

UNIVERSIDAD DE SALAMANCA

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“PROCESO PACT COMO ALTERNATIVA A LOS
MÉTODOS CONVENCIONALES DE DEPURACIÓN DE
AGUAS: APLICACIÓN EN EFLUENTES PROCEDENTES
DE LA FABRICACIÓN DE PRIMERAS MATERIAS
PLÁSTICAS”**

Javier Rodríguez Salvador

Salamanca

2011

UNIVERSIDAD DE SALAMANCA

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**Memoria elaborada para optar al grado de Doctor en
Ingeniería Química por la Universidad de Salamanca**

Javier Rodríguez Salvador

Salamanca

2011



**UNIVERSIDAD
DE SALAMANCA**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA Y TEXTIL**

Plaza de los Caídos, nº 1-5 37008 – Salamanca (Spain)
Tel . (34) 923294479 Fax . (34) 923294514 ó 923294574
Web: www.usal.es/~ingquimica - e-mail: dpto.iqyt@usal.es

D. CARLOS COSTA PÉREZ, Profesor Titular de Ingeniería Química, y **DÑA. MARÍA DEL CARMEN MÁRQUEZ MORENO**, Profesora Titular de Ingeniería Química, ambos pertenecientes a la Universidad de Salamanca

INFORMAN

Que la memoria titulada “Proceso PACT como alternativa a los métodos convencionales de depuración de agua: aplicación en efluentes procedentes de fabricación de primeras materias plásticas” que para optar al Grado de Doctor en Ingeniería Química presenta **D. JAVIER RODRÍGUEZ SALVADOR**, ha sido realizada bajo nuestra dirección en el Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca.

Que considerando que constituye un Trabajo de Tesis, se autoriza su presentación ante la Comisión de Tercer Ciclo de la Universidad de Salamanca.

Y para que así conste, firman el presente informe en Salamanca a 2 de Junio de 2011.

Fdo. Carlos Costa Pérez

Fdo. M^a del Carmen Márquez Moreno

Agradecimientos

Quisiera mostrar mi más sincero agradecimiento a los directores de esta Tesis Doctoral, Profesor Dr. D. Carlos Costa Pérez, y Profesora Dra. Dña. María del Carmen Márquez Moreno, del Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca por la confianza depositada en mí para este Proyecto así como por sus enseñanzas, consejos y recomendaciones. También por su enorme paciencia y comprensión.

A la Universidad de Salamanca y, en especial, al Departamento de Ingeniería Química y Textil; mi satisfacción por poder desarrollar esta investigación en un entorno y condiciones insuperables.

A Lorena, gracias por haber compartido conmigo tantos momentos durante la realización de esta Tesis. Tu apoyo y amor me sirvieron de estímulo para completar esta investigación.

A mi madre por todo lo que me ha dado en esta vida.

A mis hermanos y abuela, por estar ahí siempre que los he necesitado.

A mis compañeros de laboratorio y amigos.

Y a todas aquellas personas que han intervenido, de manera directa o indirecta, en la realización de esta investigación.

A mi padre

ÍNDICE

1.- Introducción.	1
1.1.- Industria petroquímica.	3
1.2.- Industria plástica.	8
1.3.- Tratamiento de los efluentes residuales.	11
1.3.1. Selección del proceso de tratamiento.	12
2.- Fundamento teórico.	15
2.1.- Tratamientos para la depuración de aguas residuales.	17
2.2.- Proceso PACT.	21
2.2.1.- El carbón activo.	22
2.2.1.1.- Producción de carbones activados.	23
2.2.1.2.- Heterogeneidad física y química.	24
2.2.1.3.- Tipos de carbones activados.	27
2.2.1.4.- Mecanismo de adsorción.	27
2.2.2.- Tratamiento de fangos activos.	31
2.2.2.1.- Fundamento.	35
2.2.2.2.- Tipos de procesos de fangos activos.	37
2.2.2.3.- Microbiología de un fango activado.	41
2.3.- Mecanismos del proceso PACT.	45
2.4.- Relaciones para el diseño y el control del proceso PACT.	48
2.4.1.- Tiempo de residencia hidráulico.	48
2.4.2.- Relación alimento-microorganismos (relación F / M).	48
2.4.3.- Tasa de utilización específica.	49
2.4.4.- Tiempo de retención celular.	50
2.4.5.- Relación PAC / Biomasa.	50
2.5.- Cinética del proceso PACT.	51
2.5.1.- Modelos dinámicos de fangos activos	55
2.5.1.1.- Modelos ASM1.	57
3.- Objetivos.	69
4.- Materiales y métodos.	75
4.1.- Aceites y grasas.	77
4.1.1.- Fundamento.	77
4.1.2.- Instrumental.	77
4.1.3.- Reactivos.	77
4.1.4.- Procedimiento.	77
4.1.5.- Cálculo.	78
4.2.- Análisis microbiológico (microscopía electrónica).	78
4.2.1.- Fundamento.	78
4.2.2.- Instrumental.	78
4.2.3.- Reactivos y procedimiento.	79
4.3.- Análisis microbiológico (microscopía óptica).	79
4.3.1.- Fundamento.	79
4.3.2.- Instrumental.	80
4.3.3.- Reactivos.	80

4.3.4.- Procedimiento.	80
4.4.- Caudal.	81
4.4.1.- Fundamento.	81
4.4.2.- Instrumental.	81
4.4.3.- Procedimiento.	81
4.4.4.- Cálculo.	81
4.5.- Conductividad.	81
4.5.1.- Fundamento.	81
4.5.2.- Instrumental.	82
4.5.3.- Reactivos.	82
4.5.4.- Procedimiento.	82
4.5.5.- Cálculo.	82
4.6.- Cianuro libre.	82
4.6.1.- Fundamento.	82
4.6.2.- Instrumental.	83
4.6.3.- Reactivos.	83
4.6.4.- Procedimiento.	84
4.6.5.- Cálculo.	84
4.7.- Concentración de biomasa.	85
4.7.1.- Fundamento.	85
4.7.2.- Instrumental.	85
4.7.3.- Procedimiento.	86
4.7.4.- Cálculo.	86
4.8.- Concentración de carbón activo.	87
4.8.1.- Fundamento.	87
4.8.2.- Instrumental.	87
4.8.3.- Reactivos.	88
4.8.4.- Procedimiento.	88
4.8.5.- Cálculo.	88
4.9.- Demanda bioquímica de oxígeno.	89
4.9.1.- Fundamento.	89
4.9.2.- Instrumental.	89
4.9.3.- Reactivos.	90
4.9.4.- Procedimiento.	90
4.9.4.- Cálculo.	91
4.10.- Demanda química de oxígeno.	91
4.10.1.- Fundamento.	91
4.10.2.- Instrumental.	93
4.10.3.- Reactivos.	94
4.10.4.- Procedimiento.	94
4.10.4.- Cálculo.	95
4.11.- Fenol.	95
4.11.1.- Fundamento.	95
4.11.2.- Instrumental.	95
4.11.3.- Reactivos.	96
4.11.4.- Procedimiento.	96
4.11.4.- Cálculo.	96
4.12.- Fósforo.	96
4.12.1.- Ortofosfato.	97
4.12.1.1.- Fundamento.	97

4.12.1.2.- Instrumental.	98
4.12.1.3.- Reactivos.	98
4.12.1.4.- Procedimiento.	99
4.12.1.5.- Cálculo.	99
4.12.2.- Fósforo total.	99
4.12.2.1.- Fundamento.	99
4.12.2.2.- Instrumental.	100
4.12.2.3.- Reactivos.	100
4.12.2.4.- Procedimiento.	101
4.12.2.5.- Cálculo.	101
4.13.- Metales.	102
4.13.1.- Fundamento.	102
4.13.2.- Instrumental.	102
4.13.3.- Reactivos.	102
4.13.4.- Procedimiento.	102
4.14.- Nitrógeno.	102
4.14.1.- Nitrato.	104
4.14.1.1.- Fundamento.	104
4.14.1.2.- Instrumental.	105
4.14.1.3.- Reactivos.	105
4.14.1.4.- Procedimiento.	105
4.14.1.5.- Cálculo.	106
4.14.2.- Nitrógeno amoniacal (método de electrodo selectivo).	106
4.14.2.1.- Fundamento.	106
4.14.2.2.- Instrumental.	106
4.14.2.3.- Reactivos.	106
4.14.2.4.- Procedimiento.	106
4.14.2.5.- Cálculo.	107
4.14.3.- Nitrógeno amoniacal (método titulométrico).	107
4.14.3.1.- Fundamento.	107
4.14.3.2.- Instrumental.	108
4.14.3.3.- Reactivos.	108
4.14.3.4.- Procedimiento.	108
4.14.3.5.- Cálculo.	109
4.14.4.- Nitrógeno total.	109
4.14.4.1.- Fundamento.	109
4.14.4.2.- Instrumental.	109
4.14.4.3.- Reactivos.	110
4.14.4.4.- Procedimiento.	110
4.14.4.5.- Cálculo.	111
4.15.- Oxígeno disuelto.	111
4.15.1.- Fundamento.	111
4.15.2.- Instrumental.	111
4.15.3.- Procedimiento.	111
4.15.4.- Cálculo.	111
4.16.- Oxígeno disuelto (reactor biológico).	112
4.16.1.- Fundamento.	112
4.16.2.- Instrumental.	112
4.16.3.- Reactivos.	112
4.16.4.- Procedimiento.	112

4.16.5.- Cálculo.	113
4.17.- pH.	113
4.17.1.- Fundamento.	113
4.17.2.- Instrumental.	113
4.17.3.- Reactivos.	114
4.17.4.- Procedimiento.	114
4.17.5.- Cálculo.	114
4.18.- pH (reactor biológico).	114
4.18.1.- Fundamento.	114
4.18.2.- Instrumental.	114
4.18.3.- Reactivos.	114
4.18.4.- Procedimiento.	114
4.18.5.- Cálculo.	115
4.19.- Potencial redox (reactor biológico).	115
4.19.1.- Fundamento.	115
4.19.2.- Instrumental.	115
4.19.3.- Reactivos.	116
4.19.4.- Procedimiento.	116
4.19.5.- Cálculo.	116
4.20.- Sólidos.	116
4.20.1.- Sólidos totales.	116
4.20.1.1.- Fundamento.	116
4.20.1.2.- Instrumental.	117
4.20.1.3.- Procedimiento.	117
4.20.1.4.- Cálculo.	118
4.20.2.- Sólidos fijos y volátiles.	118
4.20.2.1.- Fundamento.	118
4.20.2.2.- Instrumental.	118
4.20.2.3.- Procedimiento.	118
4.20.2.4.- Cálculo.	119
4.20.3.- Sólidos en suspensión.	119
4.20.3.1.- Fundamento.	119
4.20.3.2.- Instrumental.	120
4.20.3.3.- Procedimiento.	120
4.20.3.4.- Cálculo.	120
4.21.- Temperatura (reactor biológico).	121
4.21.1.- Fundamento.	121
4.21.2.- Instrumental.	121
4.21.3.- Procedimiento.	121
4.21.4.- Cálculo.	121
4.22.- Métodos estadísticos	121
4.22.1.- Modelo unifactorial de efectos fijos.	122

5.- Desarrollo experimental y discusión de resultados. 131

5.1.- Puesta en marcha del proceso PACT.	133
5.1.1.- Caracterización del agua residual.	133
5.1.2.- Instalación de la planta de tratamiento de aguas residuales.	135
5.1.3.- Control de la planta del proceso PACT.	136
5.1.4.- Resultados de depuración.	137

5.1.5.- Puesta en marcha del sistema.	138
5.1.6.- Evolución de la planta.	139
5.1.6.1.- DQO.	139
5.1.6.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	140
5.1.6.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	143
5.1.6.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	144
5.1.6.5.- Relación F / M.	146
5.1.6.6.- Análisis microbiológico.	146
5.2.- Proceso PACT a diferentes temperaturas: operación a 35-39 °C y tratamiento a 45-48 °C.	149
5.2.1.- DQO.	149
5.2.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	155
5.2.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	158
5.2.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	159
5.2.5.- Relación F / M.	162
5.2.6.- Tiempo de retención celular.	163
5.2.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	165
5.2.8.- Fenol residual.	166
5.2.9.- Sólidos residuales.	167
5.2.10.- pH efluente y reactor.	168
5.2.11.- Análisis microbiológico.	169
5.2.12.- Aspectos de operación y diseño del proceso PACT.	175
5.3.- Operación en presencia de cianuros.	176
5.3.1.- DQO.	177
5.3.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	178
5.3.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	181
5.3.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	182
5.3.5.- Relación F / M.	184
5.3.6.- Tiempo de retención celular.	185
5.3.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	186
5.3.8.- Fenol residual.	187
5.3.9.- Sólidos residuales.	188
5.3.10.- Cianuros libres.	189
5.3.11.- Análisis microbiológico.	190
5.4.- Operación con sulfato amónico: efecto de la variación del $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ en la alimentación.	196
5.4.1.- DQO.	196
5.4.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	197
5.4.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	199
5.4.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	200
5.4.5.- Relación F / M.	202
5.4.6.- Tiempo de retención celular.	203
5.4.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	204
5.4.8.- Fenol residual.	208
5.4.9.- Sólidos residuales.	209
5.4.10.- Análisis microbiológico.	209

5.5.- Optimización de la concentración de biomasa.	213
5.5.1.- DQO.	213
5.5.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	216
5.5.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	218
5.5.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	219
5.5.5.- Relación F / M.	221
5.5.6.- Tiempo de retención celular.	222
5.5.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	224
5.5.8.- Fenol residual.	225
5.5.9.- Sólidos residuales.	226
5.5.10.- Análisis microbiológico.	227
5.6.- Optimización de la relación PAC / Biomasa.	229
5.6.1.- DQO.	229
5.6.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	230
5.6.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	232
5.6.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	233
5.6.5.- Relación F / M.	236
5.6.6.- Tiempo de retención celular.	237
5.6.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	238
5.6.8.- Fenol residual.	240
5.6.9.- Sólidos residuales.	240
5.6.10.- Análisis microbiológico.	241
5.7.- Optimización del tiempo de retención celular.	247
5.7.1.- DQO.	247
5.7.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	250
5.7.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	252
5.7.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	253
5.7.5.- Relación F / M.	255
5.7.6.- Tiempo de retención celular.	256
5.7.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	257
5.7.8.- Fenol residual.	259
5.7.9.- Sólidos residuales.	259
5.7.10.- Análisis microbiológico.	260
5.8.- Optimización del tiempo de residencia hidráulico: operación con carga elevada (DQO de 26000 mg/l).	264
5.8.1.- DQO.	264
5.8.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	268
5.8.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	270
5.8.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	271
5.8.5.- Relación F / M.	273
5.8.6.- Tiempo de retención celular.	274
5.8.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	275
5.8.8.- Fenol residual.	277
5.8.9.- Sólidos residuales.	278
5.8.10.- Análisis microbiológico.	279

5.9.- Optimización del tiempo de residencia hidráulico: operación con carga media (DQO de 20000 mg/l).	283
5.9.1.- DQO.	283
5.9.2.- Temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.	286
5.9.3.- Tiempo de residencia hidráulico.	289
5.9.4.- Concentraciones de biomasa y carbón activo.	290
5.9.5.- Relación F / M.	292
5.9.6.- Tiempo de retención celular.	293
5.9.7.- Nutrientes: fósforo y nitrógeno residuales.	294
5.9.8.- Fenol residual.	295
5.9.9.- Sólidos residuales.	296
5.9.10.- Análisis microbiológico.	297
5.10.- Aspectos en la optimización del tiempo de residencia hidráulico para operación con carga elevada y media.	300
5.10.1.- DQO.	300
5.10.2.- Relación F / M.	300
5.10.3.- Tiempo de retención celular.	301
5.11.- Modelo de predicción de DQO.	302
6.- Conclusiones.	323
7.- Nomenclatura.	333
8.- Bibliografía.	339
9.- Apéndices.	359
Apéndice I.- Puesta en marcha del proceso PACT.	361
Apéndice II.- Proceso PACT a diferentes temperaturas: operación a 35-39 °C y tratamiento a 45-48 °C.	365
Apéndice III.- Operación en presencia de cianuros.	379
Apéndice IV.- Operación con sulfato amónico: efecto de la variación del (NH ₄) ₂ SO ₄ en la alimentación.	392
Apéndice V.- Optimización de la concentración de biomasa.	410
Apéndice VI.- Optimización de la relación PAC / Biomasa.	441
Apéndice VII.- Optimización del tiempo de retención celular.	458
Apéndice VIII.- Optimización del tiempo de residencia hidráulico: operación con carga elevada (DQO de 26000 mg/l).	472
Apéndice IX.- Optimización del tiempo de residencia hidráulico: operación con carga media (DQO de 20000 mg/l).	506
Apéndice X.- Modelo de predicción de DQO	544
Apéndice XI.- Índice de figuras.	556
Apéndice XII.- Índice de tablas.	563

1.- INTRODUCCIÓN

Mucho antes del desarrollo de los plásticos sintéticos actuales, algunos materiales presentes en la naturaleza muestran características singulares como ligereza, solidez, resistencia al agua, translucidez y capacidad de moldeo. Objetos de asta natural, goma laca, gutapercha o caucho constituyeron los primeros plásticos naturales por sus excelentes propiedades intrínsecas. Estos polímeros junto con otras sustancias naturales modificadas mediante tratamientos químicos (caucho vulcanizado, 1844; nitrato de celulosa, 1868) sirvieron de base para el inicio de nuevos productos industriales (baquelita, 1909; y derivados). Estos materiales de síntesis, fabricados a partir de compuestos de fenol y formaldehído, establecieron los primeros plásticos artificiales y abrieron el camino para el desarrollo posterior de multitud de polímeros de origen sintético.

El término plástico (del griego πλαστικός, formar o preparar para moldeado) se puede definir, según la Society of the Plastics Industry, como “cualquiera de los materiales pertenecientes a un extenso y variado grupo que consta en su totalidad o parcialmente de combinaciones de carbono con oxígeno, nitrógeno, hidrógeno y otros elementos orgánicos o inorgánicos que, aunque son sólidos en su estado final, en ciertas etapas de su fabricación existen como líquidos y, por lo tanto, presentan la capacidad de ser conformados en diversas formas, generalmente por aplicación, ya sea por separado o en combinación, de presión y calor” (Richardson & Lokensgard, 2000). Por tanto, los plásticos a parte de englobar aquellos cuerpos sólidos que presentan una elasticidad limitada también incluyen materiales con formas de presentación tan diversa como aceites, adhesivos, barnices, elastómeros (termoplásticos), espumas, fibras, hidrogeles, pinturas, resinas o vidrios orgánicos entre otros.

En general, los elementos implicados, el número de átomos, el tipo de enlace así como la disposición de los meros determinan la estructura del polímero y, por consiguiente, definen sus características y aplicaciones. Aunque los productos plásticos no están formados en su totalidad de polímero (normalmente se combinan con diversos aditivos para modificar sus propiedades y adecuarlos a las necesidades del mercado y de la aplicación) sí que representan la fracción más importante del proceso de producción. En esta fabricación, el petróleo como materia prima básica fundamental y, en menor medida, el gas natural, el carbón o la sal común desempeñan un papel esencial ya que a partir de estos recursos naturales se inicia el proceso de elaboración de los plásticos artificiales.

1.1.- INDUSTRIA PETROQUÍMICA.

La base de la industria petroquímica es el petróleo ya que, junto con el gas natural, representa la materia prima de partida para este tipo de proceso. El petróleo (crudo) se encuentra presente en la naturaleza generalmente en estado líquido con un color que puede tornar desde el verde hasta el negro, con una densidad variable (dependiendo de la relación atómica H/C) y una viscosidad característica. El crudo está formado principalmente por moléculas de hidrocarburos que son compuestos de H y C aunque también es posible encontrar otros elementos como el S, el O, el N, el Ni y el V pero en cantidades relativamente bajas según la zona geográfica de extracción. El petróleo se encuentra constituido de mezclas de un número muy elevado de sustancias de carbono e hidrógeno y puede presentarse como hidrocarburos alifáticos saturados (alcanos o parafinas), isoalcanos, hidrocarburos cíclicos saturados (cicloalcanos o naftenos), hidrocarburos aromáticos, hidrocarburos alifáticos insaturados (alquenos u olefinas) y compuestos indefinidos químicamente (asfaltenos). Los métodos analíticos

permiten identificar perfectamente aquellas especies presentes en las fracciones menos pesadas del petróleo (hasta el carbono 8-10), sin embargo, para moléculas con un número superior el análisis resulta más difícil por la existencia de isómeros y de sustancias con estructuras mixtas. La complejidad y el elevado número de especies en el crudo tiende a considerar el petróleo como un conjunto de fracciones, más que de especies, considerando estas partes como aquellas porciones en que puede dividirse el crudo en función de la distinta volatilidad de los diferentes hidrocarburos que lo componen (figura 1.1).

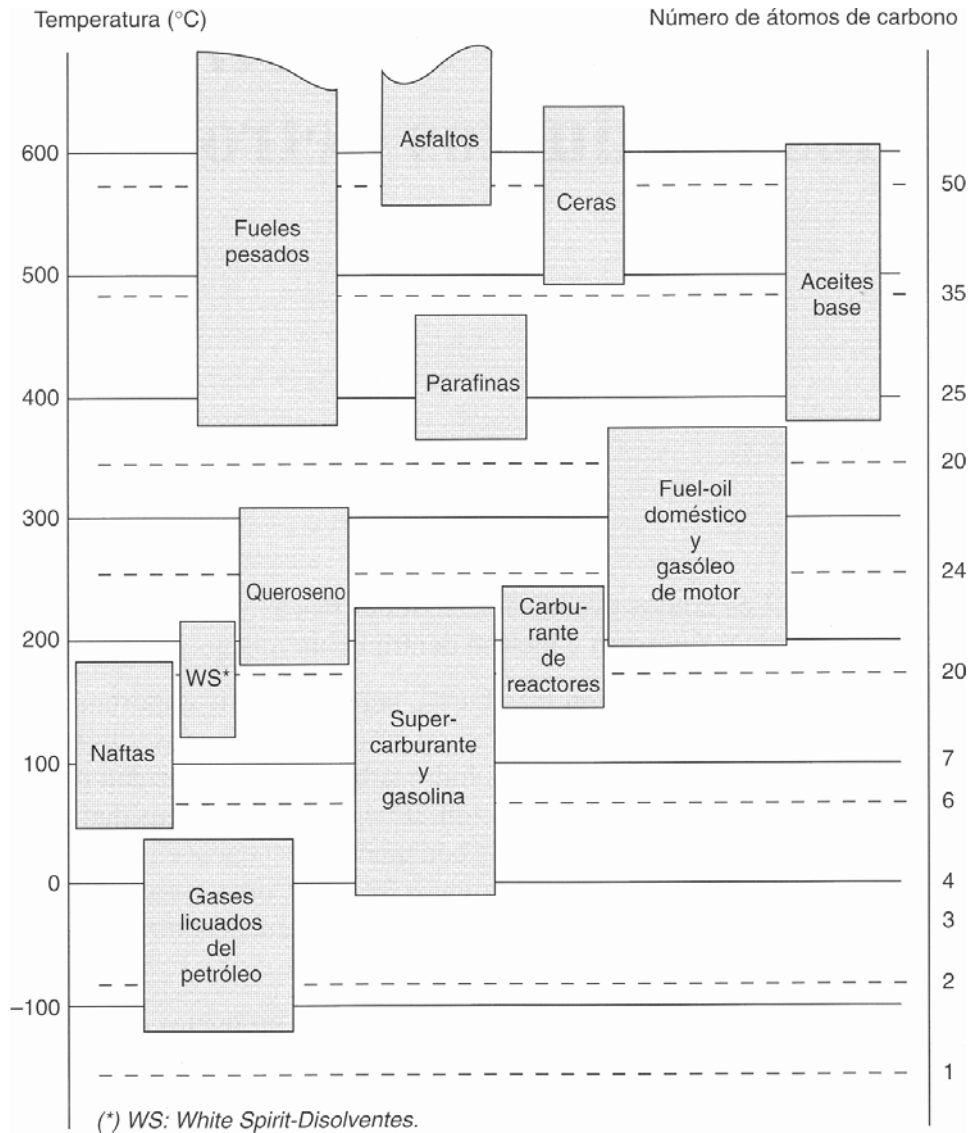


Figura 1.1. Principales productos petrolíferos, intervalos de temperatura de ebullición y de números de átomos de carbono (Wauquier, 2004).

La explotación del petróleo se divide en dos fases: “upstream” y “downstream”. La etapa upstream comprende la prospección, el sondeo, la extracción y el transporte (operaciones previas a la entrada del crudo en las refinerías) mientras que la downstream consiste en el refinado del petróleo, su transformación petroquímica y

comercialización. Posiblemente el proceso más importante sea el refinado en el que se pretende básicamente eliminar la presencia de heteroátomos de S, O, N, Ni y V ya que son la causa de numerosos problemas en la industria del petróleo (pueden ocasionar problemas de contaminación, de envenenamiento de catalizadores y de corrosión) y obtener de esta forma los productos deseados. Las técnicas para el refino del crudo se encuentran agrupadas en los siguientes procesos (Wauquier, 2004):

- Etapas de separación que fragmentan la carga en fracciones más simples o más estrechas.
- Etapas de transformación que producen nuevos compuestos con características apropiadas a la utilización del producto.
- Etapas de acabado que eliminan (normalmente por hidrogenación) los compuestos indeseables.
- Etapas de protección del medio ambiente que tratan los gases de refinería, humos y aguas residuales.

Procesos de separación.

El primer tratamiento al que se somete al crudo antes de su fraccionamiento es una operación de lavado con agua y sosa con el propósito de extraer las sales que contiene el petróleo y evitar de esta forma la corrosión ácida y reducir el ensuciamiento y los depósitos. Posteriormente, el crudo se destila a presión atmosférica y a una temperatura inferior a 450 °C en diferentes fracciones dependiendo del destino fijado para los productos. Esta separación por efecto de la temperatura no origina nuevos compuestos sino que divide los distintos componentes del petróleo según sea su punto de ebullición. El conocimiento de las características fisicoquímicas del petróleo resulta fundamental pues condiciona su tratamiento (el crudo presenta propiedades físicas y químicas muy variables según sea su procedencia y su composición) de modo que una adecuada caracterización es primordial para atender a las necesidades del mercado.

Los principales productos de esta destilación primaria son:

- gases de refinerías
- gases licuados de petróleo (propano/butano)
- naftas (ligeras/pesadas)
- querosenos, petróleos lampantes, combustibles de aviación
- gasóleos de automoción y gasóleo de calefacción
- fuelóleos pesados industriales

Una vez realizada la primera separación, tiene lugar el fraccionamiento del producto de colas en un sistema análogo aunque en esta ocasión la destilación trabaja a vacío. Esta operación complementaria va a permitir extraer destilados pesados que pueden sufrir transformaciones posteriores o pueden utilizarse como aceites lubricantes. El tratamiento del residuo de vacío, que contiene principalmente las impurezas del crudo, mediante extracción con disolventes (desasfaltado) permite recuperar los últimos hidrocarburos que todavía son fácilmente transformables, aceites desasfaltados. El residuo de esta última operación de separación forma el asfalto y en él se concentra la mayoría de las impurezas.

La figura 1.2 muestra un esquema de refino que comprende la destilación atmosférica y a vacío así como la posición de la unidad de desasfaltado en el esquema

del refinado del petróleo. La figura presenta además los principales productos obtenidos en los procesos de separación.

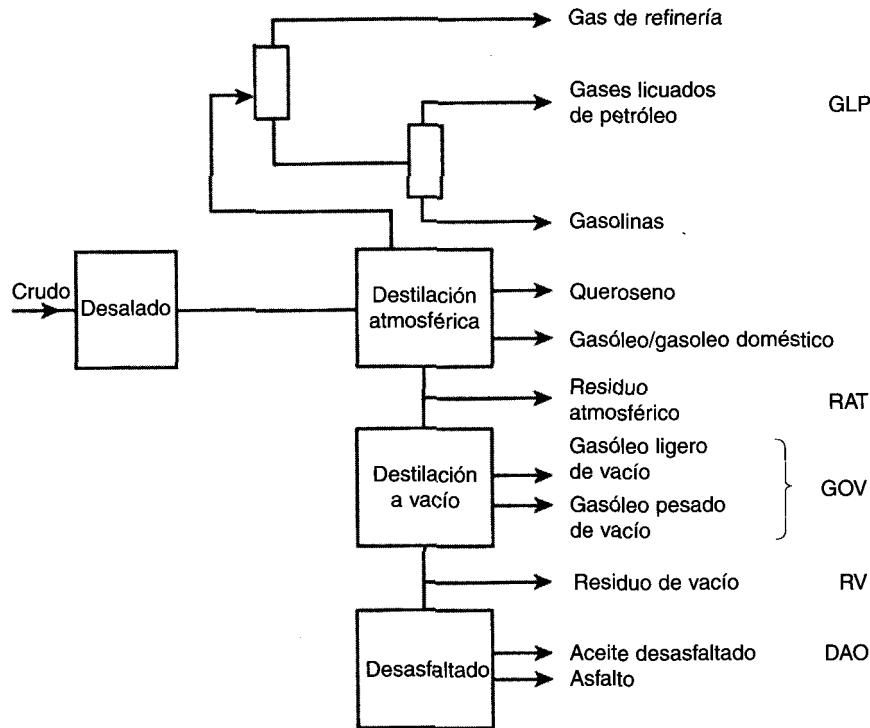


Figura 1.2. Esquema de procesos de separación del crudo (Wauquier, 2004).

Procesos de transformación.

La evolución de la demanda mundial así como el cumplimiento de la normativa nacional e internacional ha propiciado un aumento de las fracciones ligeras del crudo, un incremento de la conversión total de los productos pesados, una reducción del contenido en aromáticos y una mayor calidad de los productos sin descuidar el medio ambiente. Para poder hacer frente a estas necesidades del mercado y a las exigencias legislativas de los países, la industria petroquímica ha desarrollado una serie de procesos en las refinerías (figura 1.3) que pretenden dar respuesta a todos estos requerimientos.

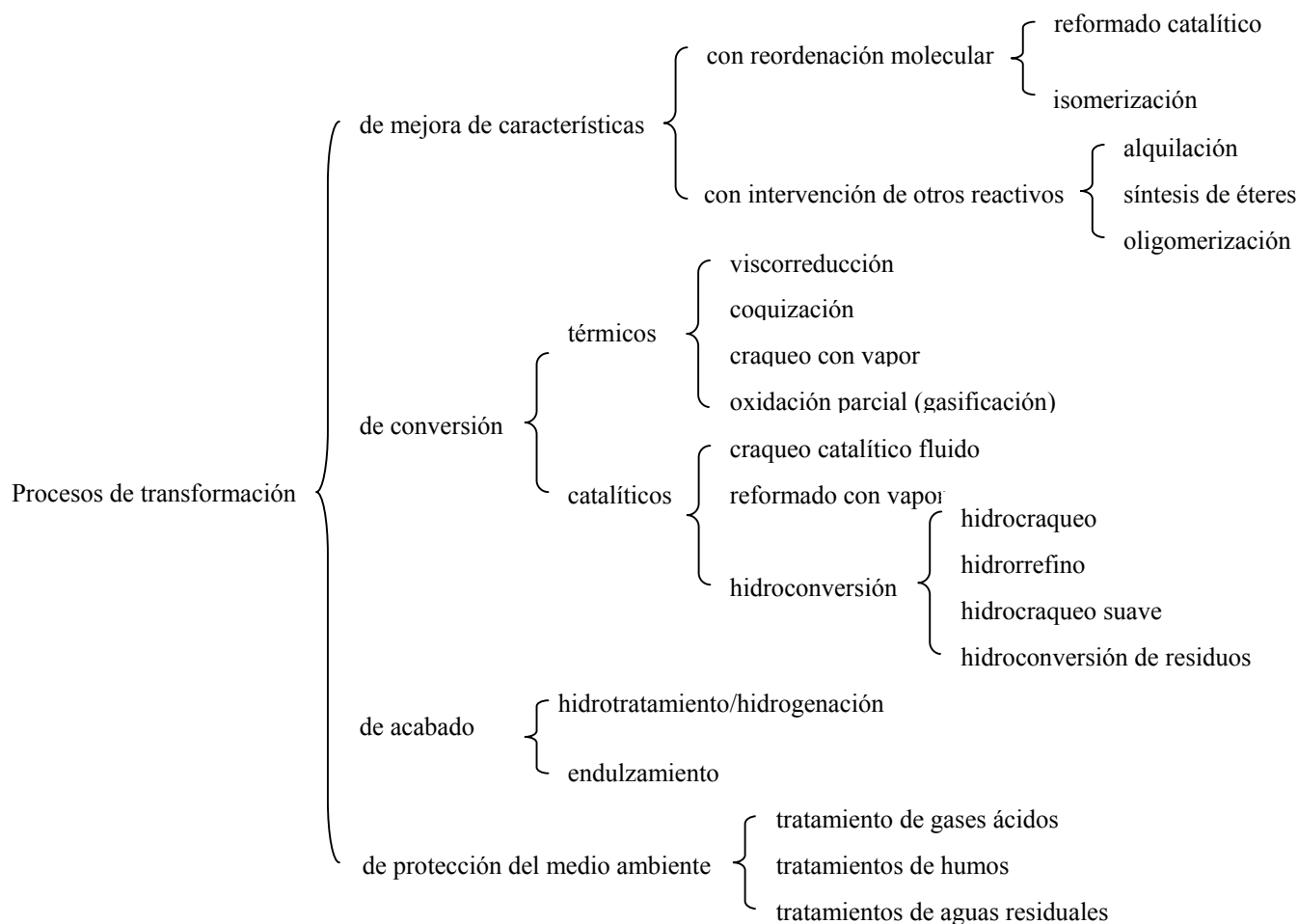


Figura 1.3. Procesos de transformación.

La importancia del petróleo no radica sólo en sus aplicaciones energéticas (carburantes y combustibles), en disolventes, naftas, lubricantes, ceras y parafinas, betunes sino que también puede ser ampliamente utilizado como materia prima para la síntesis de la mayoría de los productos químicos orgánicos y de muchos compuestos inorgánicos (Vian, 1999). De todos los métodos expuestos en la figura 1.3, los de especial relevancia para su empleo para la fabricación de materias plásticas son el craqueo con vapor, en mayor medida, y el craqueo catalítico fluido (FCC, Fluid Catalytic Cracking), en menor grado. El craqueo con vapor es un proceso clave de la industria petroquímica que tiene como objetivo producir etileno, propileno, butadieno, butenos y aromáticos (benceno, tolueno, xileno) a partir, generalmente, de las fracciones ligeras del crudo (gases licuados del petróleo y naftas) así como de fracciones pesadas, en menor proporción, que han podido estar sometidas a un proceso de hidrotratamiento: destilados a vacío parafínicos y residuos de hidrocraqueo. En el craqueo catalítico fluido se utiliza principalmente los destilados de vacío, los aceites desasfaltados y residuos que han podido ser hidrotratados para obtener como productos de conversión gases licuados que contienen parafinas y olefinas en las fracciones ligeras (propano, propileno, butanos y butenos) y fracciones más pesadas con un alto contenido aromático (gasolina con un buen índice de octano, gasóleo y aceite decantado). El craqueo es un proceso químico por el cual un compuesto orgánico hidrocarbonado se descompone o fracciona, se deshidrogena o se polimeriza en compuestos más simples. Los productos de las reacciones nunca son puros, ya sea como consecuencia de la aparición de reacciones

secundarias o bien, por la naturaleza misma de la reacción que conduce a la formación de varios compuestos. En el craqueo con vapor, las condiciones de operación alcanzan altas temperaturas (820-850 °C) y presiones moderadas (<4-5 atm) en un tiempo de residencia muy corto (centésimas de segundo). Para este proceso, la ruptura de la cadena del hidrocarburo tiene lugar por escisión homolítica de un par de enlace de electrones de modo que los radicales libres formados pueden provocar multitud de reacciones y, por consiguiente, de productos. Por otro lado, el craqueo catalítico fluido puede ser logrado utilizando baja presión, un catalizador como sólido portador de calor que va a permitir acelerar las reacciones químicas producidas para una temperatura comprendida entre 500-540 °C y un tiempo de residencia del orden de segundos. Con este tratamiento, el mecanismo de formación de productos se realiza a partir de carbocationes obtenidos por la adición del catalizador y, al igual que lo que sucede con el craqueo de vapor, también puede dar lugar a una amplia gama de productos. Tanto en uno como en el otro proceso de conversión, las fracciones obtenidas deben pasar por una serie de destilaciones extractivas y de purificación hasta convertirlas en productos de alta pureza.

1.2.- INDUSTRIA PLÁSTICA.

Debido a la creciente demanda acontecida en los últimos años y a la adaptación de la industria petroquímica para poder producir un mayor porcentaje de productos blancos (compuestos del extremo superior del proceso de destilación) y de fracciones ligeras, el presente y el futuro de la industria plástica pasa por el aumento en la producción de los derivados de las olefinas básicas como el etileno y el propileno. El procedimiento más empleado para la producción de olefinas es la descomposición térmica de hidrocarburos ya que los gases procedentes del craqueo contienen una alta proporción de este tipo de compuestos. Estas sustancias, que apenas tienen aplicación directa, sirven como materia prima básica para la fabricación de plásticos. Estos productos, por su alto valor añadido, constituyen una de las principales fuentes de ingresos del petróleo y por volumen y venta de negocios, el eteno, el propeno y el butadieno son los principales hidrocarburos empleados en esta industria (figura 1.4).

El etileno es, de entre todas las olefinas, la de mayor producción mundial y, por consiguiente, la de mayor aplicación. Constituye la materia prima más importante de la industria petroquímica porque permite obtener una amplia variedad de productos intermedios y finales a gran escala. Los principales materiales poliméricos originados a partir de moléculas de etileno son el polietileno, el cloruro de vinilo y los derivados del óxido de etileno que es creado como producto de la oxidación parcial del alqueno C₂. El acetaldehído constituye también uno de los productos más relevantes del etileno aunque su utilización para la producción de plásticos está muy limitada.

El propileno es otro compuesto básico para la fabricación de plásticos y uno de los más importantes intermedios químicos. Entre la amplia gama de productos que se obtienen a partir de él se encuentran fundamentalmente el polipropileno, el óxido de propileno, el acrilonitrilo y el cumeno. También puede emplearse para la fabricación de acetona, acroleína, ácido acrílico y sus ésteres y compuestos alílicos con sus productos derivados aunque su utilización es menor.

Las olefinas C₄ procedentes del craqueo del petróleo (1-buteno, 2-buteno, isobuteno y butadieno) presentan diferentes aplicaciones en la industria petroquímica aunque es el butadieno el compuesto C₄ más importante. Este hidrocarburo que pasa por una serie de destilaciones extractivas y purificación hasta convertirse en butadieno

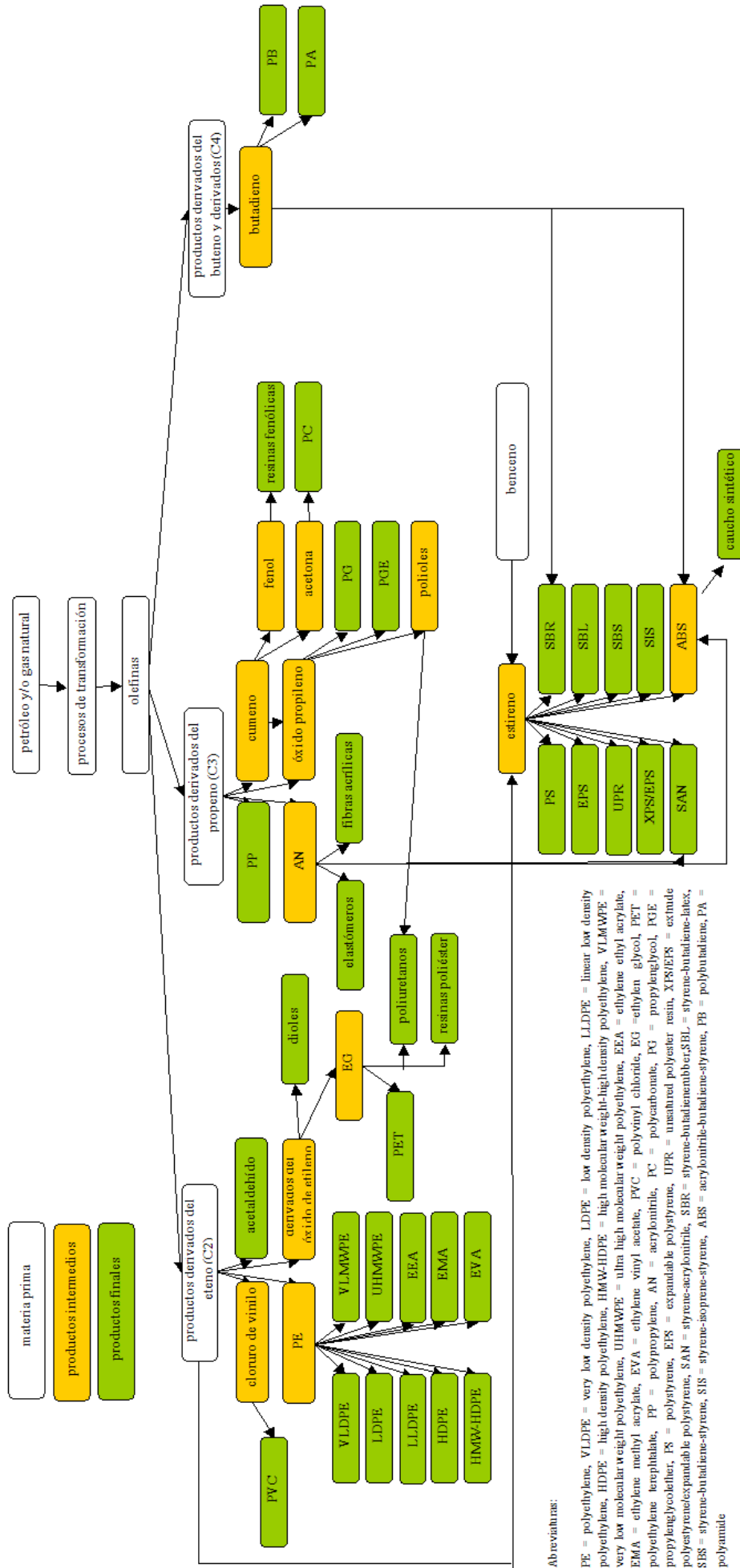


Figura 1.4. Rutas para la síntesis de plásticos.

de alta pureza presenta una elevada reactividad como consecuencia del doble enlace conjugado. Esta disposición le permite formar homopolímeros (polibutadieno), copolímeros con diversos monómeros no saturados como el estireno (SBR, styrene-butadiene-rubber) o el acrilonitrilo (NBR, acrylonitrile-butadiene-rubber) y terpolímeros con el estireno y el acrilonitrilo (ABS, acrylonitrile-butadiene-styrene) que forman la base de los cauchos artificiales más utilizados (Vian, 1999). Además también puede ser utilizado como producto de partida para la elaboración de las poliamidas (PA, polyamide).

Según PlasticsEurope, una de las asociaciones sectoriales más importantes de Europa y agencia de referencia en el mundo del plástico, los polímeros de mayor consumo se encuentran englobados en cinco familias de plásticos que suponen aproximadamente el 75 % de la demanda total en Europa. Se trata del polietileno (incluido el polietileno de baja densidad, LDPE, el polietileno lineal de baja densidad, LLDPE y el polietileno de alta densidad, HDPE), el polipropileno (PP), el policloruro de vinilo (PVC), el poliestireno (PS y EPS) y el polietileno tereftalato (PET)(figura 1.5).

