumen de 58 m<sup>3</sup>, teniendo un volumen útil para almacenamiento de aguas tratadas (antes del tratamiento avanzado) de 30 m<sup>3</sup>, ésto debido a la altura de descarga de los reactores (Figura 43).



Figura 43 A) Plano arquitectónico de cisterna de almacenamiento y B) Cisterna construida  
 En la parte superior de la cisterna se tiene una tapa de 50x50 cm para las actividades de mantenimiento de la misma y de componentes hidráulicos del equipo de bombeo.

La función del cárcamo es almacenar el volumen de agua que se trata diariamente en la planta modular de tratamiento biológico para aguas residuales (PMTBAR) y luego mediante una bomba centrífuga multi-etapas se envía al tratamiento adicional y a los tinacos para su distribución en los servicios de WC (Figura 44).

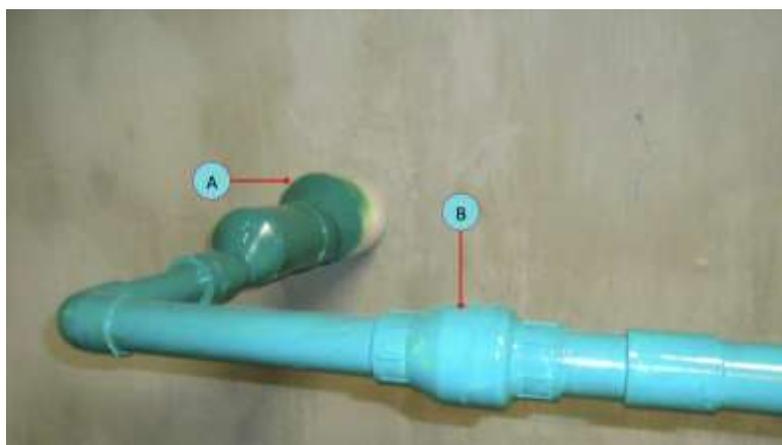


Figura 44 Línea de descarga de la PMTBAR a cisterna de agua tratada (A) y válvula check (B).

## 7.6 FILTRACION CON RETROLAVADO AUTOMATICO

Para filtrar el agua proveniente del proceso secundario, se utilizó el filtro Infinity con filtración y retro lavado automático, modelo Filtro Cillit ® Multipur Bio A-AP. Éste permite realizar de manera automática el lavado del filtro, debido a que este cuenta con un sensor de presión diferencial (Figura 45). Las características técnicas del filtro se pueden ver en Anexo 8.



(1) Pieza de conexión de bronce orientable, (2) menu de programación y tapa de protección, (3) conector del transformador, (4) cilindro transparente con accionamiento de filtro, (5) tubo de descarga

Figura 45 Filtro Infinity automático de 1 ¼”

El filtro es para proteger los conductos y componentes conductores de agua de fallos de funcionamiento y de deterioros por corrosión provocados por partículas extrañas como óxidos, virutas de metal, arenillas, estopa, etc., hasta un diámetro máximo de 2 mm; para partículas mayores se debe anteponerse un separador de partículas gruesas.

Funcionamiento

El agua pasara a través del filtro (5 m<sup>3</sup> por hora, máximo) y por los elementos filtrantes, y sale de él. Las partículas con un tamaño mayor a 90 micrómetros quedan retenidas en la parte inferior del tejido filtrante. Dependiendo del peso y del tamaño, estas partículas caen a la parte inferior del filtro o se quedan adheridas al tejido filtrante. El lavado del filtro se realiza de manera automática, el cual mide la presión diferencial entre la entrada del agua sin filtrar y la salida de agua filtrada, si la presión diferencial es mayor de 0.5 bar; el sensor de presión diferencial inicia el lavado por contracorriente.

## 7.7 FILTRO DE CARBÓN ACTIVADO Y LECHO DE ARENA



Figura 46 Filtro de carbón activado 21x62”.

El filtro de carbon activado y lecho de arena Pentair Watter tiene las siguientes características; 21x 62" con capacidad de 310 L, presión de operación máxima de 10 bar., temperatura máxima de operación de 49 °C (Figura 46).

El objetivo de este equipo es eliminar algunos sólidos disueltos totales y suspendidos, olores y el exceso de cloro que aun vayan en el agua tratada. El filtro es de color arena y moldeado en fibra de vidrio para resistir altas presiones de hasta 9 kg/cm<sup>2</sup>. En su interior el acomodo del material

filtrante se realizó por capas de 25 centímetros, en el fondo de grava, después arena sílica y el resto de carbón granular.

Respecto a su capacidad de flujo, el equipo tiene un gasto de filtración máxima de 54 L por minuto a una presión de operación de  $6.5 \text{ kg/cm}^2$ . y un flujo de retrolavado de 91 L por minuto.

Al filtro de carbón activado se le agregó una válvula electromecánica modelo Fleck 2900, para realizar el retrolavado de manera automática. Para el arranque del sistema de tratamiento se programa el equipo para que genere el retrolavado cada semana, y después de acuerdo al nivel de ensuciamiento, se ajustara este tiempo.



Figura 47 Componentes de la válvula fleck 2900 para el retrolavado automático por tiempo.

La válvula electromecánica para su programación (Figura 47) cuenta con: botón para ajustar la hora (A), posición de servicio automático (B), perilla de retrolavado manual (C) y engrane para la programación del día de retrolavado automático. El retrolavado se realiza a una presión de  $4.0 \text{ kg/cm}^2$  en promedio.

## 7.8 SISTEMA DE DESINFECCIÓN POR OZONO

Se tiene una producción de agua residual al día de  $4 \text{ m}^3$ , se parte de que dos gramos de ozono puede desinfectar  $1 \text{ m}^3$  de agua, por lo que se requiere producir 8 g de ozono para la desinfección de esta agua, de acuerdo a lo planteado se propuso un sistema de desinfección por ozono. Para determinar la cantidad de producción de ozono por hora, se parte de que el equipo de bombeo de

aguas tratadas tendrá un gasto máximo de  $0.33 \text{ L s}^{-1}$ , para realizar el llenado de los tanques (4,000 L) de almacenamiento de agua tratada en 3 horas, para ello se seleccionó un ozonificador modelo OGA-3G, con capacidad de producir 3 g de ozono por hora, por lo que se estarán inyectando 9 g de ozono en 9 h, este equipo consta de una bomba de aire y concentrador, este equipo produce  $5 \text{ L min}^{-1}$  de aire con ozono a la concentración antes mencionada (Figura 48).

La función principal del equipo es eliminar los coliformes fecales y otros microorganismos presentes en el agua residual mediante un proceso de oxidación y destrucción del ADN; también elimina olores y materia que aun pudiesen ir en el agua tratada.



Figura 48 Sistema de producción e inyección de ozono.

La activación del sistema se realizara cuando se activa la electroválvula que permite el llenado de los tanques de 4,000 L.

Se diseñó e instalo un bypass que contiene una serie de válvulas y ventury con el objetivo de que este dispositivo inyecte ozono al agua de flujo de manera simple y eficiente. En este caso, el

sistema trabaja con una diferencia de presión media entre la entrada y la salida de  $2 \text{ kg/cm}^2$ , de esta manera se garantiza una inyección correcta de 3 g de ozono por hora (figuras 49 y 50).



Figura 49 Sistema de inyección de ozono. (A) Válvula para incrementar la presión de succión de ozono, (B y C) válvulas para ajustar la diferencia de presión de inyección del venturi, (D) Venturi de 1", (E) manómetros de glicerina, (F) succión de ozono, (G) sali



Figura 50 Tablero de Ajuste de producción de ozono

Nota<sub>1</sub>: para incrementar la presión de inyección de ozono se cierra la válvula “A” a un 90% y se ajustan las válvulas “B” y “C” y se mantiene una diferencia mínima de presión entre los manómetros de 0.5 kg cm<sup>-2</sup>.

Nota<sub>2</sub>: el consumo energético del ozonificador es de 140 W a 110 V.

## 7.9 SISTEMA DE LLENADO DE TANQUES DE ABASTECIMIENTO DE AGUA TRATADA



A)

B)

C)

A) Caja de control automatico y manual de electroválvula b), b) Electrovalvula de 2” y c) Electronivel .

Figura 51 Sistema de llenado de tanques de almacenamiento de agua tratada, para servicio en WC.

El sistema se diseñó e instaló para que realice el llenado de los cuatro tinacos de 1,100 L, que se encuentran conectados entre ellos por vasos comunicantes, cuando el electronivel se encuentre posicionado a 10 cm del fondo de éstos, al activar de manera automática la apertura de la electroválvula “b”, a través de la caja de control “a”. Al activarse el llenado se despresuriza la red, bajando la presión en el sistema, hasta alcanzar una presión mínima de 45 m.c.a. en el presostato (Figura 53) y se desactivará la electroválvula cuando el nivel de los tinacos alcance el 90% de su capacidad total; al mismo tiempo, en la caja de control, se estará monitoreando la presión en el presostato, de tal manera que si la presión en éste alcanza los 45 m.c.a., activará de manera automática el encendido de la bomba. Ésto ocurrirá debido al funcionamiento del hidroneumático (Figura 54).

### 7.10 EQUIPO DE BOMBEO DE AGUA PARA SUMINISTRO DE AGUA TRATADA A LOS TINACOS DE ABASTECIMIENTO DE AGUA TRATADA (4,000 L DE CAPACIDAD)

En la selección del equipo de bombeo se calculó la pérdida de carga por altura de succión, componentes, accesorios y tubería de conducción, la cual fue de 22.98 metros de columna de agua (m.c.a.) más 35 m de altura del edificio, da una carga dinámica total de 57.98 m.c.a. (Cuadro 25). Se consideró un gasto de  $1 \text{ L s}^{-1}$ .