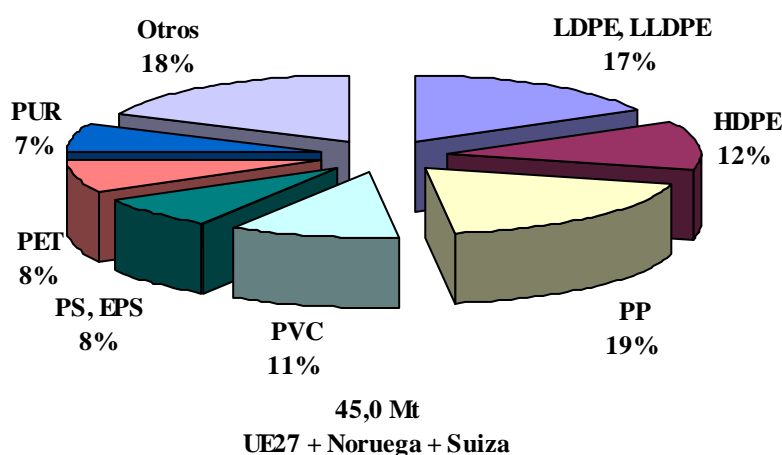


Figura 1.5. Demanda por polímero (fuente: Grupo de Estudios de Mercado de PlasticsEurope, 2010).

Estos compuestos, conocidos comúnmente como plásticos “commodity” (materia prima básica sujeta a fluctuaciones del mercado), y el resto de polímeros son utilizados principalmente para los sectores de envases y embalajes, construcción, automoción, eléctrico y electrónico entre otros (figura 1.6).

Aunque únicamente el 4% de la producción de petróleo y gas se destina a la fabricación de plásticos, esta industria, sólo en Europa, genera unos rendimientos de 300000 millones de euros año y da trabajo a 1,6 millones de personas en unas 50000 empresas generalmente PYMES del sector de la transformación (PlasticsEurope, 2008).

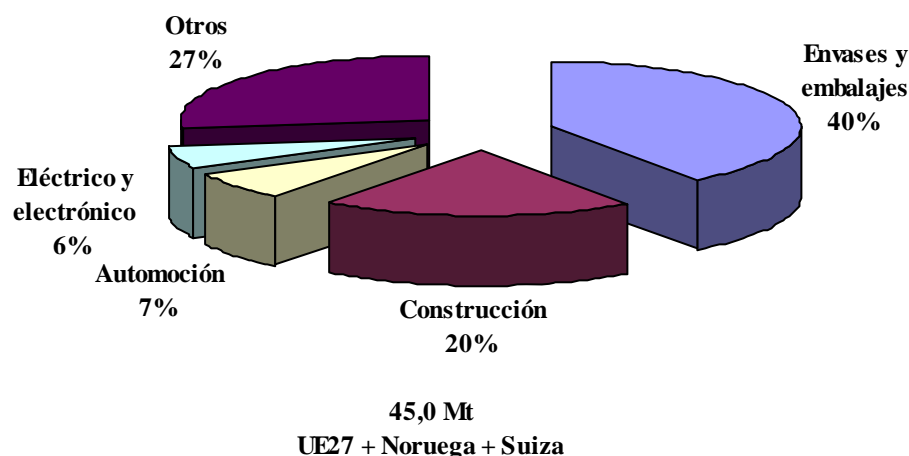


Figura 1.6. Demanda por aplicación (fuente: Grupo de Estudios de Mercado de PlasticsEurope, 2010).

1.3. TRATAMIENTO DE LOS EFLUENTES RESIDUALES.

En aquellos procesos en los que se obtuvieron las materias primas básicas para la producción de plásticos sintéticos es necesario el aislamiento de estas sustancias del resto de componentes que acompañan al reactivo deseado y es indispensable su purificación mediante una serie de procesos que permitan obtener unos productos acordes para su utilización posterior. Cuando el artículo pretendido se encuentra contenido en los gases de salida del reactor químico, es imprescindible lavar los gases de reacción con agua en una torre de absorción. Posteriormente, la corriente tratada es conducida a una columna de separación en la que por medio de vapor se separa del agua y se traslada a las columnas de destilación en donde se fracciona. De esta última operación, se obtiene la materia prima básica con una determinada pureza. La cantidad de equipos presentes en la purificación va a depender de los requerimientos solicitados para la pureza del producto pero al menos debe de haber una columna para eliminar el agua o el material pesado y otra/s columna/s para la rectificación del producto. En ocasiones, es preciso realizar otros procedimientos como ajustes de pH o neutralizaciones que pretenden evitar reacciones secundarias o producir el artículo deseado con un estado de agregación determinado. Cuando la materia prima se encuentra en estado líquido, suele ser necesario un tratamiento de desvolatilización, coagulación, evaporación, destilación y/o adsorción para separar el producto en cuestión del resto de componentes que lo acompañan ya que la presencia de estas sustancias puede dificultar y encarecer el proceso de transformación posterior.

La generación de aguas residuales en las etapas de separación y purificación del producto junto con las producidas, en ocasiones, en los procesos de producción de las materias primas constituye uno de los principales problemas de la industria plástica ya que estas corrientes con frecuencia contienen una elevada contaminación. Estos efluentes suelen presentar principalmente una alta concentración en materia orgánica por la naturaleza hidrocarbonada de las sustancias y por la posible existencia de polímeros en el agua residual, color, olor, turbidez, sólidos, metales pesados procedentes de los catalizadores de las unidades de producción y otros compuestos inorgánicos, como nitrilos o cloruros, que pueden estar presentes dependiendo de los métodos de obtención utilizados durante la fabricación del material plástico.

Para poder minimizar el impacto ambiental sobre el cauce receptor causado por el vertido de las aguas procedentes de la fabricación de primeras materias plásticas en la industria química en España (según la clasificación nacional de actividades económicas (CNAE)) y para cumplir además la legislación vigente sobre vertidos (Reglamento del Dominio Público Hidráulico: R.D. 849/1986, texto refundido de la Ley de Aguas: R.D.L. 1/2001 y R.D. 606/2003) es necesario realizar un proceso de depuración de estos efluentes. La necesidad del tratamiento, destinado fundamentalmente a aumentar la calidad de la corriente acuosa residual y respetar de esta manera las normas legales para su vertido, conlleva a realizar un estudio del proceso de depuración específico.

1.3.1.- SELECCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO.

Para el tratamiento de las aguas residuales generadas en la elaboración de primeras materias plásticas, la utilización de un sistema biológico convencional de depuración no es aplicable directamente (REPSOL-YPF, 2001; Pedrerol *et al.*, 2002) debido a las propiedades físico-químicas de estos efluentes. Los plásticos artificiales son productos xenobióticos (compuestos químicos sintéticos que no existen de manera natural). Una parte de estas sustancias xenobióticas están relacionadas estructuralmente, en gran medida, con biopolímeros por lo que pueden ser degradados lentamente por enzimas específicos existentes en la naturaleza. Sin embargo, otras veces muestran una conformación muy diferente a cualquier compuesto de origen natural de manera que es posible que los microorganismos, ante la novedad del sustrato, presenten una velocidad de metabolización considerablemente baja o que incluso no ocurra tal degradación siempre y cuando la distribución de la molécula no resulte adecuada a la enzima. Es importante tener en consideración la estructura del material plástico ya que este aspecto influye en su biodegradabilidad debido a la especificidad enzimática. Esta característica, atribuida a la estructura tridimensional de la proteína, determina la combinación temporal con el sustrato y, por consiguiente, la probabilidad de fragmentación del producto y el éxito de la depuración biológica. En este caso, para poder utilizar un proceso biológico es necesario un tratamiento previo que permita reducir significativamente la DQO y la DBO. Dentro de las tecnologías existentes en el campo de la depuración de aguas residuales, una alternativa es la Oxidación Húmeda con Oxígeno (WAO, Wet Air Oxidation) que logra disminuir la carga orgánica hasta unos niveles adecuados para la posterior etapa de tratamiento biológico (Han *et al.*, 2009; Yang *et al.*, 2010; Kim e Ihn, 2011). Por medio de este pretratamiento, se fraccionan las moléculas de gran tamaño o se altera la estructura de sustancias complejas presentes en el agua aumentando de esta forma la biodegradabilidad de la corriente y el rendimiento del proceso biológico posterior.

De los posibles sistemas biológicos que proporcionan un mayor descenso de las materias contaminantes, el más eficaz es un tratamiento con carbón activado en polvo (PACT, Powdered Activated Carbon Treatment) ya que este proceso presenta importantes ventajas frente a otros tipos de sistemas como son (Meidl, 1997; Meidl, 1999):

- Permite trabajar con caudales elevados.
- Admite tratar altas cargas contaminantes.
- Se aumenta la eliminación de compuestos orgánicos.
- Reduce la presencia de sustancias tóxico/inhedoras en el efluente.
- El carbón activo en polvo proporciona mayor estabilidad al sistema frente a variaciones de cargas y composición del agua residual.

- Disminuye la presencia de olores procedentes del tratamiento biológico.
- Ofrece una reducción física del volumen del reactor.
- Mejora las propiedades físicas y químicas del fango.
- Desciende la producción de lodos activos.
- Se logra obtener una excelente calidad en el efluente.

En los últimos años, los tratamientos de depuración de aguas residuales que contienen material refractario e integran un sistema químico de oxidación húmeda y uno biológico (Mantzavinos *et al.*, 1996a; Otal *et al.*, 1997; Kitis *et al.*, 1999; Mantzavinos *et al.*, 1999; Kitis *et al.*, 2000; Lin *et al.*, 2001; Suárez-Ojeda *et al.*, 2007 y 2008) proporcionan unos resultados óptimos ya que debido a la transformación de estos compuestos en otros más sencillos (oligómeros y ácidos carboxílicos como el acético o el propiónico) permite que el proceso biológico posterior opere de manera más favorable. Esta combinación, empleada a partir de los años setenta, incrementa la relación DBO_5/DQO y, por consiguiente, la biodegradabilidad del agua residual.

2.- FUNDAMENTO TEÓRICO

El agua desempeña un papel crucial para el hombre ya que es un recurso imprescindible tanto para fines domésticos como para propósitos de actividad económica e industrial. Como consecuencia de la utilización del agua existente para realizar actividades de consumo y de producción, se generan residuos líquidos que deben ser tratados para evitar en todo lo posible la contaminación de los cursos de agua. Los problemas ecológicos derivados del vertido de efluentes residuales producen una serie de graves consecuencias como la alteración de los recursos hidráulicos, la reducción de la calidad del agua o la creciente desaparición del poder autodepurador de los cauces receptores por la destrucción de su flora y fauna. Para mejorar la calidad de aquellos vertidos que resultan perjudiciales y que alteran el equilibrio natural del medio, es necesario realizar una corrección de estas corrientes.

2.1.- TRATAMIENTOS PARA LA DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES.

Los contaminantes presentes en el agua residual se pueden eliminar por medios físicos, químicos y/o biológicos. Generalmente un sistema de tratamiento adecuado para poder evacuar el agua tratada al medio ambiente es una combinación de los mismos. Normalmente, los procesos físicos son utilizados para la eliminación de sólidos (gruesos, finos y en suspensión), de grasas y de gases. Las operaciones químicas se emplean para la reducción de sólidos (en suspensión, disueltos y coloidales), nitrógeno, fósforo, materia orgánica, metales pesados y patógenos a partir de la adición de agentes químicos o a través de ciertas reacciones químicas. La principal aplicación de los procesos biológicos es la eliminación de las sustancias orgánicas biodegradables presentes en el agua residual en forma, tanto coloidal, como en disolución. Además, se utilizan estos sistemas para la eliminación de nutrientes como el nitrógeno y el fósforo.

En la tabla 2.1 (Glaze *et al.*, 1987; Huang *et al.*, 1993; Andreozzi *et al.*, 1999; Metcalf & Eddy, 2000, Doménech *et al.*, 2001; Gogate y Pandit, 2004a y b) se muestra, a modo de resumen, una relación de los contaminantes más importantes que forman parte de las aguas residuales y los procesos más habituales que son empleados para su eliminación.

Tabla 2.1. Sistemas de tratamiento utilizados para la eliminación de los contaminantes contenidos en el agua residual.

contaminante	proceso físico
sólidos	desbaste dilaceración sedimentación filtración flotación tamizado ósmosis inversa electrodialisis microfiltración ultrafiltración nanofiltración
compuestos orgánicos volátiles	arrastre por aire tratamiento de gases
materia orgánica biodegradable	filtración intermitente en arena
materia orgánica refractaria	tratamiento térmico
nitrógeno	arrastre con aire

Tabla 2.1. Sistemas de tratamiento utilizados para la eliminación de los contaminantes contenidos en el agua residual (continuación)

contaminante	proceso químico
sólidos	floculación/sedimentación precipitación/sedimentación intercambio iónico
materia orgánica biodegradable	sistemas físico-químicos
compuestos orgánicos volátiles	adsorción en carbón
patógenos	desinfección ozonización radiación UV
nitrógeno	intercambio iónico cloración al breakpoint arrastre con amoníaco
amoníaco	oxidación química
fósforo	precipitación
materia orgánica refractaria	adsorción en carbón reducción térmica (incineración) oxidación química: -ozonización - peróxido de hidrógeno oxidación fotoquímica oxidación avanzada: -no fotoquímica: ozonización en medio alcalino (O_3/OH^-) ozonización con H_2O_2 (O_3/H_2O_2) procesos Fenton (Fe_2^+/H_2O_2) y relacionados oxidación electroquímica oxidación en agua supercrítica (OXAS) oxidación húmeda (WAO) SONIWO radiólisis γ y tratamiento con haces de electrones plasma no térmico cavitación procesos oxidativos de cavitación (CAV-OX) ultrasonidos ultrasonidos/ H_2O_2 o ultrasonidos/con ozonización -fotoquímicos fotólisis del agua en el ultravioleta de vacío (UVV) ultravioleta/ H_2O_2 o ultravioleta/con ozonización procesos foto-Fenton y relacionados oxidación fotocatalítica oxidación sono-fotocatalítica
metales pesados	precipitación intercambio iónico
sólidos orgánicos disueltos	intercambio iónico
cloro	adsorción en carbón

Tabla 2.1. Sistemas de tratamiento utilizados para la eliminación de los contaminantes contenidos en el agua residual (continuación).

contaminante	proceso biológico
materia orgánica biodegradable	tratamientos aerobios: -fangos activos -lechos bacterianos -biodiscos -lagunaje -aplicaciones al suelo tratamientos anaerobios
materia orgánica refractaria	fangos activos/carbón activado (PACT)
nitrógeno	nitrificación/desnitrificación biológica en tratamientos conjuntos aerobios y anóxicos
amoníaco	nitrificación biológica en tratamientos aerobios
nitrato	desnitrificación biológica en tratamientos anóxicos
fósforo	tratamientos conjuntos aerobios y anaerobios
nitrógeno y fósforo	tratamientos conjuntos aerobios, anóxicos y anaerobios

Tratamientos para la depuración de aguas residuales procedentes de la industria del plástico.

Habitualmente, la materia orgánica (biodegradable y refractaria) presente en el agua residual suele ser el principal elemento contaminante a la hora de seleccionar el tratamiento de depuración más adecuado ya que constituye una de las principales preocupaciones medioambientales tanto por parte de las autoridades competentes como por el propio sector empresarial. Hoy en día, como consecuencia del incremento en los efluentes industriales de moléculas difíciles de degradar por parte de los microorganismos, los métodos convencionales biológicos no pueden ser usados para el tratamiento completo de los efluentes (Kitis *et al.*, 1999; Kitis *et al.*, 2000; Bernhard *et al.*, 2008) mientras que los tratamientos térmicos, incineración, debido a la emisión de gases a la atmósfera que contienen sustancias nocivas (Li *et al.*, 2001) o por la presencia de metales en la corriente tratada (Swinkels *et al.*, 2004) resultan problemáticos para el medio ambiente si no se lleva a cabo otro proceso posterior. Por todo ello, se ha hecho necesaria la introducción de tecnologías más avanzadas que permitan la degradación de estas sustancias. Como resultado del origen y la composición tan particular que suelen presentar estos efluentes, los métodos más utilizados van a ser aquellos procesos que van a permitir alterar las estructuras moleculares de los polímeros, aumentar su biodegradabilidad y reducir la DQO de la corriente. De entre los distintos sistemas contenidos en la tabla 2.1, los denominados “procesos de oxidación avanzada” (AOPs, advanced oxidation processes), término adoptado inicialmente por Glaze y colaboradores (Glaze *et al.*, 1987), y tratamientos químicos de oxidación con ozono o peróxido de hidrógeno han mostrado una enorme capacidad para la eliminación de sustancias refractarias de origen plástico. En la bibliografía, se recogen procesos a temperatura ambiente en reacciones de ozonización (Andreozzi *et al.*, 1996; Lin *et al.*, 2001; Turan-Ertas y Gurol, 2002), peroxidación (Meriç *et al.*, 1999; Fischer y Halm, 2005), ozonización y peroxidación (Kitis *et al.*, 2000), procesos Fenton y relacionados (Kitis *et al.*, 1999; McGinnis *et al.*, 2000; McGinnis *et al.*, 2001; Turan-Ertas y Gurol, 2002; Mai *et al.*, 2002) y oxidación electroquímica (Lin y Lin, 1998). A temperaturas elevadas, se puede encontrar la oxidación húmeda WAO con aire y/o oxígeno (Mantzavinos *et al.*, 1996a; Mantzavinos *et al.*, 1996b; Otal *et al.*, 1997; Mantzavinos *et*

al., 2000; Maugans y Ellis, 2002) y la incineración (Li *et al.*, 2001; Swinkels *et al.*, 2004), métodos recomendables cuando la materia orgánica alcanza concentraciones muy elevadas (Gulyas, 1997).

Los tratamientos AOPs definidos como “aquellos procesos que incluyen la generación del radical hidroxilo en cantidad suficiente para afectar la purificación del agua” (Glaze *et al.*, 1987) permiten oxidar normalmente la materia contaminante hasta compuestos orgánicos oxigenados y ácidos de bajo peso molecular pudiéndose entonces incrementar la biodegradabilidad de la corriente. El radical hidroxilo es un poderoso agente oxidante (tabla 2.2) que muestra velocidades de oxidación más rápidas que otros oxidantes convencionales e interviene en los mecanismos de estos procesos produciendo oxirradicales y radicales orgánicos muy reactivos por retirada de protones o apertura de anillos aromáticos o heterocíclicos que pueden ser posteriormente oxidados a un pH adecuado (Rice, 1997; Beltrán, 2003; Neyens y Baeyens, 2003; Pera-Titus *et al.*, 2004). Si la concentración de reactivos no es el factor limitante, las sustancias orgánicas pueden ser transformadas completamente a CO₂ y H₂O aunque, en ocasiones, aparecen otros compuestos orgánicos simples como el ácido acético, maleico y/o oxálico dependiendo de la naturaleza del sustrato inicial y de las condiciones de operación.

Tabla 2.2. Potencial de reducción standart de algunos oxidantes en medio ácido (Hunsberger, 1977).

Oxidante	Potencial de reducción standart (V vs. NHE)
Flúor (F ₂)	3,03
Radical hidroxilo (HO•)	2,80
Oxígeno atómico (O)	2,42
Ozono (O ₃)	2,07
Peróxido de hidrógeno (H ₂ O ₂)	1,77
Permanganato potásico (KMnO ₄)	1,67
Ácido hipobromoso (HBRO)	1,59
Dióxido de cloro (ClO ₂)	1,50
Ácido hipocloroso (HClO)	1,49
Cloro (Cl ₂)	1,36
Bromo (Br ₂)	1,09

Nota: NHE (Normal Standard Hydrogen Electrode), electrodo normal de hidrógeno.

La oxidación húmeda (WAO, Wet Air Oxidation) pretende aumentar el contacto entre el O₂ y la materia orgánica para poder oxidar ésta. Para ello, son necesarias altas temperaturas para transformar los compuestos carbonados en dióxido de carbono y agua y altas presiones para mantener la fase en estado líquido e incrementar la concentración de oxígeno disuelto y, por consiguiente, la velocidad de oxidación. Las condiciones típicas de operación son 200-325 °C, 50-175 bar y 1 h como tiempo de residencia para tratar cargas de DQO comprendidas entre 10 y 80 kg/m³ (Debellefontaine y Foussard, 2000).

El mecanismo de oxidación que interviene en este proceso (figura 2.1) también es radicalario con formación de oxirradicales y radicales orgánicos y parece estar influenciado fundamentalmente por la temperatura de operación, la presión, la concentración del sustrato, la composición del gas (aire u oxígeno puro) y la presencia de catalizadores de tal modo que variaciones de estos factores modifican la extensión de la degradación de la materia contaminante.

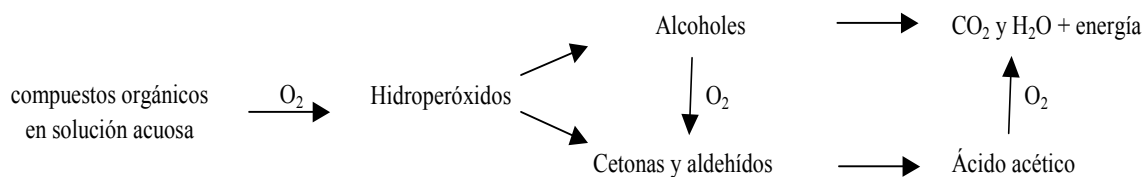


Figura 2.1. Diagrama simplificado para la oxidación húmeda.

Normalmente con estos tratamientos, ya sean solos o combinados entre ellos, se consiguen resultados satisfactorios hasta un cierto nivel de degradación y eficiencia energética. La total mineralización de compuestos refractarios a través de estos métodos presenta un coste muy elevado (Marco *et al.*, 1997) de modo que se recomienda utilizar una combinación de un tratamiento de oxidación junto con un proceso biológico ya que éstos son más económicos y muy eficaces (Scott y Ollis, 1995; Marco *et al.*, 1997; Gogate y Pandit, 2004b). Para la depuración de aguas procedentes de la fabricación de plásticos, lo más conveniente parece ser el empleo de métodos híbridos que combinen oxidación avanzada para eliminar las sustancias tóxicas y aumentar la biodegradabilidad disminuyendo la masa molecular del sustrato plástico seguido de un tratamiento biológico sin carbón activo (Mantzavinos *et al.*, 1996a; Otal *et al.*, 1997; Kitis *et al.*, 1999; Mantzavinos *et al.*, 1999; Kitis *et al.*, 2000) o con él (Lin *et al.*, 2001; Maugans y Ellis, 2002). También la opción de un proceso biológico previo al sistema de oxidación para disminuir el consumo del tratamiento químico y/o afinar todavía más la calidad del efluente final (Meidl, 1997; Meriç *et al.*, 1999) puede resultar adecuada.

En el caso de efluentes generados en la industria química de producción de primeras materias plásticas, el uso de un sistema biológico convencional no es aplicable directamente debido a la naturaleza de estas corrientes (REPSOL-YPF, 2001; Pedrerol *et al.*, 2002). Para poder emplearlo es preciso un proceso inicial que permita disminuir principalmente la DQO de manera significativa con alguna de las tecnologías existentes en el campo de la depuración. En el trabajo de Tesis Doctoral aquí presentado se ha estudiado un agua residual procedente del sector químico que ha pasado previamente por un tratamiento de oxidación avanzada WAO. El efluente así pretratado posteriormente fue utilizado como alimentación de un proceso biológico con carbón activado en polvo (PACT, Powdered Activated Carbon Treatment) que ha sido el sistema finalmente empleado en esta investigación.

2.2.-PROCESO PACT.

El proceso PACT fue desarrollado (Robertaccio *et al.*, 1972) y patentado (Hutton y Robertaccio, 1975) a comienzos de los años 70 por la empresa DuPont y consistió básicamente en añadir carbón activado en polvo (PAC) a un reactor de fangos activos para eliminar los compuestos que no eran degradados por los microorganismos aerobios. La aplicación de esta técnica está destinada principalmente a una amplia variedad de aguas residuales de origen industrial (química, petroquímica, farmacéutica, textil, refinerías, entre otras) que presentan en su composición sustancias habitualmente difíciles de eliminar mediante un tratamiento biológico convencional y que pueden ser tratadas adecuadamente con la tecnología PACT debido a las importantes ventajas que presenta. Los principales beneficios, obtenidos a partir de investigaciones realizadas en

el laboratorio en planta piloto o a nivel industrial, se recogen en el siguiente listado (Meidl, 1997; Meidl, 1999):

- Permite trabajar con caudales altos.
- Admite tratar altas cargas contaminantes.
- Aumenta la eliminación de compuestos orgánicos.
- Reduce la presencia de sustancias tóxico/inhedoras en el efluente.
- Habilita operar con altas concentraciones de biomasa en el tanque de aireación.
- El carbón activo en polvo proporciona mayor estabilidad al sistema frente a variaciones de carga y composición del agua residual.
- Incrementa la nitrificación.
- Eleva la eliminación de metales en el sistema.
- Disminuye la presencia de olores procedentes del tratamiento biológico.
- Ofrece una reducción física del volumen del reactor.
- Rebaja la aparición de espumas en el aireador y en el efluente.
- Mejora las propiedades físicas y químicas del fango.
- Desciende la producción de lodos activos (incrementa el tiempo de retención celular).
- Reduce la pérdida de microorganismos a través del efluente.
- Muestra una mayor protección frente a cargas de choque de sustancias tóxicas.
- Mejora la eliminación del color.
- Logra obtener una excelente calidad en el efluente.

En la mayoría de los casos, el sistema PACT incluye el uso de carbón activo en polvo y biomasa óxica en un proceso de fangos activos (es posible encontrar ambos factores también en reactores o procesos multi-etapa que utilizan condiciones anaerobias, anóxicas y/o aerobias aunque son poco frecuentes) es por ello por lo que antes de procederse a analizar este proceso se va a explicar en los dos próximos apartados los fundamentos de cada uno de los dos constituyentes que forman el tratamiento PACT: el carbón activo (apartado 2.2.1.) y el tratamiento de fangos activos (apartado 2.2.2.).

2.2.1.- EL CARBÓN ACTIVO.

El carbón activado es el nombre colectivo dado para los adsorbentes carbonáceos los cuales son definidos de la siguiente manera: “los carbones activados son materiales carbonáceos procesados, no peligrosos, que tienen una estructura porosa y una gran área superficial interna. Pueden adsorber una amplia variedad de sustancias, es decir, son capaces de atraer moléculas a su superficie interna y por tanto actuar como adsorbentes. El volumen de poro de los carbones activados es generalmente mayor de 0,2 ml/g. El área superficial interna es normalmente más grande que 400 m²/g. La anchura de los poros varía desde 0,3 hasta varios cientos de nanómetros (European Council of Chemical Manufacturer’s Federations, 1986). Según la IUPAC, todos los carbones activos están caracterizados por un sistema ramificado de poros que pueden clasificarse según el diámetro (*d*) en macroporos (*d* > 50 nm), mesoporos (*d* = 2-50 nm) y microporos (*d* < 2 nm) (figura 2.2).

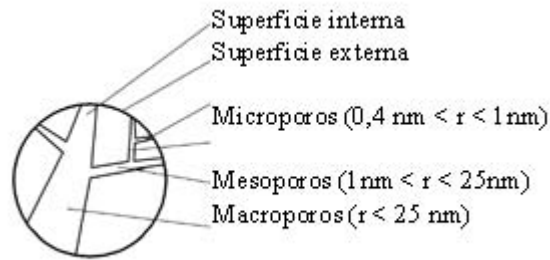


Figura 2.2. Modelo esquemático de la estructura porosa del carbón activo.

El uso de estos materiales como adsorbentes de compuestos contaminantes presentes en las aguas residuales es debido a sus excelentes propiedades intrínsecas (elevada área superficial, estructura porosa, alta capacidad de adsorción y naturaleza superficial química), su rápida cinética de adsorción y su fácil regeneración que posibilitan, actualmente, su emergente utilización en el tratamiento de corrientes.

2.2.1.1.- PRODUCCIÓN DE CARBONES ACTIVADOS.

Casi cualquier material carbonáceo puede ser usado como precursor para la preparación de carbones activos. En la práctica, madera (blanda y dura), cáscara de nueces y huesos de fruta, turba, carbón vegetal, lignito, carbón bituminoso, coque del petróleo, etc. son materiales con un alto contenido de carbono y bajo en componentes inorgánicos y son, consecuentemente, adecuados para la producción de carbón activo. La selección del material sin refinar está basado principalmente en los siguientes criterios (Rodríguez-Reinoso, 1997):

- bajo contenido de material inorgánico,
- facilidad de activación,
- disponibilidad y bajo costo,
- escasa degradación durante el almacenamiento.

Estos compuestos pueden ser activados por medio de procesos de activación térmica (también llamada física) o de activación química. En la térmica, tiene lugar una primera etapa en la que se produce la carbonización del material sin refinar en una atmósfera inerte en la que se eliminan elementos como el hidrógeno y el oxígeno del precursor para dar lugar a un esqueleto de carbono con una estructura porosa básica. A continuación, el carbonizado se somete a una gasificación controlada a altas temperaturas con vapor de agua, CO₂ o una mezcla de ambos. Con estas condiciones oxidantes, se eliminan los productos volátiles y átomos de carbono aumentándose de esta forma el volumen de poros y la superficie específica (Rodríguez Reinoso *et al.*, 1995). En la activación química la sustancia de partida, normalmente se emplea madera o turba, es impregnada por un agente químico y expuesta posteriormente a un proceso de pirólisis con el que se pretende deshidratar el componente celulósico. Con este tratamiento térmico, se consigue la carbonización y aromatización de la estructura del carbón activo y la creación del sistema poroso. Después de esta etapa, el material resultante ha de lavarse profundamente para eliminar los restos del compuesto químico

y obtener así el carbón activo limpio (Rodríguez-Reinoso, 2004). Existen numerosas sustancias que podrían usarse como agentes activantes (utilizados para reducir la formación de material volátil e inhibir la producción de alquitranes) aunque en la actualidad se prefiere el ácido fosfórico cuando se desea producir carbón activo convencional.

Para conseguir que el carbón activo resulte ser una alternativa económica para el tratamiento avanzado de las aguas residuales, es conveniente la regeneración del adsorbente cuando éste se encuentre saturado de adsorbatos para poder recuperar el estado original de este material (Cheremisinoff y Morresi, 1978). Estas sustancias carbonáceas pueden ser regeneradas de varias maneras: tratamiento térmico, oxidación húmeda, fluidos supercríticos y regeneración del solvente clásica (Sabio *et al.*, 2005), si bien lo que se suele hacer es este último proceso (Rodríguez-Reinoso, 2004)

2.2.1.2.- HETEROGENEIDAD FÍSICA Y QUÍMICA.

Por medio de técnicas analíticas experimentales como la espectroscopía fotoelectrónica de rayos X (XPS) que permite determinar los elementos que componen un determinado compuesto y la espectroscopía de IR que proporciona información sobre la estructura química de una sustancia es posible conocer que el carbón activo está constituido por un conjunto irregular de capas de carbono en el que los espacios existentes entre estos planos basales, que contienen anillos aromáticos de carbono, constituyen la porosidad (figura 2.3). Este desorden de las capas y el entrecruzamiento entre ellas impiden el reordenamiento de la estructura lo que contribuye a que la disposición porosa interna esté muy desarrollada y sea, además, accesible para los procesos de adsorción.



Figura 2.3. Estructura esquemática de un carbón activo (Bandosz, 2002).

El sistema poroso del carbón activado es función del precursor usado en la preparación, el método de activación empleado y la extensión de la activación (Rodríguez-Reinoso, 1997) de manera que dependiendo de la materia prima, las

condiciones de reacción y la temperatura es posible obtener diferentes tamaños de los poros y, por consiguiente, un carbón activo con unas propiedades adaptadas a las necesidades demandadas por la aplicación.

Aparte de la disposición heterogénea geométrica del carbón activado como resultado de los diferentes tamaños y formas de los poros, grietas y huecos que presenta, este material también muestra heterogeneidad química como consecuencia de la existencia de otros átomos en la matriz de carbón activado. El origen de estos elementos puede encontrarse en la naturaleza orgánica de los precursores (nitrógeno, azufre), en los procesos de activación (oxígeno, fósforo) o en su introducción después de la preparación mediante un tratamiento posterior. De todos ellos, el heteroátomo más común es el oxígeno (la tendencia del carbón a adsorber esta especie es mayor que la observada para otros átomos) el cual está localizado frecuentemente en la superficie del carbón y se encuentra formando diferentes grupos funcionales que pueden presentar características ácidas, básicas o neutras (Bandosz, 2002). Estas estructuras suelen estar formadas principalmente después de la activación por exposición al aire del carbón activado o por un proceso específico ulterior (Dąbrowski *et al.*, 2005). Entre los distintos grupos orgánicos ácidos débiles o muy débiles que se hallan enlazados en los bordes de las capas de carbón pueden observarse (figura 2.4) ácidos carboxílicos, anhídridos carboxílicos, lactonas (anillos de 4 y 5 miembros), éteres, quinonas, fenol, alcoholes y cetonas mientras que como conjuntos básicos se tienen agrupaciones tipo cromeno o compuestos heterocíclicos tipo pyrona (Boehm, 1994).

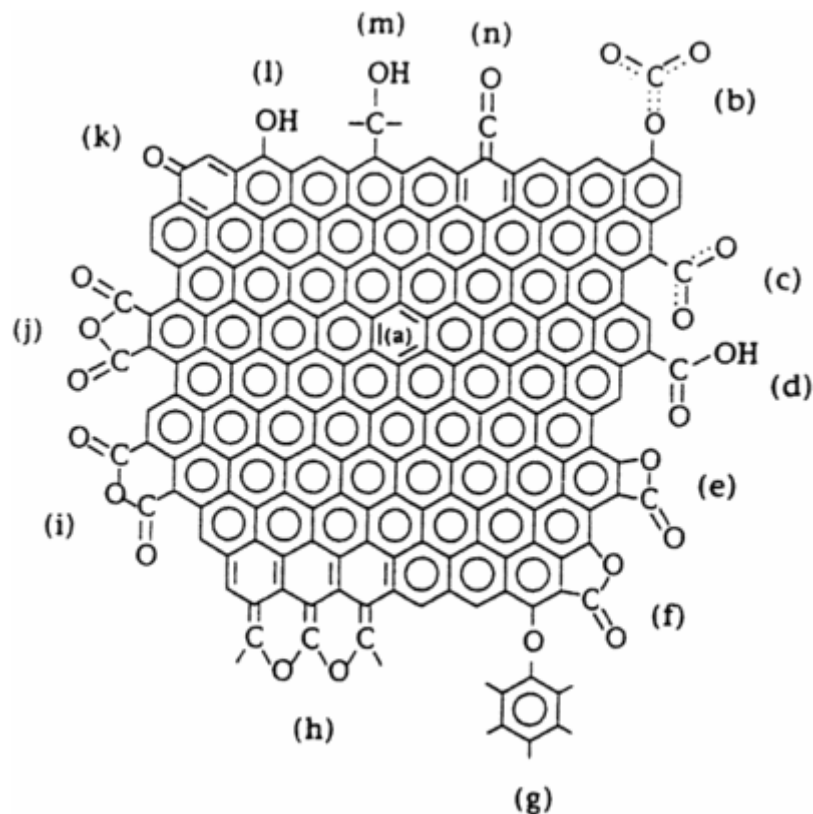


Figura 2.4. Grupos funcionales en la superficie del carbón activo (Bandosz, 2002).

La naturaleza anfótera del carbón activo (presenta en su superficie grupos ácidos y básicos) implica que estas sustancias en disolución acuosa pueden mostrar valores de pH ácidos, básicos o neutros. Cuando mayor es el contenido de oxígeno, más ácida es la solución (las propiedades ácidas son debidas a la presencia de grupos superficiales ácidos) ya que en este caso la matriz muestra propiedades de intercambio catiónico: se produce una liberación de iones H^+ de la estructura por cationes de la disolución acuosa reduciéndose por tanto el pH del medio. Carbones con un bajo contenido en oxígeno muestran propiedades superficiales básicas y una tendencia a canjear aniones (Boehm, 1994). La salida de protones de los grupos ácidos, especialmente en los medios básicos, o la captación de estas especies por parte de los grupos básicos, cuando se encuentran en medio ácido, origina respectivamente la aparición de cargas superficiales negativas y positivas en la superficie del carbón (figuras 2.5 y 2.6).

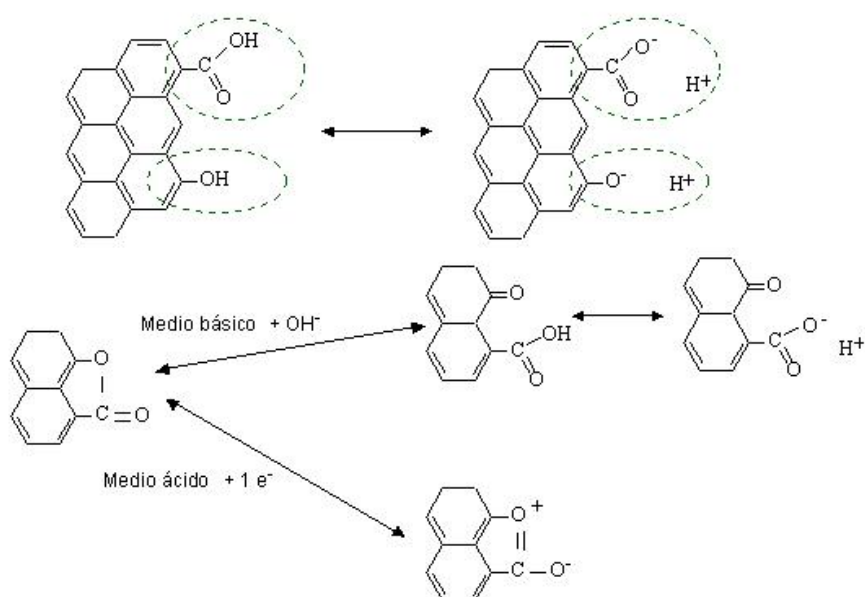


Figura 2.5. Grupos superficiales oxigenados que pueden comportarse como ácidos en medio básico (León y León y Radovic, 1994).

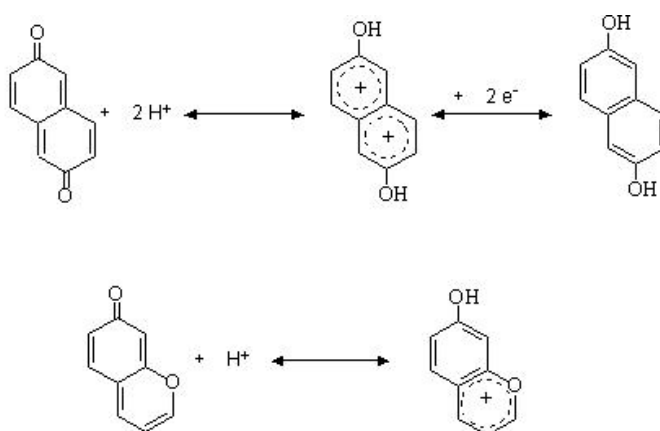


Figura 2.6. Grupos superficiales oxigenados que pueden comportarse como básicos en medio ácido (Garten y Weiss, 1957; Suárez *et al.*, 1999).

Por tanto, la carga superficial del carbón es función del pH del medio. Para carbonos anfóteros normales, si el pH del líquido es mayor que el valor de pH_{PZC} (pH en el que el punto de carga cero presenta una carga superficial neta nula) entonces habrá un predominio de cargas negativas mientras que si el pH es menor que el pH_{PZC} la superficie estará cargada positivamente. Esto es importante porque la naturaleza superficial química puede ser modificada convenientemente por tratamientos físicos o químicos para mejorar la extensión de un proceso de adsorción dado (Jung *et al.*, 2001) de modo que si se desea retener cationes es preferible utilizar condiciones de operación que causen una carga negativa en la superficie del carbón, en cambio, si se pretende adsorber aniones es recomendable que el carbón posea una carga neta positiva.

Otro aspecto relevante de la química superficial del carbón activo es que, aunque en principio pueda ser considerado como hidrófobo por su poca afinidad por el agua, debido a la presencia de grupos funcionales polares en su superficie (fundamentalmente de oxígeno) hace que pueda interaccionar mediante enlaces de hidrógeno con el agua produciéndose un aumento de sitios hidrófilos (Donnet, 1968). Esta subida del carácter hidrófilo en solución acuosa conlleva que el carbón activo pueda ser utilizado en el tratamiento de efluentes que contengan contaminantes orgánicos.

2.2.1.3.- TIPOS DE CARBONES ACTIVADOS.

Existen una gran variedad de formas físicas, tales como el carbón activado en polvo (PAC, powdered activated carbon)(figura 2.7), el carbón activo granular (GAC, granular activated carbon), con estructura de fibra, en forma de fieltros e incluso telas. Sin embargo, en la campo de la depuración de aguas residuales los más ampliamente utilizados son el PAC y el GAC. Debido a las mayores ventajas que presenta el carbón en polvo frente al granular (mayor capacidad de adsorción física y química, aumento de la eliminación por unidad de masa de sustancias refractarias, mejora de la decantación de los fangos biológicos, menor coste económico (Koppe *et al.*, 1979; Specchia *et al.*, 1988; Meidl, 1997) se prefiere el uso del primero en el proceso PACT.

2.2.1.4.- MECANISMO DE ADSORCIÓN.

Se sabe que el carbón activo tiene una gran superficie heterogénea (química y geométrica) que le confiere excelentes propiedades para la adsorción y que la quimisorción (adsorción química) predomina sobre la fisorción (adsorción física)(Dąbrowski *et al.*, 2005) debido a la mayor actividad de los grupos funcionales en la capacidad de adsorción que suelen presentar los carbonos activos.

La composición química del adsorbente resulta fundamental ya que la presencia de elementos como el oxígeno y el hidrógeno en los grupos superficiales de la matriz afecta en gran medida a las propiedades de adsorción del carbón activo. Estos grupos funcionales junto con los electrones π deslocalizados de los planos basales determinan la reactividad química de la superficie de un carbón activo (León y León y Radovic, 1994). En el mecanismo de quimisorción, como resultado de la presencia de un momento eléctrico dipolo o cuadrípulo permanente o una carga eléctrica neta en los grupos superficiales del carbón activo, se producen interacciones electrostáticas específicas entre la superficie del adsorbente y las moléculas de adsorbato originándose la formación de un enlace químico. Si la superficie del carbón es polar (hidrofílico), su

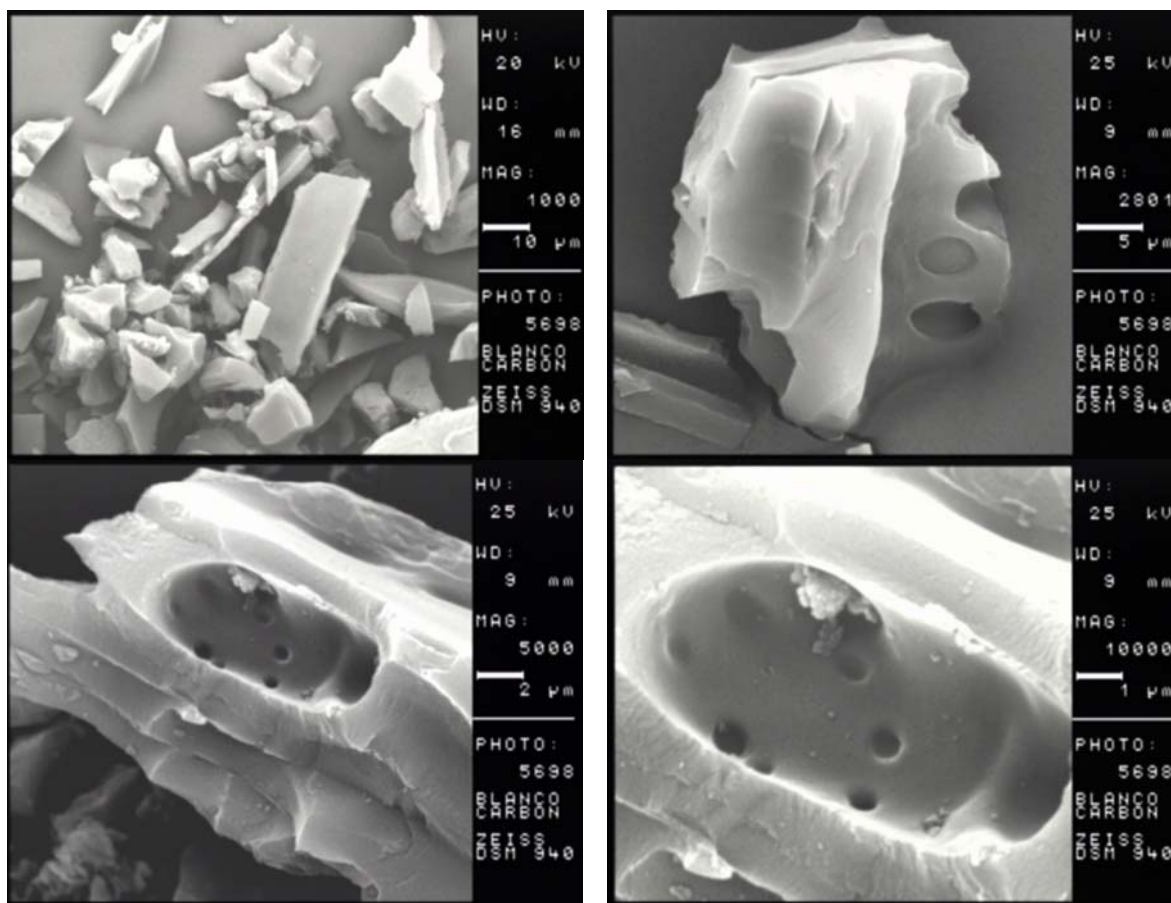


Figura 2.7. Fotografías realizadas al microscopio electrónico de barrido de carbón activo en polvo comercial.

campo eléctrico resultante induce un momento dipolar en una molécula sin ningún dipolo permanente y, mediante esta polarización, va a aumentar la extensión de la adsorción. Análogamente, una molécula con un momento dipolo permanente va a polarizar en sentido contrario una superficie no polar (hidrófoba) y de este modo se favorecerá la atracción. Para un adsorbente polar y adsorbato con momentos dipolos permanentes, la atracción es fuerte. En forma similar, en una superficie hidrófila, una molécula con un momento cuadrupolo permanente será atraída más fuertemente que un adsorbato con un momento más débil (Perry y Green, 2001). Por el contrario, si la superficie es hidrófoba y si se tienen moléculas sin momentos dipolo o cuadrupolo entonces no existe quimisorción y lo que en realidad existe es fisisorción ya que las fuerzas de dispersión que siempre están presentes serían, en este caso, las responsables de la adsorción.

En el mecanismo de adsorción física se producen fuerzas de Van der Waals entre la superficie de los carbonos activados y las sustancias presentes en el seno de un fluido. La mayor parte de la adsorción tiene lugar en los microporos (responsables de más del 90 % de la superficie específica, Franz *et al.*, 2000) como consecuencia del aumento de las fuerzas de dispersión al incrementarse la energía de adsorción como resultado de las interacciones del adsorbato con la superficie: los microporos son lo suficientemente pequeños como para que una molécula de adsorbato sea atraída por las paredes opuestas que forman el poro de manera que las funciones de energía potencial para esas paredes se “superimponen” para crear un pozo profundo resultando entonces una fuerte

adsorción (Perry y Green, 2001). Por otro lado, los mesoporos y los macroporos tienen su importancia en este proceso como pasos de acceso de las sustancias que van a ser adsorbidas en el interior de la partícula de adsorbente y en los microporos (figura 2.8). Es conveniente tener en consideración, sobre todo para aquellos carbones que van a ser utilizados en fase líquida, que éstos contengan un número adecuado de macro y mesoporos pues resultan fundamentales para facilitar la difusión de los líquidos hasta los microporos: una elevada superficie específica, con una adecuada distribución de tamaños de poros, es una condición necesaria pero no es suficiente para la obtención de una óptima adsorción.

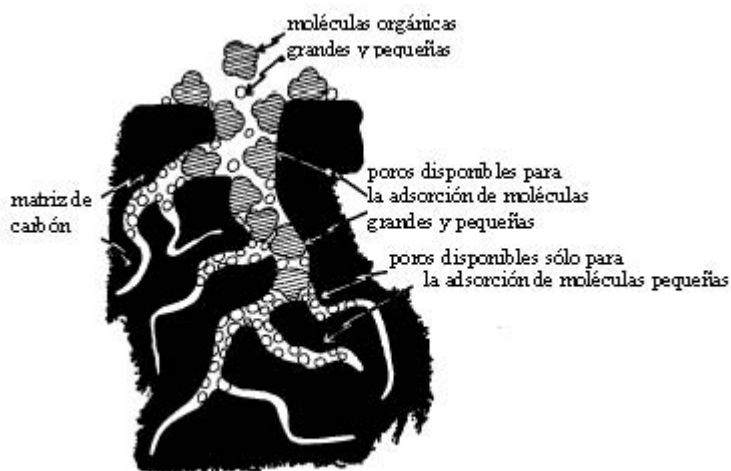


Figura 2.8. Mecanismo de adsorción física (Cheremisinoff y Morresi, 1978).

Ejemplo de adsorción: fenol y derivados.

El mecanismo de adsorción de compuestos fenólicos sobre carbón activado puede incluir fuerzas de dispersión entre los electrones π del fenol y los electrones π procedentes de los dobles enlaces de la estructura del carbón activado (Coughlin y Ezra, 1968) e implicar la formación de complejos donadores-aceptores de electrones en los cuales los grupos de oxígeno básicos de la superficie actúan como donantes mientras que el anillo aromático del adsorbato ejerce de aceptor (Mattson *et al.*, 1969; Mattson *et al.*, 1971). En este mecanismo, el efecto del disolvente en la adsorción (Terzyk, 2003) suele ser despreciable pero, siempre y cuando se produzca un aumento en la temperatura, puede modificar significativamente las propiedades del adsorbente.

En medio acuoso, la adsorción de fenol y derivados por carbón activado ha sido ampliamente estudiada y está determinada, esencialmente, por:

- la naturaleza física-química del adsorbente (estructura del poro, carbonos olefinicos y los complejos superficiales de oxígeno presentes en el carbón activo),
- la naturaleza del adsorbato (peso molecular, tamaño, grupos funcionales presentes, polaridad, solubilidad acuosa de los compuestos fenólicos y pK_a (tabla 2.3)),
- las condiciones del medio (pH, fuerza iónica, concentración de adsorbato, disponibilidad de oxígeno en la solución).

En un proceso de adsorción, la capacidad de adsorción no suele estar determinada por las propiedades físicas de las sustancias sino que está influenciada por la composición química (Dąbrowski *et al.*, 2005). El tamaño molecular aproximado del fenol y ciertos derivados estimados a partir de la longitud de los enlaces y los radios de Van der Waals de los átomos es de 0,8-1,0 nm (Jung *et al.*, 2001) mientras que el diámetro de poro del adsorbente (microporos), según la IUPAC, es menor de 2 nm. Esta anchura es suficiente para que estos compuestos orgánicos se sitúen en el interior de los huecos y puedan ser adsorbidos sobre la superficie interna del carbón activo.

Experimentalmente es conocido que, a mayor área superficial y porosidad, mejor es la capacidad de adsorción de un determinado carbón activo; sin embargo, debido a que éste muestra un carácter anfótero en solución acuosa su densidad de carga superficial va a depender del pH. Esta influencia supone que en una solución de electrolitos débiles (fenol y derivados en agua) éstos van a ser repelidos o atraídos por la superficie del carbón activo en función del pH del medio. Si el pH de la disolución es excesivamente ácido, se aumenta la adsorción de protones del medio disminuyéndose, por tanto, la retención del fenol y sus derivados ya que los protones al estar adsorbidos sobre la superficie del carbón reducen el número de centros activos del adsorbato. Para valores de pH ácidos, la cantidad de moléculas adsorbidas es máxima y permanece prácticamente constante ya que la carga superficial en el entorno externo-interno de la masa de carbón presenta un valor positivo favoreciéndose de esta forma la interacción (las fuerzas de dispersión entre los electrones π en este caso son muy débiles). Una constante de acidez, pK_a , mayor que el pH del líquido indica que el electrolito no está disociado (dependiendo de la diferencia entre el pK_a y el pH el grado de no disociación será mayor o menor) de manera que estos compuestos orgánicos son adsorbidos preferentemente en su forma molecular. Con la subida de pH, se disminuye ligeramente la adsorción debido al gradiente de cargas que aparece en las partículas de carbón (la carga superficial interna, localizada principalmente en los microporos y en los mesoporos, continúa siendo positiva mientras que la carga superficial externa resulta ser negativa) ya que si el fenol o sus derivados se encuentran parcial o totalmente disociados los aniones correspondientes son repelidos por la carga negativa de la superficie del carbón (Franz *et al.* 2000). Cuando el pH del líquido ya es demasiado alto, se observa un descenso en el número de sustancias adsorbidas ya que las propiedades ácido-base del carbón determinan que tanto su superficie interna como la externa estén cargadas negativamente y se aumente por tanto la repulsión electrostática (Mazet y Baudu, 1994; Moreno-Castilla *et al.*, 1995; Widjaja *et al.*, 2004).

La adsorción se ve aumentada, en general, a medida que disminuye la solubilidad en el agua del compuesto orgánico y con la presencia de grupos funcionales aceptores de electrones en estas sustancias. Cuanto mayor es la tendencia del sustituyente a retirar electrones del adsorbato mayor es la capacidad de adsorción porque se favorece la atracción de los electrones entre el anillo de benceno y el carbón activado, como consecuencia de la disminución de la densidad electrónica del compuesto aromático.

Tabla 2.3. Propiedades físicas de compuestos fenólicos (Vidic *et al.*, 1993; Moreno-Castilla *et al.*, 1995).

Compuesto de fenol	pK _a a 298 K	solubilidad a 298 K (g/100g H ₂ O)
fenol	9,96	9,3
o-cresol	10,20	2,5
m-cresol	10,01	2,6
p-cresol	10,17	2,3
o-clorofenol	8,52	2,8
m-clorofenol	8,80	2,6
p-clorofenol	9,37	2,7
m-aminofenol	8,16	2,6
o-nitrofenol	7,17	0,02
m-nitrofenol	8,28	0,13
p-nitrofenol	7,13	0,17

Con el aumento de la temperatura y a pH neutro, tiende a desaparecer el efecto de la composición química superficial del carbón sobre la adsorción del fenol de modo que la estructura porosa del PAC en estos casos determina el mecanismo de adsorción (Terzyk, 2003). Por otro lado, la presencia y la cantidad de oxígeno molecular en el medio (neutro) tiene una influencia significativa en la capacidad de adsorción del adsorbente sobre los compuestos fenólicos: la retención de adsorbato aumenta bajo condiciones óxicas en comparación con las anóxicas (Terzyk, 2003).

El fenol es un compuesto biodegradable en ausencia de PAC (Van Schie y Young, 2000; Veeresh *et al.*, 2005; Nair *et al.*, 2008), sin embargo, el proceso PACT proporciona una eliminación superior y más eficaz al obtenido en cualquier otro tratamiento biológico (Orshansky y Narkis, 1997). De la concentración de fenol presente en el agua residual, la mayor parte es oxidado a través de los microorganismos, otra es adsorbida sobre el carbón activo y sólo una mínima porción es la que se encuentra en el efluente:

$$\text{fenol inicial} = \text{fenol oxidado} + \text{fenol adsorbido sobre PAC} + \text{fenol residual}$$

2.2.2.- TRATAMIENTO DE FANGOS ACTIVOS.

Para la depuración de aguas con un alto contenido en materia orgánica, como es el caso del efluente procedente de la fabricación del óxido de propileno, estireno y derivados, es posible aplicar un tratamiento biológico (una vez preacondicionada esta corriente a través de un proceso de oxidación avanzada WAO) ya que la degradación de las sustancias contaminantes de naturaleza orgánica presentes en el agua residual (ya sea en forma coloidal o en disolución) puede ser llevada a cabo por parte de los microorganismos, principalmente bacterias, puesto que utilizan la materia orgánica como fuente de carbono y energía.

Los procesos biológicos en el tratamiento de aguas residuales se pueden clasificar normalmente en función del grado de utilización del oxígeno por parte de las especies que intervienen en la descomposición de la materia orgánica. Así, los procesos aerobios serán aquellos en los que los organismos, en sus reacciones metabólicas, necesitan la presencia de oxígeno mientras que los sistemas anaerobios tienen lugar en ausencia de oxígeno aunque debe existir la presencia de nitratos, sulfatos y/o monóxido

de carbono como aceptores de electrones. Existe otro tercer tipo de métodos, los tratamientos anóxicos, que se producen en condiciones de ausencia de oxígeno, pero los mecanismos bioquímicos de los microorganismos no son anaerobios sino modificaciones en las rutas metabólicas aerobias (Metcalf & Eddy, 2000).

La depuración de aguas residuales mediante un tratamiento biológico se fundamenta en el metabolismo microbiano. El metabolismo consiste en una serie de reacciones de gran complejidad de mecanismo y selectividad estereoquímica que son producidas por los organismos en condiciones no extremas de presión, temperatura y pH. Este metabolismo puede subdividirse en dos categorías principales, el catabolismo, que comprende aquellos procesos relacionados con la degradación de las sustancias contaminantes complejas que se encuentran presentes en el agua residual y por los que se obtiene además energía que será utilizada por los microorganismos para realizar sus funciones vitales (movilidad, formación de biomasa, transporte de nutrientes, etc) y el anabolismo en el que tiene lugar la síntesis de moléculas orgánicas complejas precursoras de las estructuras celulares de la biomasa formada. Tanto las secuencias de reacciones o rutas catabólicas como las anabólicas se producen simultáneamente en tres niveles de complejidad (Figura 2.9).

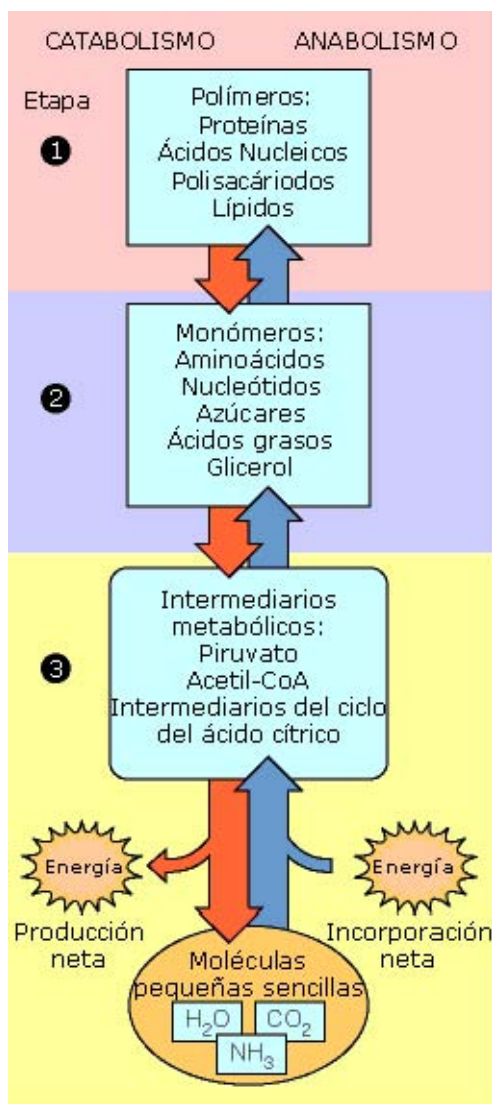


Figura 2.9. Visión general del metabolismo (Mathews et al., 2002).

Básicamente, en el nivel 1, se produce la transformación de los polímeros complejos con los intermediarios monoméricos; en el nivel 2, la interconversión de los monómeros (aminoácidos, monosacáridos, nucleótidos,...) con los compuestos orgánicos aún más sencillos; y el nivel 3, la degradación final de los intermediarios metabólicos hasta compuestos inorgánicos como CO_2 , H_2O , NH_3 , CH_4 o la síntesis a partir de los mismos. Es importante destacar además que en las reacciones catabólicas también se producen rutas de producción de energía que pueden generar intermediarios que van a ser usados en los procesos de biosíntesis. Generalmente, para que tengan lugar los procesos de catabolismo-anabolismo, los microorganismos deben obtener el sustrato y la energía del medio ambiente. La fuente de carbono, principal elemento metabólico, puede tener su origen a partir del carbono inorgánico obtenido en forma de CO_2 o bien, puede proceder de compuestos de naturaleza orgánica mientras que la energía necesaria para las rutas anabólicas se obtiene de la luz o de la energía química liberada cuando un compuesto orgánico o inorgánico es oxidado. En la tabla 2.4 se encuentran clasificados los microorganismos en función de las fuentes de energía y el sustrato que utilizan.

Tabla 2.4. Clasificación de los organismos según su fuente de carbono y energía (Stanier *et al.*, 1986).

	Fuente de energía	Fuente de carbono	Organismos
fotoautótrofo	luz	CO_2	algas y bacterias fotosintéticas
fotoheterótrofo	luz	compuestos orgánicos	algunas bacterias sulfurosas
quimioautótrofo	química (reacción de óxido-reducción inorgánica)	CO_2	bacterias nitrificantes
quimioheterótrofo	química (reacción de óxido-reducción orgánica)	compuestos orgánicos	protozoos, hongos y la mayoría de las bacterias

Los principales organismos de utilidad que intervienen en la depuración de efluentes son las bacterias quimioheterótrofas puesto que van a utilizar el carbono orgánico presente en las aguas residuales como sustrato a degradar y la oxidación de compuestos orgánicos como fuente de energía. Además estos organismos permiten producir reacciones energéticamente más favorables que el resto ya que son capaces de generar una mayor energía neta. Las vías metabólicas empleadas por los quimioheterótrofos para la oxidación y la conservación de la energía se pueden dividir en dos tipos de procesos:

- Fermentación.
- Respiración.

En la fermentación, las reacciones químicas de óxido-reducción producidas por los seres vivos únicamente tienen lugar cuando se produce una oxidación parcial de los átomos de carbono (pérdida de electrones) del compuesto orgánico inicial en ausencia de cualquier aceptor terminal de electrones ya que las propias moléculas orgánicas actúan como dadoras y aceptoras electrónicas. Durante la fermentación, los electrones del dador, un intermedio formado durante la degradación del sustrato, son transportados hacia un aceptor constituido por otra especie orgánica generada también durante el catabolismo del compuesto inicial liberándose en estas reacciones redox una parte

pequeña de la energía contenida en el complejo como consecuencia, generalmente, del escaso margen de energía potencial que presentan las moléculas que intervienen en el intercambio electrónico. En la respiración, en cambio, hay una especie aceptora terminal de electrones externa que va a permitir la oxidación completa del sustrato orgánico a CO₂ y una mayor producción de energía debido a que estos aceptores son oxidantes más potentes. Cualquier tipo de transporte de electrones en el que el oxígeno molecular sea el aceptor final constituye un proceso de respiración aerobia mientras que cuando se emplea un agente oxidante inorgánico, como el nitrato o el sulfato, la respiración es anaerobia. Como consecuencia de que en las fermentaciones sólo tiene lugar una oxidación parcial, la energía liberada en las reacciones redox es sensiblemente inferior a la obtenida cuando se produce una respiración de modo que el mayor rendimiento energético de la respiración sobre la fermentación sugiere que para realizar tratamientos de depuración de efluentes se debe desarrollar fundamentalmente el mecanismo de la respiración.

La mayoría de las bacterias que intervienen en los procesos de tratamientos de corrientes residuales son organismos aerobios quimioheterótrofos, es decir, utilizan como fuente de carbono la materia orgánica para la producción de biomasa y como fuente de energía las reacciones químicas de oxidación de compuestos orgánicos para la síntesis celular. También en los sistemas de fangos activos pueden actuar bacterias quimioautótrofas que consiguen la fuente de carbono a partir del dióxido de carbono y la fuente de energía de la oxidación de compuestos inorgánicos reducidos tales como el amoníaco, el nitrito y el sulfuro. Son muy valiosas en los procesos de depuración de aguas ya que son las responsables de los procesos de nitrificación-desnitrificación en los cuales se elimina el nitrógeno presente en los efluentes residuales.

El proceso de fangos activos (Andern y Lockett, 1914) consiste fundamentalmente en mantener una alta concentración de bacterias, que se agrupan en forma de flóculos, en un reactor continuo, suministrándoles oxígeno por medio de difusores y con un adecuado control de la temperatura (Metcalf&Eddy, 2000). El agua residual a tratar, influente, se introduce en un tanque de aireación donde se produce la conversión de los agentes contaminantes (materia orgánica, nutrientes,...) por parte de los sistemas enzimáticos de las bacterias en nuevas células y diversos productos por medio de una población de microorganismos que se encuentran en suspensión dentro del líquido contenido en el reactor biológico. Debido a que el peso específico de los organismos aerobios es superior al del agua, es necesario realizar una sedimentación posterior para poder retirar los microorganismos del agua residual tratada. De esta forma, los lodos formados en la cuba de oxidación son conducidos hasta un decantador para su separación por sedimentación y son recirculados para proporcionar a la cuba de aireación una concentración bacteriana suficiente para que continúe la degradación de la materia contaminante. El exceso de fangos, se purga del sistema con la finalidad de mantener la masa biológica en los niveles deseados.

La biomasa que se crea en el reactor (flóculos) se compone de gran variedad de microorganismos. Los seres vivos que forman parte de un tratamiento biológico son esencialmente bacterias y protozoos y, en menor medida, hongos y algas. Los organismos que metabolizan la mayoría del sustrato orgánico son las bacterias y constituyen la agrupación más importante del flóculo.

Debido a que las condiciones del medio y las características físicas y químicas del agua residual son los factores que suelen determinar las especies dominantes en el flóculo, es conveniente en un proceso de fangos activos realizar un control de una serie de parámetros (relación F/M, concentración de sustrato, nutrientes, pH, temperatura,

concentración de oxígeno disuelto, potencial redox, etc...) para poder obtener el óptimo funcionamiento de la planta de tratamiento de lodos activados.

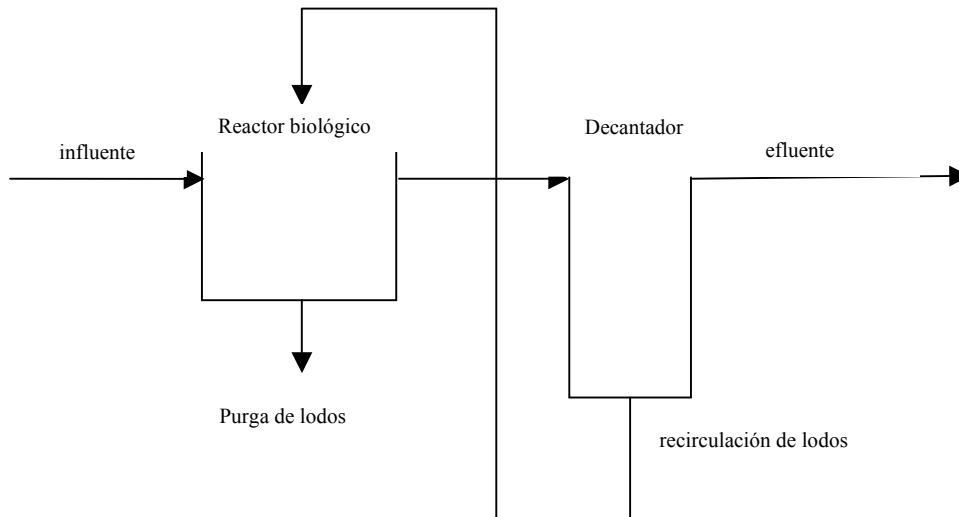


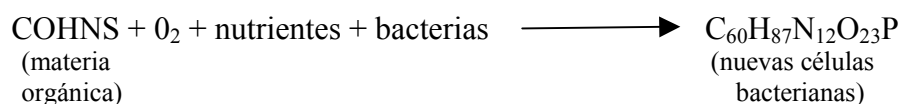
Figura 2.10. Diagrama de una planta de fangos activos.

2.2.2.1.- FUNDAMENTO.

Durante el proceso de eliminación de la materia contaminante en los flóculos, en primer lugar se produce la adsorción en el flóculo de todos los sustratos y otros materiales. Posteriormente, los compuestos de alto peso molecular son fraccionados por medio de enzimas produciéndose de esta forma sustratos de bajo peso molecular que, finalmente, penetran en las células bacterianas donde son catabolizados.

El sustrato se degrada durante el proceso biológico de dos formas: síntesis y oxidación (Ramalho, 1996; Metcalf&Eddy, 2000). Una parte de la materia orgánica carbonosa del agua residual es transformada por los microorganismos para dar lugar a la formación de nuevas células (etapa de síntesis). Es necesaria, para que se produzca la producción de biomasa, la presencia de compuestos con nitrógeno y fósforo (nutrientes) ya que estos dos elementos forman parte de la pared celular de las bacterias.

- etapa de síntesis (reacción no ajustada):



En un reactor continuo con un cultivo en suspensión, se puede observar que el crecimiento bacteriano varía con el tiempo y describe un comportamiento diferente en función de la fase de desarrollo en que se encuentren los microorganismos (figura 2.11,

Bailey y Ollis, 1986). La primera parte de la curva, etapa de latencia o de retardo, representa el tiempo necesario para la aclimatación de los organismos inoculados en el medio de cultivo y el comienzo de las divisiones celulares. Si un cultivo exponencial se inocula en el mismo medio y en las mismas condiciones de cultivo, no se observa retraso y el crecimiento exponencial se inicia inmediatamente. Sin embargo, si el inóculo se toma de un cultivo en fase estacionaria y se inocula en el mismo medio o si se transfiere una población de un medio rico a otro más pobre, se aprecia normalmente un retraso a pesar de que todas las células sean capaces de reproducirse (Madigan *et al.*, 2004). Esto es debido, principalmente, a que las células carecen de ciertas enzimas esenciales para su completo desarrollo de modo que es necesario un periodo de adaptación para la síntesis de estas nuevas enzimas. En la fase exponencial, se produce un rápido aumento de la flora bacteriana como consecuencia de la alta tasa de crecimiento que caracteriza esta etapa. Para permitir la evolución de especies microbiológicas en los reactores aerobios de depuración, éstos deben reproducir un medio ambiental adecuado por lo que la temperatura, el pH y la concentración de oxígeno disuelto en el sistema además del alimento y de los nutrientes disponibles van a resultar factores fundamentales para el desarrollo de la biomasa. Cuando el sustrato (materia orgánica o nutrientes) resulta limitado y/o cuando se acumulan en el medio algunos productos de desecho hasta niveles inhibitorios, la velocidad de formación de células nuevas se reduce y se produce una compensación entre la biomasa recién creada con la biomasa más madura que muere por lo que la población bacteriana permanece constante (fase estacionaria). La última etapa del crecimiento bacteriano, fase de muerte celular, tiene lugar cuando no existe suficiente alimento para mantener a los microorganismos de modo que la tasa de mortalidad de bacterias excede a la de formación de células nuevas. En este periodo, las bacterias se ven obligadas a metabolizar la materia celular muerta (metabolismo endógeno) para continuar sus funciones dentro del reactor biológico.

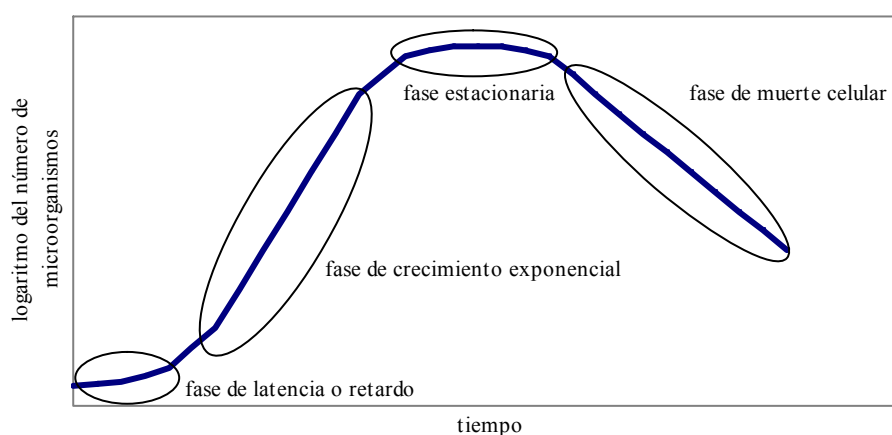
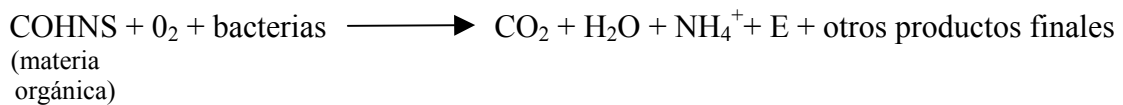


Fig. 2.11. Curva de crecimiento microbiano.

La parte restante de sustrato que no ha sido utilizada para la producción de biomasa es oxidada obteniéndose fundamentalmente dióxido de carbono, agua y energía (etapa de oxidación). La obtención de energía resulta trascendental para los microorganismos ya que es utilizada para la realización de sus funciones vitales, tales como la síntesis de nuevas células y movilidad. Habitualmente, en los procesos

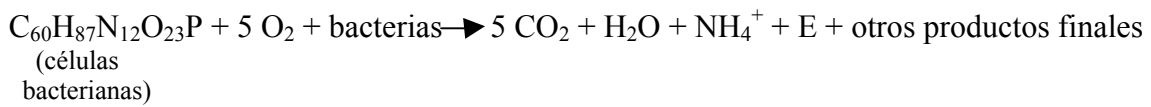
biológicos aerobios, las 2/3 partes del sustrato consumido son oxidadas para satisfacer la demanda energética de las bacterias mientras que las partes restantes son utilizadas para la generación de biomasa. Los compuestos nitrogenados de naturaleza orgánica, así como las sustancias inorgánicas, también son transformados en el reactor biológico formándose sobre todo amonio.

- etapa de oxidación (reacción no ajustada):



Solamente cuando la concentración de materia orgánica resulta insuficiente para la obtención de biomasa y energía, los microorganismos entran en la fase de respiración endógena. Bajo estas condiciones, para poder resolver las necesidades energéticas de los microorganismos, se produce la oxidación de materia celular produciendo entonces un descenso en la concentración de biomasa.

- etapa de respiración endógena (reacción no ajustada):



2.2.2.2.- TIPOS DE PROCESOS DE FANGOS ACTIVOS.

Dependiendo de la disposición adoptada para los tanques de aireación y el punto, o puntos, de introducción del agua residual y la recirculación de fangos, se definen dos tipos teóricos de flujos hidráulicos en los reactores de fangos activos:

- mezcla completa: en este tipo de flujo, el sistema de aireación se dispone de forma que, tanto los fangos en recirculación como el agua tratar, se mezclan rápida e íntimamente en el reactor (figura 2.12).

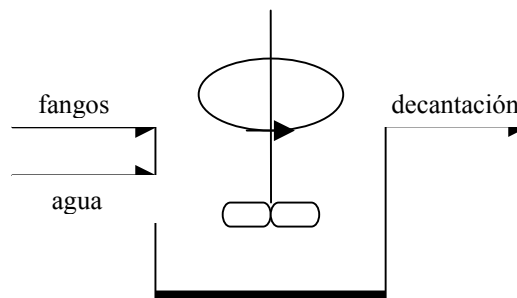


Fig. 2.12. Reactor de mezcla completa.

- flujo pistón: en este caso, el depósito de aireación se divide en varios canales o celdas conectados en serie. La masa de fango en recirculación y el agua a tratar se conducen a cabeza del primer canal (figura 2.13).

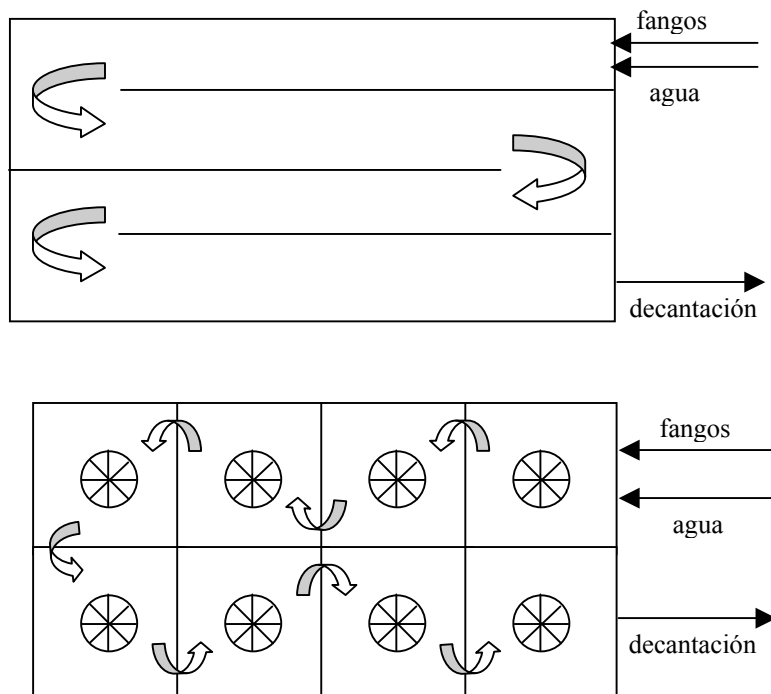


Fig. 2.13. Reactores de flujo pistón.

El tratamiento de fangos activos es muy flexible al ser posible realizar modificaciones en los procesos de flujo pistón y de mezcla completa para poder aplicarlos en la depuración de aguas residuales de, prácticamente, cualquier origen. En la tabla 2.5 (Metcalf&Eddy, 2000), se muestran los procesos de fangos activos convencionales y algunas de las modificaciones con el tipo de flujo hidráulico empleado en cada uno de los diferentes tratamientos.

Tabla 2.5. Procesos y modelos de flujo utilizados en los sistemas de fangos activos.

proceso o modificación del proceso	tipo de flujo
convencional	flujo pistón
reactor de mezcla completa	mezcla completa
aireación graduada	flujo pistón
aireación con alimentación escalonada	flujo pistón
aireación modificada	flujo pistón
contacto y estabilización	flujo pistón
aireación prolongada	flujo pistón
aireación de alta carga	mezcla completa
proceso Krauss	flujo pistón
sistemas de oxígeno puro	mezcla completa en serie
canal de oxidación	flujo pistón
reactor de flujo discontinuo secuencial	flujo intermitente agitado
reactor Deep Shaft	flujo pistón

Ventajas e inconvenientes de reactores de fangos activos de flujo pistón y de mezcla completa.

En los procesos de lodos activados, se observa experimentalmente que:

- Los fangos procedentes de los reactores de flujo pistón sedimentan mejor que los reactores de mezcla completa y presentan una menor predisposición al desarrollo de bacterias filamentosas (Chudoba *et al.*, 1973). Esto es debido a que con los reactores de flujo pistón se favorece el crecimiento de organismos formadores de flóculos ya que a la entrada del tanque hay una mayor carga de sustrato (en los reactores de mezcla completa la materia contaminante rápidamente se dispersa por el interior de la cuba de aireación de manera que la concentración de sustrato disminuye a valores más bajos de materia orgánica). Esto permite la rápida adsorción de la materia orgánica soluble por parte de las bacterias granulares (formadoras de flóculos) ya que tienen una tasa de crecimiento superior a la de los organismos filamentosos cuando la concentración de sustrato es alta (García *et al.*, 1991). Esta rápida eliminación supone que la concentración de materia orgánica disponible sea muy baja por lo que se impide su asimilación por parte de las bacterias filamentosas.

- Para condiciones de funcionamiento similares, en los reactores biológicos de mezcla completa el suministro y la demanda de oxígeno son uniformes a lo largo del tanque, mientras que en los de flujo pistón el consumo de oxígeno disminuye a lo largo de la cuba de aireación siendo el aporte de oxígeno constante (figura 2.14)(Ramalho, 1996). El balance entre el suministro y el consumo de oxígeno es más favorable para el reactor de mezcla completa que para el de flujo pistón (el aporte de oxígeno en este tipo de reactores suele presentar un mayor grado de dificultad puesto que las necesidades de oxígeno cambian continuamente según la variación de los parámetros a medida que el agua residual avanza en el tanque). Desde el punto de vista de la instalación y su control, la mezcla completa conduce a soluciones más sencillas que el flujo pistón.

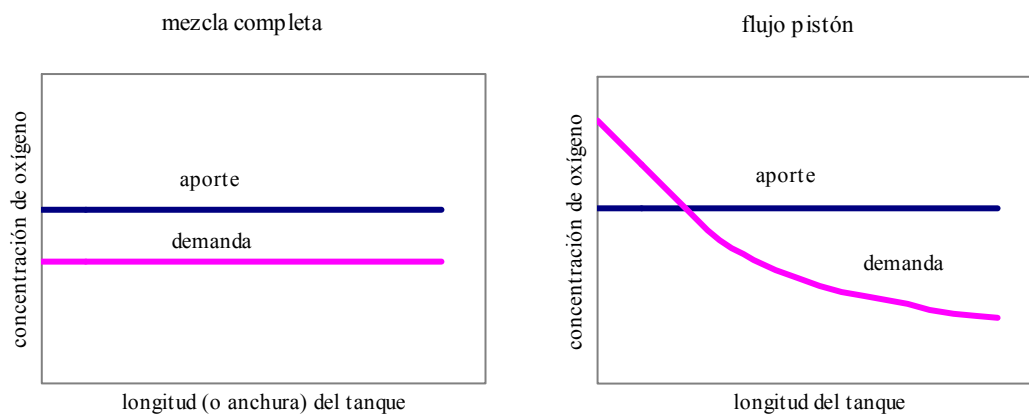


Fig. 2.14. Proceso de lodos activos con reactores de mezcla completa y con flujo pistón.

- Por otro lado, los sistemas de mezcla completa son capaces de soportar mejor las variaciones de la calidad del agua (pH, temperatura, sustancias tóxicas, sustrato, etc.) que los reactores de flujo pistón ya que éstos tienen poco efecto de dispersión (se mezcla una parte relativamente grande de agua a tratar con una concentración de

biomasa más pequeña que en los tanques de mezcla completa con lo cual la capacidad de amortiguación es más reducida).

- Los procesos de mezcla completa también toleran, de manera mucho más satisfactoria que los sistemas de flujo pistón, los cambios bruscos en la concentración de la materia orgánica del influente (cargas de choque), ya que el agua residual que se introduce en la cuba de aireación se diluye inmediatamente entre todo el volumen del licor mezcla de manera que se produce una disminución de la carga a tratar por parte de los microorganismos (figura 2.15).

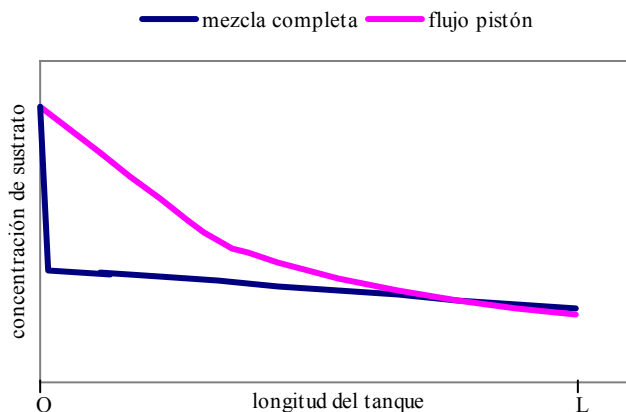


Fig. 2.15. Evolución de la concentración de sustrato en los reactores de mezcla completa y de flujo pistón.

- En la práctica, la nitrificación no se ve favorecida por la utilización de los sistemas de flujo pistón o los de mezcla completa ya que en ambos procesos los resultados son similares.

- Se ha comprobado (Ronzano y Dapena, 2002) que la asimilación del fósforo en los fangos se produce en mayor medida empleando un reactor de flujo pistón en vez de uno de mezcla completa ya que el fósforo orgánico suele encontrarse preferentemente en lodos biológicos con una buena sedimentación.

- Como consecuencia de la turbulencia generada por la aireación en los reactores de las plantas de lodos activos se produce una dispersión considerable. Debido a esta agitación, resulta más próximo a la realidad el modelo de mezcla completa que el reactor teórico de flujo pistón en el que se supone una ausencia total de mezcla (siempre y cuando el tanque sea de gran longitud y con una alta relación longitud/anchura para que la dispersión longitudinal sea mínima o nula)

- Normalmente en los reactores de mezcla completa se realiza un aporte de aireación mayor que el requerido por los microorganismos para asegurar una buena agitación dentro del tanque. Debido a este exceso de aireación, se produce una cierta rotura del flóculo de modo que la calidad de la floculación de los fangos desciende. En los sistemas de flujo pistón las necesidades de oxígeno son menores al final del recorrido que al principio de manera que, la aireación en el tramo final del reactor es más baja por lo que se produce una mejora en la floculación de los lodos biológicos y, por consiguiente, en la calidad del agua tratada.

- Debido a que permiten una distribución más uniforme de los sólidos de la alimentación y de los sólidos biológicos recirculados al tanque de aireación, los

procesos de mezcla completa proporcionan una extracción más uniforme de la biomasa que en aquellos reactores que funcionan con un régimen hidráulico de flujo pistón.

- Como consecuencia del comportamiento autocatalítico que se produce en el interior del reactor biológico (descomposición de la materia orgánica por microorganismos), para obtener un alto rendimiento de eliminación de la DQO (elevada conversión del sustrato) los reactores de mezcla completa presentan unos volúmenes mayores que los de flujo pistón (Levenspiel, 1989).

Las principales ventajas e inconvenientes de cada tipo de flujo se muestran, a modo de resumen, en la tabla 2.6:

Tabla 2.6. Ventajas e inconvenientes del flujo pistón y el flujo de mezcla completa (adaptada parcialmente de Ronzano y Dapena, 2002).

	flujo pistón	mezcla completa
sedimentación de los fangos	+++	-
oxigenación: instalación y control	-	++
sensibilidad a las variaciones de calidad	-	++
rendimiento sobre la eliminación de la contaminación orgánica:		
- bajas variaciones de carga	=	=
- fuertes variaciones de carga	-	++
nitrificación	=	=
fósforo	++	-
comportamiento flujo hidráulico	-	++
floculación	++	-
retirada de los lodos biológicos	-	+
volumen del reactor	++	-

(notación: =, sin diferencia; +, poca mejora; ++, mejora neta; +++, gran mejora).

2.2.2.3.- MICROBIOLOGÍA DE UN FANGO ACTIVADO.

La diversidad de la comunidad biológica en un reactor de fangos activos es muy amplia al contener fundamentalmente muchas especies de bacterias y protozoos y, en menor medida, de hongos, algas, levaduras y rotíferos.

Los organismos más importantes en el proceso de eliminación de la materia orgánica contaminante son las bacterias y representan la agrupación más numerosa del flóculo. Estos seres exhiben una considerable variedad de formas pero entre las más frecuentes se encuentran los *cocos*, que tienen forma de esfera; los *bacilos*, que son como bastones de longitud variable con los extremos redondeados; los *espirilos*, células helicoidales y las *filamentosas*, que son estructuras muy alargadas y finas (Curtis y Due Barnes, 2000). En realidad, las bacterias *filamentosas* son agrupaciones de *bacilos* que se han dividido por el plano transversal (normalmente se reproducen por fisión binaria, es decir, la célula original se transforma y se separa en dos nuevos organismos) quedándose unidos por los extremos dando lugar a la formación de filamentos.