Cuadro 25 Pérdidas de carga en el sistema hidráulico

PÉRDIDA DE CARGA POR ZONAS			
ACCESORIO	Unidad	Cantidad	Pérdida de carga (m)
PÉRDIDA DE CARGA EN LA SUCCIÓN			
Válvula check con filtro (Succión)	Pza	1	1.20
Tubo PVC cedula 40 1 1/4"	m	2.46	
Codo PVC cedula 40 1 1/4"	Pza	1	
Tuerca unión dedula 40 1 1/4"	Pza	1	
Altura de succión	m	1.04	
Tuerca unión cedula 40 1 1/4"	Pza	1	

Altura de succión	m	2.04	
<b>PÉRDIDA POR ACCESORIOS Y FILTRO CILLIT</b>			
Tubo PVC cedula 40 1 1/4"	m	0.28	0.67
Reduccion bushing PVC cedula 40 2" x 1 1/4"	Pza	1	
Tee PVC cedula 80 2"	Pza	1	
Reduccion bushing PVC cedula 80 2" x 1"	Pza	1	
Válvula de admisión y expulsión de aire de 1"	Pza	1	
Tuerca unión cedula 80 2"	Pza	1	
Adaptador macho cedula 80 2"	pza	2	
Válvula check 2"	pza	1	
Codo PVC cedula 80 2"	Pza	11	
Válvula de bola PVC cedula 80 2"	Pza	1	
Tubo PVC cedula 80 2"	m	10.5	
Reducción bushing PVC cedula 80 2" x 1 1/4"	Pza	1	
Adaptador macho cedula 80 1 1/4"	Pza	1	
Filtro Cillit <sup>®</sup> Multipur Bio A-AP	Pza	1	2
<b>PÉRDIDA DE CARGA DESPUES DEL FILTRO CILLIT, HIDRONEUMÁTICO Y FILTRO DE CARBÓN ACTIVADO</b>			
Reducción bushing PVC cedula 80 2" x 1 1/4"	Pza	1	0.44
Adaptador macho cedula 80 1 1/4"	Pza	1	
Codo PVC cedula 80 2"	Pza	8	
Tee PVC cedula 80 2"	Pza	4	
Tuerca union cedula 80 2"	Pza	2	
Válvula de bola PVC cedula 80 1.5"	Pza	1	
Tubo PVC cedula 40 1 1/4"	m	6.7	
Válvula de bola PVC cedula 80 1"	Pza	1	
Reducción bushing PVC cedula 80 2" x 1 "	Pza	1	
Tee PVC cedula 80 1"	Pza	1	
Hidroneumático Well Matte modelo WM0235	Pza	1	0.24
Filtro de carbón activado de 21x 62" Pentair Watter con capacidad de 310 L	Pza	1	0.46
<b>PERDIDA DE CARGA POR EL SISTEMA DE INYECCION DE OZONO, ACCESORIOS , TUBERIA DE CONDUCCION Y ALTURA DEL EDIFICIO</b>			
Reduccion bushing PVC cedula 80 2" x 1 "	Pza	2	35.97
Adaptador hembra cedula 80 1 "	Pza	2	
Válvula de bola PVC cedula 80 1"	Pza	1	
Reducción bushing PVC cedula 80 2" x 1 "	Pza	1	
Tee PVC cedula 80 1"	Pza	1	
Tuerca unión cedula 80 2"	Pza	2	
Tee PVC cedula 80 2"	Pza	1	

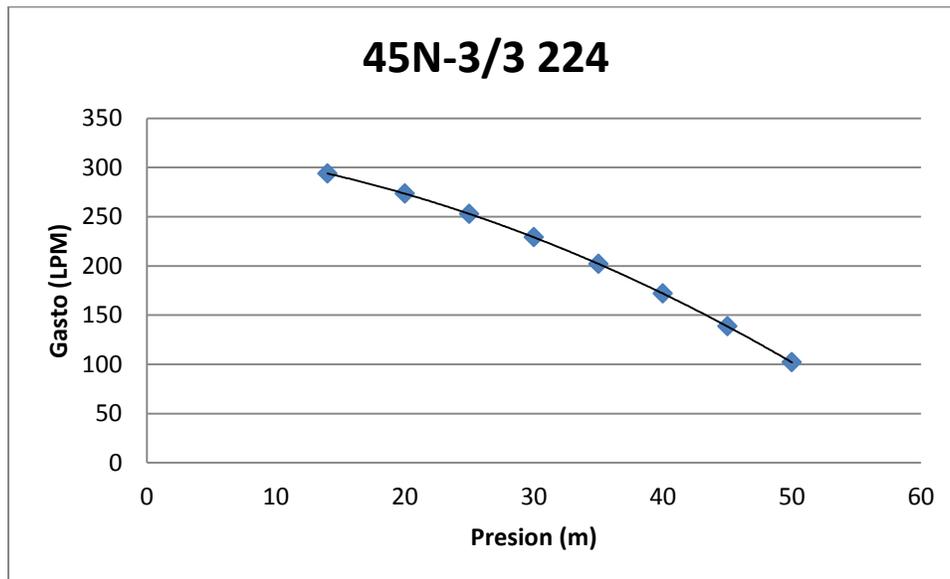
Codo PVC cedula 80 2"	Pza	13	
Válvula check 2"	Pza	1	
Tubo PVC cedula 80 2"	m	31.56	
Válvula de bola PVC cedula 80 2"	Pza	1	
Altura del edificio	m	35	
Electroválvula 2"	Pza	1	
Ventury Mazzel modelo 1078 1"	Pza	1	17

Se seleccionó e instaló una bomba centrífuga multietapas horizontal modelo 45N-3/3 224 de 3 HP, la cual con una carga de 60 m de columna de agua da un gasto de  $1.04 \text{ L s}^{-1}$  (Cuadro 26, Gráfica 11 y Anexo 9).

Cuadro 26 Especificaciones técnicas de la bomba centrífuga multietapas horizontal modelo 45N-3/3 224

MODELO	HP	KW	AMP.	FASES x VOLTS	PRESION AL CIERRE (m)	GASTO EN (L min <sup>-1</sup> )						Peso (Kg)
						14 m	20 m	30 m	40 m	50 m	60 m	
PRISMA45N-3/3 224	3	2.2	8.6/4.7	3x220/440	55	295	273	225	177	100	22.9	

Fuente: ESPA Innovative Solutions(2013)



Gráfica 11 Curva carga –gasto de la bomba centrífuga multietapas horizontal modelo 45N-3/3 224



(A) Bomba, (B) tornillo para purgar, (C) Columna de succión, (D) Válvula de aire y (E) válvula check.

Figura 52 Cabezal de bombeo



Figura 53 Presostato tipo KPI 35-38 Altamira.

La bomba instalada modelo ESPA de 3 HP que suministra una presión de 60 m.c.a y es accionado mediante un presostato (figuras 52 y 53) cuando su valor es igual 45 m.c.a. y desactivado al llegar a 60 m.c.a.



Figura 54 Tanque precargado de 62 galones.

Se implementó un hidroneumático Well Matte modelo WM0235 (Figura 54) el cual soporta una presión de 8.6 bar. Tiene una capacidad de 235 L y puede operar a una temperatura no mayor a 49 °C, éste es un tanque de presión tipo diafragma. Su instalación permite mantener presurizada la línea de tratamiento y de esa manera realizar los procesos de retrolavado y enjuague del equipos de filtración de manera automática, al igual que evita el encendido continuo del equipo de bombeo, debido a que contiene almacenada 235 L de agua a las presiones antes mencionadas .  
62 galones por  $3.7854118=234.69$  L

### **7.11 SISTEMA DE AIREACIÓN**

Para el sistema de aireación se utilizó un soplador de ½ HP, el cual se conectó con 6 difusores de burbuja fina a través de una tubería de 1.5” de PVC hidráulico RD 26. En la parte final de la tubería de conducción de aire, se colocó una válvula de corte con el objetivo de poder regular la salida de aire en los difusores, ver figura 55.



Figura 55 Soplador de ½ HP y difusor de burbuja fina de 12”

## **7.12 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA OPERACIÓN DE LA PLANTA MODULAR DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO PARA AGUAS RESIDUALES**

El objetivo principal del diseño e implementación de la planta modular de tratamiento biológico para aguas residuales es tratar 4,000 L de aguas crudas por día y que la calidad del agua tratada cumpla con la NOM-003-SEMARNAT -1997.

Los componentes del sistema de tratamiento operan de la siguiente manera para cumplir con el objetivo planteado:

### **7.12.1 ARRANQUE, CALIBRACIÓN Y OPERACIÓN DEL DE LA PLANATA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

El agua cruda proveniente de lavabos, mingitorios y WC es canalizada a través del sistema de drenaje del edificio hacia el tratamiento primario (registro para el control de sólidos suspendidos). Después pasa al sistema de almacenamiento, donde se encuentran conectados 7 tanques con capacidad de 800 L. Su instalación fue de tal manera que se llena el primer tanque y desborda a través de un vertedor de excedencias para llenar el segundo y así hasta llenar el

ultimo; en caso de de revasar el volumen de almacenamiento por causa de algún evento social, el sistema de almacenamiento cuenta con un vertedor de excedencias que enviará el agua cruda al drenaje municipal. Para extraer el agua cruda almacenada de los tanques, éstos se interconectaron por la parte inferior, colocándose válvulas check entre tanque y tanque, con el objetivo de que el flujo se genere en un solo sentido.

Para extraer el agua cruda de los tanques de almacenamiento, se instalaron dos bombas sumergibles de 1/4 HP (las más pequeñas que se encontró en el mercado). Cabe mencionar que solo operara una a la vez y se deja la otra de respaldo por mantenimiento, dado que el gasto de la bomba es de  $175 \text{ L min}^{-1}$ , se instaló un retroceso al mismo tanque de bombeo para regular el flujo de salida hacia el tratamiento secundario.