La capacidad de la biomasa a permanecer floculada, compacta y a decantar rápidamente determina la eficiencia de la separación sólido-líquido de manera que es fundamental que el flóculo esté formado mayoritariamente de bacterias granulares (*cocos* y *bacilos*) ya que se favorece la eliminación de la materia orgánica contaminante al conseguirse una mejor sedimentación de los fangos biológicos en el decantador:

durante el crecimiento de estos organismos se forma un mucílago que rodea la membrana celular, esta sustancia viscosa tiene gran importancia en la floculación ya que modifica las cargas eléctricas negativas que posee la envoltura celular de las bacterias (Madigan et al., 2004) facilitando su aglomeración (Ronzano y Dapena, 2002) y disminuyendo, de esta forma, la fuga de materias en suspensión a través del decantador. La estructura y estabilidad del flóculo está influenciada por factores fisicoquímicos y microbiológicos (tabla 2.7), por lo tanto, debido a la naturaleza variable del lodo uno o varios de estos factores pueden desempeñar un papel predominante en la estabilidad del flóculo en un fango determinado y, por consiguiente, influir en el rendimiento de la planta.

Tabla 2.7. Factores fisicoquímicos y microbiológicos que afectan a la estabilidad del flóculo (Liss, 2002).

factores fisicoquímicos	factores microbiológicos
<ul style="list-style-type: none"> - floculación con cationes divalentes de SPE - floculación vía hidróxido férrico - floculación con polímeros - interacciones hidrofóbicas - fuerzas de repulsión electrostática de doble capa e interacciones de Van der Waals - interacciones estéricas 	<ul style="list-style-type: none"> - cantidad relativa de organismos filamentosos - edad del fango

La biofloculación del fango está determinada por las propiedades superficiales de la biomasa (hidrofobicidad y la carga superficial entre otras), por la composición de las sustancias poliméricas extracelulares (SPE) y por los polímeros totales en el fango (Wilén, 2003). Cuando menor es la carga negativa del flóculo y mayor es su hidrofobicidad mejor es la floculación (Liao *et al.*, 2001) ya que esta hidrofobicidad dirige la adhesión bacteriana (Tay *et al.* 2002). Existen diferentes alternativas para inducir una disminución en la carga negativa del lodo y aumentar la hidrofobicidad del mismo como son la adición al fango de cationes divalentes (el Ca^{2+} y el Mg^{2+} mejoran la floculación por medio de interacciones iónicas con los grupos polares de carga negativa presentes en la membrana de las células bacterianas y/o con los grupos funcionales negativos (carboxil, hidroxil y fosfato, entre otros) disponibles en las SPE ya que permiten su unión mediante la formación de enlaces poliméricos entre la bacteria y/o las partículas del flóculo (Tenney *et al.*, 1970; Sobeck y Higgings, 2002)), la modificación del tiempo de retención celular (Liao *et al.*, 2001) o la utilización de sustancias poliméricas floculantes (Chausset, 1989; Goldberg *et al.*, 2000; Popa-Nita *et al.*, 2009).

Por el contrario, un descenso de la floculación está asociada con una estructura débil del flóculo causada por el cambio de las condiciones de operación o por las variaciones de las condiciones medioambientales (carga orgánica, fuerza iónica, metales, subida de la temperatura, concentración de oxígeno disuelto), con pint point-flocs (“flóculos en punta de alfiler”) y con bacterias libres en suspensión (crecimiento disperso). Todas estas situaciones conducen a la descarga de sólidos, a la pérdida de biocatalizadores usados en la degradación de la materia contaminante y la salida de compuestos bioactivos adsorbidos sobre la biomasa (Morgan-Sagastume y Allen, 2005).

Si los flóculos están formados por un excesivo número de bacterias *filamentosas* se produce un fenómeno conocido como “bulking filamentoso” el cual puede también

provocar un descenso de la calidad del efluente. Las causas que explican la aparición de este fenómeno pueden encontrarse en las siguientes teorías (Martins *et al.*, 2004):

- Selección basada en la difusión: debido a la mayor superficie relativa, superficie/volumen, que presentan los microorganismos filamentosos frente a las bacterias formadoras de flóculos (Pipes, 1967) especialmente para bajas concentraciones de sustrato (materia orgánica, nutrientes u oxígeno disuelto), esta propiedad les proporciona una mejor transferencia de materia y por consiguiente una velocidad de crecimiento superior. Las bacterias filamentosas se desarrollan preferentemente en una o dos direcciones de manera unidimensional. Esta característica morfológica aparentemente les da ventaja bajo concentraciones limitantes de sustrato ya que su mayor tasa de crecimiento les permite acceder más fácilmente al sustrato contenido en el líquido (Martins *et al.*, 2003).

- Teoría de la selección cinética (Chudoba *et al.*, 1973): basada en la expresión de Monod para el crecimiento microbiano, indica que los microorganismos filamentosos, caracterizados por una velocidad de crecimiento máxima ($\mu_{\text{máx}}$) y una constante de media saturación (K_s) menores que las presentadas por las bacterias granulares, en aquellos sistemas en los que la concentración de sustrato es baja (generalmente $S < K_s$) presentan una mayor velocidad de crecimiento específica que las especies formadoras de flóculos y, por tanto, ganan la competencia por el sustrato. En cambio, en aquellos reactores donde la concentración de sustrato es alta, la tasa específica de las bacterias floculantes es superior (figura 2.16).

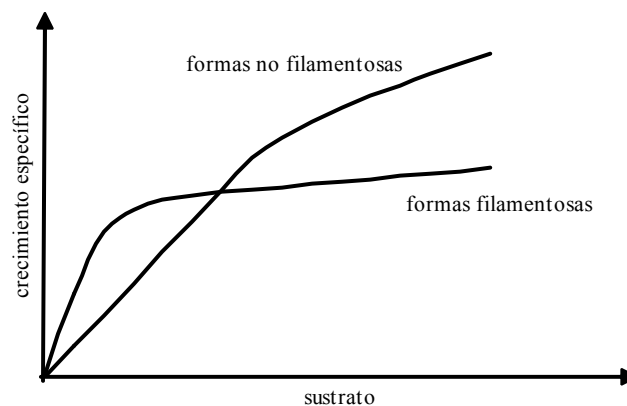


Figura 2.16. Curvas de crecimiento tipo para organismos filamentosos y no filamentosos.

El valor de K_s (parámetro de transferencia de materia aparente que está inversamente relacionado con la afinidad del microorganismo por el sustrato) es un coeficiente influenciado por la morfología del flóculo. Así, cuanto mayor es el tamaño y la densidad de los flóculos más alta es la resistencia difusional y mayor es el valor de K_s . Por el contrario, cuando en los flóculos va existiendo un predominio de filamentosas menor es el valor aparente de K_s .

- Teoría de la selección del almacenamiento: normalmente las bacterias filamentosas no representan el grupo bacteriano dominante en el metabolismo, sin embargo, se debe tener en consideración en aquellos sistemas con y sin bulking la alta capacidad de algunas de estas especies de almacenar material polimérico interno durante los periodos donde hay limitación del sustrato. En estas situaciones, en competencia con otros organismos filamentosos y granulares, es posible que ciertas

filamentosas puedan presentar una mayor ventaja selectiva para el sustrato (Beccari *et al.*, 1998; Martins *et al.*, 2004).

- Hipótesis del óxido nítrico (Casey *et al.*, 1992): suponiendo que las bacterias formadoras de flóculos compiten con las especies filamentosas por el sustrato orgánico bajo diferentes mecanismos de desnitrificación, el nitrito y el óxido nítrico (moléculas intermedias de este proceso de transformación) se acumulan en los organismos granulares y no están presentes en las bacterias filamentosas. Esta teoría postula que las filamentosas sólo alcanzan la desnitrificación hasta el nitrito y, por tanto, no almacenan el compuesto inhibitorio NO. En estas condiciones, los organismos filamentosos muestran una ventaja competitiva sobre la biomasa formadora de flóculos ya que pueden utilizar la materia orgánica lentamente biodegradable bajo ambiente aerobio produciéndose entonces la proliferación de filamentosas cuando existe una baja relación F / M en sistemas biológicos de eliminación de nutrientes. La inhibición de la masa bacteriana granular en medio aerobio se fundamenta por la presencia en el líquido de nitrito (precursor del óxido nítrico) y por una tasa baja de utilización de sustrato orgánico rápidamente biodegradable.

Aparte de las bacterias, la siguiente comunidad biótica en importancia en un sistema de fangos activos es la de los protozoos. Estas especies actúan como predadores y purifican los efluentes de procesos biológicos al consumir bacterias y materia orgánica aislada (coloidal y suspendida). Aunque su función no sea la de eliminar compuestos orgánicos del agua residual, son muy útiles para el correcto funcionamiento de la planta ya que controlan la población bacteriana y mejoran la clarificación del efluente. Los protozoos están representados en el licor mezcla por flagelados, sarcodinos y ciliados. Para sistemas aerobios de depuración de efluentes, el grupo más importante es el de los ciliados ya que suelen ser los más numerosos en el líquido. La mayoría de los ciliados presentes en un tratamiento biológico pueden ser divididos en tres grupos principales dependiendo de su relación con el flóculo (Madoni, 1994): ciliados nadadores, se encuentran libres en el líquido y permanecen en suspensión en el sedimentador; ciliados reptantes, se sitúan en torno al flóculo donde se alimentan de las bacterias de la superficie y ciliados sésiles que son aquellos que guardan una estrecha relación con el flóculo por la presencia de un pedúnculo que les sirve de órgano de fijación. Una población asociada con los flóculos tiene grandes ventajas con respecto a los ciliados libres ya que éstos últimos al estar en suspensión pueden ser lavados del sistema a través del efluente mientras que los reptantes y los sésiles se encuentran habitualmente en contacto con los fangos biológicos de modo que pueden ser decantados en el sedimentador permitiendo entonces un mejor rendimiento en la eliminación de sustancias orgánicas.

En menor medida, los hongos también utilizan la materia orgánica como fuente de carbono para la síntesis de materia celular aunque, en condiciones normales de pH y nutrientes, no pueden competir con las bacterias (solamente las aventajan en condiciones muy especiales) ya que el crecimiento de los hongos es más lento que el de las bacterias y por tanto, también lo es la velocidad de degradación. No obstante, contribuyen a la estabilización del agua residual aunque su aportación sólo es importante a pH bajos o cuando la concentración de nutrientes es pequeña.

Las algas utilizan el CO₂ y la luz como fuente de carbono y de energía respectivamente (organismos fotoautótrofos), por lo que su función dentro de un tratamiento aerobio de fangos activos se limita a aquellas zonas donde pueda llegar la luz. Por lo general, no toman parte directa en la degradación de los residuos pero aportan oxígeno (el que se libera del proceso de la fotosíntesis) al agua residual. Sin

embargo, las algas no son deseables en estos procesos de depuración ya que pueden originar malos olores y turbidez al efluente de la planta.

2.3.- MECANISMOS DEL PROCESO PACT.

A pesar de la creciente utilización en el campo de la depuración de las aguas residuales de este tipo de tratamiento, la relación que existe entre la biodegradación en el sistema de fangos activos y la adsorción del carbón activado no ha sido todavía bien definida. Intentar demostrar el mecanismo del proceso PACT utilizando de manera independiente la oxidación biológica y la adsorción de carbón parece ser una explicación insuficiente ya que la amplia mayoría de las investigaciones realizadas para determinar esta cuestión parecen estar encaminadas a considerar un fenómeno de sinergia: acción de dos o más causas cuyo efecto es superior a la suma de los efectos individuales (Aktaş y Çeçen, 2007). Las fuentes de este sinergismo pueden surgir como consecuencia de la estimulación de la actividad biológica por parte del carbón activo y/o a través de la biorregeneración del sistema.

Estimulación de la actividad biológica.

Los trabajos de varios autores (Zobell, 1937; Heukelekian y Heller, 1940; Zobell, 1943) mostraron que las superficies sólidas aumentan la actividad fisiológica de las bacterias. La presencia de carbón activo incrementa la superficie sólido-líquido en la cual las células microbianas adheridas, y las enzimas, material orgánico y oxígeno son adsorbidos proporcionando un medio enriquecido para el metabolismo bacteriano. Al modificarse el microambiente e incrementarse la complejidad fenomenológica, la catálisis superficial de reacciones fisico-químicas es posible en la superficie del carbón activado (Kalinske, 1972) debido a la adsorción de sustancias inhibitorias o tóxicas presentes en la alimentación o de productos finales metabólicos producidos en la actividad celular aumentándose de esta forma la asimilación biológica y la posterior mineralización de los compuestos orgánicos (Flynn, 1975; DeWalle y Chian, 1977, Sublette *et al.*, 1982). El aumento de la concentración, por adsorción, de compuestos orgánicos y oxígeno en la superficie del adsorbente (asociado físicamente con el flóculo como norma general) y las enzimas microbianas excretadas hacia los microporos, ocasionan biodegradación extracelular de los adsorbatos obteniéndose, por tanto, una mejora de la actividad biológica y una reducción en el medio líquido de los efectos causados a la biomasa por la presencia en el tanque de aireación de sustancias tóxicas o inhibitorias (alteración de la población microbiana y/o protección de los microorganismos por la adsorción de compuestos perjudiciales).

Robertaccio *et al.* (1972), Flynn (1974 y 1975) y DeWalle *et al.* (1975), encontraron que la edad de los lodos y la concentración de carbón desempeñan un papel fundamental en la distribución y cantidad de compuestos orgánicos específicos. Una combinación adecuada de ambos parámetros operacionales (altos tiempos de retención celular y bajas dosis de carbón o viceversa) favorece la eliminación de materia orgánica generalmente no biodegradable o lentamente biodegradable por unidad de carbón debido principalmente a que la adsorción sobre el carbón activo aumenta el tiempo de exposición a la biomasa de estas sustancias durante los procesos de adsorción.

Biorregeneración.

Se entiende por biorregeneración a la renovación del carbón activo por medio de actividades microbianas (Sublette *et al.*, 1982; De Jonge *et al.*, 1996; Ha y Vinitnantharat, 2000). Dicha regeneración ocurre a la vez que el tratamiento biológico tiene lugar en el proceso PACT y sólo puede suceder con compuestos que son rápidamente liberados ya que si el carbón activo presenta materia no desorbible este fenómeno no ocurre (Schultz y Keinath, 1984; Olmstead y Weber, 1991).

En la bibliografía, se proponen dos mecanismos para explicar la biorregeneración (Aktaş y Çeçen, 2007):

- 1.- Biorregeneración debida a un gradiente de concentración.
- 2.- Biorregeneración causada por reacciones exoenzimáticas.

En el primero de ellos, los compuestos orgánicos liberados del carbón en el licor mezcla son degradados por agentes microbianos causando una disminución de la concentración de sustrato en la fase líquida. Debido a esto, la materia orgánica adsorbible es desorbida como consecuencia del gradiente de concentración entre la superficie del carbón activo y el líquido (Jonge *et al.*, 1996). Este mecanismo también incluye la diferencia en la energía libre de Gibbs entre las moléculas en solución ($-\Delta G^{\circ}_{\text{ads}}$) y las sustancias adsorbidas que han sido modificadas dentro de la estructura porosa ($-\Delta G^{\circ}_{\text{mod}}$) la cual puede ser un gradiente de potencial para la biorregeneración (Klimenko *et al.*, 2002).

La hipótesis de la desorción por reacciones exoenzimáticas es la base común para explicar la regeneración biológica. Aunque esta suposición no ha sido estrictamente verificada, tres han sido los fenómenos aceptados y usados como principios básicos (Xiaojian *et al.*, 1991):

a) La renovación de la capacidad de adsorción del carbón activado a través de la acción de microorganismos (Perroti y Rodman, 1974; Rodman *et al.*, 1978; Rice y Robson, 1982). Aunque el tamaño de la bacteria es demasiado grande como para penetrar en los microporos del carbón activo, algunas enzimas liberadas por las bacterias pueden fácilmente difundir hasta los microporos y reaccionar con el sustrato adsorbido formándose complejos enzima-sustrato. La desorción de estas sustancias debe tener lugar como consecuencia de la débil capacidad de adsorción de los productos de reacción. En este caso, el sustrato eventualmente difunde hacia el exterior de la estructura porosa y es degradado posteriormente por los microorganismos mientras que el carbón se regenera.

b) Los compuestos orgánicos menos biodegradables pueden ser adsorbidos al principio sobre la superficie del carbón activo y son, después, lentamente degradados por las bacterias (Weber y Ying, 1977; Rice y Robson, 1982; Sublette *et al.* 1982). Esta degradación, si sucede, debe ser a través de reacciones exoenzimáticas. Las moléculas orgánicas difícilmente biodegradables pueden adsorberse y romperse en moléculas más pequeñas por medio de enzimas extracelulares. Después, estas moléculas son utilizadas por los microorganismos.

c) Las velocidades de reacción biológicas llegan a ser más altas sobre la superficie del carbón activo debido a un enriquecimiento de compuestos orgánicos por la adsorción del carbón (Weber y Ying, 1977; Ying y Weber, 1979). Como consecuencia de la subida de la concentración de sustrato en el carbón por la adsorción,

el mecanismo del enriquecimiento debe ser solamente válido cuando las exoenzimas reaccionan con el sustrato adsorbido.

Los compuestos orgánicos contenidos en cualquier agua residual pueden clasificarse preferentemente en cuatro categorías dependiendo de su tamaño y sus propiedades de biodegradación y adsorción:

- compuestos solubles rápidamente biodegradables
- compuestos particulados lentamente biodegradables y adsorbibles
- compuestos solubles no biodegradables y adsorbibles
- compuestos particulados no biodegradables y no adsorbibles

Para el tratamiento de efluentes biodegradables es posible aplicar satisfactoriamente un proceso biológico convencional, sin embargo, puede conseguirse un aumento de su eficiencia empleando un proceso PACT ya que permite eliminar aquellas sustancias susceptibles de ser adsorbidas. Para la depuración de compuestos no biodegradables, de entre todos los métodos que utilizan microorganismos como principio básico para el acondicionamiento de aguas residuales, únicamente el método PACT admite cargas que presentan propiedades de adsorción sobre el carbón activado (Benedek et al., 1985). Para sustancias particuladas no biodegradables y no adsorbibles, ningún tratamiento biológico parece adecuado. En aquellos casos en los que puede utilizarse un sistema PACT, el carbón activo presenta importantes ventajas de operación ya que aparte de producirse la degradación biológica y la adsorción de la materia contaminante en la cuba de oxidación puede favorecer la actividad de los microorganismos y la biorregeneración. En función de las características del agua residual y de la composición de la flora microbiana, el aumento de concentración por adsorción de sustrato (principalmente compuestos orgánicos difíciles de eliminar) en el microhabitat de las células provoca la estimulación de la actividad biológica. La capacidad de adsorción del carbón activado puede incrementarse al degradar la biomasa las sustancias adsorbidas sobre su superficie produciendo, de esta forma, una renovación del adsorbente (se produce un intercambio entre la materia adsorbida y la no adsorbida). Como resultado de todo esto, cuando ocurren simultáneamente estos cuatro procesos, el porcentaje de eliminación de los compuestos orgánicos contaminantes aumenta y la calidad final del agua residual mejora considerablemente:

Proceso PACT = oxidación biológica + adsorción carbón activo + estimulación de la actividad biológica + biorregeneración

Algunos autores (Ehrhardt y Rehm, 1985; Xiaojian *et al.*, 1991; Bornhardt et al., 1997; Orshansky y Narkis, 1997), sin embargo, han llegado a la conclusión a través de sus resultados experimentales de que el mecanismo del proceso PACT es básicamente una simple combinación de biodegradación y adsorción. Consideran que, debido al descenso gradual en la eliminación de sustancias orgánicas, la saturación de la superficie del carbón activo observada representa la ausencia del fenómeno de la biorregeneración. Las causas de esta saturación pueden deberse a que las reacciones enzimáticas extracelulares no tienen lugar dentro de los microporos del adsorbato ya que las moléculas enzimáticas son más grandes que el tamaño de los microporos (Xiaojian *et al.*, 1991) y/o a que la presencia de carbón activo reduce la respiración

microbiana puesto que una cantidad significativa de sustrato no biodegradable permanece fuertemente adsorbido sobre la superficie del adsorbato y no está disponible para la biodegradación (Rodman y Shunney, 1971; Ramakrishna *et al.*, 1989; Orshansky y Narkis, 1997). Además, aunque la estimulación de la actividad bacteriana puede inducirse por la adhesión de las células sobre la superficie del carbón, no todos los carbones activados pueden favorecer esta degradación microbiana (Morinaga *et al.*, 2003) ya que la capacidad de adsorción depende del origen y composición del adsorbente, la activación y de sus propiedades intrínsecas físico-químicas (tamaño partícula, porosidad, superficie, ...).

2.4.- RELACIONES PARA EL DISEÑO Y EL CONTROL DEL PROCESO PACT.

Para el análisis de un sistema PACT que consta de un reactor de fangos activos de mezcla completa es necesario evaluar una serie de parámetros que van a permitir el diseño y el control de este proceso. Las principales variables a estudiar son las siguientes:

- Tiempo de residencia hidráulico.
- Relación alimento-microorganismos.
- Tasa de utilización específica.
- Tiempo de retención celular.
- Relación PAC / Biomasa.

Es importante realizar un seguimiento de estas variables ya que suelen ser factores que modifican el rendimiento del proceso PACT.

2.4.1.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO, θ .

El tiempo de residencia hidráulico o TRH, θ , indica el tiempo medio que permanece el influente en el reactor biológico. Se define como:

$$\theta = \frac{V}{Q_0} \quad [2.1.]$$

donde:

- θ = Tiempo de residencia hidráulico, d.
- V = Volumen del reactor, l.
- Q_0 = caudal influente, l/d.

2.4.2.- RELACIÓN ALIMENTO-MICROORGANISMOS (RELACIÓN F / M).

La relación alimento-microorganismos, F/M, representa el sustrato eliminado diariamente en relación con la masa de fangos en el reactor. Se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$F/M = \frac{S_o}{\theta X} \quad [2.2.]$$

siendo:

F/M = relación alimento-microorganismos, d^{-1} .

S_o = concentración de sustrato en el influente expresado en forma de DQO, mg O_2/l .

X = concentración de biomasa en el reactor, mg SSV/l.

θ = tiempo de residencia hidráulico del tanque de aireación, d.

Dependiendo del valor que alcance este parámetro en un proceso de fangos activos, un sistema se dice que presenta (Degremont, 1979):

- fuerte carga másica cuando la relación $F/M > 0,5 d^{-1}$.
- mediana carga másica si F/M se encuentra entre 0,2 y $0,5 d^{-1}$.
- pequeña carga másica si la relación se sitúa entre 0,05 y $0,2 d^{-1}$.
- carga másica muy pequeña cuando la relación $F/M < 0,05 d^{-1}$.

2.4.3.- TASA DE UTILIZACIÓN ESPECÍFICA, U.

La tasa de utilización específica informa sobre el sustrato utilizado diariamente y la masa de microorganismos que interviene en esta utilización:

$$U = \frac{S_o - S_e}{\theta X} \quad [2.3.]$$

en la que:

U = tasa de utilización específica, d^{-1} .

S_o = concentración de sustrato en el influente expresado en forma de DQO, mg O_2/l .

S_e = concentración de sustrato en el efluente expresado en forma de DQO, mg O_2/l .

θ = tiempo de residencia hidráulico del tanque de aireación, d.

X = concentración de biomasa en el reactor, mg SSV/l.

Existe una relación entre la tasa de utilización específica y la relación alimento-microorganismos:

$$U = \frac{(F/M) \cdot E}{100} \quad [2.4.]$$

donde E es el rendimiento de eliminación de la materia orgánica en el proceso:

$$E = \frac{S_o - S_e}{S_o} \times 100 \quad [2.5.]$$

2.4.4.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR, θ_c .

El tiempo de retención celular (TRC) o edad de los lodos, θ_c , indica el tiempo medio que permanecen los microorganismos en el tanque de aireación. Para un sistema formado por un reactor de mezcla completa con recirculación, determinando la biomasa total activa que existe en el sistema y la que se elimina diariamente es posible calcular el tiempo de retención celular:

$$\theta_c = \frac{XV}{X_r Q_w + X_e Q_e} \quad [2.7.]$$

en la que:

θ_c = tiempo de retención celular, d.

X = concentración de biomasa en el reactor, mg SSV/l.

V = volumen del reactor de mezcla completa, l.

X_r = concentración de biomasa en la recirculación, mg SSV/l.

Q_w = caudal del líquido que contiene microorganismos que hay que purgar del reactor, l/d.

Q_e = caudal del efluente, l/d.

X_e = concentración de biomasa en el efluente, mg SSV/l.

En los casos en los que:

- la concentración de biomasa a la salida de la planta es despreciable
- la purga de los lodos biológicos se efectúa desde la cuba de aireación

el tiempo de retención celular se puede calcular fácilmente conociendo sólo el volumen del reactor y el caudal de purga de los microorganismos:

$$\theta_c \approx \frac{V}{Q_w} \quad [2.8.]$$

Con este procedimiento, la purga de fangos constituye una herramienta muy eficaz para la explotación de la planta depuradora ya que permite controlar el tiempo de retención celular (parámetro clave para la obtención de elevados rendimientos debido a que regula la concentración de microorganismos dentro del reactor biológico).

2.4.5.- RELACIÓN PAC / BIOMASA.

La relación PAC / Biomasa se usa como parámetro indicativo de la regeneración biológica del carbón (DeWalle y Chian, 1977) ya que su valor puede determinar la magnitud de la recuperación de la capacidad de adsorción del adsorbente. El ratio de esta relación puede calcularse a partir de la siguiente expresión:

$$\text{Relación PAC / Biomasa} = \frac{\text{PAC}}{X} \quad [2.9.]$$

donde:

PAC = concentración de carbón activo en polvo en el tanque de aireación, mg/l

X = concentración de biomasa en el reactor, mg SSV/l.

El contenido de sólidos suspendidos del licor mezcla debido al carbón activo puede deducirse a partir de la ecuación derivada de un balance de materia al carbón aplicada a un reactor de fangos activos de mezcla completa suponiendo régimen estacionario y que no existe pérdida de materia carbonosa en el efluente (Hutton, 1978; Sher *et al.*, 2000):

$$\text{PAC} = \frac{X_i \theta_c}{\theta} \quad [2.10.]$$

siendo:

PAC = concentración de carbón activo en polvo en el tanque de aireación, mg/l.

X_i = dosis de carbón activo en polvo, mg/l.

θ_c = tiempo de retención celular, d.

θ = tiempo de residencia hidráulico del tanque de aireación, d.

El tipo de carbón activo y su dosis junto con la concentración de biomasa desempeñan un papel fundamental en el proceso PACT ya que resultan determinantes para la obtención de una óptima depuración de las aguas residuales.

2.5.- CINÉTICA DEL PROCESO PACT.

El proceso PACT, como ya ha sido comentado con detalle, consiste en la adsorción del sustrato sobre la superficie del carbón activo y su degradación por acción de los microorganismos que colonizan la superficie del adsorbente de modo que dos cinéticas están implicadas: la cinética de adsorción-desorción y la cinética del tratamiento biológico que incluye crecimiento microbiano y degradación del sustrato. Debido a que la principal etapa en el sistema PACT es la degradación biológica (la eliminación de la materia contaminante por los microorganismos es el factor determinante) es posible aproximar la cinética del proceso PACT a una cinética aplicada a un tratamiento biológico, ya que PACT es básicamente un proceso biológico (Costa y Márquez, 1998).

Para un correcto diseño, operación y cambio de escala de los reactores de fangos activos es necesario el conocimiento de la cinética del tratamiento que puede basarse en la velocidad de degradación del sustrato o en la velocidad de crecimiento de los microorganismos.

La velocidad de degradación del sustrato está relacionada con la tasa de utilización específica definida anteriormente como sustrato degradado en un tiempo igual al tiempo de retención hidráulico del reactor para una concentración de biomasa determinada:

$$-\frac{r_{su}}{X} = U = \frac{S_o - S_e}{X\theta} \quad [2.9.]$$

en la que:

r_{su} = velocidad de degradación de sustrato, mg O₂/l·d.

U = tasa de utilización específica, d⁻¹.

S_o = concentración de sustrato en el influente expresado en forma de DQO, mg O₂/l.

S_e = concentración de sustrato en el efluente expresado en forma de DQO, mg O₂/l.

θ = tiempo de residencia hidráulico del tanque de aireación, d.

X = concentración de biomasa en el reactor, mg SSV/l.

Tanto para los sistemas de cultivo de alimentación continua como para los de operación en discontinuo (en los que no entran ni salen microorganismos), la velocidad de crecimiento bacteriano, r_g , o tasa de crecimiento de microorganismos puede expresarse mediante la siguiente ecuación general (Bailey y Ollis, 1986):

$$r_g = \frac{dX}{dt} = \mu X \quad [2.10]$$

donde:

r_g = velocidad de crecimiento celular, mgSSV/l·d.

μ = velocidad específica de crecimiento de biomasa, d⁻¹.

X = concentración de biomasa en el reactor, mg SSV/l.

Ambas velocidades, la velocidad de degradación del sustrato y la velocidad de crecimiento bacteriano, están relacionadas por medio del coeficiente de producción de microorganismos o de crecimiento celular, Y , que es la relación entre la masa de células producidas y la masa de materia orgánica eliminada:

$$r_g = -Yr_{su} \quad [2.11.]$$

Sustituyendo la expresión [2.10.] en [2.11.] resulta:

$$\mu X = -Yr_{su} \quad [2.12.]$$

y combinando las ecuaciones [2.9.] y [2.12.] se obtiene:

$$-\frac{r_{su}}{X} = U = \frac{\mu}{Y} \quad [2.13.]$$

Para la velocidad específica de crecimiento de biomasa se han propuesto diversas expresiones empíricas que describen el crecimiento de los microorganismos y la eliminación de sustrato (Vavilin, 1982). Entre los modelos cinéticos formulados para explicar el fenómeno observado caben destacar las propuestas de:

-Eckenfelder (Eckenfelder, 1966):

$$\mu = kS_e \quad [2.14.]$$

donde k es un coeficiente cinético.

-McKinney (McKinney, 1962):

$$\mu = \frac{\hat{k}S_e}{X} \quad [2.15.]$$

con \hat{k} como constante cinética.

-Grau (Grau *et al.*, 1975):

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{S_o} \quad [2.16.]$$

siendo $\mu_{m\acute{a}x}$ la velocidad máxima de crecimiento específico, d^{-1} .

-Adams y Eckenfelder (Adams *et al.*, 1975):

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e - S_h}{S_o} \quad [2.17.]$$

donde S_h es la concentración de sustrato difícilmente biodegradable, mg/l.

-Monod (Monod, 1949):

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{K_S + S_e} \quad [2.18.]$$

en la que K_S es la constante de saturación media, mg/l.

-Contois (Contois, 1959):

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{\hat{k}_s X + S_e} \quad [2.19.]$$

donde \hat{k}_s es la constante de Contois de media saturación, mg/l.

Al sustituir la velocidad específica de crecimiento de las ecuaciones [2.14.]-[2.19.] en [2.13.] se obtienen las siguientes expresiones de U para cada uno de los modelos cinéticos:

-Eckenfelder:

$$U = \frac{kS_e}{Y} = k'S_e \quad [2.20.]$$

donde k' es un coeficiente cinético.

-McKinney:

$$U = \frac{\hat{k}S_e}{YX} = \frac{\hat{k}'S_e}{X} \quad [2.21.]$$

con \hat{k}' como constante cinética.

-Grau:

$$U = \frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y} \frac{S_e}{S_o} = \mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{S_o} \quad [2.22.]$$

siendo $\mu'_{m\acute{a}x}$ un parámetro cinético.

-Adams y Eckenfelder:

$$U = \frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y} \frac{S_e - S_h}{S_o} = \mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e - S_h}{S_o} \quad [2.23.]$$

-Monod:

$$U = \frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y} \frac{S_e}{K_s + S_e} = \mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad [2.24.]$$

-Contois:

$$U = \frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y} \frac{S_e}{\hat{k}_s X + S_e} = \mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{\hat{k}_s X + S_e} \quad [2.25.]$$

En la tabla 2.8 se muestran recogidas, a modo de resumen, las ecuaciones empleadas en los diferentes modelos para la obtención de los parámetros cinéticos.

Tabla 2.8. Modelos cinéticos.

	μ	U
Eckenfelder	kS_e	$k'S_e$
McKinney	$\frac{\hat{k}S_e}{X}$	$\frac{\hat{k}'S_e}{X}$
Grau	$\mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{S_o}$	$\mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{S_o}$
Adams y Eckenfelder	$\mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e - S_h}{S_o}$	$\mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e - S_h}{S_o}$
Monod	$\mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{K_s + S_e}$	$\mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{K_s + S_e}$
Contois	$\mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{\hat{k}_s X + S_e}$	$\mu'_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{\hat{k}_s X + S_e}$

2.5.1.- MODELOS DINÁMICOS DE FANGOS ACTIVOS.

Son aquellos modelos que emplean herramientas matemáticas y principios de ingeniería para describir un proceso de fangos activos en donde se produce la eliminación biológica (y química) de DQO, nitrógeno y/o fósforo en plantas de una sola etapa constituidas por un tanque de aireación y un sedimentador. Están basados en un sistema de ecuaciones diferenciales, que incluyen variables dinámicas, obtenidas a partir de balances generales de materia cuya solución se obtiene a partir de programas informáticos. Los resultados obtenidos permiten a científicos y a ingenieros de proyecto

conocer con mayor profundidad el diseño, optimización y control de tratamientos biológicos de aguas residuales. Las principales aplicaciones de estos modelos son:

- aprendizaje: el empleo de simulaciones incrementa la comprensión de los procesos. Los modelos transforman los datos analíticos obtenidos a escala piloto o en planta real en conocimiento cuantitativo. Pueden proporcionar información de:

- variables del tratamiento de depuración: parámetros cinéticos, variables dinámicas y parámetros de operación
- dinamismo de los sistemas
- predicción de perturbaciones en los procesos

- diseño: permite evaluar diferentes alternativas para el tratamiento de una determinada agua residual. Las simulaciones de los modelos proporcionan el saber necesario para decidir cual es la mejor opción de entre las distintas propuestas. Con ello, se reduce el tiempo de diseño y permite relacionar satisfactoriamente la escala real con los datos experimentales de laboratorio.

- optimización y control de procesos: evalúa diferentes opciones que podrían proporcionar una mejora de las condiciones de operación de un sistema dado o resolver determinados problemas relacionados con la calidad del efluente.

Los modelos de fangos activos creados hasta el momento engloban principalmente a aquellos desarrollados por la IWA (Internacional Water Association): modelo ASM1 (Henze *et al.*, 1986), modelo ASM2 (Henze *et al.*, 1995), modelo ASM2d (Henze *et al.*, 1999), modelo ASM3 (Gujer *et al.*, 1999) y ASM3-bio-P (Rieger *et al.*, 2001) y el modelo metabólico realizado por la Universidad Tecnológica de Delft, modelo TUDP: Technical University of Delft Phosphorous model (Van Veldhuizen *et al.*, 1999). En la tabla 2.9 se muestran las características esenciales de estos y otros modelos desarrollados y en ella puede apreciarse que cada uno de ellos se corresponde con unas determinadas condiciones de operación (eliminación biológica de DQO, nitrógeno y/o fósforo, presencia de aceptores de electrones, desnitrificación de PAO, comportamiento bacteriano, ...) que definen satisfactoriamente el sistema descrito por el modelo.

A pesar de que estos modelos no son del todo válidos o proporcionan una pobre descripción del proceso en casos puntuales, cuando no existen datos suficientes para la calibración del método, en aquellos tratamientos en los que hay que explicar la estructura del flóculo, en los procesos de sedimentación o para situaciones de lluvia y su efecto sobre la composición del influente (Gernaey *et al.*, 2004), en el resto de condiciones y modos de operación son altamente eficaces de ahí su creciente aplicación tanto en el campo académico como en la ingeniería medioambiental.

En la actualidad, el modelo ASM1 es en muchos casos la referencia básica (Henze *et al.*, 2000) para conocer el comportamiento de un determinado proceso de fangos activos y constituye el principal medio para ese estudio (Roeleveld y Van Loosdrecht, 2002). Es por ello, por lo que en este trabajo de investigación se va a aplicar el ASM1 al tratamiento de depuración de las aguas residuales procedentes de la fabricación de primeras materias plásticas.

Tabla 2.9. Modelos dinámicos (adaptada parcialmente de Gernaey *et al.*, 2004).

Modelo	ASM1	ASM3	ASM2	ASM2d	B&P	TUDP	ASM3-bio-P
Nitrificación	X	X	X	X	X	X	X
Desnitrificación	X	X	X	X	X	X	X
Muerte heterótrofa/ autótrofa	DR, Cst	ER, EA	DR, Cst	DR, Cst	DR, Cst	DR, Cst	ER, EA
Hidrólisis	EA	Cst	EA	EA	EA	EA	Cst
Bio-P			X	X	X	X	X
Desnitrificación PAO				X	X	X	X
Lisis de PAO/PHA			Cst	Cst	EA	EA	EA
Fermentación			X	X	X	X	
Eliminación química de P			X	X			
Reacciones	8	12	19	21	36	21	23
Variables de estado	13	13	19	19	19	17	17
Bibliografía	Henze <i>et al.</i> (1986)	Gujer <i>et al.</i> (1999)	Henze <i>et al.</i> (1995)	Henze <i>et al.</i> (1999)	Barker y Dold (1997)	Van Veldhuizen <i>et al.</i> (1999)	Rieger <i>et al.</i> (2001)

Notación: PAO, phosphorous accumulating organisms (organismos acumuladores de fósforo); PHA, poly hydroxy-alkanoate (polihidroxialcanoato); DR, death regeneration concept (concepto de regeneración por muerte); EA; electron acceptor depending (dependiente de aceptor de electrones); ER, endogenous respiration concept (concepto de respiración endógena); Cst, not electron acceptor depending (dependiente de no aceptor de electrones).

2.5.1.1.- MODELO ASM1.

El modelo de fangos activos nº 1 (ASM1, Activated Sludge Model no.1, Henze *et al.*, 1986; Henze *et al.*, 1987) se aplica a aquellos sistemas de una única etapa en los que tiene lugar simultáneamente la oxidación biológica de la materia orgánica carbonosa, la nitrificación y la desnitrificación. Para la construcción del modelo de un proceso continuo formado por un reactor de mezcla completa (figura 2.17), se formula un balance de materia al sistema:

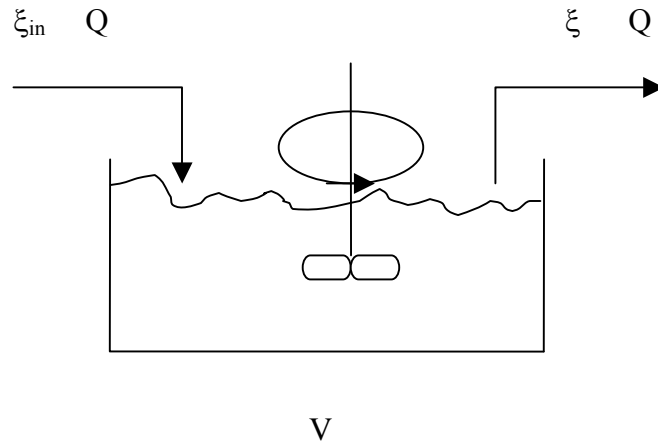


Figura 2.17. Reactor de mezcla completa

donde:

ξ = vector de concentraciones de variables en el reactor y efluente, (masa/volumen).

ξ_{in} = vector de concentraciones de variables de entrada, (masa/volumen).

Q = caudal, (volumen/tiempo).

V = volumen del reactor, (volumen).

Para el reactor de mezcla completa o CSTR (Continuously Stirred Tank Reactor) de la figura 2.17 el balance de materia es:

$$\text{acumulación} = \text{entrada} - \text{salida} + \text{variación}$$

$$V \frac{d\xi}{dt} = Q\xi_{in} - Q\xi + Vr(\xi) \quad [2.26.]$$

Operando, se obtiene:

$$\frac{d\xi}{dt} = \frac{Q}{V}(\xi_{in} - \xi) + r(\xi) \quad [2.27.]$$

El tiempo de residencia hidráulico, θ , que indica el tiempo medio que permanece el influente en el reactor biológico como, se indicó anteriormente, viene definido por:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad [2.1.]$$

siendo:

θ = tiempo de residencia hidráulico, unidad de tiempo.

V = volumen del reactor.

Q = caudal, volumen/tiempo.

Al realizar la sustitución de esta última expresión en la ecuación del balance, éste aparece formulado en función del tiempo de residencia hidráulico:

$$\frac{d\xi}{dt} = \frac{1}{\theta}(\xi_{in} - \xi) + r(\xi) \quad [2.28.]$$

El número de procesos que recoge el modelo y lo caracteriza es de ocho y, entre todos, se reúnen las posibles transformaciones biológicas y químicas que tienen lugar en el tratamiento. Estos procesos fundamentales se describen en las siguientes reacciones:

- 1 crecimiento aerobio de biomasa heterótrofa
- 2 crecimiento anóxico de biomasa heterótrofa
- 3 crecimiento aerobio de biomasa autótrofa
- 4 muerte celular de biomasa heterótrofa
- 5 muerte celular de biomasa autótrofa
- 6 amonificación de nitrógeno orgánico soluble
- 7 hidrólisis de materia orgánica atrapada
- 8 hidrólisis de nitrógeno orgánico atrapado

Aparte de estos procesos, el modelo para su desarrollo emplea 13 variables de estado o componentes:

- 1 materia orgánica soluble e inerte, S_I (mg O_2/l)
- 2 sustrato rápidamente biodegradable, S_S (mg O_2/l)
- 3 materia orgánica particulada e inerte, X_I (mg O_2/l)
- 4 sustrato lentamente biodegradable, X_S (mg O_2/l)
- 5 biomasa heterótrofa activa, X_{BH} (mg SSV/l)
- 6 biomasa autótrofa activa, X_{BA} (mg SSV/l)
- 7 productos particulados que proceden de la descomposición de la biomasa, X_P (mg SSV/l)
- 8 oxígeno disuelto, S_O (mg O_2/l)
- 9 nitrógeno procedente de nitrato y nitrito, S_{NO} (mg N/l)
- 10 nitrógeno amoniacal, S_{NH} (mg N/l)
- 11 nitrógeno orgánico biodegradable y soluble, S_{ND} (mg N/l)
- 12 nitrógeno orgánico biodegradable y particulado, X_{ND} (mg N/l)
- 13 alcalinidad, S_{ALK} (mol/l)

La matriz estequiométrica perteneciente al ASM1, tabla 2.10., recoge los 8 procesos j y las 13 variables dinámicas i expuestas y reúne además los coeficientes estequiométricos ν_{ij} que intervienen en las ecuaciones de velocidad de cada una de las transformaciones descritas. Para interpretar esta matriz hay que tener en consideración que, si un proceso dado tiene impacto sobre un determinado componente, entonces en la intersección formada por la fila de ese proceso y la columna de ese componente se encuentra el parámetro estequiométrico correspondiente. Por el contrario, si no existe ninguna contribución del proceso sobre el componente entonces ese coeficiente

aparecerá en blanco. Además para facilitar la construcción del modelo, los componentes de las concentraciones de toda la materia orgánica ya sea soluble o particulada (S y X) se expresan en unidades de DQO. Como consecuencia de esto, las concentraciones de biomasa y las de los compuestos de nitrógeno (que deben darse como nitrógeno) tienen que multiplicarse adecuadamente por sus correspondientes factores de conversión para la demanda de oxígeno necesaria para la oxidación completa de esos parámetros.

El modelo ASM1 plantea en su desarrollo un balance de materia al reactor biológico de la planta de fangos activos en el que la velocidad de utilización del sustrato r_i es una velocidad de conversión observada para el componente i por el proceso j :

$$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j \quad [2.29.]$$

donde v_{ij} es el coeficiente estequiométrico y ρ_j la velocidad del proceso (tabla 2.11).

De acuerdo con esta expresión, las velocidades de conversión para cada uno de los 13 componentes son:

para S_I : $r_1 = 0$ [2.30.]

para S_S : $r_2 = v_{21} \rho_1 + v_{22} \rho_2 + v_{27} \rho_7$ [2.31.]

para X_I : $r_3 = 0$ [2.32.]

para X_S : $r_4 = v_{44} \rho_4 + v_{45} \rho_5 + v_{47} \rho_7$ [2.33.]

para X_{BH} : $r_5 = v_{51} \rho_1 + v_{52} \rho_2 + v_{54} \rho_4$ [2.34.]

para X_{BA} : $r_6 = v_{63} \rho_3 + v_{65} \rho_5$ [2.35.]

para X_P : $r_7 = v_{74} \rho_4 + v_{75} \rho_5$ [2.36.]

para S_O : $r_8 = v_{81} \rho_1 + v_{83} \rho_3$ [2.37.]

para S_{NO} : $r_9 = v_{92} \rho_2 + v_{93} \rho_3$ [2.38.]

para S_{NH} : $r_{10} = v_{101} \rho_1 + v_{102} \rho_2 + v_{103} \rho_3 + v_{106} \rho_6$ [2.39.]

Tabla 2.10. Procesos cinéticos y estequiometría para oxidación de carbón, nitrificación y desnitrificación (Henze *et al.*, 1987).

		Componente i												
j	Proceso	S_I	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
		S_S	X_I	X_S	X_{BH}	X_{BA}	X_P	S_O	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{ALK}	
1	Crecimiento aerobio de heterótrofas	$1 - \frac{1}{Y_H}$	1					$-\frac{1 - Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	
2	Crecimiento anóxico de heterótrofas	$1 - \frac{1}{Y_H}$	1					$-\frac{1 - Y_H}{2.86Y_H}$		$-i_{XB}$			$\frac{1 - Y_H}{14 \times 2.86Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	
3	Crecimiento aerobio de autótrofas					1		$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-\frac{1}{Y_A}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$	
4	Muerte celular de heterótrofas			$1 - f_P$								$-i_{XB} - f_P i_{XB}$		
5	Muerte celular de autótrofas			$1 - f_P$								$-i_{XB} - f_P i_{XB}$		
6	Amonificación de nitrógeno orgánico								1				$\frac{1}{14}$	
7	Hidrólisis de orgánicos atrapados	1											$\frac{1}{14}$	
8	Hidrólisis de N orgánico atrapado										1		-1	

Notación: Y_H , rendimiento de crecimiento de biomasa heterótrofa; Y_A , rendimiento de crecimiento de biomasa autótrofa; f_P , fracción de biomasa que produce productos particulados; i_{XB} , relación N/DQO en biomasa, mg N/mg O_2 ; i_{XP} , relación N/DQO en productos procedentes de biomasa, mg N/mg O_2 .

Tabla 2.11. Velocidad de los procesos cinéticos (Henze *et al.*, 1987).

j	Proceso	Velocidad proceso, ρ_j (mg/l-d)
1	Crecimiento aerobio de heterótrofas	$\mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_{BH}$
2	Crecimiento anóxico de heterótrofas	$\mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_g X_{BH}$
3	Crecimiento aerobio de autótrofas	$\mu_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \right) X_{BA}$
4	Muerte celular de heterótrofas	$b_H X_{BH}$
5	Muerte celular de autótrofas	$b_A X_{BA}$
6	Amonificación de nitrógeno orgánico	$k_a S_{ND} X_{BH}$
7	Hidrólisis de orgánicos atrapados	$k_h \frac{X_S / X_{BH}}{K_X + (X_S / X_{BH})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{BH}$
8	Hidrólisis de N orgánico atrapado	$k_h \frac{X_S / X_{BH}}{K_X + (X_S / X_{BH})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] \left(\frac{X_{ND}}{X_S} \right) X_{BH}$

Notación: μ_H , velocidad de crecimiento específico para biomasa heterótrofa, d^{-1} ; K_S , coeficiente de saturación media para biomasa heterótrofa, mg O_2/l ; K_{OH} , coeficiente de saturación media de oxígeno para biomasa heterótrofa, mg O_2/l ; K_{NO} , coeficiente de saturación media de nitrato para biomasa heterótrofa, mg $N-NO_3/l$; b_H , coeficiente de muerte celular para biomasa heterótrofa, d^{-1} ; μ_A , velocidad de crecimiento específico para biomasa autótrofa, d^{-1} ; K_{NH} , coeficiente de saturación media de amonio para biomasa autótrofa, mg $N-NH_3/l$; K_{OA} , coeficiente de saturación media de oxígeno para biomasa autótrofa, mg O_2/l ; b_A , coeficiente de muerte celular para biomasa autótrofa, d^{-1} ; η_g ; factor de corrección para crecimiento anóxico de biomasa heterótrofa, adimensional; k_a , velocidad máxima específica de amonificación, d^{-1} ; k_h , velocidad máxima específica de hidrólisis, d^{-1} ; K_X , coeficiente de saturación media para hidrólisis de sustrato lentamente biodegradable, mg O_2/l ; η_h ; factor de corrección para hidrólisis anóxica, adimensional.

$$\text{para } S_{ND}: \quad r_{11} = v_{116}\rho_6 + v_{118}\rho_8 \quad [2.40.]$$

$$\text{para } X_{ND}: \quad r_{12} = v_{124}\rho_4 + v_{125}\rho_5 + v_{128}\rho_8 \quad [2.41.]$$

$$\text{para } S_{ALK}: \quad r_{13} = v_{131}\rho_1 + v_{132}\rho_2 + v_{133}\rho_3 + v_{136}\rho_6 \quad [2.42.]$$

Según los fundamentos del cálculo matemático, la ecuación [2.29.] define una matriz de coeficientes estequiométricos. En notación matricial, esta expresión puede formularse de la siguiente forma:

$$r(\xi) = S\rho(\xi) \quad [2.43.]$$

donde $r(\xi)$ es el vector de conversión de la variable ξ , S es la matriz estequiométrica y $\rho(\xi)$ es el vector de las cinéticas de reacción para los 8 procesos.

Al sustituir la ecuación [2.43.] en la expresión [2.28.], ésta última queda definida de la siguiente manera:

$$\frac{d\xi}{dt} = r(\xi) + \frac{1}{\theta}(\xi_{in} - \xi) \quad [2.44.]$$

Por tanto, las trece ecuaciones de los balances de materia para los componentes que recoge el modelo ASM1 tienen finalmente la forma:

$$\text{para } S_I: \quad \frac{dS_I}{dt} = \frac{1}{\theta}(S_{lin} - S_I) \quad [2.45.]$$

$$\begin{aligned} \text{para } S_S: \quad \frac{dS_S}{dt} = & -\frac{\mu_H}{Y_H} \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & + k_h \frac{X_S / X_{BH}}{K_X + (X_S / X_{BH})} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & + \frac{1}{\theta}(S_{sin} - S_S) \end{aligned} \quad [2.46.]$$

$$\text{para } X_I: \quad \frac{dX_I}{dt} = \frac{1}{\theta}(X_{lin} - X_I) \quad [2.47.]$$

$$\begin{aligned}
 \text{para } X_S: \frac{dX_S}{dt} &= (1-f_p) b_H X_{BH} + (1-f_p) b_A X_{AH} \\
 &\quad - k_h \frac{X_S / X_{BH}}{K_X + (X_S / X_{BH})} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\
 &\quad + \frac{1}{\theta} (X_{Sin} - X_S)
 \end{aligned} \tag{2.48.}$$

$$\begin{aligned}
 \text{para } X_{BH}: \frac{dX_{BH}}{dt} &= \mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\
 &\quad - b_H X_{BH} + \frac{1}{\theta} (X_{BHin} - X_{BH})
 \end{aligned} \tag{2.49.}$$

$$\text{para } X_{BA}: \frac{dX_{BA}}{dt} = \mu_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} - b_A X_{BA} + \frac{1}{\theta} (X_{BAin} - X_{BA}) \tag{2.50.}$$

$$\text{para } X_P: \frac{dX_P}{dt} = f_p b_H X_{BH} + f_p b_A X_{BA} + \frac{1}{\theta} (X_{Pin} - X_P) \tag{2.51.}$$

$$\begin{aligned}
 \text{para } S_O: \frac{dS_O}{dt} &= -\frac{1-Y_H}{Y_H} \mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_{BH} \\
 &\quad - \frac{4,57-Y_A}{Y_A} \mu_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + \frac{1}{\theta} (S_{Oin} - S_O)
 \end{aligned} \tag{2.52.}$$

$$\begin{aligned}
 \text{para } S_{NO}: \frac{dS_{NO}}{dt} &= -\frac{1-Y_H}{2,86Y_H} \mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_g X_{BH} \\
 &\quad + \frac{\mu_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + \frac{1}{\theta} (S_{NOin} - S_{NO})
 \end{aligned} \tag{2.53.}$$

$$\begin{aligned}
 \text{para } S_{NH}: \frac{dS_{NH}}{dt} &= -\mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] i_{XB} X_{BH} \\
 &\quad - \mu_A \left(i_{XB} + \frac{1}{Y_A} \right) \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + k_a S_{ND} X_{BH} \\
 &\quad + \frac{1}{\theta} (S_{NHin} - S_{NH})
 \end{aligned} \tag{2.54.}$$

$$\begin{aligned}
\text{para } S_{ND}: \frac{dS_{ND}}{dt} = & -k_a X_{BH} S_{ND} \\
& + k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{ND} \\
& + \frac{1}{\theta} (S_{NDin} - S_{ND})
\end{aligned} \tag{2.55.}$$

$$\begin{aligned}
\text{para } X_{ND}: \frac{dX_{ND}}{dt} = & b_H (i_{XB} - f_P i_{XP}) X_{BH} + b_A (i_{XB} - f_P i_{XP}) X_{BA} \\
& - k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{ND} \\
& + \frac{1}{\theta} (X_{NDin} - X_{ND})
\end{aligned} \tag{2.56.}$$

$$\begin{aligned}
\text{para } S_{ALK}: \frac{dS_{ALK}}{dt} = & -\frac{\mu_H}{14} \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \frac{1 - Y_H}{14 \times 2,86 Y_H} \right] i_{XB} X_{BH} \\
& - \mu_A \left(\frac{i_{XB}}{14} + \frac{1}{7 Y_A} \right) \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + \frac{1}{14} k_a S_{ND} X_{BH} \\
& + \frac{1}{\theta} (S_{ALKin} - S_{ALK})
\end{aligned} \tag{2.57.}$$

Tratar de resolver este sistema de ecuaciones diferenciales implica mucha dificultad debido al elevado número de balances de materia planteados, a la cantidad de variables utilizadas y a la presencia de tantos coeficientes cinéticos. Esta complejidad se ve acentuada como consecuencia del comportamiento no lineal del modelo ASM1 en aquellos balances que incluyen parámetros empíricos que describen una cinética tipo Monod. También la temperatura y su efecto sobre el proceso de fangos activos puede complicar todavía más el modelo ya que gran parte de los parámetros cinéticos que intervienen en las ecuaciones experimentan un comportamiento tipo Arrhenius. Otros factores que aportan desventajas son la validación y calibración de los resultados obtenidos para un agua residual dada, especialmente en los componentes cinéticos, al tratarse en ocasiones de una tarea difícil. Por último, el carácter determinístico del modelo debido a la posible variación de la composición del influente y los parámetros cinéticos puede suponer un problema para calcular la simulación con algunas técnicas de resolución matemática (Smets *et al.*, 2003).

En la actualidad, gracias a la existencia de potentes equipos informáticos y al desarrollo de software específico, es posible resolver estos balances satisfactoriamente. No obstante, para una correcta aplicación el modelo debe cumplir las siguientes suposiciones y restricciones (Henze *et al.*; 1987):

- La planta de fangos activos opera a temperatura relativamente constante.
- El pH del sistema es constante y próximo a la neutralidad.

- La naturaleza de la materia orgánica es estable aunque su concentración pueda variar.
- La concentración de nutrientes existente es suficiente para permitir el crecimiento de la biomasa.
- Los factores de corrección para la desnitrificación η_g y η_h son fijos y constantes para un agua residual determinada. Es probable que sus valores estén influenciados por la configuración de la planta pero esto no se considera.
- Los coeficientes para la nitrificación no varían cuando otro constituyente del agua residual se elimina.
- La biomasa heterótrofa es homogénea y no sufre cambios en su composición microbiológica.
- El atrapamiento de la materia orgánica particulada en la biomasa es instantánea.
- La hidrólisis de la materia orgánica y el nitrógeno orgánico se agrupa y ocurre simultáneamente con igual velocidad.
- El tipo de aceptor de electrones presente en el sistema no afecta la pérdida de biomasa activa por muerte celular.
- El tiempo de retención celular tiene que situarse normalmente entre 3 y 30 días para que el fango posea buenas características de sedimentación.
- La configuración del reactor debe permitir una entrada de biomasa al decantador entre 750 y 7500 mg/l.
- La fracción de volumen del reactor que permanece en condiciones anóxicas no puede exceder el 50 % porque de lo contrario las características de sedimentación del fango se deterioran.
- La velocidad de agitación asociada con la transferencia de oxígeno no debe exceder los 240 s^{-1} para prevenir roturas de los flóculos bacterianos.

Por otro lado, existe una vía alternativa que está ampliamente aceptada para la resolución del conjunto de ecuaciones diferenciales y es la formulación de modelos ASM1 simplificados (Kabouris y Georgakakos, 1992; Jeppsson y Olson, 1993; Zhao *et al.*, 1995; Julien *et al.*, 1999; Steffens *et al.*, 1997; Keesman *et al.*, 1998; Costa *et al.*, 2009). En estos modelos se plantean la reducción del número de balances de materia ya sea mediante el descarte de variables de estado y/o procesos a partir de unas determinadas condiciones de operación que definen el proceso de fangos activos estudiado o bien mediante la aplicación de la teoría de perturbación. Dentro de los distintos casos que recoge la bibliografía se encuentran, entre otras, las siguientes simplificaciones:

- Los compuestos inertes, S_I y X_I , no contribuyen en la dinámica del fango activo: la materia orgánica no biodegradable es biológicamente inerte y pasa a través del sistema sin cambiar su forma.
- La alcalinidad, S_{ALK} , puede descartarse siempre y cuando se asuma un control satisfactorio del parámetro pH en la planta.
- El oxígeno disuelto en el reactor biológico, S_O , no se considera si existe una alta concentración de este parámetro ya que entonces no tiene lugar la limitación en el crecimiento bacteriano por la ausencia de oxígeno.
- El proceso de desnitrificación se puede considerar despreciable si únicamente tiene lugar condiciones óxicas de operación.
- Solamente cuando los nutrientes se encuentren en exceso en el sistema y no supongan una limitación al proceso de degradación de la materia orgánica carbonosa, la

eliminación de nutrientes no se considera de modo que las variables X_{BA} , S_{NO} , S_{NH} , S_{ND} y X_{ND} no se incluyen en los balances de materia.

- Si existe una alta concentración de sustrato, entonces los productos particulados procedentes de la muerte celular bacteriana, X_p , son despreciables.

Independientemente del camino escogido para resolver el modelo, cuando el sistema opera en estado estacionario es necesario determinar las características del agua residual y estimar los coeficientes estequiométricos y cinéticos a partir de ensayos analíticos y tests específicos. Con estos procedimientos, ya sea a escala de laboratorio o en planta real, es posible conocer el valor de los componentes, hasta 13, y de los términos cinéticos, hasta 19. En esta evaluación es importante tener en consideración las condiciones medioambientales del sistema, especialmente el pH y la temperatura, ya que afectan al proceso de fangos activos. La acción del pH puede modificar los fenómenos de nitrificación-desnitrificación así como la actividad celular de modo que se considera imprescindible en el modelo que su valor sea fijo y próximo a la neutralidad. Por otro lado, debido a que todos los parámetros cinéticos están influenciados por la temperatura es necesario calcularlos a la temperatura de operación. Para ello, se emplea la siguiente expresión (Smets *et al.*, 2003):

$$P(T) = P(20)\theta_p^{T-20} \quad [2.58.]$$

donde $P(T)$ es el parámetro dependiente de la temperatura, $P(20)$ es el valor de la variable P a 20 °C y θ_p es el factor de corrección correspondiente (tabla 2.12).

Para obtener la simulación del comportamiento del proceso de fangos activos, se introducen todos los datos experimentales validados y seleccionados en programas informáticos concretos que van a permitir el cálculo de los balances de materia. En todas las resoluciones de las ecuaciones diferenciales se utilizan plataformas matemáticas (SIMBA 3.3⁺, ODE15, ODE23, ODE45, ...) recogidas en software específico (MATLAB, ASIM, AQUASIM,...).

Como consecuencia de que la estequiometría, las constantes cinéticas y las variables dinámicas están afectadas, modelo determinístico, por las propiedades del agua residual y las características de operación propias del sistema de fangos activos estudiado es necesario calibrar el modelo para su correcto desarrollo. Para esta calibración se recurre normalmente a la bibliografía disponible o, en su defecto, se realiza una correcta interpretación de los resultados teniendo en cuenta que estos parámetros deben ser evaluados para cada sistema particular, no son universales, ya que de lo contrario podría ocurrir que el modelo no se ajustase al fenómeno estudiado. En ocasiones, debido a la falta de información disponible, algunos de los parámetros tienen que ser ajustados generalmente mediante una solución elaborada específicamente para resolver este problema concreto o por medio de una estimación algorítmica del parámetro hasta alcanzar una simulación óptima.

Tabla 2.12. Valores estándar para los parámetros del modelo ASM1 (Henze *et al.*, 1987; Smets *et al.*, 2003).

	símbolo	P_{20}	θ
<i>Parámetros estequiométricos</i>			
rendimiento de crecimiento de biomasa heterótrofa	Y_H	0,46-0,69	
rendimiento de crecimiento de biomasa autótrofa	Y_A	0,07-0,28	
relación N/DQO en biomasa, mg N/mg O ₂	i_{XB}	0,086	
relación N/DQO en productos procedentes de biomasa, mg N/mg O ₂	i_{XP}	0,06	
fracción de biomasa que produce productos particulados	f_P	0,08	
<i>Parámetros cinéticos heterótrofos</i>			
velocidad de crecimiento específico para biomasa heterótrofa, d ⁻¹	μ_H	3,0-13,2	1,072
coeficiente de saturación media para biomasa heterótrofa, mg O ₂ /l	K_S	10-180	
coeficiente de saturación media de oxígeno para biomasa heterótrofa, mg O ₂ /l	K_{OH}	0,01-0,15	
coeficiente de saturación media de nitrato para biomasa heterótrofa, mg N-NO ₃ ⁻ /l	K_{NO}	0,1-0,2	
coeficiente de muerte celular para biomasa heterótrofa, d ⁻¹	b_H	0,09-4,38	1,072
factor de corrección para crecimiento anóxico de biomasa heterótrofa, adimensional	η_g	0,6-1,0	
<i>Parámetros cinéticos autótrofos</i>			
velocidad de crecimiento específico para biomasa autótrofa, d ⁻¹	μ_A	0,34-0,65	1,103
coeficiente de saturación media de amonio para biomasa autótrofa, mg N-NH ₃ /l	K_{NH}	0,6-3,6	
coeficiente de saturación media de oxígeno para biomasa autótrofa, mg O ₂ /l	K_{OA}	0,5-2,0	
coeficiente de muerte celular para biomasa autótrofa, d ⁻¹	b_A	0,05-0,15	1,120
<i>Parámetros de hidrólisis</i>			
velocidad máxima específica de hidrólisis, d ⁻¹	k_h	2,2	1,116
factor de corrección para hidrólisis anóxica, adimensional	η_h	0,4	
coeficiente de saturación media para hidrólisis de sustrato lentamente biodegradable, mg O ₂ /l	K_X	0,15	1,116
<i>Amonificación</i>			
velocidad máxima específica de amonificación, d ⁻¹	k_a	0,016	1,072

Nota: valores típicos para un agua residual doméstica a 20 °C y pH neutro.

3.- OBJETIVOS

El trabajo que se describe en la presente memoria forma parte de un proyecto de investigación coordinado entre la Universidad de Salamanca y la empresa privada. Por motivos de confidencialidad, el nombre de la sociedad no aparecerá reflejado en ninguna parte de este trabajo.

La razón de este acuerdo se ha basado fundamentalmente en la necesidad, por parte de la entidad industrial (a la que, en adelante, se denominará Empresa), de adquirir un mayor grado de comprensión del proceso de depuración de sus aguas residuales mediante la prestación de la experiencia teórica, el conocimiento experimental, los medios materiales y los recursos humanos aportados por el Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca.

Los efluentes generados en los procesos de fabricación de primeras materias plásticas producidos por esta compañía necesitan un acondicionamiento previo al vertido pues presentan unas características físicas y químicas no aptas. Para ello, esta sociedad cuenta con un complejo único en el mundo que agrupa un tratamiento de oxidación húmeda avanzada (WAO, Wet Air Oxidation), un proceso en dos etapas de fangos activos con carbón activado en polvo (PACT, Powdered Activated Carbon Treatment) y una unidad de regeneración de carbón (WAR, Wet Air Regeneration)(figura 3.1). El tratamiento de depuración comienza dirigiendo distintas corrientes de agua residual compuestas por productos orgánicos solubles presentes en purgas continuas y drenajes acuosos del proceso productivo como glicoles y alquencilfenoles al sistema WAO. En esta etapa, se reduce la carga orgánica de la corriente residual que presenta una DQO situada entre 100000-150000 mg/l y se modifica la estructura química de las sustancias que componen las aguas de drenaje mediante una reacción de oxidación en condiciones adecuadas hasta la obtención de un efluente residual con una DQO en torno a 20000-30000 mg/l. Con esta operación, se consigue una corriente más biodegradable y adecuada para el proceso biológico posterior en el tratamiento PACT formado por dos reactores de fangos activos con carbón activado dispuestos en serie. La primera parte de este sistema toma como influente el agua oxidada del sistema WAO y los efluentes procedentes de vertidos de producción y aguas pluviales mientras que el segundo tanque de aireación recibe como alimentación el efluente procedente de la anterior etapa. La corriente final de este completo tratamiento de depuración abandona el sistema con una DQO de diseño de 615 mg/l. Con esta estación depuradora, la capacidad de carga orgánica que es capaz de asumir satisfactoriamente este complejo es superior a la aportada por las aguas residuales urbanas generadas por una población de más de un millón de habitantes. Antes de su descarga final, el efluente PACT pasa a través de unos filtros de arena y recibe aguas de refrigeración de las plantas industriales. El proceso PACT tiene asociado una unidad WAR que se usa para disminuir el consumo de carbón activo virgen mediante la regeneración, bajo condiciones adecuadas de operación, del carbón activado purgado y para eliminar la fracción biológica del fango. En el reactor de regeneración se produce una fuerte oxidación a alta temperatura produciéndose una mezcla que contiene carbón en suspensión que volverá a ser utilizado posteriormente y gases que son conducidos a una instalación de cogeneración para su recuperación. La biomasa tratada térmicamente y transformada a cenizas es conducida a un filtro prensa donde se filtra y finalmente se elimina.

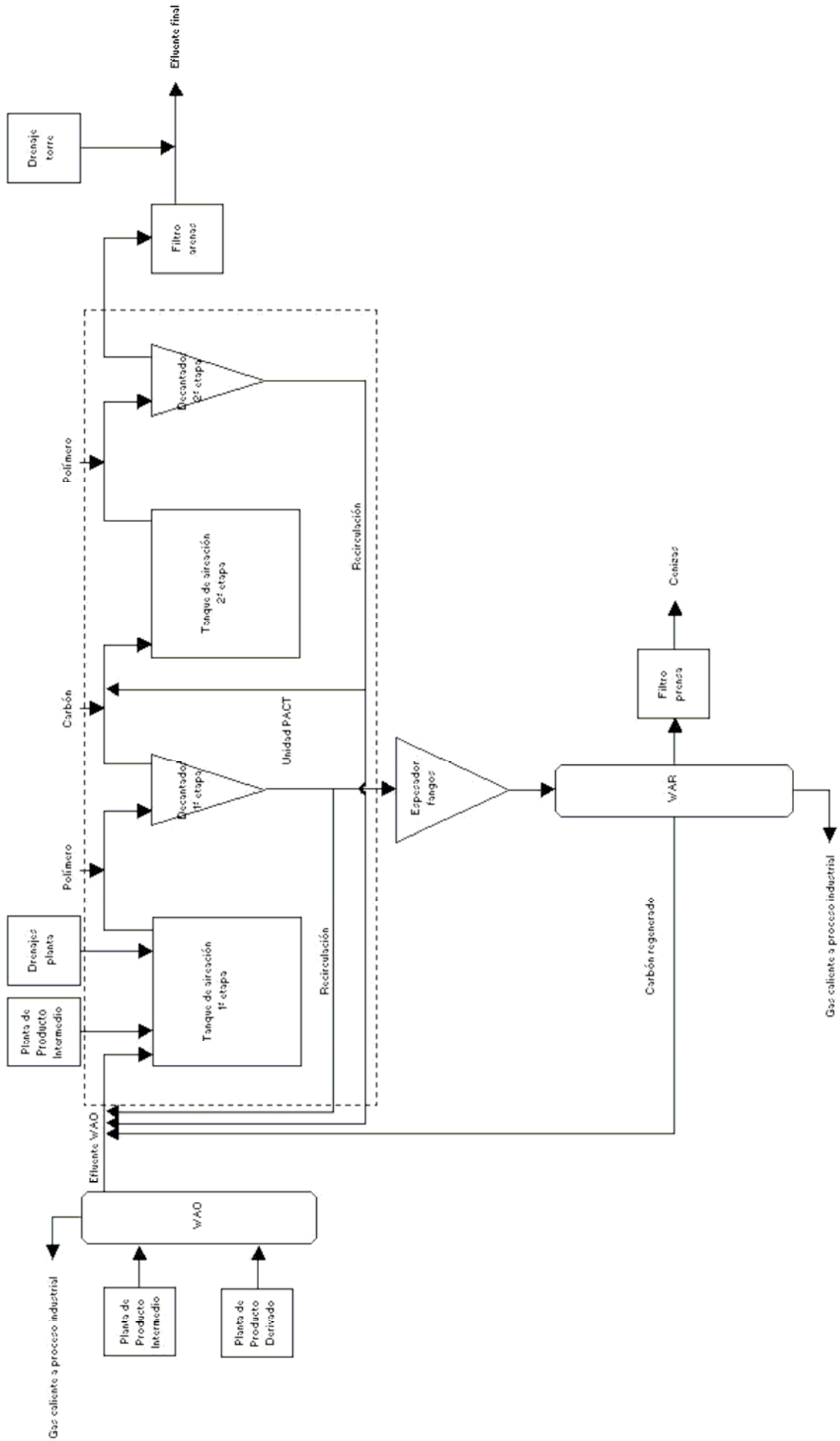


Figura 3.1. Esquema de la estación depuradora de aguas residuales.

Los objetivos de esta Tesis Doctoral se han centrado en tratar de aumentar el conocimiento disponible de la primera etapa del proceso PACT sobre optimización y control de los parámetros operacionales, dosificación de reactivos, modo de operación y composición del agua residual a depurar. Con estas metas se pretende obtener el máximo aprovechamiento de este sistema de tratamiento en distintas situaciones. Para ello, se han realizado una serie de investigaciones en planta piloto cuyas conclusiones van a permitir la optimización del funcionamiento de la planta real en diferentes escenarios.

Para ello, y en primer lugar, se han reproducido a escala piloto las condiciones de operación del reactor biológico industrial utilizando la misma alimentación, su propia biomasa e idénticos reactivos a los empleados en el sistema real:

- apartado 5.1.: “Puesta en marcha del proceso PACT”.

Posteriormente, debido a que los calores de reacción que intervienen en el metabolismo celular en la primera unidad del tratamiento PACT ocasionan una subida de la temperatura de operación, en este trabajo se ha simulado la operación a la temperatura normal de trabajo y a altas temperaturas y se han estudiado sus efectos:

- apartado 5.2.: “Proceso PACT a diferentes temperaturas: operación a 35-39 °C y tratamiento a 45-48 °C”.

En la siguiente etapa de la investigación se ha evaluado el impacto ocasionado por la introducción de un nuevo efluente industrial en la alimentación habitual del proceso PACT. Se considera acertado realizar un estudio previo, en planta piloto, que determine su tolerancia en el tratamiento de depuración de las aguas residuales ya que su aplicación directa a la planta real podría comportar fatales consecuencias en su estado.

- apartado 5.3.: “Operación en presencia de cianuros”.

Para la siguiente fase, se modificó la concentración de nitrógeno en el influente para determinar la máxima dosificación de nutriente nitrogenado que es capaz de admitir el sistema biológico fijando como premisa una concentración de nitrógeno total en efluente no superior a los 120 mg/l:

- apartado 5.4.: “Operación con sulfato amónico: efecto de la variación del $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ en la alimentación”.

Los apartados siguientes se centraron más en el aspecto operacional de la planta al tratar de optimizar parámetros de control fundamentales como son la concentración de biomasa, la relación PAC / Biomasa y el tiempo de retención celular:

- apartado 5.5.: “Optimización de la concentración de biomasa”.
- apartado 5.6.: “Optimización de la relación PAC / Biomasa”.
- apartado 5.7.: “Optimización del tiempo de retención celular”.

Por último, se llevó a cabo un estudio que permitiera determinar la carga máxima admisible por el reactor así como el tiempo de residencia hidráulico más bajo para dos alimentaciones distintas. Con los resultados obtenidos, se va a construir un

modelo que pueda predecir el valor de la DQO del efluente independientemente de las condiciones de la planta. Todo esto, se expondrá en los siguientes apartados:

apartado 5.8.: “Optimización del tiempo de residencia hidráulico: operación con carga elevada (DQO de 26000 mg/l)”.

apartado 5.9.: “Optimización del tiempo de residencia hidráulico: operación con carga media (DQO de 20000 mg/l)”.

apartado 5.10.: “Aspectos en la optimización del tiempo de residencia hidráulico para operación con carga elevada y media”.

apartado 5.11.: “Modelo de predicción de DQO”.

4.- MATERIALES Y MÉTODOS

Durante los estudios, se han realizado las siguientes determinaciones:

4.1.- ACEITES Y GRASAS.

4.1.1.- FUNDAMENTO.

Las grasas y los aceites son compuestos de alcohol (ésteres) o glicerol (glicerina) y ácidos grasos. Los glicéridos de ácidos grasos que se encuentran a temperaturas normales en estado líquido se denominan aceites mientras que los que se presentan en estado sólido reciben el nombre de grasas. Su composición química es muy parecida y están formados por carbono, oxígeno e hidrógeno en diferentes proporciones (Metcalf y Eddy, 2000). También es posible encontrar en las aguas residuales la presencia de aceites derivados del petróleo y del alquitrán (queroseno, aceites lubricantes y aceites de materiales bituminosos) caracterizados por contener mayoritariamente carbono e hidrógeno. La existencia de aceites y grasas de naturaleza orgánica, en menor medida, junto con la presencia de aceites minerales, en mayor grado, constituyen un problema serio en los sistemas de tratamiento ya que si se encuentran en grandes cantidades pueden interferir en los procesos biológicos al crearse películas superficiales y acumulaciones de materia flotante desagradable que conllevan a una reducción de la eficiencia del sistema.

El procedimiento utilizado para determinar aceites y grasa procedente del agua residual es el “método de partición-gravimetría” (método 5520 B, A.P.H.A.; 1992). Este análisis cuantitativo se fundamenta en la solubilidad que presentan aceites y grasas disueltas o emulsionadas con el triclorotrifluoretano. Estas sustancias son extraídas, de manera no selectiva, del agua por íntimo contacto con el disolvente orgánico.

4.1.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Matraz aforado de 1000 ml.
- a) Embudo de separación de 1l de capacidad.
- b) Matraz de destilación Kjeldahl de 125 ml.
- c) Embudo.
- d) Papel de filtro Whatman nº 40.
- e) Baño de agua.
- f) Trompa de vacío.
- g) Desecador.
- h) Balanza analítica.

4.1.3.- REACTIVOS.

- a) Ácido clorhídrico, HCl.
- b) 1,1,2-tricloro-1,2,2-trifluoretano. El disolvente no debe dejar residuo medible al evaporar. Destílese si es necesario.
- c) Sulfato de sodio, Na₂SO₄, cristal anhidro.

4.1.4.- PROCEDIMIENTO.

Se introduce muestra en un matraz aforado limpio y seco y se enrasa a 1000 ml. Posteriormente, se acidifica hasta $\text{pH} \leq 2$ con HCl. A continuación, el contenido del matraz se pasa a un embudo de separación y se añaden 30 ml de triclotrifluoretano al

matraz que contenía el agua residual. Se aclara el recipiente y se introduce el disolvente al embudo de decantación. Una vez realizada esta operación, se agita vigorosamente durante 2 minutos la solución (abriendo de vez en cuando el embudo, sobre todo al principio, para liberar el gas que se forma) y se deja en reposo hasta que se separen las capas. Transcurrido ese tiempo, se drena la fase de disolvente a través del embudo que contiene papel de filtro humedecido con triclorfluoretano en un matraz de destilación tarado. Si no es posible obtener una capa clara de disolvente, se añade 1 g de Na₂SO₄ al cono del papel de filtro y se da salida lentamente el disolvente emulsionado sobre los cristales. Posteriormente, se realizan dos extracciones más con 30 ml de triclorfluoretano cada vez pero aclarando primero el envase de la muestra con cada fracción de disolvente. Luego, se combina los extractos en el matraz Kjeldahl tarado y se lava el papel de filtro con otros 10 a 20 ml de triclorfluoretano. A continuación, se coloca el matraz en un baño de agua a 70 °C y se destila el disolvente durante 15 minutos aplicando el vacío durante el minuto final. Por último, se enfría en un desecador durante 30 minutos y se pesa.

4.1.5.- CÁLCULO.

$$\text{mg de aceite y grasa/l} = \frac{(A - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

donde:

A = peso del matraz de destilación que contiene el aceite y la grasa, mg

B = peso del matraz de destilación tarado, mg

4.2.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO (microscopía electrónica).

4.2.1.- FUNDAMENTO.

Los microscopios electrónicos se emplean normalmente para el estudio minucioso de estructuras celulares. Para la observación de microorganismos sobre superficies opacas se puede utilizar de manera satisfactoria la microscopía electrónica de barrido (SEM, Scanning Electron Microscope)(Madigan *et al.*, 2004).

Para la aplicación de esta técnica, las muestras a analizar se secan previamente por el método del punto crítico para posteriormente realizar una metalización de la misma. Con este procedimiento se consigue recubrir con una fina capa de material pesado (oro) la muestra para que el haz de electrones que emite el microscopio barra su superficie y los electrones desviados por la capa de metal sean recogidos y proyectados sobre una pantalla para originar una imagen que puede ser fotografiada. Este análisis microscópico permite obtener excelente información sobre la morfología de los microorganismos.

4.2.2.- INSTRUMENTAL.

a) Microscopio electrónico de barrido ZEISS DSM 940 con sistema de microanálisis elemental por EDX (Z II de Tracor Northern).

4.2.3.- REACTIVOS Y PROCEDIMIENTO.

La preparación de la muestra y la toma de imágenes fueron realizadas por el Servicio General de Microscopía Electrónica de la Universidad de Salamanca.

4.3.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO (microscopía óptica).

4.3.1.- FUNDAMENTO.

El estudio de la población microbiana que forma parte de un reactor biológico de tratamiento de aguas constituye una de las herramientas básicas para la comprensión del proceso de depuración de efluentes. La información proporcionada por las imágenes obtenidas a través de un microscopio óptico permite la evaluación rápida del tamaño, forma y la constitución interna del flóculo, la apreciación de la composición y morfología bacteriana así como de la diversidad de otras especies presentes en las cubas de oxidación e incluso puede proporcionar una estimación de la calidad de la corriente tratada ya que dependiendo de la estructura de los flóculos y de las especies dominantes en el sistema biológico es posible determinar su influencia sobre las propiedades del efluente.

Gracias al sistema de lentes que componen el microscopio óptico se puede observar los microorganismos presentes en el proceso biológico de manera más eficaz, exhaustiva y adecuada. Para favorecer esta visualización, se recurre a la utilización de microscopios con objetivos de alta graduación (normalmente con aumentos desde 10 hasta 100) que ofrecen la imagen más clara y nítida de aquellas especies que presentan un tamaño más reducido, al empleo de contraste de fases debido a que proporciona una mayor perfección de la estructura externa de estos microorganismos al resaltar los contornos y al uso de tinciones ya que permiten apreciar mejor los organismos que cuando son observados en vivo.

Dentro de las distintas técnicas utilizadas en el campo de la microscopía óptica, la tinción de Gram es la más utilizada porque es una tinción diferencial que permite clasificar a las bacterias en dos grandes grupos: especies Gram positivas y especies Gram negativas. Este ensayo se basa en la interacción entre las células procariotas y los reactivos colorantes. Estas sustancias son compuestos cargados positivamente que se combinan con los constituyentes celulares de carga negativa situados en su superficie. La tinción de Gram se fundamenta en las diferencias que existen en la estructura de las paredes celulares: las especies Gram negativas presentan una pared formada por varias capas mientras que la composición de las Gram positivas es más sencilla (figura 4.1).

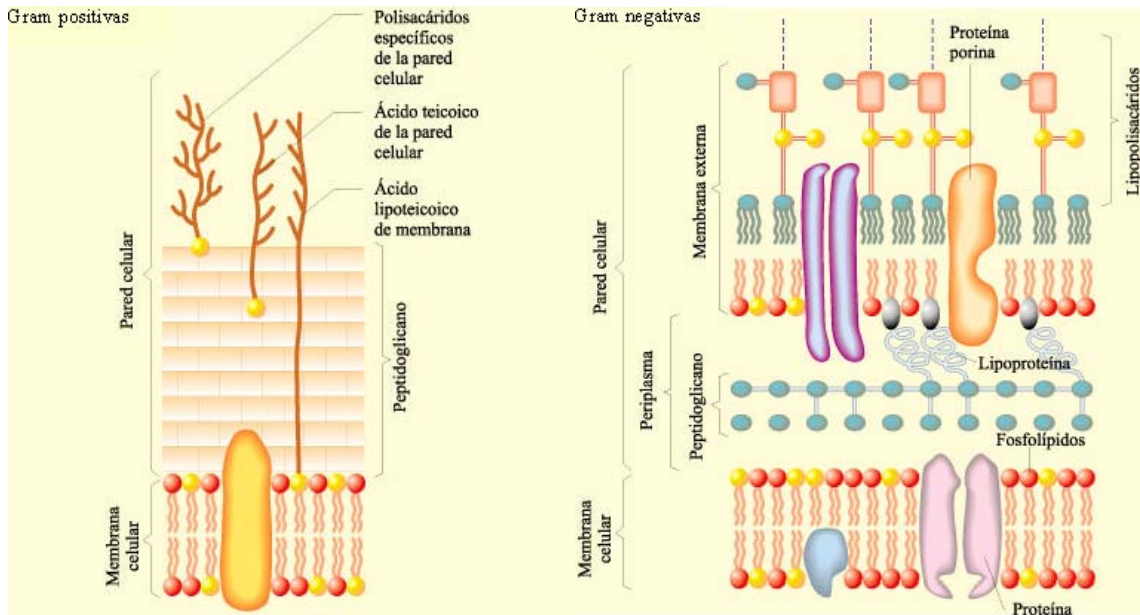


Figura 4.1. Esquemas de las paredes celulares de las especies Gram positivas y Gram negativas (Curtis y Barnes, 2000).

4.3.2.- INSTRUMENTAL.

- Microscopio óptico modelo DM 1000 de Leica con objetivos de contraste de fases de 4, 10, 40 y 100 aumentos.
- Cámara digital modelo Power Shot S50 de Canon.
- Aplicación ZoomBrowser EX.
- PC.
- Portaobjetos.
- Cubreobjetos.
- Pipetas Pasteur.
- Mechero.

4.3.3.- REACTIVOS.

- Agua desionizada.
- Cristal violeta.
- Lugol.
- Safranina.
- Alcohol etílico puro.
- Aceite de inmersión.

4.3.4.- PROCEDIMIENTO.

- Muestras en vivo: depositar y extender sobre un portaobjetos una pequeña porción de muestra y situar encima de ella suavemente un cubreobjetos para reducir el campo de visión.

- Muestras teñidas: se extiende sobre el portaobjetos una fina capa de muestra biológica con la pipeta Pasteur. A continuación, se seca y se fija la biomasa por calentamiento del portaobjetos con la llama del mechero. Posteriormente, se añade sobre la suspensión de microorganismos unas gotas de cristal violeta de tal modo que

recubra toda la muestra y se espera dos minutos para que todas las células se tiñan de color azul-violeta. Transcurrido este tiempo, se lava el portaobjetos con varias porciones de agua y se le añade lugol dejando que actúe el colorante durante 1 minuto. Después, se vuelve a lavar con agua y se añade alcohol para decolorar la muestra (las células Gram positivas siguen de color azul-violeta mientras que las Gram negativas pierden el color). A continuación, se tiñe con safranina durante 30-60 segundos y se lava nuevamente con agua una vez finalizado el tiempo de exposición al reactivo. Finalmente, se obtiene unos microorganismos teñidos de azul-violeta (Gram positivos) y otros coloreados de rojo o rosa (Gram negativos).

4.4.- CAUDAL.

4.4.1.- FUNDAMENTO.

Debido a las características y composiciones de las aguas residuales, la medida del caudal resulta necesaria pues afecta en gran medida al diseño hidráulico de las estaciones de tratamiento.

La metodología empleada para la medición del agua residual se realizó cronometrando los cambios de niveles en una probeta.

4.4.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Probeta de 25 ml.
- b) Cronómetro.

4.4.3.- PROCEDIMIENTO.

Se deposita el conducto de salida de la alimentación en la probeta y comienza a contabilizarse el tiempo, con un cronómetro, que tarda en llenarse un volumen determinado de la probeta con agua residual.

4.4.4.- CÁLULO.

La medida del caudal viene dada a partir de la siguiente expresión:

$$\text{caudal} = \frac{\text{volumen medido, ml}}{\text{tiempo, min}}$$

4.5.- CONDUCTIVIDAD.

4.5.1.- FUNDAMENTO.

La conductividad mide la capacidad de una solución para transportar una corriente eléctrica. Esta capacidad depende de la presencia de iones y de su concentración total, de su movilidad, valencia y concentraciones relativas así como la temperatura de la medición. Este parámetro se emplea habitualmente en aguas para

conocer el grado de mineralización de efluentes y evaluar las concentraciones de minerales disueltos. La conductividad y los sólidos disueltos totales están íntimamente relacionados: cuanto mayor es la cantidad de sales disueltas en el agua mayor es el valor de la conductividad y esta correspondencia está gobernada por un factor empírico variable que depende de los componentes solubles del agua y de la temperatura.

El procedimiento empleado para la medida de la conductividad se basa en la medida directa del índice de corriente alterna y su voltaje a través de una célula de conductividad.

4.5.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Vaso de precipitados de 250 ml.
- b) Conductímetro con célula de conductividad homologada.

4.5.3.- REACTIVOS.

- a) Agua desionizada.

4.5.4.- PROCEDIMIENTO.

Se enciende el aparato y se espera unos minutos para que se encuentre totalmente estabilizada la célula de conductividad. A continuación, se limpia el electrodo con varias porciones de agua desionizada. Posteriormente, se seca y se introduce la sonda en el agua residual durante un tiempo hasta conseguir que la lectura sea estable.