Se instalaron 10 tanques de 800 L para el tratamiento secundario. Estos tanques permiten implantar reactores aerobios, anaerobios y anóxicos, debido a que se encuentran interconectados internamente con válvulas de paso para configurarlos de acuerdo a la necesidad. El proceso de lodos activados con aeración extendida, se implementó para iniciar el tratamiento secundario, con el objetivo de eliminar la materia orgánica y el nitrógeno. Se utilizaron cuatro tanques que se operaran en dos etapas (aerobia y anoxia). La primer etapa (aerobia) permite eliminar la mayor parte de la materia orgánica y convierte el amonio ( $\text{NH}_4$ ) y amoniaco ( $\text{NH}_3$ ) en nitratos ( $\text{NO}_3$ ) a través del proceso biológico aerobio. La segunda etapa (anoxia) permitirá la eliminación de los  $\text{NO}_3$ . Cabe mencionar que se utilizan dos tanques más, uno como decantador y el segundo para la aplicación de cloro. La calibración del proceso secundario se detalla a continuación:

#### Paso 1

Se conseguirán o consiguieron 4,500 L de lodos activados de una planta cercana que esté operando con un proceso de aeración extendida. El propósito es que contenga las cepas de bacterias adecuadas para este tipo de proceso. Los reactores biológicos serán llenados con estos lodos y así iniciará el proceso de aireación a través del soplador y los difusores de burbuja fina. Comenzará la dosificación del agua cruda hacia los reactores biológicos con un gasto de  $166.6 \text{ L h}^{-1}$ , y recircularán los lodos del tanque sedimentador con un gasto de  $88.44 \text{ L h}^{-1}$  de acuerdo al balance de masas realizado en el diseño y será encendido de manera manual el soplador, en el

que se contabilizará el tiempo de operación; por otro lado, en los reactores biológicos se medirá la concentración de  $O_2$  disuelto con un sensor para este elemento. El soplador se parará hasta que se haya alcanzado una concentración de  $4 \text{ mg } O_2 \text{ L}^{-1}$  disuelto; después se dejará bajar la concentración a  $0 \text{ mg } O_2 \text{ L}^{-1}$ , dejando en los reactores biológicos 20 min en una etapa de anoxia y posteriormente se volverá a encender el soplador para alcanzar nuevamente los  $4 \text{ mg } O_2 \text{ L}^{-1}$ .

#### Paso 2

Una vez obtenidos los tiempos de operación del soplador para alcanzar una concentración de  $4 \text{ mg } O_2 \text{ L}^{-1}$  en los reactores biológicos y el tiempo necesario para que se consuma el  $O_2$  disuelto y se mantenga durante 20 min en una etapa de anoxia, se programará el temporizador del soplador para que opere de acuerdo a los intervalos establecidos, encendiéndose y apagándose en los tiempos programados.

#### Paso 3

En el tanque de cloración se agregará cloro a una concentración de  $5 \text{ mg L}^{-1}$  para la desinfección, para ello se utilizarán pastillas de cloro, las cuales se pueden adquirir en el mercado.

#### Paso 4

Después de operar el sistema durante 72 horas se verificará de nuevo que las concentraciones de oxígeno sean las adecuadas y que se cumpla con el tiempo de anoxia. En caso de que se requiera se deberán realizar los ajustes mencionados en el paso uno y dos. Por otro lado se deberá de tomar muestras de agua tanto en el influente, reactores biológicos y efluente para determinar los parámetros de calidad, esto con el objetivo de determinar si los procesos establecidos en el tratamiento secundario son adecuados o si requieren realizarse ajustes.

#### Paso 5

Una vez cumplido en el tratamiento secundario, se llenará la cisterna con agua tratada y posteriormente se hará pasar por el sistema de tratamiento avanzado, que es el filtro de 90 micrones y filtro de lecho de arena, carbón activado y ozonificación. Después serán colectadas muestras de agua a la salida de éste para determinar la calidad de agua, en caso de estar

satisfechos con los datos, se procederá a subir el agua a los tinacos que abastecen los mingitorios y WC.

#### Paso 6

Se contratará a un laboratorio certificado para que determine la calidad del agua tratada, con el objetivo de cumplir la NOM-003-SEMARNAT -1997

## ANEXO I.1

### CATALOGO DE CONCEPTOS



**COLEGIO DE POSTGRADUADOS**  
 INSTITUCIÓN DE ENSEÑANZA E INVESTIGACIÓN EN CIENCIAS AGRÍCOLAS  
 CAMPUS MONTECILLO  
 POSTGRADO EN HIDROCIENCIAS

<b>Atención:</b> ARHD arquitectos S.A. de C.V.	<b>Fecha:</b> Enero, 2015
<b>Dirección:</b> _____	
<b>Ciudad:</b> Toluca, México	
<b>Tel/fax:</b> _____	
<b>Proyecto:</b> Planta Modular de Tratamiento Biológica de Aguas Residuales	<b>Área:</b> Tratamiento de Agua

CATALOGO DE CONCEPTOS DE PLANTA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE GUAS RESIDUALES PARA REUSO EN WC DE 4000 L día<sup>-1</sup>

PARTIDA NO.	DESCRIPCIÓN	UNIDAD	CANTIDAD	P.U. (\$/U)	IMPORTE
<b>REJ-1.0</b>	<b>REGISTRO PARA EL CONTROL DE SÓLIDOS</b>				
REJ-1.1	Rejilla con malla 1.46x1.46 mm de abertura y ángulo en acero inoxidable. Dimensiones: 98 cm de largo y 40 cm de largo. Incluye jalador para el mantenimiento del sedimentador de paso.	Lote	1	\$ 7,400.00	\$ 7,400.00
				<b>Subtotal 1:</b>	<b>\$ 7,400.00</b>
<b>ByP-2.0</b>	<b>BY PASS DE PLANTA DE TRATAMIENTO</b>				
ByP-2.1	Suministro e instalación de Válvulas de mariposa BYP con operador palanca DN 100-4". Incluye bridas, empaques neopreno y tornillos p/brida.	Lote	2	\$ 3,963.61	\$ 7,927.21
ByP-2.2	Suministro e instalación de Válvula check de PVC columpio de 1 1/2"	Pieza	1	\$ 292.29	\$ 292.29
ByP-2.3	Suministro e instalación de Tubo de P.V.C tipo hidráulico unión cementar, RD-26, extremos lisos de 100 mm de diámetro.	metros	18	\$ 143.12	\$ 2,576.16
ByP-2.4	Suministro e instalación de Te de PVC tipo hidráulico unión cementar, de 100 mm de diámetro	Pieza	2	\$ 230.13	\$ 460.26
ByP-2.5	Suministro e instalación de Reducción bushing de PVC tipo hidráulico unión cementar de 100 x 60 mm de diámetro	Pieza	1	\$ 112.60	\$ 112.60
ByP-2.6	Suministro e instalación de Reducción bushing de PVC tipo hidráulico unión cementar de 160 x 100 mm de diámetro	Pieza	1	\$ 140.00	\$ 140.00
ByP-2.7	Reducción bushing de PVC tipo hidráulico unión cementar de 50 x 38 mm de diámetro	Pieza	1	\$ 44.09	\$ 44.09
ByP-2.8	Suministro e instalación de codo de PVC tipo hidráulico unión cementar de 90x100 mm de diámetro.	Pieza	2	\$ 170.59	\$ 341.18
ByP-2.9	Suministro de sistemas de sujeción y soporteria con abrazadera tipo pera y esparrago de 3/8.	Lote	7	\$ 60.00	\$ 420.00
				<b>Subtotal 2:</b>	<b>\$ 12,313.79</b>
<b>SAEYT-03</b>	<b>SISTEMA DE ACCIONAMIENTO ELECTROMECHANICO Y TEMPORIZADO PARA DISPOSITIVOS</b>				
SAEYT-3.1	Sistema de accionamiento temporizado, con temporizador de uso industrial marca finder, para 2 bombas sumergibles de 1/4 HP, para suministro de agua cruda. Incluye: Caja de Protección Metálica IP65 y Caja de Protección Plástica IP67, Tablero de Control Automático y Manual, protección eléctrica (sobre carga, corto circuito, pérdida de fase), cableado y conducción.	Pza	1	\$ 6,266.67	\$ 6,266.67

SAEYT-3.2	Sistema de accionamiento temporizado, con temporizador de uso industrial marca finder, para 2 bombas sumergibles de 1/4 HP, para recirculación en los procesos biológicos. Incluye: Caja de Protección Metálica IP65 y Caja de Protección Plástica IP67, Tablero de Control Automático y Manual, protección eléctrica (sobre carga, corto circuito, pérdida de fase), cableado y conducción.	Pza	1	\$ 6,266.67	\$ 6,266.67
SAEYT-3.3	Sistema de accionamiento temporizado, con temporizador de uso industrial marca finder, para 2 sopladores de 1/2 HP. Incluye: Caja de Protección Metálica IP65 y Caja de Protección Plástica IP67, Tablero de Control Automático y Manual, protección eléctrica (sobre carga, corto circuito, pérdida de fase), cableado y conducción.	Pza	1	\$ 6,266.67	\$ 6,266.67
SAEYT-3.4	Sistema de accionamiento temporizado para ozonificador de 3g por hora, con temporizador marca Steren de 360 tiempos.	Pza	1	\$ 370.00	\$ 370.00
				<b>Subtotal 3:</b>	\$ 19,170.01
<b>PTBAR-04</b>	<b>MICROPLANTA MODULAR DE TRATAMIENTO SECUNDARIO: TANQUES DE POLIETILENO RECICLADO DE 800 L DE CAPACIDAD PARA REACTORES BIOLÓGICOS Y ALMACENAMIENTO</b>				
PTBAR-4.1	micro planta modular de 20 depositos con una capacidad de 16000 L de almacenamiento. Cada unidad tiene una dimensión de 1 metros de largo, un ancho de 1.075 metros y una altura total de 1.45 metros. El material es Polímero de Polietileno. "10 reactores biológicos"	pieza	20	\$ 8,521.05	\$ 170,421.00
PTBAR-4.2	Suministro de micro plantas de 2400 litros. Incluye seguro de viaje.	Servicio	20	\$ 626.95	\$ 12,539.00
PTBAR-4.3	Acarreo de micro plantas de 2400 litros de capacidad de pie de banqueta a zona de instalación.	Servicio	20	\$ 161.84	\$ 3,236.80
PTBAR-4.4	Suministro de Kit de materiales en PVC tipo hidráulico y sanitario para la correcta instalación de los reactores. Incluye codos, Tee, reducciones excéntricas, tramos de tubo de 32 mm de diámetro y de 100 mm de diámetro, pegamento PVC, limpiador PVC, valvulas, etc.	Lote	1	\$ 13,624.93	\$ 13,624.93
PTBAR-4.5	Suministro de 3 m <sup>3</sup> de Biolan (Soporte plastico para formacion de colonias de bacterias en procesos biológicos aerobios y anoxicos	M <sup>3</sup>	3	\$ 6,000.00	\$ 18,000.00

PTBAR-4.6	Logística, mano de obra para la instalación y pruebas de fugas de la Planta de Tratamiento Biológico de Aguas Residuales en un periodo de una semana.	Técnicos	1	\$ 12,500.00	\$ 12,500.00
PTBAR-4.7	Difusores de burbuja fina de 12"	Pza	6	\$ 916.67	\$ 5,500.02
PTBAR-4.8	Soplador regenerativo con filtro de aire de 1/2 HP	Servicio	2	\$ 12,700.00	\$ 25,400.00
PTBAR-4.9	Capacitación tecnica para la operación y mantenimiento de la PTAR	Servicio	1	\$ 12,100.00	\$ 12,100.00
				<b>Subtotal 3:</b>	\$ 273,321.75

TA-05	TRATAMIENTO ADICIONAL PARA EL REÚSO DE AGUA EN WC				
TA-5.1	Suministro de bomba multietapas horizontal ESPA 3 HP" de 7 kg/cm2. 3/60/220.	pieza	1	\$ 11,764.29	\$ 11,764.29
TA-5.2	Suministro de hidroneumatico de 62 Galones	pieza	1	\$ 11,480.00	\$ 11,480.00
TA-5.3	Suministro de presostato	pieza	1	\$ 2,050.00	\$ 2,050.00
TA-5.4	Instalación eléctrica para la conexión de bomba centrifuga. Incluye cableado, electroniveles y todo lo necesario para su correcta operación.	lote	1	\$ 5,680.00	\$ 5,680.00
TA-5.5	Suministro de Venturi dosificador de ozono, con cabezal en PVC hidráulico cedula 80 y 2 electroválvulas.	pieza	1	\$ 8,880.00	\$ 8,880.00
TA-5.6	Suministro de generador de ozono OGA-3G, con bomba de aire y concentrador.	pieza	1	\$ 39,250.00	\$ 39,250.00
TA-5.7	Suministro de carbón activado granular en sacos de 25	sacos	5	\$ 1,735.00	\$ 8,675.00
TA-5.8	Suministro de grava en 3 diámetros diferentes y en sacos de 25 kilogramos	sacos	5	\$ 2,360.00	\$ 11,800.00
TA-5.9	Suministro de Filtro de CAG 21x62" BP plástico de 7 ft3. Con un flujo máximo de 91 LPM. Válvula fleck modelo 2900 para el retrolavado por tiempo.	pieza	1	\$ 54,800.00	\$ 54,800.00
TA-5.10	Suministro de filtro Infinity AP 1 1/4" filtro autolimpiante automático por presión diferencial. Gasto de 83 LPM.	pieza	1	\$ 37,856.40	\$ 37,856.40
TA-5.11	Suministro de electroválvula PGV de 2" marca Hunter,	Lote	1	\$ 2,435.21	\$ 2,435.21
TA-5.12	Suministro e instalación de Caja de control, flotador tipo pera para la activación de válvula PGV de 2". Incluye 2 conectores machos de 2" pulgadas.	Pieza	1	\$ 2,400.00	\$ 2,400.00
TA-5.13	Instalación de tratamiento adicional incluye.- Filtro de carbón activado, filtro infinity AP, un generador de ozono ionizador para agua, electroválvula de 2" y su caja de control.	lote	1	\$ 13,140.00	\$ 13,140.00
				<b>Subtotal 4:</b>	<b>\$ 210,210.90</b>

<b>SUBTOTAL:</b>	<b>\$</b>	<b>522,416.45</b>
<b>IVA:</b>	<b>\$</b>	<b>83,586.63</b>
<b>TOTAL:</b>	<b>\$</b>	<b>606,003.08</b>

ANEXO II  
BOMBA PERISTÁLTICA

**MASTERFLEX®**

**L/S®**



07554-80 with pump head 07515-12

OPERATING MANUAL:  
**PUMP DRIVES**

MANUEL DE L'UTILISATEUR :  
**ENTRAÎNEMENTS DE  
POMPE**

BEDIENUNGSANLEITUNG:  
**PUMPENANTRIEBE**

MANUAL DE OPERACION:  
**PROPULSORES DE LA  
BOMBA**

MANUALE DI ISTRUZIONI:  
**AZIONAMENTI**

Model No.  
N° de modèle  
Modellnummern  
Modelo No.  
Modello No.

**7554-80**

**7554-85**

**7554-90**

**7554-95**



**Cole-Parmer Instrument Co.**

625 East Bunker Court, Vernon Hills, Illinois USA 60061-1844  
800-MASTERFLEX (627-8373) FAX: (847) 247-2929  
www.masterflex.com e-mail: techinfo@coleparmer.com



A-1299-0650  
Edition 02

**REPLACEMENT PARTS AND ACCESSORIES • ACCESSOIRES ET PIÈCES DE RECHANGE  
ZUBEHÖR UND ERSATZTEILE • ACCESSORI E PARTI DI RICAMBIO • PIEZAS DE REPUESTO Y ACCESORIOS**

Description Description Beschreibung Descripción Descrizione	Part Number N° de Modèle Artikelnummer Parte Número Codice
Gear Service Kit (600 rpm) Kit d'entretien de pignon (600 rpm) Service-Kit (600 U/min) Kit de servicio del engranaje (600 rpm) Kit ingranaggi (600 g/min)	07553-06
Gear Only (600 rpm) Pignon uniquement (600 rpm) Ersatzlichtung, einzeln (600 U/min) Engranaje de repuesto (600 rpm) Ingranaggi (600 g/min)	07553-09
Gear Service Kit (200 rpm) Kit d'entretien de pignon (200 rpm) Service-Kit (200 U/min) Kit de servicio del engranaje (200 rpm) Kit ingranaggi (200 g/min)	07553-11
Brushes (set of 2) Bulats (2/jeu) Kohlebürsten, 2 Stück Escobillas (parco de 2) Spazzole (set da 2)	07520-06

Description Description Beschreibung Descripción Descrizione	Part Number N° de Modèle Artikelnummer Parte Número Codice
Fuse (7554-85,-95) T1,0A 250V, 4 x 20 mm Fusible (7554-85,-95) T1,0A 250V, 4 x 20 mm Sicherung (7554-85,-95) T1,0A 250V, 4 x 20 mm Fusibile (7554-85,-95) T1,0A 250V, 4 x 20 mm Fusibile (7554-85,-95) T1,0A 250V, 4 x 20 mm	B-1115-0056

### SPECIFICATIONS

Model Number	Drive Speed Range	Maximum Torque	Line Voltage Limits (50-60 Hz)
7554-80	7-200 rpm	180 oz-in	90-130 V
7554-85	7-200 rpm	180 oz-in	180-260 V
7554-90	20-600 rpm	90 oz-in	90-130 V
7554-95	20-600 rpm	90 oz-in	180-260 V

Power Output:	37 W (0.05 hp)
Maximum Current:	
115 V Unit:	1.5A, shorted output conditions
230 V Unit:	0.9A, shorted output conditions
Speed Regulation:	
Line:	±2%
Load:	±3%
Temperature Drift:	±10%
Enclosure Rating:	IP22 per IEC529
Humidity (non-condensing):	10% to 90%
Operating Temperature:	0° to 40°C
Storage Temperature:	-45° to 60°C
Chemical Resistance:	Exposed material is painted steel housing
Altitude:	Less than 2000 m
Display:	Green LED
Dimensions (L x W x H):	220 mm x 180 mm x 135 mm (8 1/2 in x 7 1/8 in x 5 3/8 in)
Weight:	4.1 kg (9 pounds)
Compliance:	115V: UL508, CSA C22.2, No. 14-M91 230V (For CE Mark): EN61010-1/A2; 1995 (EU Low Voltage Directive) and EN61326-1/A1; 1998 (EU EMC Directive)
Pollution Degree:	Pollution Degree 2 per IEC 664 (Indoor usage—lab, office)
Installation Category:	Installation Category II per IEC 664 (Local level—appliance, Portable Equipment, etc.)

### CHARACTERISTIQUES TECHNIQUES

Nombré de modèle	Entrainement de Vitesse	Couple maximum	Limite de tension d'alimentation (50-60 Hz)
7554-80	7-200 tr/min	13 kg/cm	90-130 V
7554-85	7-200 tr/min	13 kg/cm	180-260 V
7554-90	20-600 tr/min	6,5 kg/cm	90-130 V
7554-95	20-600 tr/min	6,5 kg/cm	180-260 V

Paissance de sortie:	37 W (0.05 CV)
Courant maximum:	
Unité 115 V:	1,5 A, sortie en court-circuit
Unité 230 V:	0,9 A, sortie en court-circuit
Régulation de vitesse:	
Régulation en ligne:	±2%
Régulation de charge:	±3%
Dérive en température:	±10%
Homologation du boîtier:	IP22 (IEC 529)
Humidité (sans condensation):	10% à 90%
Température de fonctionnement:	0 à 40° C
Température de stockage:	-45° C à 60° C
Résistance chimique:	Le matériau exposé est un boîtier en acier peint
Altitude d'utilisation:	Inférieure à 2000 m
Affichage:	DEL, verte
Dimensions (L x l x h):	220 mm x 180 mm x 135 mm
Poids:	4,1 kg
Conformité:	115 V : UL508 (CTW)R C22.2 n° 14-M91 230 V (pour conformité aux normes européennes): EN61010-1/A2; 1995 (directive concernant les basses tensions) et EN61326-1/A1; 1998 (la compatibilité électromagnétique)
Degré de pollution:	Degré de pollution niveau 2 selon la norme IEC 664 (Usage interne—laboratoire, bureaux)
La Catégorie d'installation:	La catégorie d'installation par IEC 664 de niveau local—appareil, équipement portatif, etc.)