4.5.5.- CÁLCULO.

La medida de la conductividad la proporciona directamente el aparato en mS/m o en $\mu\text{mhos/cm}$ ($1 \text{ mS/m} = 10 \mu\text{mhos/cm}$).

4.6.- CIANURO LIBRE.

4.6.1.- FUNDAMENTO.

El término cianuro libre engloba a aquellos compuestos de cianuro representados por la fórmula $A(\text{CN})_x$ siendo A un álcali (sodio, potasio, amonio) o un metal y el coeficiente x, la valencia de A o número de grupos de CN. En solución acuosa, estas sustancias se caracterizan por la presencia del ión CN^- , HCN molecular y aniones complejos de estabilidad variable cuando hay participación de metales. Es importante conocer la existencia de cianuro debido a la alta toxicidad del HCN en los cauces receptores de los efluentes. El ión CN^- también es nocivo pero suele carecer de importancia debido a que la mayor parte del cianuro libre, grupo CN presente como CN^- o HCN, se encuentra como HCN ya que normalmente el pH de las aguas residuales suele ser inferior al pK_a del equilibrio HCN/CN^- ($\text{pK}_a \approx 9,2$) (A.P.H.A., 1992).

La cuantificación de la concentración de cianuro libre en las muestras tuvo lugar según el método descrito en “determinación de: cianuros libres y cianuros totales de aguas plantas servicios” (Método analítico de Empresa, 2000a). Este ensayo que sirve para evaluar el ión CN^- de compuestos de cianuro libre se basa en la reacción directa de

estas sustancias, sin tratamiento previo alguno, con la cloramina T en presencia de piridina y ácido barbitúrico. El resultado de esta acción es un compuesto coloreado cuya absorbancia es susceptible de ser medida en un espectrofotómetro y es proporcional a la cantidad de CN^- presente en el agua.

4.6.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Espectrofotómetro HITACHI U-2000.
- b) Cubetas de sílice de 1 cm de paso óptico.
- c) Pipetas aforadas de 1, 2, 5, 10 y 50 ml.
- d) Matraces aforados de 50, 100, 250, 500 y 1000 ml.
- e) Vaso de precipitados de 250, 1000 ml.
- f) Erlenmeyers de 250 ml.
- g) Embudo.
- h) Balanza analítica.

4.6.3.- REACTIVOS.

a) Solución de ácido sulfúrico, H_2SO_4 1+1: se disuelven 100 ml de H_2SO_4 concentrado en 100 ml de agua desionizada.

b) Solución de ácido sulfúrico, H_2SO_4 1+49: se diluyen 20 ml de H_2SO_4 concentrado en 980 ml de agua desionizada.

c) Solución de hidróxido sódico, NaOH 50 g/l: se añaden 50 g de lentejas de NaOH en un litro de agua desionizada.

d) Solución de ácido clorhídrico, HCl 1+9: se mezclan 50 ml de HCl concentrado en 450 ml de agua desionizada.

e) Solución indicadora acuosa de fenolftaleína: se disuelven 0,5 g de fenolftaleína en 50 ml de etanol y se enrasa a 100 ml con agua desionizada. Esta disolución es estable durante una semana.

f) Solución de cloramina T: se diluye 1 g de $\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_2\text{NClNa}\cdot 3\text{H}_2\text{O}$ en 100 ml de agua desionizada. Prepárese semanalmente y consérvase en frigorífico.

g) Solución de cloruro cuproso: se pesan 20 g de polvo fino de cloruro cuproso en un vaso de precipitados de 1000 ml. Se lava dos veces por decantación con porciones de 250 ml de H_2SO_4 1+49 y después dos veces con agua. Posteriormente, se añaden alrededor de 250 ml de agua y luego HCl concentrado, inicialmente unos 100 ml, y a continuación, lentamente y agitando, pequeños volúmenes hasta conseguir la total disolución de la sal. El reactivo final debe ser claro (alguna coloración azulada indica la presencia de sales cúpricas). Esta solución se trasvasa a un matraz aforado de 1000 ml, lavándose las paredes del vaso con agua, y se añaden unas gotas de HCl concentrado si precipita de nuevo la sal hasta conseguir enrasar a 1000 ml con la sal disuelta y evitando un exceso de ácido. Por último, se almacena en una botella herméticamente cerrada que contiene unos trozos largos de alambre o varillas de cobre puro extendidas desde el fondo hasta el cuello del recipiente. Éste se mantendrá completamente lleno por lo que es necesario rellenarlo de reactivo frecuentemente.

h) Solución de piridina-ácido barbitúrico: se colocan 6 g de ácido barbitúrico en un matraz seco de 100 ml y se le añade la suficiente agua como para lavar las paredes del matraz y humedecer el ácido. Posteriormente, se adicionan 30 ml de piridina y se mezcla. Luego, se añaden 6 ml de HCl concentrado y se vuelve a agitar. Una vez realizada esta operación, se deja enfriar la disolución a temperatura ambiente. Una vez fría, se añaden porciones de agua y se mezcla hasta enrasar a 100 ml. Agitar por

inversión hasta conseguir la total disolución del ácido barbitúrico. Este reactivo debe prepararse cada 15-20 días y almacenarse a 4 °C y en un frasco topacio.

i) Solución patrón de nitrato de plata, AgNO₃: se toman 48,05 ml de una solución de AgNO₃ 0,1N y se diluye con agua hasta 500 ml en matraz aforado.

j) Solución indicadora de yoduro potásico: se diluyen 10 g de KI en agua desionizada hasta su enrase a 100 ml.

k) Solución madre de cianuro: se disuelven 2,51 g de KCN y 2 g de NaOH en 1000 ml de agua destilada (1,00 ml = 1 mg CN⁻). Esta disolución se estandarizó como sigue: se valora, por triplicado, 25 ml de esta solución con la disolución patrón de AgNO₃ utilizando KI como indicador. De la misma forma, se realiza una prueba en blanco con 100 ml de agua destilada.

$$\text{mg CN}^-/\text{l} = \frac{(A - B) \times 1000}{25}$$

donde:

A = ml de AgNO₃ necesarios para valorar la solución madre

B = ml de AgNO₃ necesarios para valorar la prueba en blanco

l) Solución patrón de cianuro: se toman 1 ml de la solución madre, 0,2 g de NaOH y se enrasa en matraz aforado de 100 ml con agua desionizada. 1,00 ml = 0,01 mg CN⁻.

m) Carbonato sódico, Na₂CO₃ anhidro.

n) Agua desionizada.

4.6.4.- PROCEDIMIENTO.

Consideración previa: Manipúlese con cuidado las muestras que contienen cianuro en una campana o zona bien ventilada. Evítese el contacto, inhalación o ingestión.

En un matraz aforado se introducen 50,0 ml de muestra (o una alícuota de la muestra diluída a 50 ml con agua desionizada) y 150 mg de Na₂CO₃ anhidro agitando después de la adición. Posteriormente, se le añade 1 gota de la solución indicadora de fenolftaleína y se vuelve a mezclar la muestra. A continuación, HCl 1+9 gota a gota con movimiento continuo hasta su decoloración. Por último, se adicionan 2ml de la disolución de cloramina T e inmediatamente después 5 ml de la solución de piridina-ácido barbitúrico (agitando el matraz al finalizar cada una de las adiciones). Una vez mezclado adecuadamente el contenido del recipiente, se diluye con agua desionizada hasta el enrase y se homogeneiza. Después de esperar 10 minutos para desarrollar el color, se toma lectura de la absorbancia a 582 nm en el espectrofotómetro frente a un blanco que contiene agua desionizada más los reactivos. Para la obtención de la curva de calibrado se emplean alícuotas de la solución patrón de cianuro, comprendidas entre 0 y 10 ml, y se diluyen en un matraz que contiene una punta de espátula de NaOH (<0,2 g) hasta los 50 ml con agua desionizada. En matraces aforados de 50 ml, se toman 5 ml de cada una de las disoluciones que forman la curva patrón y se les somete al mismo tratamiento que a la muestra.

4.6.5.- CÁLCULO.

Se traza una curva patrón comparando la absorbancia de los patrones con la concentración de cianuro para poder determinar directamente a partir de la curva el contenido en cianuro (libre) de la muestra. La cantidad de cianuro en el agua expresada en mg/l viene determinada por la expresión:

$$\text{mg CN}^-/\text{l} = \frac{\text{mg CN}^- \text{ (leídos en la curva patrón)}}{\text{ml de muestra}} \times \text{factor de dilución}$$

4.7.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA.

4.7.1.- FUNDAMENTO.

Se emplea el término biomasa para designar a la cantidad de materia viva por unidad de volumen del licor mezcla de fangos activos. El análisis de la concentración de sólidos biológicos en el tanque de aireación se realiza midiendo la materia en suspensión.

Los sólidos totales en suspensión del reactor (SSTLM) están formados por los sólidos en suspensión volátiles del licor mezcla (SSVLM), los sólidos en suspensión fijos del licor mezcla (SSFLM) y el carbón activo en polvo (PAC) siendo los SSVLM la masa de los lodos biológicos (biomasa) y los SSFLM la materia inerte perteneciente a sustancias inorgánicas una vez realizada la incineración de la muestra a 550 ± 50 °C (a esta temperatura la fracción orgánica se oxida y desaparece en forma de gas quedando la fracción inorgánica en forma de cenizas):

$$\text{SSTLM} = \text{SSVLM} + \text{SSFLM} + \text{PAC}$$

El método empleado para la determinación de sólidos totales en suspensión del reactor ha sido el de “sólidos totales en suspensión secados a 103-105 °C” (método 2540 D, A.P.H.A., 1992). Según este método, se pasa una muestra bien mezclada por un filtro (se emplearon filtros de 0,45 µm de diámetro de poro ya que las bacterias, con un tamaño medio de 1-3 micras, quedan retenidas en el mismo) que es posteriormente secado a 103-105 °C. El aumento de peso del filtro representa los sólidos totales en suspensión. El procedimiento utilizado para la determinación de sólidos en suspensión fijos y volátiles ha sido el método de “sólidos fijos y volátiles incinerados a 550 °C” (método 2540 E, A.P.H.A., 1992). En este ensayo, el filtro con el residuo obtenido en la determinación de sólidos en suspensión totales es sometido a una incineración, a peso constante, a una temperatura de 550 ± 50 °C. Los sólidos remanentes representan los sólidos en suspensión totales fijos mientras que la pérdida de peso por ignición corresponde principalmente a la volatilización del lodo biológico.

4.7.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Pipetas aforadas de 5 y 10 ml.
- b) Placas de evaporación de porcelana de 100 ml de capacidad.
- c) Desecador.

- d) Horno de secado para operaciones a 103-105 °C.
- e) Horno de mufla para operar a 550 ± 50 °C.
- f) Balanza analítica.
- g) Filtros de nitrato de celulosa de 0,45 µm de tamaño de poro y 47 mm de diámetro.
- h) Embudo Büchner de 50 mm de diámetro.
- i) Quitasato de 250 ml.
- j) Vaso de precipitados de 100 ml.
- k) Trompa de vacío.

4.7.3.- PROCEDIMIENTO.

Se deposita el filtro, con la cara rugosa hacia arriba, en el embudo; se hace el vacío y se lava el filtro con tres volúmenes sucesivos de 20 ml de agua. Se continúa succionando hasta eliminar cualquier vestigio de agua en el filtro para depositarlo después en una placa e introducirlo en el horno de secado a 103-105 °C durante 1 hora. Transcurrido este tiempo, se enfría el filtro en un desecador y se pesa. El ciclo de secado, enfriamiento, desecación y pesada se repite hasta obtener un peso constante o hasta que la pérdida de peso sea menor de 0,5 mg entre pesadas sucesivas. A continuación, se ajusta el filtro en el embudo humedeciendo el filtro con una pequeña cantidad de agua desionizada y se procede a la filtración de 10 ml de muestra tomada directamente del reactor biológico. Una vez concluida la filtración, se lava el filtro con tres volúmenes sucesivos de 10 ml de agua desionizada permitiendo el drenaje completo del filtro entre los lavados y se continúa succionando durante tres minutos. Posteriormente, se separa el filtro del embudo y se deposita en una placa que es introducida en el horno de secado a 103-105 °C durante 1 hora. Después, se enfría en el desecador y se pesa. La secuencia de secado, enfriamiento, desecación y pesada se repite hasta obtener un peso constante o hasta que la pérdida del peso fuese menor que 0,5 mg del peso previo.

Finalmente, se incinera el filtro con el residuo producido en la determinación de sólidos en suspensión totales, a peso constante, en un horno de mufla, que se encuentra a una temperatura de 550 °C aproximadamente, durante 20 minutos. A continuación, se enfría la placa en un desecador y se pesa.

4.7.4 .- CÁLCULO.

La cantidad de sólidos en suspensión totales (SST) viene dada por la expresión:

$$\text{mg de SST/l} = \frac{(A - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

donde:

A = peso de la placa con el filtro más el residuo secado a 103-105 °C, mg

B = peso de la placa con el filtro, mg

La cantidad de sólidos en suspensión fijos (SSF) se determina a partir de la expresión:

$$\text{mg de SSF/l} = \frac{(C - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

siendo:

C = peso de la placa con el filtro más el residuo después de calentar a 550 °C,
mg

B = peso de la placa con el filtro, mg.

La concentración de biomasa o de sólidos en suspensión volátiles (SSVLM) viene dada finalmente por la expresión:

$$\text{BIOMASA} = \text{SST} - (\text{SSF} + \text{PAC})$$

4.8.- CONCENTRACIÓN DE CARBÓN ACTIVO.

4.8.1.- FUNDAMENTO.

Para la evaluación de la concentración de carbón activo se realizó el procedimiento descrito en “determinación de la relación PAC / Biomasa en aguas residuales” (Método analítico de Empresa, 2000b). Este ensayo consiste básicamente en someter a la muestra a una digestión con ácido nítrico concentrado con objeto de reducir la interferencia de la materia orgánica mediante oxidación de ésta a CO₂ y H₂O y un posterior análisis de la materia en suspensión resultante. Para ello, se pasa la muestra por un filtro de 0,45 µm de diámetro de poro que es posteriormente secado a 103-105 °C. El aumento de peso del filtro representa los sólidos totales en suspensión. El procedimiento utilizado para la determinación de sólidos en suspensión fijos y volátiles ha sido el método de “sólidos fijos y volátiles incinerados a 550 °C” (método 2540 E, A.P.H.A., 1992). En este ensayo, el filtro con el residuo obtenido en la determinación de sólidos en suspensión totales es sometido a una incineración, a peso constante, a una temperatura de 550 ± 50 °C. El carbón activo en polvo viene determinado por el valor de los sólidos en suspensión volátiles entre un factor empírico de 0,95.

4.8.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Pipetas aforadas de 5, 10 y 25 ml.
- b) Placas de evaporación de porcelana de 100 ml de capacidad.
- c) Desecador.
- d) Horno de secado para operaciones a 103-105 °C.
- e) Horno de mufla para operar a 550 ± 50 °C.
- f) Balanza analítica.
- g) Filtros de nitrato de celulosa de 0,45 µm de tamaño de poro y 47 mm de diámetro.
- h) Embudo Büchner de 50 mm de diámetro.
- i) Quitasato de 250 ml.
- j) Vasos de precipitados de 100 ml.
- k) Trompa de vacío.
- l) Placa calefactora.

4.8.3.- REACTIVOS.

- a) Ácido nítrico concentrado.
- b) Agua desionizada.

4.8.4.- PROCEDIMIENTO.

Se deposita el filtro, con la cara rugosa hacia arriba, en el embudo; se hace el vacío y se lava el filtro con tres volúmenes sucesivos de 20 ml de agua. Se continúa succionando hasta eliminar cualquier vestigio de agua en el filtro para depositarlo después en una placa e introducirlo en el horno de secado a 103-105 °C durante 1 hora. Transcurrido este tiempo, se enfría el filtro en un desecador y se pesa. El ciclo de secado, enfriamiento, desecación y pesada se repite hasta obtener un peso constante o hasta que la pérdida de peso sea menor de 0,5 mg entre pesadas sucesivas.

Por otro lado, se añaden a un vaso de precipitados de 100 ml, 10 ml de muestra y 20 ml de HNO₃ concentrado en vitrina. A continuación, se deposita el vaso sobre una placa calefactora y se calienta, sin hervir, hasta que el volumen total sea igual a 10 ml aproximadamente. Una vez enfriada la muestra, se ajusta el filtro en el embudo humedeciendo el filtro con una pequeña cantidad de agua desionizada y se procede a la filtración. Después de concluida la filtración, se lava el filtro con tres volúmenes sucesivos de 10 ml de agua desionizada permitiendo el drenaje completo del filtro entre los lavados y se continúa succionando durante tres minutos. Posteriormente, se separa el filtro del embudo y se deposita en una placa que es introducida en el horno de secado a 103-105 °C durante 1 hora. Después, se enfría en el desecador y se pesa. La secuencia de secado, enfriamiento, desecación y pesada se repite hasta obtener un peso constante o hasta que la pérdida del peso fuese menor que 0,5 mg del peso previo.

Finalmente, se incinera el filtro con el residuo producido en la determinación de sólidos en suspensión totales, a peso constante, en un horno de mufla, que se encuentra a una temperatura de 550 °C aproximadamente, durante 20 minutos. A continuación, se enfría la placa en un desecador y se pesa.

4.8.5.- CÁLCULO.

La cantidad de sólidos en suspensión totales (SST) viene dada por la expresión:

$$\text{mg de SST/l} = \frac{(A - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

donde:

A = peso de la placa con el filtro más el residuo secado a 103-105 °C, mg

B = peso de la placa con el filtro, mg

La cantidad de sólidos en suspensión fijos (SSF) se determina a partir de la expresión:

$$\text{mg de SSF/l} = \frac{(C - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

siendo:

C = peso de la placa con el filtro más el residuo después de calentar a 550 °C,
mg

B = peso de la placa con el filtro, mg.

La cantidad de carbón activo (PAC) viene dada finalmente por la expresión:

$$\text{mg de PAC/l} = \frac{(\text{SST} - \text{SSF})}{0,95}$$

donde 0,95 es un valor experimental, según la empresa propietaria de la licencia del proceso PACT, cuando se usa carbón activo fresco (Método analítico de Empresa, 2000b).

4.9.- DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO.

4.9.1.- FUNDAMENTO.

La demanda bioquímica de oxígeno (DBO) o requerimiento de oxígeno bioquímico (ROB) se emplea para evaluar la materia de naturaleza orgánica susceptible de ser degradada por microorganismos mediante la medición del consumo de oxígeno en un tiempo y temperatura determinados. Dependiendo de la duración del ensayo/incubación, la DBO a 5 días (DBO₅) y a 20 °C es el parámetro de contaminación orgánica más empleado. Esta variable es de especial importancia en el campo de la depuración de aguas residuales ya que sus resultados van a permitir, de manera más acertada, proyectar instalaciones más eficaces y controlar adecuadamente la calidad de las corrientes tratadas.

Para la determinación del contenido orgánico de las aguas residuales se utilizó la “prueba ROB de 5 días” (método 5210 B, A.P.H.A., 1992). Este ensayo está sujeto a ciertas limitaciones de modo que es conveniente realizar un pretratamiento de la muestra (neutralización a un pH entre 6,5 y 7,5, eliminación del cloro y de otras sustancias tóxicas, ajuste del oxígeno disuelto, control de la temperatura e inhibición de la nitrificación) y una dilución apropiada del agua residual con el propósito de garantizar la fiabilidad de los resultados obtenidos. Para el proceso de oxidación bioquímica que tiene lugar durante la realización del análisis es imprescindible tener presente una población de microorganismos capaces de oxidar la materia biodegradable por eso, a veces, es preciso inocular la muestra para establecer una concentración bacteriana adecuada. Además, para asegurar el crecimiento y desarrollo del cultivo es necesario la existencia de remanentes de nutrientes y oxígeno.

4.9.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Matraces esféricos de dos bocas esmeriladas de 2000 ml.
- b) Bomba de aire.
- c) Pipetas aforadas de 1 ml.
- d) Erlenmeyers de 250 ml con tapón esmerilado.
- e) Parafilm.
- f) Vasos de precipitados de 25 ml.

- g) Pipetas automáticas de 0,1, 1,0 y 10 ml.
- h) Oxímetro OXI 330 con sensor CELLOX 325 de CRISON.
- i) Baño de agua.

4.9.3.- REACTIVOS.

a) Solución de tampón fosfato: se disuelven 8,5 g de KH_2PO_4 , 21,75 g de K_2HPO_4 , 33,4 g de $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ y 1,7 g de NH_4Cl en unos 500 ml de agua desionizada y se diluye hasta 1000 ml. Este reactivo (o cualquiera de los siguientes reactivos) debe desecharse si se observa algún signo de crecimiento biológico.

b) Solución de sulfato de magnesio: se mezclan 22,5 g de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ en agua desionizada y se diluye hasta 1000 ml.

c) Solución de cloruro cálcico: se añaden 27,5 g de CaCl_2 en agua desionizada y se diluye hasta 1000 ml.

d) Solución de cloruro férrico: se adicionan 0,25 g de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ en 1000 ml de agua desionizada.

4.9.4.- PROCEDIMIENTO.

- a) Preparación de agua de dilución.

El agua de dilución debe ponerse, antes de ser empleada en el análisis, a una temperatura de 20 °C y tiene que estar saturada de oxígeno disuelto. Para ello, se introducen los matraces con agua desionizada en el baño a 20 °C y se les insufla aire por medio de la bomba. La entrada de aire al recipiente, a través de una pipeta de 1 ml situada en una de las bocas del matraz (la otra se halla tapada) y cuya punta se encuentra asentada por debajo del nivel del líquido, produce la agitación necesaria para que el fluido se encuentre perfectamente homogeneizado.

- b) Siembra.

En aquellos casos en los que se considere que no existe una concentración de microorganismos suficiente y/o se dispone de un agua residual con una alta carga orgánica, es conveniente utilizar una simiente. La fuente preferida de esta siembra suele ser el efluente de un sistema de tratamiento biológico o biomasa del tanque de aireación de una planta depuradora.

- c) Preparación de las muestra (técnica de dilución).

Se coloca el volumen deseado de agua residual en un erlenmeyer y se le añaden 1ml de las soluciones tampón fosfato, de MgSO_4 , de CaCl_2 y de FeCl_3 /l de agua. Si se desea, se siembra la muestra para asegurar una población microbiana adecuada y se añade directamente al matraz antes de diluir. A continuación, prácticamente se llenan los frascos con agua de dilución y se procede a la determinación del oxígeno disuelto inicial eliminando previamente todas las posibles burbujas de aire que existan en el interior del recipiente. Una vez realizada la medida, se completa con agua de dilución el volumen total del erlenmeyer y se cierra herméticamente con un tapón de tal forma que su introducción desplace todo el aire sin dejar burbujas. Posteriormente, se sella con parafilm el matraz para evitar el intercambio de ambientes. Una vez finalizada esta tarea, se coloca el frasco en un baño de agua controlado por termostato a 20 °C para su incubación durante 5 días y en un lugar oscuro para evitar la posibilidad de producción fotosintética de oxígeno disuelto.

Junto con la muestra, también debe realizarse este procedimiento para los blancos de dilución y de los controles de simiente. El blanco de dilución consiste en una solución que contiene agua de dilución y nutrientes y debe utilizarse porque proporciona

información de la calidad del agua saturada de oxígeno y de la limpieza de los recipientes de incubación. Por otro lado, el control de simiente presenta en su composición agua de dilución, simiente y sales básicas para el crecimiento bacteriano y sirve de guía para comprobar la existencia de una población microbiológica satisfactoria.

Después de 5 días de incubación, se realiza la medida del oxígeno disuelto de las muestras, blancos y controles de simientes.

Es conveniente realizar diferentes diluciones para una muestra concreta, blancos y controles si se ha empleado cualquier tipo de siembra.

4.9.5.- CÁLCULO.

Cuando el agua de dilución no está sembrada:

$$\text{DBO}_5, \text{ mg/l} = \frac{A_1 - A_2}{V}$$

Si el agua de dilución está sembrada:

$$\text{DBO}_5, \text{ mg/l} = \frac{(A_1 - A_2) - (B_1 - B_2)f}{V}$$

donde:

A_1 = OD de la muestra diluida inmediatamente después de su preparación, mg/l.

A_2 = OD de la muestra diluida después de 5 días de incubación a 20 °C, mg/l.

V = fracción volumétrica decimal de la muestra utilizada.

B_1 = OD del control de simiente antes de la incubación, mg/l.

B_2 = OD del control de simientes después de incubación a 20 °C, mg/l.

f = proporción de la simiente en la muestra diluida con respecto a la del control de simiente = (% de simiente en la muestra diluida / % simiente en el control de simiente),

Si se añade directamente la simiente a la muestra o a los erlenmeyers control de simiente:

f = (volumen de simiente en la muestra diluida)/(volumen de simiente en el control de simiente).

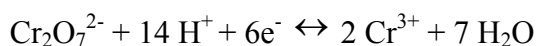
Descartar todas aquellas diluciones en las que se obtenga que el oxígeno disuelto final es inferior a 1 mg/l o aquellas muestras que no han consumido al menos 2 mg/l después de 5 días de incubación. Además, debe cumplirse que la variación de oxígeno en los blancos sea menor de 0,2 mg/l (si sobrepasa este valor debe utilizarse una muestra de agua desionizada más pura o de otra fuente) y que la captación de oxígeno disuelto total del agua de dilución sembrada conviene que oscile entre 0,6 y 1,0 mg/l.

4.10.- DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO.

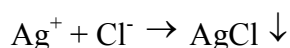
4.10.1- FUNDAMENTO.

La demanda química de oxígeno (DQO) se utiliza para determinar con exactitud el contenido en materias de carácter orgánico de un agua sometida a oxidación química con un oxidante químico fuerte. El carbono contenido en forma de compuestos orgánicos es oxidado en condiciones controladas a CO_2 . En realidad, aparte de compuestos carbonados, también se determinan total o parcialmente otras sustancias de carácter reductor, orgánicas o inorgánicas presentes en el agua residual analizada. Dependiendo del tipo de oxidante químico, ya sea el permanganato potásico (KMnO_4) o el dicromato potásico ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$), se emplea un método u otro. Se recomienda el método del dicromato en vez de los procedimientos que utilizan otros oxidantes debido a su mayor capacidad oxidante, a su aplicabilidad a una mayor variedad de muestras y a su fácil manipulación. Debe tenerse en cuenta además que el valor de la DQO obtenido por el método del permanganato es siempre menor al producido por el método del dicromato ya que el tiempo de digestión con el primero es menor y porque presenta, asimismo, un menor poder oxidante. Por otro lado, el seguimiento de la evolución de la demanda química de oxígeno por el método del dicromato potásico resulta especialmente interesante en el control del proceso de depuración de aguas residuales en una E.D.A.R., siendo por su rapidez y fiabilidad, un análisis de gran utilidad.

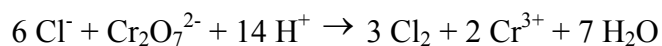
El método de análisis de la DQO utilizado en este trabajo ha sido el “método de reflujo abierto” empleando el dicromato como oxidante (método 5220 B, A.P.H.A., 1992). Este ensayo se lleva a cabo calentando una muestra de volumen determinado en condiciones de reflujo. La mayor parte de la materia orgánica de la muestra resulta oxidada por una mezcla a ebullición de dicromato potásico ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$) y ácido sulfúrico (H_2SO_4) durante un período de dos horas. Como resultado de esta oxidación, el dicromato de color amarillo-anaranjado se consume y es reemplazado por el ión Cr^{3+} de color verdoso:



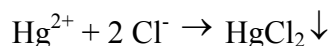
Para que la reacción transcurra adecuadamente debe usarse un catalizador. Como catalizador se añade sulfato de plata (Ag_2SO_4) para oxidar con mayor facilidad los compuestos alifáticos volátiles de cadena lineal. Sin la presencia del catalizador estos compuestos no se oxidan de forma apreciable porque están presentes en forma de vapor y no entran en contacto con el líquido oxidante. El ión cloruro, Cl^- , interfiere en la reacción consumiendo Ag^+ , por tanto, debe añadirse sulfato de mercurio (HgSO_4) para eliminar esta interferencia. Si se añade una cantidad insuficiente, los cloruros en exceso precipitan el catalizador de sulfato de plata llevando a valores erróneos de la DQO:



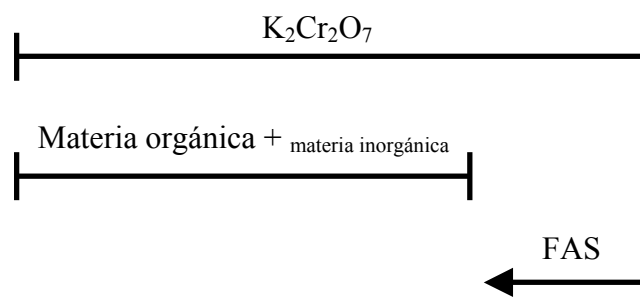
Por otra parte, la presencia de cloruros en el agua residual interfiere en el ensayo de la DQO ya que son oxidados por el dicromato:



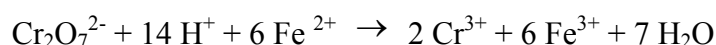
La adición de HgSO_4 supone que el ión mercurio se combina con el cloruro para formar un precipitado de cloruro de mercurio (II) (HgCl_2):



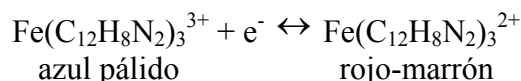
Para poder cuantificar el dicromato consumido durante la oxidación se realiza posteriormente una reacción de valoración. En el método se utiliza el sulfato amónico ferroso $[\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)6\text{H}_2\text{O}]$ como reactivo valorante. Este reactivo se descompone con el paso del tiempo debido a la oxidación en presencia del aire. Es por eso por lo que se recomienda una normalización diaria. La valoración se realiza añadiendo ferroína como indicador y titulando por retroceso el exceso de dicromato con el sulfato amónico ferroso (FAS) hasta llegar al punto final que se alcanza cuando la mezcla adquiere un color rojo-marrón.



El color rojo-marrón correspondiente al final del ensayo es debido a la formación de un complejo del ión ferroso con la fenantrolina presente en la ferroína. La ecuación que corresponde a la oxidación del FAS por el dicromato es:



En presencia de Cr (III), el Fe (II) se oxida a Fe (III) y forma un complejo azul pálido con la fenantrolina. Cuando no hay Cr (VI), el Fe (II) del FAS permanece como tal y forma un complejo color rojo-marrón:



4.10.2.- INSTRUMENTAL.

a) Sistema para reflujo compuesto de manta calefactora, matraz de fondo esférico con cuello esmerilado de 250 ml y columna de refrigeración con agua fría en continuo.

b) Bureta graduada de valoración de 50 ml.

- c) Pipetas aforadas de 5,10,25 y 50 ml.
- d) Matraces aforados de 250 ml.
- e) Erlenmeyers de 250 ml.
- f) Embudo.
- g) Estufa.
- h) Balanza analítica.

4.10.3.- REACTIVOS.

a) Solución de dicromato potásico patrón, 0,0417M: se disuelve 12,259 g de $K_2Cr_2O_7$, de calidad estándar primaria, secado previamente a 103 °C durante dos horas, en agua destilada y se diluye hasta los 1000 ml en matraz aforado.

b) Reactivo ácido sulfúrico: se añade Ag_2SO_4 en cristales o en polvo, a H_2SO_4 concentrado en una proporción de 5,5 g de Ag_2SO_4 /kg de H_2SO_4 . Se deja reposar de 1 a 2 días para disolver la sal.

c) Solución indicadora de ferroína: se disuelven 1,485 g de 1,10-fenantrolina monohidrato y 695 mg de $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ en agua destilada y se diluye hasta 100 ml.

d) Reactivo valorante sulfato amónico ferroso (FAS), 0,25M: se disuelven 98 g de $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ en agua destilada. Se añaden 20 ml de H_2SO_4 concentrado y se diluye hasta 1000 ml. Esta solución se estandarizó a diario frente a una solución patrón de dicromato como sigue: se diluyen 10,0 ml de $K_2Cr_2O_7$ patrón hasta aproximadamente 100ml. Posteriormente se añaden 30 ml de H_2SO_4 concentrado y se enfría la mezcla que, más tarde, se valora con FAS utilizando 0,10 a 0,15 ml (2 a 3 gotas) de indicador ferroína.

$$\text{Molaridad solución FAS} = \frac{\text{Volumen solución } K_2Cr_2O_7 \text{ titulado, ml}}{\text{Volumen FAS utilizado en la valoración, ml}} \times 0,25$$

- e) Sulfato mercuríco, $HgSO_4$, cristales o polvo.
- d) Agua desionizada.

4.10.4.- PROCEDIMIENTO.

Se introducen 50,0 ml de muestra en un matraz de reflujo de 250 ml. Para las muestras con una DQO mayor de 900 mg O_2/l , han de usarse fracciones de muestras más pequeñas diluidas hasta 50,0 ml porque de lo contrario se consume todo el dicromato y no se podría realizar la valoración posterior. A continuación se añaden 1 g de $HgSO_4$, plato poroso y, muy despacio, 5,0 ml de reactivo ácido sulfúrico tratando de disolver todo el $HgSO_4$. Mientras se mezcla, se enfría para evitar la posible pérdida de materiales volátiles. Se adiciona a continuación 25,0 ml de solución de $K_2Cr_2O_7$ 0,0417M agitando de nuevo. Posteriormente, se añaden 70,0 ml del reactivo ácido sulfúrico mezclando por completo la solución de reflujo antes de aplicar calor para evitar el calentamiento local del fondo del matraz y una proyección del contenido. A continuación, se conecta el matraz al refrigerante de reflujo y se abre la salida del agua. Inmediatamente se somete la mezcla a calentamiento a reflujo durante 2 horas. Transcurrido este tiempo, se deja enfriar el matraz y se lava el condensador con agua destilada. Posteriormente, se desconecta el refrigerante de reflujo y se diluye la mezcla hasta aproximadamente el doble de su volumen con agua destilada. Para disminuir la

temperatura del matraz, se enfría con agua y el contenido del mismo se trasvasa a un matraz aforado diluyendo la mezcla con agua desionizada hasta los 250 ml. Para la valoración, se toman tres alícuotas de 50,0 ml y se valora cada una de ellas con el reactivo valorante FAS utilizando 0,10 a 0,15 ml (2 a 3 gotas) de indicador ferroína (aunque la cantidad de indicador no es crítica, ha de utilizarse el mismo volumen en todas las alícuotas). El punto final de la valoración se obtiene cuando la mezcla presente un color rojo-marrón.

De la misma forma, ha de someterse a reflujos y valorar un blanco que contenga los reactivos y un volumen de agua desionizada igual que la muestra.

4.10.5.- CÁLCULO.

$$\text{DQO en mg O}_2/\text{l} = \frac{(A - B) \times M \times 8000}{\text{ml muestra}} \times \text{factor de dilución}$$

donde:

A = ml de FAS utilizados para el blanco

B = ml de FAS utilizados para la muestra, y

M = molaridad del FAS

4.11.- FENOL.

4.11.1.- FUNDAMENTO.

El fenol y sus derivados pueden aparecer preferentemente en las aguas residuales de origen industrial como consecuencia de su utilización en los procesos de actividad económica de tipo químico y son considerados como contaminantes prioritarios debido a su toxicidad. Dependiendo de su concentración, estas sustancias manufacturadas pueden resultar peligrosas tanto al medio ambiente como al ser humano de modo que es necesario realizar un control de aquellas corrientes que puedan presentar en su composición este tipo de compuesto orgánico.

El análisis de fenol se realizó según el procedimiento descrito para la “determinación de fenoles en corrientes similares empleado en la Planta Industrial” (Método analítico de Empresa, 1993). Este análisis es un método colorimétrico que utiliza la 4-aminoantipirina ya que permite formar complejos coloreados con el fenol, los fenoles sustituidos en *orto* y *meta* y, dependiendo de las condiciones de pH, algunos derivados del fenol sustituidos en *para* de modo que considera como fenol a todas aquellas sustancias fenólicas que producen color al reaccionar con el 4-aminoantipirina.

4.11.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Espectrofotómetro HITACHI U-2000.
- b) Cubetas de sílice de 1 cm de paso óptico.
- c) Pipetas automáticas de 0,1, 1,0 y 10 ml.
- d) Pipetas aforadas de 5, 10 y 25 ml.
- e) Matraces aforados de 25, 100 y 1000 ml.
- f) Vaso de precipitados de 25, 100 y 1000 ml.
- g) Embudo.

- h) Balanza analítica.
- i) Filtros de nitrato de celulosa de 0,45 µm de tamaño de poro y 47 mm de diámetro.
- j) Embudo Büchner de 50 mm de diámetro.
- k) Quitasato de 250 ml.
- l) Trompa de vacío.

4.11.3.- REACTIVOS.

- a) Solución patrón de fenol: se disuelven 0,5 g de fenol y se diluyen en 1000 ml con agua desionizada en un matraz aforado. Precaución: tóxico, manipúlese con extremo cuidado.
- b) Ampollas del kit para análisis rápido de fenoles.
- c) Agua desionizada.

4.11.4.- PROCEDIMIENTO.

Se filtra la muestra para separar la materia en suspensión ya que es posible que la turbidez del líquido interfiera en el análisis colorimétrico. Posteriormente, en un matraz aforado se introducen 25,0 ml de muestra (o una alícuota de la muestra diluída a 25 ml con agua desionizada). Se traslada la muestra a un vaso alto de 25 ml y se disuelven los cristales de la punta del “vacu-vial” por agitación. Después, se coloca la punta del “vacu-vial” en el fondo del vaso y se rompe. A continuación, se homogeneiza y se espera 5 minutos para el desarrollo del color. Por último, se toma lectura de la absorbancia a 510 nm en el espectrofotómetro frente a un blanco que contiene agua desionizada más el reactivo de 4-aminoantipirina. Para la obtención de la curva de calibrado se emplean alícuotas de la solución patrón de fenol, comprendidas entre 0 y 1,5 ml, y se diluyen en un matraz hasta los 100 ml con agua desionizada. Luego, se añaden 25 ml en los vasos altos de cada una de las disoluciones que forman la curva patrón y se les somete al mismo procedimiento que a la muestra.

4.11.5.- CÁLCULO.

Se traza una curva patrón comparando la absorbancia de los patrones con la concentración de fenol para poder determinar directamente a partir de la curva el contenido en fenol de la muestra. La cantidad de fenol (y derivados) en el agua expresada en mg/l viene determinada por la expresión:

$$\text{mg fenol/l} = \frac{\text{mg fenol (leídos en la curva patrón)}}{\text{ml de muestra}} \times \text{factor de dilución}$$

4.12.- FÓSFORO.

El fósforo se encuentra en las aguas naturales y residuales casi exclusivamente en forma de fosfatos, clasificados en ortofosfatos, fosfatos condensados *piro*, *meta* y otros polifosfatos, y los ligados orgánicamente. En todos los métodos de análisis del fósforo se incluyen dos pasos generales: a) conversión de la forma fosforada en ortofos-

fato disuelto, y b) determinación colorimétrica del ortofosfato disuelto. Para poder separar las formas disueltas del fósforo de las suspendidas se somete a la muestra a una filtración a través de un filtro de $0,45 \mu\text{m}$ de diámetro de poro. Solamente, algunos métodos contienen procedimientos previos a estos dos pasos generales que consisten o bien en una digestión de la muestra, o bien en una hidrólisis ácida. La finalidad de la digestión es la de poder determinar el “fósforo total” que es la suma del fósforo inorgánico más el fósforo orgánico y la de la hidrólisis ácida es la de cuantificar el “fósforo hidrolizable”. Los fosfatos que responden a las pruebas colorimétricas sin digestión previa se denominan “fósforo reactivo”. Este fósforo reactivo se encuentra en forma disuelta y en suspensión. Aunque el fósforo reactivo es sobre todo una medida del ortofosfato, es inevitable una pequeña fracción de algún fosfato condensado presente, hidrolizado normalmente en el procedimiento (figura 4.2).

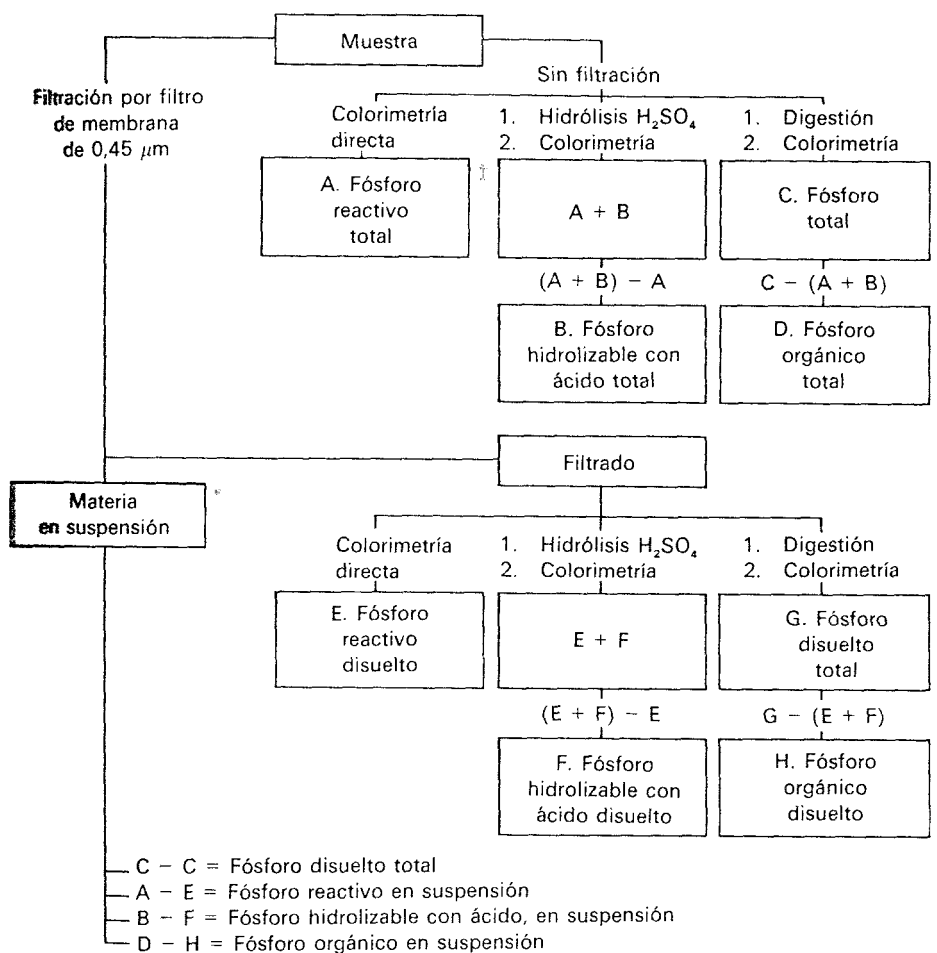


Figura 4.2. Pasos del análisis de las fracciones de fosfato (A.P.H.A., 1992).

4.12.1.- ORTOFOSFATO.

4.12.1.1.- FUNDAMENTO.

El procedimiento que se ha empleado para determinar el ortofosfato procedente del agua residual es el “método del ácido ascórbico” (método 4500-P E, A.P.H.A.,

1992). Este procedimiento es un método colorimétrico que no emplea ni la digestión ni la hidrólisis ácida de la muestra. El fundamento de esta técnica se basa en que el molibdato amónico y el tartrato antimonílico de potasio reaccionan en medio ácido con ortofosfato para formar un complejo antimonio-fosfomolibdato que, al reducirse con ácido ascórbico, produce un color azul intenso adecuado para mediciones fotométricas. La medición se realiza a 690 nm en celdas de 1 cm de paso óptico y se necesita disponer de una serie de patrones para poder realizar la curva de calibrado y obtener, por tanto, la concentración de fósforo. Si la muestra presenta turbidez o mucho color se tiene que hacer una corrección que consiste en preparar un blanco adicionando a una muestra filtrada todos los reactivos excepto el ácido ascórbico y el tartrato antimonílico potásico y medir su absorbancia para restársela a la de la muestra.