## ANEXO III ACUMULADOR DE ENERGÍA



### FICHA TÉCNICA



#### CALE-SOLAR

Acumulador libre de mantenimiento para aplicaciones de ciclo profundo. Diseñadas para aplicaciones de almacenamiento de energía.

Aplicaciones recomendadas:

- Lámparas solares
- Plantas solares
- Refrigeradores solares
- Aerogeneradores

#### ESPECIFICACIONES TÉCNICAS

Tipo	CALE SOLAR
Amperaje (100 hrs. rate)	115Ah
Voltaje	12V
Terminal	UT
Peso	27.3kg
Largo	33cm
Ancho	17.2cm
Altura total	24.03cm

#### CARACTERÍSTICAS:

- Plomo calcio en parrilla positiva y negativa
- Placas 13% más gruesas que dan una mejor resistencia al ciclado
- Pasta positiva de alta densidad para alargar la durabilidad
- Terminales roscadas de 3/8" de acero inoxidable
- Sellada y libre de mantenimiento

#### CICLO DE VIDA VS PROFUNDIDAD DE DESCARGA



# ANEXO IV MODULO FOTOVOLTAICO

ES

Made in Germany

## US 250 FP

Polycristallino PV Modulo

MADE IN GERMANY

Revision 01-2014

UNIMENSOLAR



Made in Germany

## US 250 FP

### STC\*

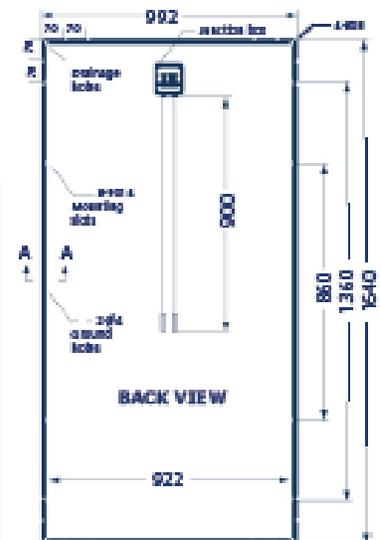
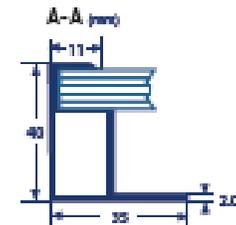
Tipo	US 240 FP	US 245 FP	US 250 FP
P <sub>max</sub> [W]	240	245	250
U <sub>mpo</sub> [V]	30,20	30,40	30,40
I <sub>mpo</sub> [A]	7,94	8,05	8,19
U <sub>oc</sub> [V]	37,20	37,30	37,50
I <sub>sc</sub> [A]	8,55	8,63	8,63
Tensión máxima del sistema	1000V DC	1000V DC	1000V DC

\* STC (Standard Test Conditions) – Condiciones de Temperatura Estándar. Condiciones de medición: irradiación 1000 W/m<sup>2</sup>, distribución espectral AM 1,5, temperatura 25 ± 2°C, de acuerdo con la norma EN 60904-3

\*\* Tolerancias de medición de ±max. 3%

### CARACTERÍSTICAS MECÁNICA

Número y tipo de células	60 células solares cristalinas, 156 x 156 mm
Vidrio	vidrio solar con tratamiento antirreflejante de superficie, 3.2 mm
Tipo de protección IP	IP65/IP67
Diodos de paso	3 diodos
Conexión y cable	Caja de conexión con enchufe MC4 (acoplable), Cable: 2 x 900 mm / 4 mm <sup>2</sup>
Dimensiones (f x a x c)	1640 x 992 x 40 mm
Peso	19 kg
Capacidad de carga mecánica	Carga de succión probada hasta 2400 Pa (velocidad del viento 130 km/h con factor de seguridad 3), Carga hasta 5400 Pa probada



### COEFICIENTES DE TEMPERATURA

Tipo	US 250 FP Poly
NOCT	47 ± 2 °C
P <sub>max</sub>	- 0.43%/K
U <sub>oc</sub>	- 0.41%/K
I <sub>sc</sub>	0.08%/K
Rango de temperatura de operación	- 40 °C to + 85 °C

### PACKAGING

Contenedor	20' GP	40' HC
Pallets	14	28
Número por pallet	28 x 12 + 16 x 2	27
Cantidad	344	756

Unimen Solar se reserva el derecho de cambiar las especificaciones sin notificación previa.

Revisión 01-2014



Unimen Solar Co., Ltd  
Rahmannstraße 11  
65760 Eschborn  
Germany

Tel.: +49(0)6396 769 3872  
Fax: +49(0)6396 777 3897  
info@unimen-solar.de  
www.unimen-solar.de



**ANEXO V  
MULTIPARAMETROS**

**Instruction Manual**

---

**HI 9829  
Multiparameter Meter**

With available GPS,  
logging probe, turbidity  
and ion measurements



---

w w w . h a n n a i n s t . c o m

**TEMPERATURE**

<b>Range</b>	-5.00 to 55.00 °C; 23.00 to 131.00 °F; 268.15 to 328.15 K
<b>Resolution</b>	0.01 °C; 0.01 °F; 0.01 K
<b>Accuracy</b>	± 0.15 °C; ± 0.27 °F; ±0.15 K
<b>Calibration</b>	Automatic at 1 custom point

**pH/mV**

<b>Range</b>	0.00 to 14.00 pH; ± 600.0 mV
<b>Resolution</b>	0.01 pH; 0.1 mV
<b>Accuracy</b>	± 0.02 pH; ± 0.5 mV
<b>Calibration</b>	Automatic 1, 2 or 3 points with automatic recognition of 5 standard buffers (pH 4.01, 6.86, 7.01, 9.18, 10.01) and 1 custom buffer

**ORP**

<b>Range</b>	± 2000.0 mV
<b>Resolution</b>	0.1 mV
<b>Accuracy</b>	± 1.0 mV
<b>Calibration</b>	Automatic at 1 custom point (relative mV)

**DISSOLVED OXYGEN**

<b>Range</b>	0.0 to 500.0 % 0.00 to 50.00 ppm (mg/L)
<b>Resolution</b>	0.1 % 0.01 ppm (mg/L)
<b>Accuracy</b>	0.0 to 300.0 %: ± 1.5 % of reading or ± 1.0 % whichever is greater; 300.0 to 500.0 %: ± 3 % of reading 0.00 to 30.00 ppm (mg/L): ± 1.5 % of reading or ±0.10 ppm (mg/L) whichever is greater; 30.00 ppm (mg/L) to 50.00 ppm (mg/L): ± 3 % of reading
<b>Calibration</b>	Automatic 1 or 2 points at 0, 100 % or 1 custom point

## CONDUCTIVITY

<b>Range</b>	0 to 200 mS/cm (absolute EC up to 400 mS/cm)
<b>Resolution</b>	
<i>Manual</i>	1 $\mu$ S/cm; 0.001 mS/cm; 0.01 mS/cm; 0.1 mS/cm; 1 mS/cm
<i>Automatic</i>	1 $\mu$ S/cm from 0 to 9999 $\mu$ S/cm 0.01 mS/cm from 10.00 to 99.99 mS/cm 0.1 mS/cm from 100.0 to 400.0 mS/cm
<i>Automatic (mS/cm)</i>	0.001 mS/cm from 0.000 to 9.999 mS/cm 0.01 mS/cm from 10.00 to 99.99 mS/cm 0.1 mS/cm from 100.0 to 400.0 mS/cm
<b>Accuracy</b>	$\pm 1$ % of reading or $\pm 1$ $\mu$ S/cm whichever is greater
<b>Calibration</b>	Automatic single point, with 6 standard solutions (84 $\mu$ S/cm, 1413 $\mu$ S/cm, 5.00 mS/cm, 12.88 mS/cm, 80.0 mS/cm, 111.8 mS/cm) or custom point

## RESISTIVITY

<b>Range</b>	0 to 999999 $\Omega$ ·cm; (depending on measurement setup) 0 to 1000.0 k $\Omega$ ·cm; 0 to 1.0000 M $\Omega$ ·cm
<b>Resolution</b>	Depending on resistivity reading
<b>Calibration</b>	Based on conductivity or salinity calibration

## TDS (Total Dissolved Solids)

<b>Range</b>	0 to 400000 ppm (mg/L); (the maximum value depends on the TDS factor)
<b>Resolution</b>	
<i>Manual</i>	1 ppm (mg/L); 0.001 ppt (g/L); 0.01 ppt (g/L); 0.1 ppt (g/L); 1 ppt (g/L)
<i>Automatic</i>	1 ppm (mg/L) from 0 to 9999 ppm (mg/L) 0.01 ppt (g/L) from 10.00 to 99.99 ppt (g/L) 0.1 ppt (g/L) from 100.0 to 400.0 ppt (g/L)
<i>Automatic ppt (g/L)</i>	0.001 ppt (g/L) from 0.000 to 9.999 ppt (g/L) 0.01 ppt (g/L) from 10.00 to 99.99 ppt (g/L) 0.1 ppt (g/L) from 100.0 to 400.0 ppt (g/L)
<b>Accuracy</b>	$\pm 1$ % of reading or $\pm 1$ ppm (mg/L) whichever is greater
<b>Calibration</b>	Based on conductivity or salinity calibration

SALINITY	
<b>Range</b>	0.00 to 70.00 PSU
<b>Resolution</b>	0.01 PSU
<b>Accuracy</b>	±2% of reading or ±0.01 PSU whichever is greater
<b>Calibration</b>	Based on conductivity calibration

SEAWATER SIGMA	
<b>Range</b>	0.0 to 50.0 $\sigma_t$ , $\sigma_{\theta}$ , $\sigma_{15}$
<b>Resolution</b>	0.1 $\sigma_t$ , $\sigma_{\theta}$ , $\sigma_{15}$
<b>Accuracy</b>	± 1 $\sigma_t$ , $\sigma_{\theta}$ , $\sigma_{15}$
<b>Calibration</b>	Based on conductivity or salinity calibration

TURBIDITY	
<b>Range</b>	0.0 to 99.9 FNU; 100 to 1000 FNU
<b>Resolution</b>	0.1 FNU from 0.0 to 99.9 FNU 1 FNU from 100 to 1000 FNU
<b>Accuracy</b>	±0.3 FNU or ±2 % of reading, whichever is greater
<b>Calibration</b>	Automatic 1, 2 or 3 points at 0, 20 and 200 FNU, or custom

ISE	
Ammonium-Nitrogen	
<b>Range</b>	0.02 to 200.0 ppm Am (as $\text{NH}_4^+\text{-N}$ )
<b>Resolution</b>	0.01 ppm to 1 ppm 0.1 ppm to 200.0 ppm
<b>Accuracy</b>	±5 % of reading or 2 ppm
<b>Calibration</b>	1 or 2 point, 10 ppm and 100 ppm

Chloride	
<b>Range</b>	0.6 to 200.0 ppm Cl (as Cl <sup>-</sup> )
<b>Resolution</b>	0.01 ppm to 1 ppm 0.1 ppm to 200.0 ppm
<b>Accuracy</b>	±5 % of reading or 2 ppm
<b>Calibration</b>	1 or 2 point, 10 ppm and 100 ppm

**Nitrate-Nitrogen**

<b>Range</b>	0.62 to 200.0 ppm Ni (as NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N)
<b>Resolution</b>	0.01 ppm to 1 ppm 0.1 ppm to 200 ppm
<b>Accuracy</b>	±5 % of reading or 2 ppm
<b>Calibration</b>	1 or 2 point, 10 ppm and 100 ppm

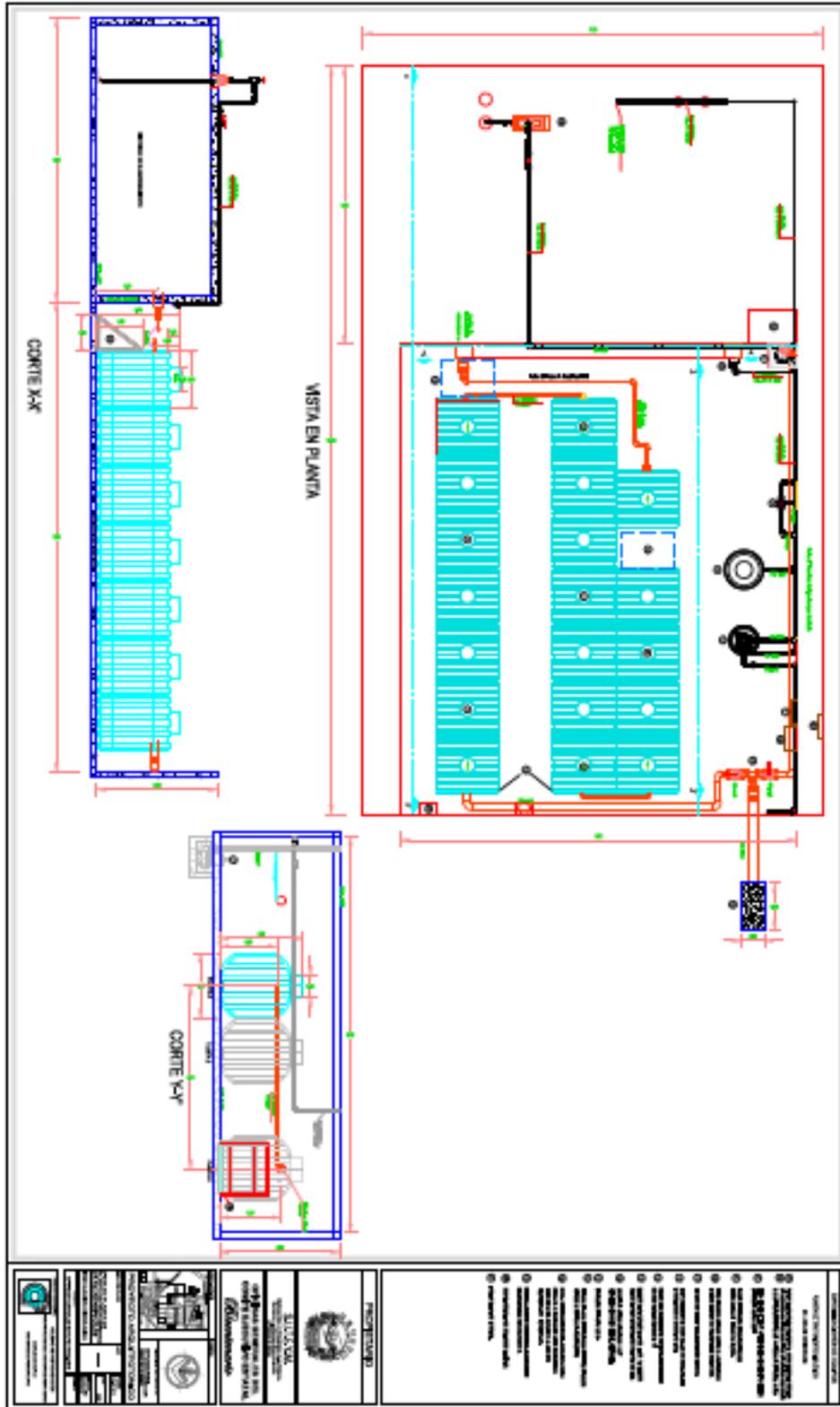
**ATMOSPHERIC PRESSURE**

<b>Range</b>	450 to 850 mm Hg; 17.72 to 33.46 in Hg; 600.0 to 1133.2 mbar; 8.702 to 16.436 psi; 0.5921 to 1.1184 atm; 60.00 to 113.32 kPa
<b>Resolution</b>	0.1 mm Hg; 0.01 in Hg; 0.1 mbar 0.001 psi; 0.0001 atm; 0.01 kPa
<b>Accuracy</b>	±3 mm Hg within ±15°C from calibration temperature
<b>Calibration</b>	Automatic at 1 custom point

**METER SPECIFICATIONS**

<b>Temperature Compensation</b>	Automatic from -5 to 55 °C (23 to 131 °F)
<b>Logging Memory</b>	44,000 records (continuous logging or log-on-demand of all parameters)
<b>Logging Interval</b>	1 second to 3 hours
<b>PC Interface</b>	USB (with HI 929829 software)
<b>Waterproof Protection</b>	IP67
<b>Environment</b>	0 to 50 °C (32 to 122 °F); RH 100 %
<b>Battery Type</b>	4 x 1.2 V, NiMH, rechargeable batteries, size C or 4 x 1.5 V alkaline, C size batteries
<b>Battery Life</b>	See below
<b>Dimensions/Weight</b>	221 x 115 x 55 mm (8.7 x 4.5 x 2.2") / 750 g (26.5 oz.)
<b>GPS</b>	12 channel receiver 10 m (30 ft) accuracy

# ANEXO VI PLANO





# ANEXO VII MALLA METALICA

## MALLA METÁLICA Y APLICACIONES

### NOCIONES TÉCNICAS

La construcción de un tejido metálico se consigue mediante el entrelazamiento de alambres que forman entre sí las mallas; estos alambres se identifican como **urdimbre** y **trama**.

Constituyen los alambres de urdimbre aquellos paralelos a la longitud del tejido, y de trama aquellos paralelos a la altura (Figura 1).

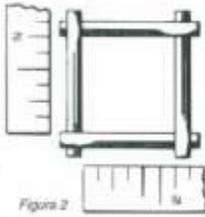
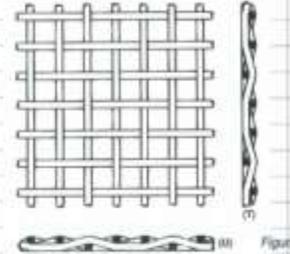


Figura 2

**Distancia entre los ejes de las mallas.** Lo representa el espacio entre la línea central de un alambre y la del otro de la misma malla (Figura 2).

**Luz de la malla:** Se entiende la abertura útil de pasaje, y la superficie de paso es la relación al tanto por ciento entre la superficie total de los ojos de las mallas y la superficie total de la tela.

**Mesh:** Lo representa el número de mallas dentro de una pulgada inglesa, equivalente a 25.4 mm. (Figura 3).

**Tipo de material:** La tela metálica puede ser tejida en todos los materiales estirables, y en particular: acero inoxidable, acero al carbón, galvanizado, latón, cobre, bronce fosfórico, etc.