4.12.1.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Espectrofotómetro HITACHI U-2000.
- b) Cubetas de sílice iguales de 1 cm de paso óptico.
- c) Filtros de nitrato de celulosa de 0,45 μm de tamaño de poro y 47 mm de diámetro.
- d) Pipetas aforadas de 5, 10, 25 y 50 ml.
- e) Matraces aforados de 50, 100, 500 y 1000 ml.
- f) Vaso de precipitados de 500 ml.
- g) Erlenmeyers de 125 y 250 ml.
- h) Balanza analítica.

4.12.1.3.- REACTIVOS.

- a) Ácido sulfúrico, H_2SO_4 5N: se diluyen 70 ml de H_2SO_4 concentrado con agua desionizada hasta 500 ml.
- b) Solución de tartrato antimonílico potásico: se disuelven 1,3715 g de $\text{K}(\text{SbO})\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_6 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ en 400 ml de agua y se enrasa a 500 ml. Esta solución se tiene que conservar en un frasco con tapón de vidrio.
- c) Solución de molibdato amónico: se disuelven 20 g de $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ en 500 ml de agua destilada. Esta solución también se tiene que conservar en un frasco con tapón de vidrio.
- d) Ácido ascórbico, 0,01M: se disuelven 1,76 g de ácido ascórbico en 1000 ml de agua desionizada. Esta solución es estable durante una semana, aproximadamente, a 4 ° C.
- e) Reactivo combinado: para obtener 100 ml de reactivo combinado se tienen que mezclar en este orden: 50 ml de H_2SO_4 5N, 5 ml de solución de tartrato antimonílico potásico, 15 ml de solución de molibdato amónico y 30 ml de ácido ascórbico 0,01M. Antes de mezclarlos se tiene que dejar que todos los reactivos alcancen la temperatura ambiente y, tras la adición de cada reactivo, hay que mezclar perfectamente la solución resultante. En los casos en que aparezca turbidez en el reactivo combinado, se debe agitar durante unos minutos hasta que desaparezca la turbidez, antes de poder utilizarlo. Únicamente durante 4 horas este reactivo es estable.
- f) Solución madre de fosfato: se disuelven 219,5 mg de KH_2PO_4 anhidro en agua desionizada y se diluye a 1000 ml. 1,00 ml = 50,0 μg de P-PO_4^{3-} .
- g) Solución patrón de fosfato: se diluyen 50,0 ml de solución madre de fosfato a 1000 ml con agua desionizada. 1,00 ml = 2,50 μg P.

h) Solución indicadora acuosa de fenolftaleína: se disuelven 0,1 g de fenolftaleína en 100 ml de etanol.

i) Agua desionizada.

4.12.1.4.- PROCEDIMIENTO.

En un erlenmeyer de 125 ml se introducen 50,0 ml de muestra (o una alícuota de la muestra diluída a 50 ml de agua desionizada) y se añaden 0,05 ml (1 gota) de fenolftaleína. Si el agua se vuelve roja con la fenolftaleína ($\text{pH} > 8,3$) se neutraliza añadiendo solución H_2SO_4 5N gota a gota hasta que empiece a desaparecer dicho color pero si no se ve este color no es necesario añadir el ácido. Posteriormente, se agregan 8 ml de reactivo combinado y se mezcla bien. Al cabo de 10 minutos, pero nunca más tarde de 30 minutos, se mide la absorbancia de la muestra a 880 nm en cubetas de 1 cm de paso óptico frente a una referencia (blanco) preparada igual que la muestra pero con agua desionizada. Para la obtención de la curva de calibrado se toman alícuotas de la solución patrón de fosfato, comprendidas entre 0 y 30 ml, y se diluyen hasta los 50 ml con agua desionizada. A cada uno de los patrones se le somete al mismo procedimiento que a la muestra: se les añade 1 gota de fenolftaleína, H_2SO_4 5N si fuese oportuno y 8 ml de reactivo combinado y se leen en el espectrofotómetro las absorbancias correspondientes.

4.12.1.5.- CÁLCULO.

Se traza una curva patrón comparando la absorbancia de los patrones con la concentración de P para poder determinar directamente a partir de la curva el contenido en fósforo (ortofosfatos) de la muestra. La cantidad de fósforo de la muestra expresada en mg/l viene determinada por la expresión:

$$\text{mg P / l} = \frac{\mu\text{gP (leídos en la curva patrón)}}{\text{ml de muestra}} \times \text{factor de dilución}$$

4.12.2.- FÓSFORO TOTAL.

4.12.2.1.- FUNDAMENTO.

Para establecer el contenido de fósforo total se empleó el procedimiento descrito en “determinación de: ortofosfato y fósforo total en aguas de servicios y aguas residuales” (Método analítico de Empresa, 1999) y el “método del ácido ascórbico” (método 4500-P E, A.P.H.A., 1992). Estos métodos de análisis facilitan el fósforo total que es la suma del fósforo de procedencia inorgánica y orgánica del agua residual y que puede ser transformado a ortofosfato mediante una digestión en medio ácido previa a la colorimetría. La muestra es calentada en presencia de una mezcla de H_2SO_4 concentrado y HNO_3 concentrado hasta reducir su volumen considerablemente. La tabla siguiente es útil para seleccionar el volumen de muestra para la digestión:

Fósforo total en la muestra, mg/l	Volumen de muestra, ml
0-1	50
1-5	10
5-30	2

El residuo de la digestión se diluye en agua y se determina la cantidad de ortofosfato mediante un reactivo colorimétrico.

4.12.2.2.- INSTRUMENTAL.

- Espectrofotómetro HITACHI U-2000.
- Cubetas de sílice iguales de 1 cm de paso óptico.
- Matraces de destilación Kjeldahl de 125 ml.
- Mantas calefactoras.
- Pipetas aforadas de 5, 10, 25 y 50 ml.
- Matraces aforados de 50, 100, 500 y 1000 ml.
- Vaso de precipitados de 500 ml.
- Erlenmeyers de 125 y 250 ml.
- Balanza analítica.

4.12.2.3.- REACTIVOS.

- Ácido sulfúrico concentrado.
- Ácido nítrico concentrado.
- Hidróxido sódico, NaOH 6N: se añaden 24 g de NaOH en 100 ml de agua desionizada.
- Ácido sulfúrico, H₂SO₄ 5N: se diluyen 70 ml de H₂SO₄ concentrado con agua desionizada hasta 500 ml.
- Solución de tartrato antimoniaco potásico: se disuelven 1,3715 g de K(SbO)C₄H₄O₆·1/2H₂O en 400 ml de agua y se enrasa a 500 ml. Esta solución se tiene que conservar en un frasco con tapón de vidrio.
- Solución de molibdato amónico: se disuelven 20 g de (NH₄)₆Mo₇O₂₄·4H₂O en 500 ml de agua destilada. Esta solución también se tiene que conservar en un frasco con tapón de vidrio.
- Ácido ascórbico, 0,01M: se disuelven 1,76 g de ácido ascórbico en 1000 ml de agua desionizada. Esta solución es estable durante una semana, aproximadamente, a 4 ° C.
- Reactivo combinado: para obtener 100 ml de reactivo combinado se tienen que mezclar en este orden: 50 ml de H₂SO₄ 5N, 5 ml de solución de tartrato antimoniaco potásico, 15 ml de solución de molibdato amónico y 30 ml de ácido ascórbico 0,01M. Antes de mezclarlos se tiene que dejar que todos los reactivos alcancen la temperatura ambiente y, tras la adición de cada reactivo, hay que mezclar perfectamente la solución resultante. En los casos en que aparezca turbidez en el reactivo combinado, se debe agitar durante unos minutos hasta que desaparezca la turbidez, antes de poder utilizarlo. Únicamente durante 4 horas este reactivo es estable.
- Solución madre de fosfato: se disuelven 219,5 mg de KH₂PO₄ anhidro en agua desionizada y se diluye a 1000 ml. 1,00 ml = 50,0 µg de P-PO₄³⁻.
- Solución patrón de fosfato: se diluyen 50,0 ml de solución madre de fosfato a 1000 ml con agua desionizada. 1,00 ml = 2,50 µg P.

k) Solución indicadora acuosa de fenolftaleína: se disuelven 0,1 g de fenolftaleína en 100 ml de etanol.

l) Agua desionizada.

4.12.2.4.- PROCEDIMIENTO.

En un matraz Kjeldahl se introducen 50,0 ml de muestra (o una alícuota de la muestra diluida a 50 ml de agua desionizada) y se añaden 3 ml de H₂SO₄ concentrado y 5 ml de HNO₃ concentrado. Posteriormente se digiere la muestra hasta reducir el volumen a 1 ml aproximadamente y se continúa el calentamiento hasta que la solución quede incolora (para eliminar todo el HNO₃). Se enfría el residuo y se adicionan 20 ml de agua desionizada procurando lavar todas las paredes del matraz. A continuación, se añade 1 gota de fenolftaleína y se neutraliza la solución gota a gota con NaOH 6N hasta ligero color rosado del líquido. Luego, se transfiere la muestra a un matraz aforado de 100 ml añadiendo al recipiente las aguas de lavado del matraz Kjeldahl y se enrasa a 100 ml con agua desionizada. Esta es la solución que se va a utilizar en la determinación colorimétrica. En un erlenmeyer de 125 ml se introducen 50,0 ml del matraz de muestra (o una alícuota de la muestra diluida a 50 ml de agua desionizada) y se añaden 0,05 ml (1 gota) de fenolftaleína. Si el agua se vuelve roja con la fenolftaleína (pH > 8,3) se neutraliza añadiendo solución H₂SO₄ 5N gota a gota hasta que empiece a desaparecer dicho color pero si no se ve este color no es necesario añadir el ácido. Posteriormente, se agregan 8 ml de reactivo combinado y se mezcla bien. Al cabo de 10 minutos, pero nunca más tarde de 30 minutos, se mide la absorbancia de la muestra a 880 nm en cubetas de 1 cm de paso óptico frente a una referencia (blanco) preparada igual que la muestra pero con agua desionizada. Para la obtención de la curva de calibrado se toman alícuotas de la solución patrón de fosfato, comprendidas entre 0 y 30 ml, y se diluyen hasta los 50 ml con agua desionizada. A cada uno de los patrones se le somete al mismo procedimiento que a la muestra: se les añade 1 gota de fenolftaleína, H₂SO₄ 5N si fuese oportuno y 8 ml de reactivo combinado y se leen en el espectrofotómetro las absorbancias correspondientes.

4.12.2.5.- CÁLCULO.

Se traza una curva patrón comparando la absorbancia de los patrones con la concentración de P para poder determinar directamente a partir de la curva el contenido en fósforo (ortofosfatos) de la muestra. La cantidad de ortofosfato de la muestra expresada en mg/l viene determinada por la expresión:

$$\text{mg P / l} = \frac{\mu\text{gP (leídos en la curva patrón)}}{\text{ml de muestra}} \times \text{factor de dilución}$$

En la determinación de fósforo total el cálculo a realizar es el siguiente:

$$\text{mg P total/l} = \text{mg P/l} \times \frac{100 \text{ ml}}{\text{volumen digerido}} \times \frac{50 \text{ ml}}{\text{volumen colorimetría}}$$

4.13.- METALES.

4.13.1.- FUNDAMENTO.

La presencia de metales en las aguas puede ocasionar tanto efectos positivos como negativos dependiendo fundamentalmente de su concentración. Serán beneficiosos siempre y cuando resulten esenciales para los seres vivos y las plantas mientras que serán perjudiciales en el momento en que causen daño en sus organismos. A parte del posible riesgo que pueden representar para las especies también son destacables sus efectos sobre los sistemas de tratamientos de aguas residuales y en la calidad de éstas.

Para la determinación de los metales presentes en las corrientes acuosas se empleó un método espectrométrico de emisión en plasma con pretratamiento de la muestra debido a la alta cantidad de sólidos presentes en la misma.

4.13.2.- INSTRUMENTAL.

a) Espectrómetros de emisión en plasma ICP_OES modelo ULTIMA 2 de JOBIN YVON y modelo PLASMA II de Perkin Elmer.

b) Filtros de nitrato de celulosa de 0,45 μm de tamaño de poro y 47 mm de diámetro.

c) Embudo Büchner de 50 mm de diámetro.

d) Quitasato de 250 ml.

e) Vaso de precipitados de 100 ml.

f) Trompa de vacío.

4.13.3.- REACTIVOS.

a) Agua desionizada.

b) Patrones acuosos para la calibración.

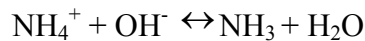
4.13.4.- PROCEDIMIENTO.

Se deposita el filtro, con la cara rugosa hacia arriba, en el embudo; se hace el vacío y se lava el filtro con tres volúmenes sucesivos de 20 ml de agua. Se continúa succionando hasta eliminar cualquier vestigio de agua en el filtro para depositarlo después en una placa e introducirlo en el horno de secado a 103-105 °C durante 1 hora. Transcurrido este tiempo, se enfría el filtro y se ajusta en el embudo procediéndose a la filtración de la muestra. Una vez concluida esta operación, se recoge el sobrenadante para su posterior determinación. El análisis de la muestra se realiza posteriormente mediante espectrometría de emisión en plasma por el Servicio General de Análisis Químico de la Universidad de Salamanca.

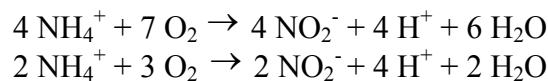
4.14.- NITRÓGENO.

Las formas de mayor importancia en las que el nitrógeno se encuentra en las aguas naturales y residuales son, por orden decreciente de su estado de oxidación, nitrato (NO_3^-), nitrito (NO_2^-), amoníaco (NH_3) (en realidad el amoníaco se encuentra presente en la mayoría de los casos como ión amonio, NH_4^+) y nitrógeno orgánico.

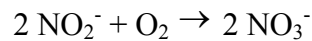
Todas estas formas de nitrógeno, y otras como el nitrógeno gaseoso (N_2), son interconvertibles bioquímicamente y constituyen el ciclo del nitrógeno. De las transformaciones que integran el ciclo del nitrógeno destaca la “nitrificación” que supone un proceso oxidativo del amonio y de la urea principalmente a nitrito y nitrato por parte de los microorganismos. En medio oxidante, el amonio se oxida a nitrito por acción de azotobacterias del género *Nitrosomonas*. Parece ser que las bacterias nitrificantes prefieren el uso del NH_4^+ al del NH_3 por una cuestión de pH y su valor el que determine las diferentes concentraciones de amoniaco y amonio según el siguiente equilibrio ácido-base:



La oxidación de NH_4^+ por bacterias del género *Nitrosomonas* se produce mediante las siguientes reacciones:

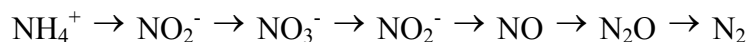


La posterior oxidación del nitrito por la azotobacteria del género *Nitrobacter* se lleva a cabo como sigue:

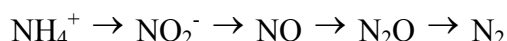


El producto final de las tres últimas reacciones es el ión NO_3^- que, a su vez, puede ser metabolizado para formar proteínas y aminoácidos. La presencia de nitratos en aguas residuales suele ser mínima habida cuenta del estado reductor de este medio. Sin embargo, la producción de este anión en depuradoras de aguas residuales debe ser tenida en cuenta ya que una excesiva concentración puede acarrear una alta productividad biológica o puede convertirse en el factor limitante del crecimiento en sistemas hídricos si existe abundancia de fósforo promoviendo fenómenos indeseables de eutrofización. Para que se produzca de una manera óptima la nitrificación, las condiciones más idóneas son unos valores de pH comprendidos entre 8,0 y 9,0 y temperaturas de operación en el rango mesofílico.

Otra de las conversiones interesantes es la “desnitrificación”. En este proceso, se produce la eliminación del nutriente nitrogenado ya que el nitrato y el nitrito presentes en las aguas residuales se reducen a N_2 por acción de un importante número de bacterias:

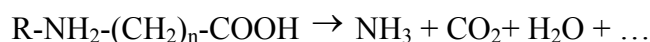


Esta desnitrificación también puede realizarse a partir de otra ruta diferente (O'Neill y Horan, 1995):



En todas estas reacciones intervienen factores ambientales como la temperatura, pH, fuentes carbonadas y la oxigenación al demostrarse la existencia de desnitrificación tanto en condiciones aerobias como anóxicas. En sistemas de fangos activos donde suele predominar los microorganismos heterótrofos, es muy difícil distinguir entre desnitrificación óxica de la anóxica (Schulthess *et al.*, 1994). Sin embargo, si la concentración de oxígeno disuelto es alta la primera vía predomina pero si hay poca disponibilidad de oxígeno en el medio entonces prevalece la segunda ruta la cual no produce NO_3^- (Carta *et al.*, 1999).

Por otro lado, en el amonio el nitrógeno actúa con estado de oxidación (-III) de modo que es el compuesto nitrogenado más reducido del elemento. Esta molécula es el producto final de la reducción de sustancias orgánicas e inorgánicas y se puede generar mediante hidrogenación del nitrógeno atmosférico fijado por microorganismos, por putrefacción de proteínas, péptidos y aminoácidos vegetales o por reducción bacteriana de nitritos. A la muerte del organismo vivo, otro tipo de bacterias, las denominadas “*amonificantes*”, se ocupan de transformar las proteínas en amoníaco cerrando el ciclo del elemento en la naturaleza:



Para finalizar las formas del nitrógeno, el nitrógeno orgánico se define funcionalmente como nitrógeno ligado orgánicamente en el estado de oxidación (-III). Incluye productos naturales como las proteínas, péptidos, ácidos nucleicos, urea y numerosos materiales orgánicos sintéticos pero no incluye a todos los compuestos orgánicos del nitrógeno. Analíticamente, el nitrógeno orgánico y el amoníaco pueden determinarse conjuntamente y se ha denominado “nitrógeno Kjeldahl” a la suma de ambos tipos de compuestos.

4.14.1.- NITRATO.

4.14.1.1.- FUNDAMENTO.

Para determinar la concentración de nitratos presente en el agua residual se ha empleado el método descrito en el manual de instrucciones para el electrodo selectivo de ión nitrato (Mettler-Toledo, 2001a). Este electrodo consta de una membrana permeable conductora que enlaza selectivamente con el ión a analizar, una disolución electrolítica interna del mismo ión y un electrodo de referencia interno. Esta técnica se basa en la medida de potencial desarrollado en el electrodo selectivo de ión NO_3^- como consecuencia del transporte de materia a través de la membrana del sensor que contiene un intercambiador de iones y una disolución con la especie a determinar. La diferencia de actividad resultante entre las disoluciones de la superficie interna y la externa del electrodo selectivo determina el potencial medible. La respuesta de los electrodos está

relacionada con la actividad del analito y no con su concentración (Skogg *et al.*, 2005) de manera que es necesario convertir medidas potenciométricas de actividad en concentraciones en el dispositivo de medida de potenciales. Para asegurar una correcta transformación es indispensable que la composición iónica de los patrones empleados en la calibración sea la misma que la de la muestra. Para ello, se emplea una disolución ISA (Ionic Strength Adjuster) que controla la fuerza iónica y el pH tanto del analito como de cada uno de los patrones empleados.

4.14.1.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Medidor de pH GLP 22 de CRISON.
- b) Electrodo selectivo de ión NO_3^- modelo 152223000 de Mettler-Toledo.
- c) Electrodo de referencia modelo Cat. nº 52-41 de CRISON.
- d) Pipetas aforadas de 1 y 50 ml.
- e) Vasos de precipitados de 100 y 1000 ml.
- f) Matraces aforados de 100, 500 y 1000 ml.
- g) Agitador magnético.
- h) Balanza analítica.

4.14.1.3.- REACTIVOS.

- a) Agua exenta de nitrato (agua desionizada).
- b) Solución madre de nitrato: se seca nitrato potásico (KNO_3) en un horno a 120°C durante 2 horas. Posteriormente, se disuelven 10,111 g en agua y se diluye hasta alcanzar los 1000 ml en un matraz aforado; $1,00\text{ ml} = 6,20\text{ mg N-NO}_3^-$. Esta disolución es estable durante varios meses.
- c) Solución patrón de nitrato: se diluyen 1,0 ml de solución madre de nitrato a 100 ml con agua; $1,00\text{ ml} = 62,01\text{ }\mu\text{g N-NO}_3^-$.
- d) Solución ISA: se disuelven 300 g de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ con la ayuda de calor en 400 ml de agua. Una vez fría la disolución, se enrasa en un matraz aforado de 500 ml.

4.14.1.4.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar se debe realizar la calibración del electrodo. Para ello, se añaden 50 ml de la disolución patrón y 1 ml del reactivo ISA en un vaso de precipitados de 100 ml. A continuación, se introduce tanto el electrodo de ión selectivo como el de referencia en el patrón de menor concentración y se mezcla con un agitador magnético. No se debe agitar rápidamente para evitar que la solución capte burbujas de aire y se depositen en la membrana del electrodo. Se recomienda mantener constante la velocidad de agitación y la misma temperatura de operación durante el calibrado y el análisis. Manténgase el electrodo en la solución hasta obtener la conformidad del aparato para el registro de este primer punto de la calibración. Después, se sacan los electrodos de la solución, se lavan con agua, se secan y se repite el mismo procedimiento para el patrón de mayor concentración que corresponde a la solución madre de nitrato. La calibración será correcta siempre y cuando una variación de diez veces en la concentración de nitrato produce un cambio aproximado de potencial de 59 mV.

Posteriormente, para la medida de la muestra que debe mostrar un valor de pH comprendido entre 3 y 12, se transfieren 50 ml del líquido del que se desea conocer su concentración (o una alícuota de la muestra diluída a 50 ml con agua desionizada) a un

vaso de precipitados de 100 ml y se procede de la misma manera que la realizada para cada uno de los patrones de la calibración.

Para verificar que la lectura del potencial no ha sufrido modificaciones importantes, comprobar el ajuste con una disolución de concentración conocida.

4.14.1.5.- CÁLCULO.

La medida de la concentración del ión NO_3^- la proporciona directamente el programa específico del pH-metro y debe tomarse aquella que resulta de la obtención de una lectura estable de la muestra.

4.14.2.- NITRÓGENO AMONICAL (método de electrodo selectivo).

4.14.2.1.- FUNDAMENTO.

Para determinar la cantidad de nitrógeno amoniacal presente en el agua residual se ha empleado el método descrito en el manual de instrucciones para el electrodo selectivo de ión amonio (Mettler-Toledo, 2001b). Este procedimiento potenciométrico de análisis se emplea para poder evaluar de manera directa la concentración de una especie iónica a partir del potencial de electrodo de membrana selectivo (Skogg *et al.*, 2005) y presenta una base idéntica a la recogida para la determinación del nitrato.

4.14.2.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Medidor de pH GLP 22 de CRISON.
- b) Electrodo selectivo de ión NH_4^+ modelo 152233000 de Mettler-Toledo.
- c) Electrodo de referencia modelo Cat. nº 52-41 de CRISON.
- d) Pipetas aforadas de 1 y 50 ml.
- e) Vasos de precipitados de 100 y 1000 ml.
- f) Matraces aforados de 100, 500 y 1000 ml.
- g) Agitador magnético.
- h) Balanza analítica.

4.14.2.3.- REACTIVOS.

- a) Agua exenta de amoníaco (agua desionizada).
- b) Solución madre de amonio: se disuelven 0,5349 g de NH_4Cl (secado durante 2 horas a 120°C) en un matraz aforado de 1000 ml. $1,00\text{ ml} = 0,180\text{ mg NH}_4^+$.
- c) Solución patrón de amonio: se diluyen 1,0 ml de solución madre de amonio a 100 ml con agua desionizada. $1,00\text{ ml} = 1,804\text{ }\mu\text{g NH}_4^+$.
- d) Solución ISA: se disuelven 300 g de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ con la ayuda de calor en 400 ml de agua. Una vez fría la disolución, se enrasa en un matraz aforado de 500 ml.

4.14.2.4.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar se debe realizar la calibración del electrodo. Para ello, se añaden 50 ml de la disolución patrón y 1 ml del reactivo ISA en un vaso de precipitados de 100 ml. A continuación, se introduce tanto el electrodo de ión selectivo como el de referencia en el patrón de menor concentración y se mezcla con un agitador magnético.

No se debe agitar rápidamente para evitar que la solución capte burbujas de aire y se depositen en la membrana del electrodo. Se recomienda mantener constante la velocidad de agitación y la misma temperatura de operación durante el calibrado y el análisis. Manténgase el electrodo en la solución hasta obtener la conformidad del aparato para el registro de este primer punto de la calibración. Después, se sacan los electrodos de la solución, se lavan con agua, se secan y se repite el mismo procedimiento para el patrón de mayor concentración que corresponde a la solución madre de amonio. La calibración será correcta siempre y cuando una variación de diez veces en la concentración de nitrato produce un cambio aproximado de potencial de 59 mV.

Posteriormente, para la medida de la muestra que debe mostrar un valor de pH comprendido entre 4 y 7, se transfieren 50 ml del líquido del que se desea conocer su concentración (o una alícuota de la muestra diluida a 50 ml con agua desionizada) a un vaso de precipitados de 100 ml y se procede de la misma manera que la realizada para cada uno de los patrones de la calibración.

Para verificar que la lectura del potencial no ha sufrido modificaciones importantes, comprobar el ajuste con una disolución de concentración conocida.

4.14.2.5.- CÁLCULO.

La medida de la concentración del ión NH_4^+ la proporciona directamente el programa específico del pH-metro y debe tomarse aquella que resulta de la obtención de una lectura estable de la muestra.

4.14.3.- NITROGENO AMONICAL (método titulométrico).

4.14.3.1.- FUNDAMENTO.

Para comprobar el contenido de amonio se empleó el “método titulométrico” (método 4500-NH₃ E, A.P.H.A., 1992). Esta técnica resulta adecuada para efluentes con grandes contenidos de amoniac (>5mg/l), aguas en general con muchas materias en suspensión y/o color y corrientes con presencia de interferencias en los métodos de análisis de este parámetro. Para aplicar este ensayo, se ha de proceder a una destilación previa en medio básico con el propósito de convertir el amonio en amoniac y evitar interferencias especialmente de aminas aromáticas y alifáticas y proteínas existentes en el agua obteniéndose de esta forma una mayor precisión en la medida de la concentración. La tabla siguiente es útil para seleccionar el volumen de muestra para la destilación:

Nitrógeno amoniacal en la muestra, mg/l	Volumen de muestra, ml
5-10	250
10-20	100
20-50	50
50-100	25

Una vez obtenido el destilado, que es recogido sobre una solución de ácido bórico, se procede a la titulación del amoniac del destilado con H₂SO₄ estándar y un indicador mixto.

4.14.3.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Aparato de destilación 2100 Kjeltec System.
- b) Tubos de destilación.
- c) Erlenmeyers de 100 y 250 ml.
- d) Pipetas aforadas de 1, 10, 25 y 50 ml.
- e) Bureta de 50 ml.
- f) Vaso de precipitados de 500 ml.
- g) Matraces aforados de 100 y 1000 ml.
- h) Balanza analítica.

4.14.3.3.- REACTIVOS.

- a) Agua exenta de amoníaco (agua desionizada).
- b) Solución de indicador mixta: se disuelven 200 mg de indicador rojo de metilo en 100 ml de alcohol etílico y, aparte, 100 mg de azul de metileno en 50 ml de alcohol etílico mezclándose posteriormente ambas disoluciones. Esta solución se tiene que preparar mensualmente.
- c) Solución indicadora de ácido bórico: se disuelven 20 g de H_3BO_3 en agua desionizada añadiendo 10 ml de solución indicadora mixta. La solución resultante se diluye hasta los 1000 ml. Esta solución también se tiene que preparar mensualmente.
- d) Solución de carbonato sódico, Na_2CO_3 0,025M (0,05N): se disuelven 2,65 g de Na_2CO_3 en agua y se enrasa a 1000 ml.
- e) Solución indicadora de naranja de metilo: se disuelven 50 mg de naranja de metilo en polvo en agua desionizada hasta los 100 ml.
- f) Titulante estándar de ácido sulfúrico, H_2SO_4 0,02N: se diluyen 0,5 ml de H_2SO_4 conc. en agua desionizada hasta alcanzar los 1000 ml. Para una mayor exactitud, el reactivo valorante se estandariza frente a una cantidad de carbonato sódico como sigue: se toman 10 ml de la solución de Na_2CO_3 y se añaden unas gotas de naranja de metilo. Posteriormente, se valora con el ácido sulfúrico. Hay que tener precaución en esta titulación ya que el primer viraje del indicador no corresponde al punto final de la valoración. Llegado a este punto, se debe calentar y seguir valorando hasta observar un nuevo cambio de color.

$$N \text{ solución } H_2SO_4 = \frac{\text{Volumen solución } Na_2CO_3 \text{ utilizado, ml}}{\text{Volumen de } H_2SO_4 \text{ gastado en la valoración}} \times 0,05$$

4.14.3.4.- PROCEDIMIENTO.

Se sitúa el extremo del refrigerante del aparato de destilación por debajo de la superficie de la solución de ácido bórico receptora del destilado. Una vez hecho esto, se introduce la muestra en un tubo de destilación y se conecta al cabezal de aspersion del aparato de destilación. Posteriormente, se adicionan 10 ml de solución NaOH 6M al tubo que se encuentra perfectamente sellado para evitar pérdidas de amoníaco y se procede a la destilación de la muestra. El destilado ha de recogerse en un erlenmeyer que contenga un volumen de 50 ml de solución indicadora de ácido bórico, para poder emplear el método titulométrico. Una vez destilada una cantidad suficiente, por lo menos 25 ml, se separa el extremo del refrigerante de la superficie de ácido bórico y se

deja destilar todavía durante dos minutos para poder limpiar el refrigerante. Posteriormente, se diluye el destilado de color verde con agua desionizada y se procede a determinar el amoniaco mediante una valoración con H_2SO_4 0,02N hasta que el indicador vire a violeta. Paralelamente, se efectúa un ensayo en blanco, siguiendo todos los pasos del método, en el que en lugar de la muestra se emplea agua desionizada.

4.14.3.5.- CÁLCULO.

La cantidad de nitrógeno amoniacal contenida en la muestra viene determinada a partir de la expresión:

$$\text{mg N-NH}_3/\text{l} = \frac{(A - B) \times \text{NH}_2\text{SO}_4 \times 14000}{\text{ml de muestra}}$$

siendo:

A = volumen de H_2SO_4 titulado para la muestra, ml.

B = volumen de H_2SO_4 titulado para el blanco, ml.

4.14.4.- NITRÓGENO TOTAL.

4.14.4.1.- FUNDAMENTO.

Para establecer el contenido de nitrógeno total se utilizó el procedimiento descrito en “determinación de nitrógeno (-.-) en aguas de servicios y residuales” (Método analítico de Empresa, 2000c). Este método de análisis proporciona el nitrógeno total o nitrógeno Kjeldahl que es la suma del nitrógeno orgánico más el nitrógeno amoniacal presente en las muestras. Para aplicar este ensayo, es necesario someter a la muestra a una digestión previa en medio ácido sulfúrico y con sales de potasio y mercurio con el propósito de transformar el nitrógeno de naturaleza orgánica, el amoniaco libre y el amonio a sulfato amónico. La presencia del ácido y de la sal de potasio en esta etapa se destina principalmente a producir una temperatura de operación en torno a 360-370 °C y debe mostrar una relación aproximada de 1 ml de H_2SO_4 /g de sal en la muestra para mantener el equilibrio ácido-sal y evitar interferencias (A.P.H.A., 2000) mientras que la adición del reactivo de mercurio es empleado para catalizar las reacciones que tienen lugar. Una vez finalizada la digestión, se realiza la destilación de la muestra tratada y el destilado obtenido se recoge sobre una solución de ácido bórico para procederse a su titulación con un ácido mineral estándar y un indicador mixto.

4.14.4.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Matraces de destilación Kjeldahl de 125 ml.
- b) Tubos de destilación.
- c) Mantas calefactoras.
- d) Aparato de destilación 2100 Kjeltex System.
- e) Erlenmeyers de 100 y 250 ml.
- f) Pipetas aforadas de 1, 10, 25 y 50 ml.
- g) Bureta de 50 ml.
- h) Vaso de precipitados de 500 ml.
- i) Matraces aforados de 100 y 1000 ml.

j) Balanza analítica.

4.14.4.3.- REACTIVOS.

- a) Agua exenta de amoníaco (agua desionizada).
- b) Sulfato potásico.
- c) Óxido de mercurio.
- d) Ácido sulfúrico concentrado.
- e) Reactivo hidróxido sódico-tiosulfato sódico: se disuelven 400 g de NaOH y 50 g de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ en agua y se diluye a 1000 ml.
- f) Solución de indicador mixta: se disuelven 200 mg de indicador rojo de metilo en 100 ml de alcohol etílico y, aparte, 100 mg de azul de metileno en 50 ml de alcohol etílico mezclándose posteriormente ambas disoluciones. Esta solución se tiene que preparar mensualmente.
- g) Solución indicadora de ácido bórico: se disuelven 20 g de H_3BO_3 en agua desionizada añadiendo 10 ml de solución indicadora mixta. La solución resultante se diluye hasta los 1000 ml. Esta solución también se tiene que preparar mensualmente.
- h) Solución de carbonato sódico, Na_2CO_3 0,025M (0,05N): se disuelven 2,65 g de Na_2CO_3 en agua y se enrasa a 1000 ml.
- i) Solución indicadora de naranja de metilo: se disuelven 50 mg de naranja de metilo en polvo en agua desionizada hasta los 100 ml.
- j) Titulante estándar de ácido sulfúrico, H_2SO_4 0,02N: se diluyen 0,5 ml de H_2SO_4 conc. en agua desionizada hasta alcanzar los 1000 ml. Para una mayor exactitud, el reactivo valorante se estandariza frente a una cantidad de carbonato sódico como sigue: se toman 10 ml de la solución de Na_2CO_3 y se añaden unas gotas de naranja de metilo. Posteriormente, se valora con el ácido sulfúrico. Hay que tener precaución en esta titulación ya que el primer viraje del indicador no corresponde al punto final de la valoración. Llegado a este punto, se debe calentar y seguir valorando hasta observar un nuevo cambio de color.

$$N \text{ solución } \text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{\text{Volumen solución } \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ utilizado, ml}}{\text{Volumen de } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ gastado en la valoración}} \times 0,05$$

4.14.4.4.- PROCEDIMIENTO.

Se añaden a un matraz Kjeldahl, la muestra, 2,5 g de K_2SO_4 , una punta de espátula de HgO y 3ml de H_2SO_4 concentrado. Según la concentración de nitrógeno total esperada, tomar el volumen adecuado de la muestra de acuerdo con la siguiente tabla:

Nitrógeno total en la muestra, mg/l	Volumen de muestra, ml
0-5	500
5-10	250
10-20	100
20-50	50
50-500	25

A continuación, se homogeneiza la solución y se lleva a una vitrina donde se calienta el matraz con moderación. Posteriormente, con fuerte calefacción se agita con frecuencia la muestra (si es necesario) hasta su disgregación completa en cuyo momento el líquido es incoloro y dejan de salir humos blancos del matraz. Después, se deja enfriar y se trasvasa el líquido al tubo de destilación. Se lava el matraz de digestión con pequeñas porciones de agua, para arrastrar la materia que pudiera haberse quedado depositada en las paredes, y se la añaden 30 ml de la solución de hidróxido sódico al 40 % con un 5 % de tiosulfato sódico. Luego, se somete a una destilación en corriente de vapor y se recoge el destilado sobre 20 ml de la solución indicadora de ácido bórico. Se recogen 20 ml de destilado y a continuación se valora con H_2SO_4 0,02N.

El ensayo se realizará por triplicado como mínimo.

4.14.4.5.- CÁLCULO.

El contenido de nitrógeno total en la muestra viene determinada a partir de la expresión:

$$\text{mg N/l} = \frac{(A - B) \times \text{NH}_2\text{SO}_4 \times 14000}{\text{ml de muestra}}$$

siendo:

A = volumen de H_2SO_4 titulado para la muestra, ml.

B = volumen de H_2SO_4 titulado para el blanco, ml.

4.15.- OXÍGENO DISUELTO.

4.15.1.- FUNDAMENTO.

Los niveles del oxígeno disuelto en aguas naturales y residuales dependen de la actividad física, química y bioquímica del sistema de aguas. El análisis de oxígeno disuelto es una prueba clave en la contaminación del agua y control del proceso de tratamiento de aguas residuales.

Para determinar las concentraciones de oxígeno disuelto se empleó el “método de electrodo de membrana” que se basa en la tasa de difusión del oxígeno molecular a través de una membrana (método 4500-O G, A.P.H.A., 1992). Se eligió este método de entre todos los existentes porque es el más adecuado para análisis *in situ* y por su mayor comodidad.

4.15.2.- INSTRUMENTAL.

a) Oxímetro OXI 330 con sensor CELLOX 325 de CRISON.

4.15.3.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar, se realiza el calibrado del aparato para posteriormente introducir el sensor en la muestra.

4.15.4.- CÁLCULO.

La medida del oxígeno disuelto se lee directamente del oxímetro y viene expresada en mg/l y en %.

4.16.- OXÍGENO DISUELTO (reactor biológico).

4.16.1.- FUNDAMENTO.

La comunicación inmediata para el control e ingeniería de las plantas es una herramienta muy útil pues permite vigilar y supervisar un proceso de manera sencilla y eficaz en un corto periodo de tiempo. El procedimiento empleado para la lectura del oxígeno disuelto, pH, potencial redox y temperatura en el tanque de aireación se basó en esta apreciación y consistió en utilizar un sistema compuesto por cuatro sondas (una para cada variable) con una unidad de adquisición, descodificación y registro de medidas conectada a un PC de control. Las sondas se encargan de captar y emitir las señales de medida analógica correspondientes a cada parámetro a un módulo DAS-8000 que es un equipo de toma de datos que funciona de forma autónoma y que puede ser controlado por un PC. La señal analógica, función matemática ondulatoria continua cuya amplitud, frecuencia o fase variable representa un dato de información en función del tiempo, en esta aplicación se transmite mediante valores de intensidad de corriente de 20 mA para las sondas de oxígeno disuelto, pH y potencial redox y de Pt-100 para la de la temperatura hacia el dispositivo encargado de su interpretación. Este elemento comunica la información a un PC, a través de un interfaz RS-232, donde se gestiona los datos y medidas adquiridas por el módulo DAS-8000 mediante el software Proasis DCS-Win que es una aplicación SCADA bajo entorno Windows compuesta por una serie de programas de supervisión y control para procesos industriales.

La obtención de medidas por medio de este sistema posibilita el registro de las diferentes variables de control del proceso y permite, por medio de un software, presentar todos los datos en tiempo real.

4.16.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Sonda de oxígeno disuelto DO₂-WW de Innovative Sensors, Inc.
- b) Sistema de adquisición DAS-8000 de Desin Instruments.
- c) Software Proasis DCS-Win de Desin Instruments.
- d) Vasos de precipitados de 250 ml.
- e) Bomba de aire.
- f) Parafilm.
- g) Tubos de plástico.
- h) Oxímetro OXI 330 con sensor CELLOX 325 de CRISON.

4.16.3.- REACTIVOS.

- a) Solución de oxígeno cero (disulfito de sodio).
- b) Agua desionizada.

4.16.4.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar, se procede a la calibración del sistema para posteriormente realizar la medida del oxígeno disuelto introduciendo la sonda en el licor mezcla que se

encuentra sometido a una agitación constante para asegurar su homogeneidad. Como la temperatura afecta a la lectura del parámetro, debe estar activada la compensación de temperatura correspondiente al transmisor del oxígeno disuelto.

Como consecuencia de las ligeras desviaciones de oxígeno disuelto provocadas por la alteración del electrodo fue necesario realizar periódicamente la recalibración de la sonda. Para la comprobación del sistema de medida del oxígeno disuelto se debe lavar la sonda con abundante agua desionizada y polarizar la sonda durante al menos 1 hora para equilibrar los potenciales de unión internos que podrían distorsionar la medición. Posteriormente, sumergir el electrodo en la disolución de oxígeno cero y sellar inmediatamente el recipiente de plástico que contiene la solución. Una vez confirmada que la lectura coincide con el valor teórico predicho por el fabricante de la solución para la temperatura de operación empleada, extraer la sonda y limpiarla de nuevo con agua desionizada. A continuación, introducir el electrodo en un tubo con agua desionizada que ha sido previamente saturada de oxígeno con la bomba de aire hasta que su extremo esté próximo a la superficie del agua (5 mm) y nunca en contacto con ella y verificar que la lectura representa el valor teórico previsto para la temperatura, presión y altitud de trabajo seleccionada. Por último, se puede efectuar un último control volviendo a sumergir el electrodo y el sensor de un oxímetro portátil en el licor mezcla y comprobar que la lectura es similar en ambas sondas.

Nota: Antes de procederse a la recalibración se debe esperar el tiempo necesario para que el agua y la disolución de oxígeno cero se encuentren a la misma temperatura.

4.16.5.- CÁLCULO.

La medida del oxígeno disuelto la proporciona directamente el sistema empleado en mg/l.

4.17.- pH.

4.17.1.- FUNDAMENTO.

La medida del pH es uno de los parámetros más importantes y frecuentes utilizados en los análisis de aguas ya que muchas de las fases del tratamiento del agua dependen del pH.

El método utilizado para determinar el pH de una muestra ha sido el “método electrométrico” (método 4500-H⁺ B, A.P.H.A., 1992). En este ensayo, la medida de la actividad de los iones hidrógeno, pH, es realizada mediante mediciones potenciométricas utilizando un electrodo de vidrio y otro de referencia. La fuerza electromotriz (f.e.m.) producida en el sistema de electrodo de vidrio varía linealmente con el pH y esta relación lineal se describe comparando la f.e.m. medida con el pH de diferentes tampones. El pH de la muestra se determina por extrapolación.

4.17.2.- INSTRUMENTAL.

a) Medidor de pH GLP 22 de CRISON, que consta de un electrodo estándar de pH (Cat. nº 52-21 de CRISON) el cual es un electrodo combinado formado por un electrodo de vidrio y un electrodo de referencia montados en un solo cuerpo.

b) Vasos de precipitados de 100 ml.

c) Agitador magnético.

d) Placa.

4.17.3.- REACTIVOS.

- a) Disoluciones tampón de pH iguales a 7,02 y 4,00.
- b) Agua desionizada.

4.17.4.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar, se procede a la calibración del aparato para posteriormente realizar la medida del pH de una muestra que se encuentra sometida a una agitación constante para asegurar su homogeneidad. La agitación será suave para reducir al mínimo el arrastre de CO₂. Como la temperatura afecta a la medida del pH, debe corregirse este valor introduciendo en el medidor de pH la temperatura a la que se encuentra la muestra.

4.17.5.- CÁLCULO.

La medida del pH la proporciona directamente el pH-metro.

4.18.- pH (reactor biológico).

4.18.1.- FUNDAMENTO.

Un factor medioambiental que resulta determinante para la obtención de un proceso PACT óptimo es el pH. Para la mayoría de las bacterias y de los tratamientos biológicos de depuración de aguas, los valores de pH necesarios para que se desarrolle la biomasa bacteriana se encuentran comprendidos entre 4 y 9. Sin embargo, en la práctica, es conveniente disminuir este margen hasta situarlo preferentemente entre 6,5 y 7,5 ya que el fango formado presenta unas mejores propiedades fisiológicas y bioquímicas. Con estas condiciones se consigue que la carga negativa neta del flóculo pueda disminuir favoreciéndose de esta forma la agregación al reducirse el área total superficial de las partículas en solución y la decantación.