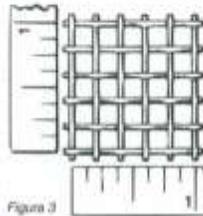
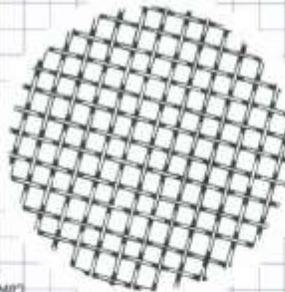


Figura 3

### DATOS PARA EL PEDIDO DE UNA MALLA

1. Tipo de material.
2. Mesh o abertura y diámetro del alambre.
3. Ancho y longitud de la malla.



Mesh 6 X 6  
calibre: 1.22 mm (0.048")

### PRINCIPALES TEJIDOS EN ACERO INOXIDABLE\*

Malla o Mesh Malla por pulgada	Diámetro de alambre		Abertura		
	Calibre	mm / pulgadas	mm	pulgadas	%
2 X 2	18	1.600 / 0.0630	11.1000	0.4370	76.4
3 X 3	18	1.600 / 0.0630	6.8600	0.2700	65.6
4 X 4	18	1.600 / 0.0630	4.7500	0.1870	56.0
4 X 4	18	1.220 / 0.0480	5.1600	0.2030	65.9
5 X 5	20	0.890 / 0.0350	4.1800	0.1640	67.7
6 X 6	18	1.220 / 0.0480	3.0500	0.1200	51.8
8 X 8	21	0.810 / 0.0320	2.3800	0.0930	55.4
10 X 10	21	0.810 / 0.0320	1.7300	0.0680	46.2
10 X 10	23	0.630 / 0.0250	1.9100	0.0750	56.3
12 X 12	24	0.560 / 0.0220	1.5200	0.0600	51.8
14 X 14	25	0.500 / 0.0200	1.3000	0.0510	51.0
16 X 16	26	0.460 / 0.0180	1.1300	0.0450	50.7
18 X 18	26	0.460 / 0.0180	0.9600	0.0380	46.4
20 X 20	27	0.410 / 0.0160	0.8600	0.0340	46.2
24 X 24	28	0.350 / 0.0140	0.7000	0.0280	44.2
30 X 30	30	0.300 / 0.0120	0.5400	0.0210	40.8
35 X 35	31	0.254 / 0.0100	0.4600	0.0190	38.8
40 X 40	31	0.250 / 0.0100	0.3800	0.0150	36.0
50 X 50	32	0.230 / 0.0090	0.2800	0.0110	30.3
60 X 60	34	0.180 / 0.0073	0.2400	0.0090	32.6
65 X 65	34	0.180 / 0.0073	0.1900	0.0070	25.7
80 X 80	38.5	0.130 / 0.0053	0.1900	0.0070	31.4
100 X 100	42	0.110 / 0.0045	0.1400	0.0060	30.3
120 X 120	43	0.090 / 0.0035	0.1220	0.0048	30.0
150 X 150	45	0.086 / 0.0026	0.1040	0.0041	37.8
165 X 165	47	0.053 / 0.0021	0.1030	0.0040	41.0
180 X 180	47	0.053 / 0.0021	0.0900	0.0035	40.7
200 X 200	47	0.053 / 0.0021	0.0730	0.0029	33.4
250 X 250	48	0.040 / 0.0016	0.0610	0.0024	36.0
325 X 325	48	0.035 / 0.0014	0.0432	0.0017	30.5
400 X 400	49	0.030 / 0.0011	0.0340	0.0013	28.2

\* Normalmente en existencia, para entrega inmediata

### FILTROS

Discos para plástico y discos con anillo metálico.



### TEJIDO HOLANDÉS

Malla o Mesh	Diámetro		Abertura en micrómetros
	mm	pulgadas	
24 X 110	0.38 X 0.25	0.0150 X 0.0100	180
50 X 250	0.14 X 0.11	0.0055 X 0.0045	82

Estimado cliente: si la tela que ud. Necesita no la encuentra en estas listas, **consúltenos**, ya que con toda seguridad podremos satisfacer sus necesidades mediante una producción especial, o bien, asesorarle con alguna alternativa que resuelva su problema.

# CRIBAS

## ABERTURA CUADRADA

Este es el tipo de criba más utilizado con aberturas hasta de 4 pulgadas; se puede fabricar hasta 2 metros de ancho por la longitud deseada. Para cribas con anchos mayores a 2 metros es conveniente fabricarlas en varios lienzos e instalarlas con soportes para obtener un máximo rendimiento en el cribado, así tenemos menor desgaste y mayor economía al sustituir los lienzos dañados únicamente, y no la pieza completa (Figura 2).

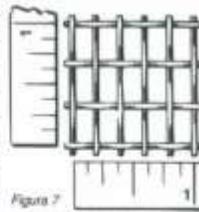


Figura 2

## ABERTURA RECTANGULAR

Este tipo de abertura se emplea cuando se desea lograr una superficie de cribado más amplia y una menor posibilidad de atascamiento (Figura 3).

Las **cribas onduladas** son utilizadas para protección; redes divisorias, cercados y aplicaciones varias.

## PRINCIPALES TEJIDOS EN CRIBAS

Clam	Calibre											
	3/8"	5/16"	1/4"	13/64"	5/32"	1/8"	7/64"	3/64"	1/16"			
A Aberto	79.0%	82.0%										
2" = 78 mm	1018	1018										
	77.4%	80.5%										
2 1/2" = 70 mm	1018	1018										
	75.5%	79.0%										
2 3/4" = 63.5 mm	1018	1018										
	70.9%	74.8%	79.0%									
2" = 51 mm	1018	1018	1018									
	67.8%	71.9%	78.6%									
1 1/2" = 44 mm	1018	1018	1018									
	64.0%	66.5%	73.4%	78.0%								
1 3/4" = 38 mm	1018	1018	1018	1018								
	59.2%	64.0%	69.4%	75.1%								
1 1/2" = 32 mm	1018	1018	1018	1018								
	52.9%	58.0%	64.0%	70.4%	75.0%	77.5%						
1" = 25 mm	1018	1018	1018	1018	1018	1018						
				1040	1040	1040						
		54.3%	60.5%	65.3%	70.0%	75.1%						
7/8" = 22 mm		1018	1018	1018	1018	1018						
				1040	1040	1040						
		49.8%	56.3%	63.4%	65.0%	71.8%	77.6%					
3/4" = 19 mm		1018	1018	1018	1018	1018	1018					
				1040	1040	1040	1040					
				58.5%	62.5%	67.6%	78.6%					
5/8" = 16 mm				1018	1018	1018	1018					
				1040	1040	1040	1040					
				52.2%	57.0%	62.0%	66.3%					
1/2" = 12.7 mm				1018	1018	1018	1018					
				1040	1040	1040	1040					
				50.0%	53.0%	58.4%	65.0%	71.5%	76.4%			
7/16" = 11 mm				1018	1018	1018	1018	1018	1018			
				1040	1040	1040	1040	1040	1040			
				45.0%	50.0%	54.1%	61.0%	67.9%	73.3%			
3/8" = 9.5 mm				1018	1018	1018	1018	1018	1018			
				1040	1040	1040	1040	1040	1040			
				45.0%	48.8%	56.0%	63.4%	69.3%				
5/16" = 7.8 mm				1018	1018	1018	1018	1018				
				1040	1040	1040	1040	1040				
				40.0%	45.0%	49.8%	57.4%	63.8%				
1/4" = 6.4 mm				1018	1018	1018	1018	1018				
				1040	1040	1040	1040	1040				
							41.1%	49.1%	56.0%			
3/16" = 4.8 mm							1018	1018	1018			
							1040	1040	1040			
										44.0%		
5/32" = 4 mm										1018		
										1040		
1/8" = 3.2 mm											44.0%	
											1018	
											1040	
3/32" = 2.3 mm												29.0%
												36.0%
												1018
												1040

## MATERIALES UTILIZADOS

Los aceros más comunes para la fabricación de las cribas son:

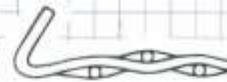
- ✓ Acero bajo contenido de carbono 1010
- ✓ Acero bajo contenido de carbono 1018
- ✓ Acero alto contenido de carbono 1040
- ✓ Acero galvanizado
- ✓ Acero inoxidable 304, 316, etc.

El acero 1018 es un acero de bajo carbono, teniendo mayor contenido de manganeso que otros aceros de este tipo; posee excelentes propiedades mecánicas y es fácilmente soldable por todos los procesos de soldadura.

El acero 1040 es un acero de alto carbono, tiene mejores propiedades de resistencia que el Aisi C-1026, y lo convierte al mismo tiempo un acero templeable. Sin embargo no es muy apropiado para someterse a procesos de soldadura. Este acero se utiliza cuando se requiere una mayor resistencia de la que puede obtenerse de aceros de bajo carbono. El empleo de un alambre de alto contenido de carbono (1040), con alta resistencia a la abrasión y a los esfuerzos vibratorios, ofrece una garantía de vida considerablemente más larga que otros materiales, así como una superficie de cribado más amplia. Se puede, por lo tanto, lograr un doble ahorro: vida larga y rendimiento más elevado del material cribado.

## ALGUNOS TIPOS DE DOBLEZ

Doble natural a 60° sin refuerzo.



Doble en ángulo con refuerzo de lámina galvanizada.



Doble recto con refuerzo de lámina galvanizada y protección de hule.



Podemos fabricar otros tipos de cribas y dobleces no incluidos en las tablas e ilustraciones presentadas; **consúltenos.**

## ANEXO VIII FILTRO



Información Técnica  
Filtración

**Cilit® - MULTIPUR BIO A - AP**  
Filtro autolimpiante automático  
Modelos: 1/2" - 1" - 1 1/4" - 1 1/2" - 2"

Noviembre 2011  
RC/06/01

### GENERALIDADES

El agua contiene cuerpos extraños como arena, partículas de óxido, virutas metálicas, estopada, etc, que pueden dañar la instalación hidráulica y los equipos y aparatos conectados a ella. Esto sucede sea cual sea su origen: pozo, manantial o red. Por ello, siempre es necesario instalar un filtro de seguridad, tal como prescriben las principales normativas europeas.

La gama de filtros Cilit® MULTIPUR BIO M es la única del mercado que puede cumplir tanto los requerimientos del CTC (Código técnico de edificación), UNE13443-1 como del Real Decreto 865/2003 para la prevención de la legionelosis, gracias a sus características y a sus mallas de filtrado intercambiables que permiten seleccionar entre 90 µm y 50 µm según la necesidad.

Su sistema único de malla con baño de plata en la parte externa del filtro asegura el perfecto funcionamiento del sistema bacterioestático con cualquier grado de ensuciamiento.

### APLICACIÓN

El filtro autolimpiante automático Cilit® MULTIPUR BIO A - AP, para aguas potables, elimina las partículas sólidas presentes en el agua, garantizando la protección de la instalación frente a averías provocadas por estas impurezas por taponamiento y bloqueo de automatismos y válvulas mezcladoras, así como frente a procesos de corrosión que las partículas extrañas al agua provocan por un mecanismo de aireación diferencial.

El filtro de protección Cilit® MULTIPUR BIO A - AP puede incorporar de forma opcional un reductor de presión de características y calidad avanzadísimas, con el que se logra la doble función de filtrar el agua y, a la vez, reducir la presión de entrada a los valores ideales para un correcto funcionamiento de toda la instalación.

### DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO

El filtro autolimpiante Cilit® MULTIPUR BIO A - AP está compuesto por un cuerpo de bronce con un bloque en su parte superior, el cual aloja en su interior los mecanismos de lavado.

Estos mecanismos se accionan en forma totalmente automática por tiempo programado (modelo Cilit® MULTIPUR BIO A) o bien por tiempo y presión diferencial (modelo Cilit® MULTIPUR BIO AP). En este último modelo el lavado se produce en el tiempo programado o antes si, como consecuencia del ensuciamiento del elemento filtrante, se alcanza una presión diferencial superior a 0,8 bar.

El cuerpo de bronce del filtro se conecta a la tubería mediante una pieza de conexión, también de bronce, orientable a 360° (sistema MODUL de 1/2" a 1 1/4").

Este sistema permite instalar un filtro sin modificar la instalación e independientemente del flujo del agua (de derecha a izquierda, de arriba hacia abajo y viceversa).

El cuerpo del filtro va roscado a un vaso transparente en el interior del cual está alojado el elemento filtrante.

Durante el proceso de lavado realizado al girar el volante superior, el elemento filtrante se limpia a contracorriente con agua filtrada garantizando una alta eficacia de lavado.

Las impurezas evacuadas durante el lavado pasan a la cámara inferior de filtro y, a través de la válvula de cierre de seguridad, salen por un adaptador colocado en la parte inferior.

Este adaptador realizado según las normativas europeas para aguas potables, impide siempre la posibilidad de contacto, aunque sea accidental entre el agua del desagüe y el agua a filtrar.



El filtro Cilit® MULTIPUR BIO A, de forma opcional dispone también de un reductor de presión que puede ser incorporado en el grupo de conexión a la tubería orientable a 360°.

### VENTAJAS

El filtro Cilit® MULTIPUR BIO A se lava de forma automática. Este proceso de lavado dura unos pocos segundos.

El filtro Cilit® MULTIPUR BIO A - AP garantiza la máxima seguridad higiénica el lavado se efectúa sin necesidad de manipular el elemento filtrante.

El elemento filtrante del Cilit® MULTIPUR BIO AP es del tipo permanente; no debe, por consiguiente, sustituirse sino tras larguísimos periodos de tiempo cuando esté realmente desgastado ya que su limpieza está garantizada por el lavado, que dura unos pocos segundos.

El filtro Cilit® MULTIPUR BIO AP está construido de manera que su instalación resulta muy sencilla. El sistema de conexión orientable a 360° permite su acoplamiento en tramos de tubería horizontal o vertical y para todas las direcciones de flujo del agua.

Para el montaje del Cilit® MULTIPUR BIO A-AP no es necesario distanciar los tubos de la pared, ya que la pieza de conexión orientable permite su instalación a ras de pared.

Las piezas de conexión del filtro a la tubería son todas de bronce, por lo cual, no surgirán problemas por causa de las tensiones o distorsiones a las que inevitablemente están sometidas las instalaciones de agua, y que a veces provocan roturas en los filtros de plástico.

La capacidad filtrante del filtro Cilit® MULTIPUR BIO A-AP, responde plenamente a las exigencias relativas a los problemas de corrosión por aireación diferencial y proporciona agua perfectamente filtrada.

Dada la simplicidad de la acción del lavado, si ésta se efectúa frecuentemente, la pérdida de carga que el filtro Cilit® MULTIPUR BIO A-AP origina es insignificante.

El filtro Cilit® MULTIPUR BIO A-AP en su versión COMBI incorpora de forma opcional un reductor de presión de extraordinaria calidad.

Cada uno de los componentes del filtro Cilit® MULTIPUR BIO A-AP está construido cumpliendo todas las exigencias en vigor y con el nivel más alto de la moderna tecnología.

## COMPONENTES

El suministro del Cilit® MULTIPUR BIO A-AP comprende:

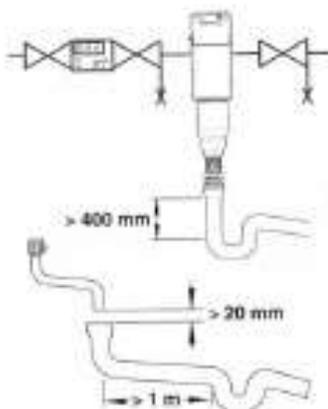
- Tapa de protección de plástico.
- Volante de accionamiento de lavado.
- Pieza de conexión de bronce orientable. Sistema MODUL para 1/4" hasta 1 1/4" y fija con tornillos para modelos de 1 1/2" y 2".
- Taza transparente.
- Dos piezas para conexión de desagüe; para desagüe libre y para conexión a manguera.
- Elemento filtrante con baño de plata



Pieza conexión Modul MULTIPUR BIO M 1/4" - 1 1/4"



Pieza conexión Modul MULTIPUR BIO M opción COMBI 1/4" - 1 1/4"



Pieza MULTIPUR BIO M 1 1/2" - 2"

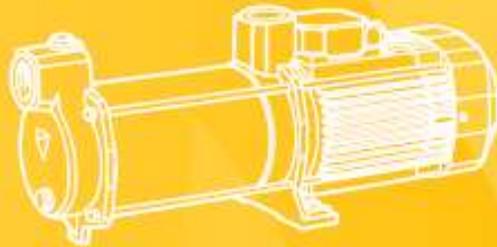


Pieza conexión MULTIPUR BIO M opción Combi 1 1/2" - 2"

CILIT MULTIPUR A/AP Tipo		3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"
Enlaces	DN	20	25	32	40	50
Caudal	m³/h	3,5	4,5	5	9	11
Pérdida de carga	bar	0,2				
Presión mín./máx	bar	2,5 durante el lavado a contracorriente / 16				
Presión salida modelo COMBI	bar	2-6				
Temperatura máx. agua/ambiente	°C	30/40				
Grado de filtración		90				
Conexión eléctrica		230 / 50-60 (funcionamiento del equipo a 24 V)				
Altura del filtro	mm	460	460	460	460	460
Long. montaje incl. enlaces	mm	210	205	238	240	260
Código artículo MULTIPUR A		1013.02B	1013.03B	1013.04B	1013.05B	1013.06B
Código artículo MULTIPUR AP		1013.12B	1013.13B	1013.14B	1013.15B	1013.16B

La presente información técnica tiene en cuenta la experiencia de la sociedad y se aplica para un uso normal del producto, según descrito en el presente documento; otro tipo de aplicaciones deben autorizarse particularmente. En casos muy concretos y difíciles es necesario establecer un acuerdo con nuestro Servicio de Asistencia Técnica que cubra todo el territorio nacional con el fin de poder controlar los resultados y aprobar las posibles conexiones. CILIT se reserva el derecho a cualquier modificación de sus propios productos. Queda prohibida la reproducción total o parcial de esta documentación que es propiedad de la Sociedad.

**ANEXO IX**  
**BOMBA MULTIPASOS**



**SERIE PRISMA**

18, 25, 35H Y 45H

Bomba multietapas horizontal

FICHA TÉCNICA

## BOMBAS CENTRÍFUGAS MULTITAPAS HORIZONTALES ESPA Serie PRISMA

MODELO / CÓDIGO ICH	HP	KW	AMP.	ALBES Y VOLTS	CONEXIÓN (Ø)	SECCIÓN Y DESEMBA (PULGADAS)	DIÁMETRO MÁXIMO RECOMENDADO PARA TUBERÍA DE SUCCIÓN (PULGADAS)	PRESIÓN AL CEBRO * en Psi	CAUDAL (GPM)						PISO (ft)	
									14 in 35.4 gal	23 in 58.8 gal	33 in 82.8 gal	42 in 106.8 gal	52 in 130.8 gal	62 in 154.8 gal		
PRISMA15-3/1115	1/3	0.07	5.8	1 x 115	13			34 / 88	62	50	38					8.6
PRISMA15-3/1115	3/4	0.55	8.5	1 x 115	30			50 / 71	70	63	50	32				8.2
PRISMA15-3/1230	3/4	0.51	8.7	1 x 120	16			50 / 71	70	63	50	32				8.2
PRISMA25-3/1115	1	0.75	11.5	1 x 115	60			34 / 88	130	108	55					14
PRISMA25-3/1230	1	0.75	6	1 x 120	16	2" x 1"	1.25"	34 / 88	130	108	55					14
PRISMA25-3/1115	1.5	1.1	16.5	1 x 115	60			50 / 71	No operar en este punto	135	112	80				16.5
PRISMA25-3/1230	1.5	1.1	8.3	1 x 120	25			50 / 71	No operar en este punto	135	112	80				16.5
PRISMA25-4/1230	2	1.5	12	1 x 120	30			66 / 93	No operar en este punto	No operar en este punto	132	117	82	65		21.2
PRISMA25-4/3230	2	1.5	6.5/8	3/220/440	-			66 / 93	No operar en este punto	No operar en este punto	132	117	82	65		18.5
PRISMA35N-3/1230	1.5	1.1	9.6	3/220	30			42 / 59	200	170	125	50				16.7
PRISMA35N-3/3234	1.5	1.1	5.2/3	3/220/440	-			42 / 59	200	170	125	50				19.4
PRISMA35N-3/3234	2	1.5	8.4/5	3/220/440	-	1.25" x 1.25"	1.5"	64 / 90	No operar en este punto	200	175	144	107	50		22.4
PRISMA35N-4/3234	3	2.2	9/5	3/220/440	-			78 / 110	No operar en este punto	200	180	157	130	100		22.8
PRISMA45N-3/1230	2	1.5	10.5	1 x 120	60			38 / 53	270	230	150					22.5
PRISMA45N-3/3234	2	1.5	8.7/4.7	3/220/440	-	1.5" x 1.25"	2"	38 / 53	270	230	150					20.1
PRISMA45N-3/3234	3	2.2	8.6/4.7	3/220/440	-			55 / 78	285	273	225	177	100			22.9

Nota: Las bombas PRISMA se fabrican y vienen conectadas de fábrica en 220V y se les puede cambiar la conexión a 440V si fuera necesario.