4.18.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Sonda de pH Model 11 Process pH Sensor de Innovative Sensors Inc.
- b) Sistema de adquisición DAS-8000 de Desin Instruments.
- c) Software Proasis DCS-Win de Desin Instruments.
- d) Vasos de precipitados de 100 ml.
- e) Agitador magnético.
- f) Placa.

4.18.3.- REACTIVOS.

- a) Disoluciones tampón de pH iguales a 7,02 y 4,00.
- b) Agua desionizada.

4.18.4.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar, se procede a la calibración del sistema para posteriormente realizar la medida del pH introduciendo la sonda en el licor mezcla que se encuentra sometido a una agitación constante para asegurar su homogeneidad. Como la temperatura afecta a la medida del parámetro, debe estar activada la compensación de temperatura correspondiente al transmisor del pH.

Como consecuencia de las ligeras desviaciones de pH provocadas por la alteración del electrodo fue necesario realizar periódicamente la recalibración de la sonda. Para la comprobación del sistema de medida del pH se debe lavar la sonda con abundante agua desionizada. Posteriormente, sumergir el electrodo en la disolución de isopotencial 0 mV (pH 7) manteniendo una agitación constante y confirmar que la lectura coincide con el valor teórico predicho por el fabricante de la solución para la temperatura de operación empleada. A continuación, limpiar de nuevo con agua desionizada la sonda e introducirla en una solución tampón de pH igual a 4 verificando que la lectura representa el valor teórico previsto por el fabricante para la temperatura de trabajo seleccionada. Por último, limpiar otra vez con agua desmineralizada el electrodo y volver a sumergirlo en la solución de pH 7 para comprobar que no se ha producido ningún desajuste en la sonda.

Nota: Antes de procederse a la recalibración se debe esperar el tiempo necesario para que el agua y los dos tampones se encuentren a la misma temperatura.

4.18.5.- CÁLCULO.

La medida del pH la proporciona directamente el sistema empleado.

4.19.- POTENCIAL REDOX (reactor biológico).

4.19.1.- FUNDAMENTO.

La medida del potencial redox en una reacción de óxido-reducción evalúa la tendencia de un sistema dado a donar o recibir electrones. En el tratamiento aerobio de aguas residuales, los microorganismos utilizan el oxígeno como aceptor de electrones mientras que el donante es el sustrato presente en el líquido. Por medio de estas reacciones, se consigue la eliminación de la fuente de carbono (DQO) ya que parte del sustrato se degrada hasta CO₂ mientras que el resto es empleado en la síntesis de biomasa. En los sistemas microbiológicos, el potencial redox puede ser usado como un parámetro indicativo de la eficiencia del tratamiento biológico y de la calidad del agua (Yu *et al.*, 1997; Charpentier *et al.*, 1998; Li y Bishop, 2001 y Li y Bishop, 2003) ya que proporciona una medida útil de la naturaleza oxidante o reductora del licor mezcla. Además, los electrodos redox pueden ser usados en prácticamente cualquier medio acuoso y no están sujetos a interferencias debidas al color, turbidez, materia coloidal o sólidos suspendidos (Lee *et al.*, 2005).

4.19.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Sonda de pH Model 11 Process pH Sensor de Innovative Sensors Inc.
- b) Sistema de adquisición DAS-8000 de Desin Instruments.
- c) Software Proasis DCS-Win de Desin Instruments.
- d) Vasos de precipitados de 100 ml.

- e) Agitador magnético.
- f) Placa.

4.19.3.- REACTIVOS.

- a) Disolución de potencial redox igual a 220 mV.
- b) Agua desionizada.

4.19.4.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar, se procede a la calibración del sistema para posteriormente realizar la medida del potencial redox introduciendo la sonda en el licor mezcla que se encuentra sometido a una agitación constante para asegurar su homogeneidad. Como la temperatura afecta a la medida del parámetro, debe estar activado la compensación de temperatura correspondiente al transmisor del potencial redox.

A pesar de que los electrodos de potencial redox apenas muestran un desplazamiento significativo del potencial de cero y de la pendiente, fue necesario realizar periódicamente la recalibración de la sonda como consecuencia de las ligeras desviaciones de potencial provocadas por la alteración del electrodo. Para la comprobación del sistema de medida del potencial redox se debe lavar la sonda con abundante agua desionizada. Posteriormente, sumergir el electrodo 2-3 minutos en la disolución patrón manteniendo una agitación constante y confirmar que la lectura coincide con el valor teórico predicho por el fabricante de la solución para la temperatura de operación empleada (una desviación de ± 10 mV es perfectamente aceptable).

4.19.5.- CÁLCULO.

La medida del potencial redox la proporciona directamente el sistema empleado en mV.

4.20.- SÓLIDOS.

Se entiende por sólidos a aquellos compuestos de naturaleza orgánica e inorgánica suspendidos o disueltos en aguas limpias y aguas residuales. Es interesante conocer el tipo de sólido que contiene el agua mediante análisis ya que es un importante parámetro en el control de procesos de tratamiento biológico de aguas residuales y también para poder evaluar el cumplimiento de las limitaciones que regulan su vertido (figura 4.3).

4.20.1.- SÓLIDOS TOTALES.

4.20.1.1.- FUNDAMENTO.

Por definición, “sólidos totales” son aquellos residuos de material que quedan en un recipiente después de la evaporación de una muestra y su consecutivo secado en estufa a temperatura definida. Los sólidos totales incluyen los “sólidos totales suspendidos”, o porción de sólidos totales retenida por un filtro, y los “sólidos disueltos totales” o porción que atraviesa el filtro. Por tanto, el contenido en sólidos totales serán

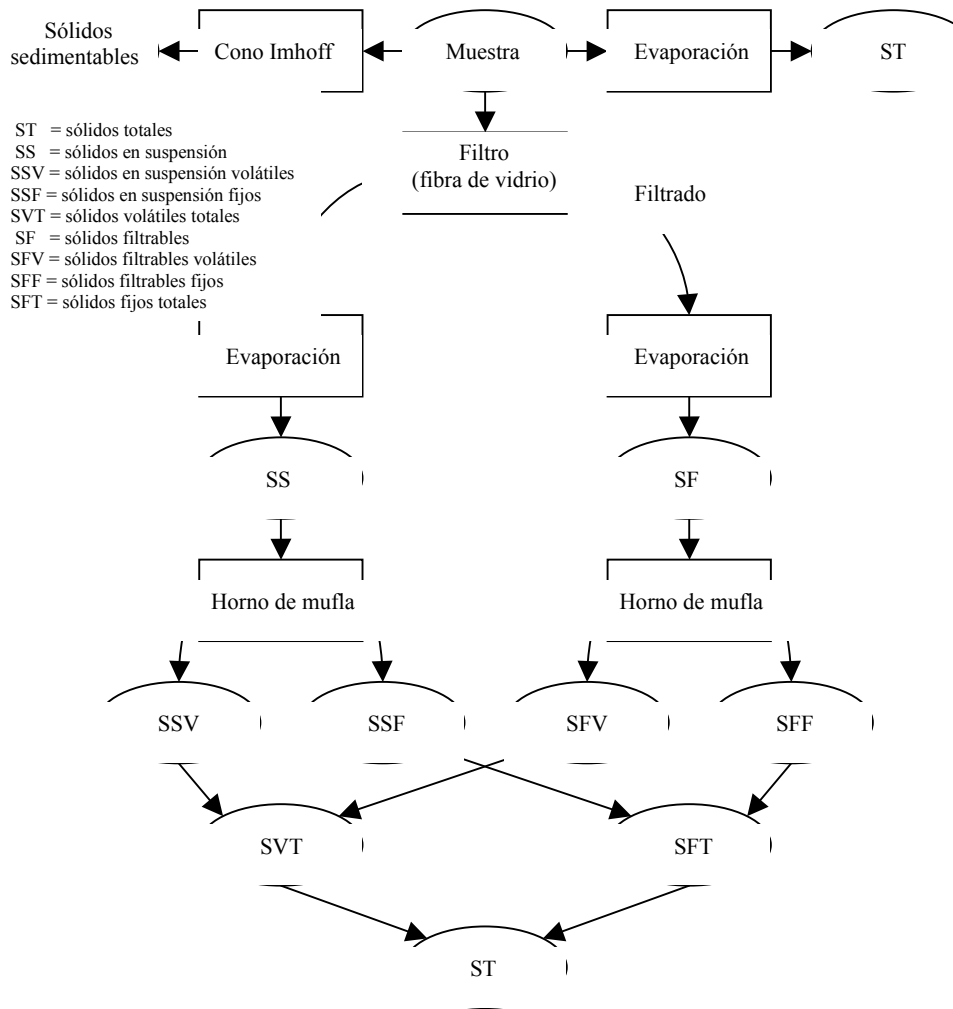


Figura 4.3. Interrelación entre los sólidos presentes en el agua residual (Metcalf y Eddy, 2000).

“todos” los sólidos, cualquiera que sea su composición y origen, presentes en el agua.

Para determinar la cantidad de sólidos totales que hay en el agua residual, se empleó el método “sólidos totales secados a 103-105 °C” (método 2540 B, A.P.H.A., 1992). En este ensayo se produce la evaporación de una muestra perfectamente mezclada en una placa pesada y secada a peso constante en un horno a 103-105 °C. El aumento de peso que experimenta la placa representa los sólidos totales.

4.20.1.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Placas de evaporación de porcelana de 100 ml de capacidad.
- b) Desecador.
- c) Horno de secado para operaciones a 103-105 °C.
- d) Balanza analítica.
- e) Pipeta aforada de 50 ml.

4.20.1.3.- PROCEDIMIENTO.

Se calienta una placa de evaporación limpia a 103-105 °C durante una hora en el horno de secado para posteriormente llevarla a un desecador donde se guarda hasta inmediatamente antes de usarla para pesarla y depositar sobre ella la muestra. El volumen de muestra bien mezclada que se toma es de 50,0 ml, cantidad suficiente para que proporcione un residuo entre 2,5 y 200 mg. Una vez transferida la muestra a la placa se introduce ésta en el horno de secado durante 1 hora al menos para que se produzca la evaporación. A continuación, se saca la placa del horno y se enfría en un desecador para equilibrar la temperatura. Una vez fría, se pesa la placa en balanza analítica. El ciclo de secado, enfriamiento, desecación y pesada se repite hasta obtener un peso constante de la placa.

4.20.1.4.- CÁLCULO:

La concentración de sólidos totales viene dada por la expresión:

$$\text{mg sólidos totales/ l} = \frac{(A - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

donde:

A = peso de la placa con residuo después de la evaporación, mg

B = peso de la placa vacía, mg.

4.20.2.- SÓLIDOS FIJOS Y VOLÁTILES.

4.20.2.1.- FUNDAMENTO.

Se define el “sólido fijo” como aquel residuo de sólidos totales, suspendidos o disueltos, después de haber sido sometido a ignición durante un tiempo determinado y a una temperatura especificada. La pérdida de peso por ignición se debe a los “sólidos volátiles”. La determinación de sólidos fijos y volátiles es útil para el control de las operaciones en plantas de tratamiento de aguas residuales porque ofrece un cálculo aproximado de la cantidad de materia orgánica presente en la fracción sólida del agua residual, lodos activos y residuos industriales.

El procedimiento utilizado para la determinación de sólidos fijos y volátiles ha sido el método de “sólidos fijos y volátiles incinerados a 550 °C” (método 2540 E, A.P.H.A., 1992). En este ensayo, el residuo obtenido en la determinación de sólidos totales es sometido a una incineración, a peso constante, a una temperatura de 550 ± 50 °C. Los sólidos remanentes representan los sólidos totales fijos, disueltos o en suspensión, mientras que la pérdida de peso por ignición representa los sólidos volátiles.

4.20.2.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Placas de evaporación de porcelana de 100 ml de capacidad.
- b) Desecador.
- c) Horno de secado para operaciones a 103-105 °C.
- d) Horno de mufla para operar a 550 ± 50 °C.
- e) Balanza analítica.
- f) Pipeta aforada de 50 ml.

4.20.2.3.- PROCEDIMIENTO.

Se incinera el residuo producido en la determinación de sólidos totales, a peso constante, en un horno de mufla, que se encuentra a una temperatura de 550 °C aproximadamente, durante 20 minutos. Posteriormente, se enfría la placa en un desecador y se pesa.

4.20.2.4.- CÁLCULO.

La cantidad de sólidos fijos viene dada por la expresión:

$$\text{mg de sólidos fijos/ l} = \frac{(A - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

donde:

A = peso de la placa con residuo después de calentar a 550 °C, mg

B = peso de la placa vacía, mg.

La cantidad de sólidos volátiles se determina a partir de la expresión:

$$\text{mg de sólidos volátiles/ l} = \frac{(C - A) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

donde:

C = peso de la placa con residuo después de calentar a 103-105 °C.

A = peso de la placa con residuo después de calentar a 550 °C, mg.

4.20.3.- SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN.

4.20.3.1.- FUNDAMENTO.

En el agua los sólidos se pueden encontrar en forma disuelta y suspendida. Los sólidos en suspensión comprenden todas aquellas sustancias que están suspendidas en el agua y no decantan de manera natural. Se componen fundamentalmente de sustancias y restos minerales y orgánicos de muy diversa procedencia: aproximadamente, entre el 50% y el 80% son materias orgánicas biodegradables. Los sólidos en suspensión se pueden separar de los sólidos disueltos mediante filtración. Los principales factores que afectan en la filtración de un agua que presenta conjuntamente sólidos disueltos y suspendidos son el tipo de soporte del filtro, el tamaño del poro, la porosidad, el área y espesor del filtro, el tamaño de las partículas y la cantidad de material depositado en el filtro.

El método empleado para la determinación de la fracción de sólidos totales que corresponde a los sólidos suspendidos ha sido el de “sólidos totales en suspensión secados a 103-105 °C” (método 2540 D, A.P.H.A., 1992). Según este método, al pasar una muestra bien mezclada por un filtro se obtiene un residuo retenido en el mismo que es posteriormente secado a 103-105 °C. El aumento de peso del filtro representa los sólidos totales en suspensión. Para utilizar este método deben eliminarse una serie de

interferencias. Por esta razón, los tiempos de filtración no han de ser prolongados ya que tiempos superiores a los 10 minutos pueden producir una colmatación del filtro que origina resultados altos debido a una cantidad excesiva de sólidos capturados en el filtro obturado. Para poder reducir los tiempos de filtración se deberá aumentar el diámetro del filtro o disminuir el volumen de la muestra. Debe evitarse el empleo de grandes cantidades de muestra que origina un residuo excesivo sobre el filtro en el que se puede formar una costra hidrófila. Para disminuir esta interferencia, se recomienda un tamaño de muestra que proporcione un residuo no mayor de 200 mg.

4.20.3.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Pipetas aforadas de 5 y 10 ml.
- b) Placas de evaporación de porcelana de 100 ml de capacidad.
- c) Desecador.
- d) Horno de secado para operaciones a 103-105 °C.
- e) Balanza analítica.
- f) Filtros de nitrato de celulosa de 0,45 µm de tamaño de poro y 47 mm de diámetro.
- g) Embudo Büchner de 50 mm de diámetro.
- h) Quitasato de 250 ml.
- i) Vaso de precipitados de 100 ml.
- j) Trompa de vacío.

4.20.3.3.- PROCEDIMIENTO.

Se deposita el filtro, con la cara rugosa hacia arriba, en el embudo; se hace el vacío y se lava el filtro con tres volúmenes sucesivos de 20 ml de agua. Se continúa succionando hasta eliminar cualquier vestigio de agua en los filtros para poder depositarlos después en una placa e introducirlos en el horno de secado durante 1 hora. Transcurrido este tiempo, se enfría el filtro en un desecador y se pesa. El ciclo de secado, enfriamiento, desecación y pesada se repite hasta obtener un peso constante o hasta que la pérdida de peso sea menor de 0,5 mg entre pesadas sucesivas. A continuación, se ajusta el filtro en el embudo humedeciendo el filtro con una pequeña cantidad de agua desionizada y se procede a la filtración de 10 ml de muestra bien mezclada. Una vez concluida la filtración, se lava el filtro con tres volúmenes sucesivos de 10 ml de agua desionizada permitiendo el drenaje completo del filtro entre los lavados y se continúa succionando durante tres minutos. Posteriormente, se separa el filtro del embudo y se deposita en una placa que es introducida en el horno de secado durante 1 hora. Después, se enfría en el desecador y se pesa. La secuencia de secado, enfriamiento, desecación y pesada se repite hasta obtener un peso constante o hasta que la pérdida del peso fuese menor que 0.5 mg del peso previo.

4.20.3.4 .- CÁLCULO.

La cantidad de sólidos en suspensión viene dada por la expresión:

$$\text{mg de sólidos totales suspendidos/ l} = \frac{(A - B) \times 1000}{\text{volumen de muestra, ml}}$$

donde:

A = peso del filtro con residuo seco, mg

B = peso del filtro, mg

4.21.- TEMPERATURA (reactor biológico).

4.21.1.- FUNDAMENTO.

En un proceso biológico la temperatura es una variable fundamental pues afecta significativamente el desarrollo bacteriano. La variabilidad de este factor implica modificaciones en el valor de las velocidades de las reacciones químicas y enzimáticas de los microorganismos y, por tanto, influye en el rendimiento de eliminación de las aguas residuales.

4.21.2.- INSTRUMENTAL.

- a) Sonda de temperatura Pt-100.
- b) Sistema de adquisición DAS-8000 de Desin Instruments.
- c) Software Proasis DCS-Win de Desin Instruments.

4.21.3.- PROCEDIMIENTO.

En primer lugar, se procede a la calibración del sistema para posteriormente realizar la medida de la temperatura introduciendo la sonda en el licor mezcla que se encuentra sometido a una agitación constante para asegurar su homogeneidad durante un tiempo corto, generalmente menos de 10 segundos, hasta lograr el equilibrio térmico. La temperatura del agua se establece como consecuencia de la absorción de radiación por parte de las capas superiores del líquido estando ligada a la energía cinética de las moléculas.

4.21.4.- CÁLCULO.

La medida de la temperatura proporciona directamente el sistema empleado en °C.

4.22.- MÉTODOS ESTADÍSTICOS.

El análisis de la varianza (ANOVA) es una técnica matemática estadística que utiliza el cálculo y la comparación de varianzas (Ramis y García, 2001) para contrastar a la vez varias medias muestrales: las medias se cotejan para determinar si son todas iguales (hipótesis nula) o si al menos una de ellas es distinta a las demás (hipótesis alternativa). Cuando se realiza un contraste de hipótesis para un nivel de significación determinado y se acepta la hipótesis nula como verdadera entonces implica que las distintas medias (tratamientos) se comportan de la misma manera. Por el contrario, si se rechaza la hipótesis nula, existe entonces una diferencia estadísticamente significativa.

La metodología del análisis de la varianza pretende realizar comparaciones lo más homogéneas posibles, para aumentar la probabilidad de detectar cambios o identificar factores que influyen en el proceso. Debido a la abundancia de variables,

procedimientos y formas que pueden caracterizar un experimento existen una gran cantidad de modelos del ANOVA los cuales pueden clasificarse en función del número de factores, del muestreo de niveles y del tipo de aleatorización (Pérez, 2005):

- modelos unifactoriales
- modelo unifactorial de efectos fijos
- modelo unifactorial de efectos aleatorios
- modelos multifactoriales
- modelo bifactorial de efectos fijos
- modelo bifactorial general con efectos aleatorios
- modelo bifactorial con efectos mixtos
- modelo en bloques aleatorios
- modelos con tres factores
- diseños en cuadrado latino
- diseños en cuadrado greco-latino
- diseños en parcelas divididas (split-plot)
- modelos jerárquicos

De todos ellos, el que va a ser empleado en este trabajo de investigación es el modelo unifactorial de efectos fijos. Este método consta de un solo factor, estudiado en sus distintos niveles, que influye sobre una variable respuesta que mide el resultado del experimento y un error experimental que actúa sobre la variable empírica de manera no controlable. Debido a que los resultados obtenidos únicamente son válidos para unos determinados niveles de factor (lo que suceda a otros niveles puede ser diferente) se trata entonces de un modelo de efectos fijos.

4.22.1.- MODELO UNIFACTORIAL DE EFECTOS FIJOS.

En este caso, el modelo ANOVA (para un factor que se presenta con I niveles) tiene la expresión:

$$y_{ij} = \mu + \tau_i + \varepsilon_{ij}$$

y_{ij} = valor observado de la variable objeto de estudio correspondiente a la observación j-ésima del i-ésimo nivel del factor

μ = valor medio de las j poblaciones

τ_i = efecto diferencial del nivel i

ε_{ij} = error experimental

Para efectos fijos, μ y τ_i son constantes y ε_{ij} son variables aleatorias normales e independientes.

El ANOVA divide la variación total de la muestra en dos componentes:

$$\text{variación total} = \text{variación entre} + \text{variación intra}$$

Esta igualdad básica indica que la variación total es igual a la suma de la variación o dispersión entre los grupos (originada por los factores que influyen directamente en el resultado del experimento) más la variación o dispersión dentro de cada grupo (producida por el resto de factores con influencia en el resultado del experimento que no son controlables). Los grupos están definidos por los niveles de factor.

La anterior igualdad puede expresarse por:

$$\underbrace{\sum_{j=1}^g \sum_{i=1}^{n_j} (y_{ij} - \bar{y}_{..})^2}_{\text{variación total}} = \underbrace{\sum_{j=1}^g n_j (\bar{y}_{.j} - \bar{y}_{..})^2}_{\text{variación entre}} + \underbrace{\sum_{j=1}^g \sum_{i=1}^{n_j} (y_{ij} - \bar{y}_{.j})^2}_{\text{variación intra}}$$

siendo $\bar{y}_{..}$ la media total e $\bar{y}_{.j}$ la media de grupo o nivel j .

Considerando que los grados de libertad (número de observaciones – parámetros a estimar) correspondientes a cada uno de los componentes de la variación total son:

- $g - 1$ para la variación entre
- $n - g$ para la variación intra, y
- $n - 1$ para la variación total

el análisis de la varianza no se va a fundamentar solamente en la descomposición de la variación total sino que se basa además en la comparación de la variación entre-grupos y la variación intra-grupos teniendo en cuenta sus correspondientes grados de libertad:

$$E \left[\frac{(\text{variación entre}/g - 1)}{(\text{variación intra}/n - g)} \right] \approx F_{g-1, n-g}$$

Dado que a través del análisis de la varianza se pretende conocer si los distintos niveles de un factor influyen en los valores de una variable continua, para que efectivamente sí haya diferencias en los valores de la variable continua según el nivel del factor, se tiene que dar simultáneamente que el comportamiento de la variable continua sea lo más distinto posible para los distintos niveles del factor, y a su vez, que dentro de cada grupo (determinado por los niveles del factor) los datos experimentales sean lo más homogéneos posibles; es decir, tiene que producirse que la variación intra-grupos sea mínima y que la variación entre-grupos sea máxima. Por tanto, un valor elevado del cociente anterior significará que mayores son las diferencias entre los distintos grupos (niveles del factor) cumpliéndose además que la variación dentro de cada grupo sea mínima, y por consiguiente, la probabilidad de que los niveles del factor influyan en los valores de la variable continua será mayor. Dado que dicho cociente se distribuye como el parámetro estadístico F con $g-1, n-g$ grados de libertad, el valor para el cual podremos asumir que sí existen efectos diferenciales entre los niveles dependerá del valor de tablas de la función F para un determinado nivel de significación (α). Si el valor calculado es mayor que el valor de tablas significará que sí hay efectos

diferenciales entre los grupos y por tanto se acepta la hipótesis de que existe dependencia entre las variables. Por el contrario, si el valor calculado es inferior al valor de tablas de una $F_{g-1, n-g}$ se admite que no existen efectos diferenciales entre los grupos:

- si $F > F_{g-1, n-g}$ entonces existen diferencias entre los tratamientos (se cumple la hipótesis alternativa, H_1)
- si $F < F_{g-1, n-g}$ entonces no existen diferencias entre los tratamientos (se cumple la hipótesis nula, H_0)

De esta forma, la hipótesis nula a contrastar a través del ANOVA puede ser establecida como igualdad de efectos:

$$H_0: \tau_1 = \tau_2 = \dots = \tau_n$$

siendo la hipótesis alternativa, H_1 , que alguno de los efectos diferenciales sea distinto de cero.

La aplicación informática SPSS es un software matemático que permite realizar estudios estadísticos de datos teóricos o experimentales de manera rápida y sencilla. El análisis de la varianza para un modelo unifactorial de efectos fijos realizado con este programa (ANOVA de un factor), proporciona una serie de datos recogidos en una tabla (figura 4.4.) con los que se podrá contrastar si realmente existe una relación de dependencia entre las variables objeto de estudio y conocer si los distintos niveles de la variable cualitativa determinan el valor de la variable cuantitativa.


	Suma de cuadrados	gl	Media cuadrática	F	Sig.
Inter-grupos	$\sum_{j=1}^g n_j (\bar{y}_{\cdot j} - \bar{y}_{\cdot\cdot})^2$	g-1	$\frac{\sum_{j=1}^g n_j (\bar{y}_{\cdot j} - \bar{y}_{\cdot\cdot})^2}{g-1}$	$\frac{(\text{variación entre}/g-1)}{(\text{variación intra}/n-g)}$	
Intra-grupos	$\sum_{j=1}^g \sum_{i=1}^{n_j} (y_{ij} - \bar{y}_{\cdot j})^2$	n-g	$\frac{\sum_{j=1}^g \sum_{i=1}^{n_j} (y_{ij} - \bar{y}_{\cdot j})^2}{n-g}$		
Total	$\sum_{j=1}^g \sum_{i=1}^{n_j} (y_{ij} - \bar{y}_{\cdot\cdot})^2$	n-1			

Figura 4.4. Tabla ANOVA de un factor.

En la tabla ANOVA, aparecen los valores de la variación entre, intra y la total así como sus correspondientes grados de libertad (gl). En la columna “Media cuadrática” se muestran la variación entre y la variación intra divididas entre sus respectivos grados de libertad mientras que la relación de estos dos cocientes se encuentra definida en la columna correspondiente al estadístico F. Para este modelo, cuanto más se aproximen la media cuadrática factorial (variación entre/g-1) y la media cuadrática residual (variación intra/n-g) mayor va a ser la probabilidad de aceptar la hipótesis nula. La tabla ofrece, finalmente, el nivel crítico (Sig.) que es el parámetro que

va a permitir aceptar o rechazar la hipótesis nula sin necesidad de tener que cotejar el valor de la F con su valor real de las tablas estadísticas.

El coeficiente que se emplea como referencia para el contraste de hipótesis es el nivel de significación (α) que representa la probabilidad de rechazar la hipótesis nula siendo verdadera (Ramis y García, 2001). Normalmente, este factor tiene un valor de 0,05 cuando el intervalo de confianza es del 95 % (porcentaje más habitual en los ensayos estadísticos) lo cual implica que el posible error cometido (error α o de tipo I) es de un 5 %.

El análisis ANOVA concluye cuando se realiza la comparación entre el nivel crítico y el nivel de significación: si el nivel crítico es mayor que α se acepta la hipótesis nula de independencia entre las variables (no existen efectos diferenciales entre los tratamientos). Por el contrario, si el nivel crítico es menor que α se rechaza la hipótesis nula y se admite la hipótesis alternativa concluyéndose entonces que existe una relación de dependencia entre las variables y, en este caso, se podrá observar que los distintos niveles del factor sí influyen sobre los valores de la variable cuantitativa.

Una vez estimado el modelo, es necesario comprobar mediante distintas pruebas y/o ensayos matemáticos las tres condiciones siguientes (Ramis y García, 2001; Pérez, 2005):

- Independencia: cada serie de datos debe ser independiente de los demás, esto es, los datos de una serie no deben estar correlacionados con los de otra.
- Normalidad: la distribución de los errores de cada serie debe ser normal.
- Homogeneidad: las varianzas de las series deben ser iguales, es decir, debe ser aceptable $H_0: s_1^2 = s_2^2 = \dots = s_n^2$.

Si estos requisitos no se cumplen, al menos de forma aproximada, los resultados del ANOVA serán incorrectos.

Independencia

Independencia estadística implica que los datos pueden simularse mediante un muestreo aleatorio de una población (Box *et al.*, 1967). Para contrastar la independencia de las observaciones o no correlación de los residuos (hipótesis de no autocorrelación) suele utilizarse el coeficiente de correlación serial o el test de las rachas (Pérez, 2005).

Si se pretende comprobar la independencia mediante un contraste de autocorrelación de los datos experimentales obtenidos es necesario definir previamente el coeficiente de autocorrelación (r). Este parámetro estadístico, para un orden k , presenta la forma:

$$r_k = \frac{\sum_{i=k+1}^n (x_i - \bar{x})(x_{i-k} - \bar{x})}{\sum (x_i - \bar{x})^2}$$

y desempeña la relación lineal entre las observaciones (x) separadas k posiciones. Al representar estos coeficientes en función del retardo k (distancia entre las observaciones) se obtiene la función de autocorrelación.

Con el programa informático SPSS se puede obtener de manera sencilla la representación gráfica de los coeficientes de autocorrelación (figura 4.5) y dilucidar si

las observaciones son independientes siempre y cuando estos parámetros estadísticos se encuentren situados entre los límites confidenciales.

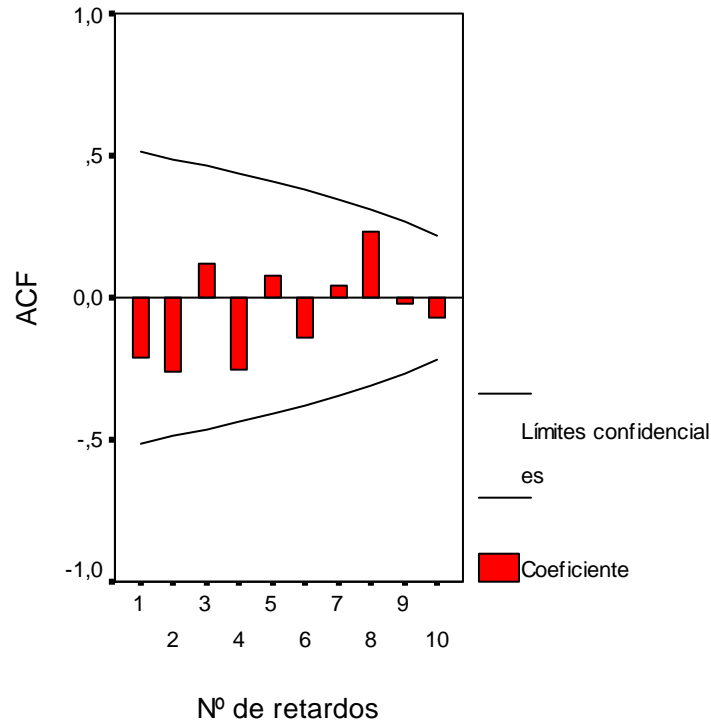


Figura 4.5. Representación gráfica de coeficientes de autocorrelación.

Normalidad

Para poder comprobar la normalidad de los errores experimentales ε_{ij} (hipótesis de normalidad) puede emplearse el test W de Shapiro y Wilk, un contraste de la Chi-cuadrado o el contraste de Kolmogorov-Smirnov (Pérez, 2005).

El test de Kolmogorov-Smirnov es un método para determinar la bondad de ajuste entre la función continua de distribución empírica de una muestra y la función continua de distribución teórica.

Considerando que la función de distribución empírica de una muestra y_1, y_2, \dots, y_n se define como:

$$F_n(y) = \frac{\text{nº de valores del conjunto } \{y_1, y_2, \dots, y_n\} \text{ que son } \leq y}{n}$$

Para comprobar la hipótesis de que la distribución con la que se compara la función experimental es una distribución normal $F(y)$ definida por la misma media y desviación típica que la empírica, se calcula el estadístico:

$$D_n = \text{Máx } |F_n(y) - F(y)|$$

cuya distribución es conocida y se presenta tabulada. Si la distancia calculada D_n es mayor que la encontrada en las tablas, para un nivel α , se rechaza la función $F(y)$ para la muestra.

Para determinar de manera rápida y eficaz si la variable en cuestión se comporta normalmente, el resultado de aplicar este test con el software matemático SPSS al conjunto de resultados experimentales (figura 4.6) permite obtener la Z de Kolmogorov-Smirnov (calculada a partir de la diferencia mayor, en valor absoluto, entre las funciones de distribución acumuladas teórica y observada) y aceptar si una distribución es normal cuando el nivel crítico (Sig. Asintót. (bilateral)) es mayor que α siendo $\alpha = 0,05$ para un nivel de significación del 95 %.

		Variable
N		
Parámetros normales	Media	
	Desviación típica	
Diferencias más extremas	Absoluta	
	Positiva	
	Negativa	
Z de Kolmogorov-Smirnov		
Sig. asintót. (bilateral)		

Figura 4.6. Tabla del contraste de Kolmogorov-Smirnov.

Homogeneidad

Para contrastar la igualdad de varianzas de los errores experimentales ε_{ij} (hipótesis de homoscedasticidad) suele usarse el test de Bartlett, el test Q de Cochran, el test de Hartley o la prueba de Levene (Pérez, 2005).

La homogeneidad trata de demostrar que las desviaciones de los datos de cada serie dan lugar a residuos con dispersiones similares a niveles bajos y altos de dicho factor mientras que si los datos son heterogéneos, la dispersión varía de una serie a otra.

El ensayo de Levene hace uso de las medianas de las series, $y_{m,j}$. Para cada serie, se hallan los valores absolutos de los residuos de los datos respecto de su mediana:

$$w_{ij} = |y_{ij} - y_{m,j}|$$

Posteriormente se hallan las medias de estos residuos para cada muestra:

$$\bar{w} = \frac{\sum_{i=1}^{n_j} w_{ij}}{n_j}$$

El siguiente paso es calcular, para cada muestra, la media global de los valores absolutos de todos los residuos, w . Por último, se determina el estadístico W :

$$W = \frac{(N - h) \sum_{j=1}^h n_j (\bar{w}_j - w)^2}{(h - 1) \sum_{j=1}^h \sum_{i=1}^N (w_{ij} - \bar{w})^2}$$

siendo:

- N = número total de datos
- h = número de series o grupos
- $N - h$ = grados de libertad
- n_j = número de datos en cada serie

La hipótesis nula se rechaza si $W > F$ para $\tau_1 = (h - 1)$ y $\tau_2 = (N - h)$ en el nivel de significación deseado. El resultado del contraste de hipótesis realizado de la prueba de Levene con el programa SPSS, figura 4.7, muestra el valor del estadístico de contraste (F) y el nivel crítico (Significación). Cuando este nivel crítico es mayor que α ($\alpha = 0,05$ para un intervalo de confianza del 95 %), entonces se puede aceptar la hipótesis de igualdad de varianzas poblacionales.

F	gl1	gl2	Significación
			○

Figura 4.7. Tabla de la prueba de Levene.

Hipótesis alternativa: Método de Bonferroni

Una vez demostrado que existen diferencias significativas entre los distintos niveles de un factor (se cumple la hipótesis alternativa) es posible conocer a través de diferentes contrastes que efectúan comparaciones múltiples entre las distintas medias o combinaciones lineales de ellas que niveles producen un efecto superior al de otros sobre la variable respuesta (Pérez, 2005). Uno de estos procedimientos estadísticos es el método de Bonferroni. Este test se basa en la distribución t de Student y consiste en considerar las medias como combinaciones lineales.

Sea g el número de hipótesis a comparar, la expresión que determina los intervalos de confianza para las g combinaciones lineales L_i siendo para todos ellos el coeficiente de confianza de al menos $1 - \alpha$ es:

$$\hat{L}_i \pm t_{\alpha/2g, n-r} \left[V(\hat{L}_i) \right]^{1/2}$$

Cuando $L_i = \mu_j - \mu_k$, las estimaciones por intervalo de confianza de Bonferroni para las diferencias de medias vienen dadas por:

$$\bar{y}_{j\cdot} - \bar{y}_{k\cdot} \pm t_{\alpha/2g, n-r} \left[\frac{\sum \sum (y_{ij} - \bar{y}_{i\cdot})^2}{n-r} \left(\frac{1}{n_i} + \frac{1}{n_j} \right) \right]^{1/2}$$

siendo g el número de intervalos construidos. Cuando todos los tamaños muestrales sean iguales se verifica que, si ese tamaño es m , entonces $n = rm$, y el número de grados de libertad es $(m-1)r$.

Las comparaciones múltiples por parejas obtenidas por el método empleando el software SPSS contrastan la diferencia entre cada pareja de medias y dan lugar a una matriz (figura 4.8) donde los asteriscos indican las medias de grupos significativamente diferentes a un nivel α como consecuencia del ensayo de hipótesis realizado: si el nivel crítico (Sig.) es mayor que α ($\alpha = 0,05$ para un intervalo de confianza del 95 %), entonces puede asumirse que medias difieren significativamente.

La interpretación de la tabla de la figura 4.8 también se puede realizar teniendo en cuenta los valores de los límites inferior y superior del intervalo de confianza: cuando el 0 no está contenido en el intervalo entonces se tienen diferencias significativas entre las dos medias comparadas.

(I) FACTOR	(J) FACTOR	Diferencia de medias (I-J)	Sig.	Intervalo de confianza al 95%	
				Límite inferior	Límite superior
1	2	$\mu_1 - \mu_2$ (*)		< 0	> 0
			
	n	$\mu_1 - \mu_n$			
2	1	$\mu_2 - \mu_1$			
			
	n	$\mu_2 - \mu_n$			
...	1	...			
			
	n	...			
n	1	$\mu_n - \mu_1$			
			
	n-1	$\mu_n - \mu_{n-1}$			

Figura 4.8. Tabla del test de Bonferroni.

5.- DESARROLLO EXPERIMENTAL Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

5.1.- PUESTA EN MARCHA DEL PROCESO PACT.

5.1.1.- CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL.

El conocimiento de la composición del agua residual es fundamental para determinar el tipo de tratamiento más adecuado y obtener un agua depurada que no ocasione perjuicio a la fauna y a la flora del medio receptor.

Para facilitar este conocimiento, es necesario realizar un estudio de la caracterización de las aguas residuales que incluya características *físicas* y *químicas* del agua. Las *características físicas* más importantes analizadas en el agua residual han sido el contenido de sólidos (sólidos totales, sólidos disueltos totales, sólidos en suspensión totales, sólidos totales fijos y sólidos en suspensión fijos), y la conductividad. Los métodos analíticos cuantitativos empleados para la determinación de los sólidos se encuentran en el apartado 4.20. mientras que la conductividad fue analizada según el procedimiento descrito en el apartado 4.5.. Las *características químicas* estudiadas fueron la medición del contenido orgánico (mediante los ensayos de la demanda química de oxígeno y la demanda bioquímica de oxígeno), la concentración de aceites y grasas en el líquido, el fenol y el contenido de la materia inorgánica (nitrógeno amoniacal, fósforo, cianuro libre, metales pesados y pH). Los métodos empleados en el análisis de estos componentes se han basado principalmente en las técnicas descritas en el texto “Métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales” (A.P.H.A., 1992) y que se encuentran expuestas en los apartados 4.10., 4.9., 4.1., 4.11., 4.14.3., 4.12., 4.6., 4.13. y 4.17. respectivamente. Debido a que se han utilizado diferentes partidas de agua residual, no siempre se ha obtenido la misma composición ya que ésta ha variado en función del efluente enviado por la Empresa y de las necesidades fijadas para el influente de la planta piloto en cada una de las etapas realizadas durante la investigación (primer apartado de los apéndices I-IX).

En la caracterización del líquido procedente de la unidad WAO y de los drenajes de la planta industrial se ha observado que la DQO presenta unas concentraciones muy elevadas (valores comprendidos entre 20000 y 30000 mg/l) lo que concuerda con los datos bibliográficos dados para efluentes procedentes de procesos similares (REPSOL-YPF, 2001; Pedrerol *et al.*, 2002). Como consecuencia de esta carga orgánica, es necesario realizar un tratamiento que consiga disminuir estos valores hasta los niveles exigidos por la legislación (la concentración máxima permitida de DQO para la evacuación de los efluentes, según la Autorización Ambiental Integrada (AAI) de la Empresa, es de 700 mg/l). Además de la DQO, otros parámetros orgánicos de importancia como el fenol y los aceites y las grasas deben también ser analizados. En la tabla 5.1, se recogen las concentraciones máximas y mínimas de cada uno de los parámetros utilizados para la caracterización de la alimentación que se ha empleado en las diferentes fases así como los valores máximos que impone la Administración para las aguas residuales obtenidas durante la fabricación de materias primas plásticas. La presencia en el efluente de nitrógeno y fósforo (elementos esenciales para el crecimiento de microorganismos) ha resultado ser escasa aunque la concentración de amonio, en ocasiones, se ha mostrado muy alta dependiendo de la etapa de operación llevada a cabo. De acuerdo con la tabla 5.1, la alimentación durante la investigación ha mostrado un alto contenido de sólidos totales y disueltos, entre 12 y 28 g/l, debido a la elevada salinidad y a la composición de naturaleza plástica de las aguas de modo que estas corrientes apenas presentan una fracción importante de sólidos biológicos (sólidos en suspensión totales) como consecuencia de su origen industrial tan particular. Los sólidos fijos, al igual que parte de los sólidos disueltos, ponen de manifiesto el alto

Tabla 5.1. Características del agua residual a tratar y concentraciones límites para el vertido de efluentes industriales.

	Agua residual	Valores límites
DQO (mg/l)	14200-26975	700
DQO soluble (mg/l)	12855-26700	-
TOC (mg/l)	*	300
DBO ₅ (mg/l)	*-18402	300
Aceites y grasas (mg/l)	415,8-1666,8	-
Fenoles (mg/l)	5,5-460,0	2
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	1,8-218,1	-
Ortofosfato (mg/l)	0,1-1,0	60
Fósforo total (mg/l)	0,2-1,6	30
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	12,7-28,7	-
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	12,6-28,5	-
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,01-0,5	0,25
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	7,3-22,3	-
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,001-0,16	-
Conductividad (mmho/cm)	5,41-16,00	-
Cianuros libres (mg/l)	*-2,73	1
pH	5,5-9,8	6-10
Hidrocarburos totales (mg/l)	*	15
Tensioactivos (mg/l)	*	6
Na (mg/l)	1843,2-6775,2	-
K (mg/l)	14,0-875,5	-
S (mg/l)	27,4-418,3	-
Mg (mg/l)	4,5-31,1	-
Ca (mg/l)	1,5-75,0	-
Si (mg/l)	1,8-40,8	-
Al (mg/l)	#-32,9	-
Cu (mg/l)	#-1,7	3
P (mg/l)	#-1,4	-
Cr (mg/l)	#-0,2	3
Fe (mg/l)	#-4,1	-
Zn (mg/l)	#-2,0	10
Pb (mg/l)	#-28,7	1
Ni (mg/l)	#-7,2	-
As (mg/l)	#	1
Cd (mg/l)	#	-

Nota: * no analizado, # no detectado, - sin especificar por la Autorización Ambiental Integrada

contenido de materia inorgánica (iones en disolución) lo que implica que este tipo de aguas presentan también una considerable conductividad. Además de contener ciertos metales pesados tóxicos como el Pb, Ni o Cu, también se han manejado alimentaciones que han incluido más sustancias inorgánicas tóxicas como el cianuro presente en el efluente industrial.

5.1.2.- INSTALACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.

La planta piloto empleada para el estudio de la depuración de efluentes líquidos ha estado constituida por una unidad Husmann (CEE, 1976; Battersby *et al.*, 2001; Szymansky *et al.*, 2002; Langford *et al.*, 2005). Esta unidad de fangos activos está formada por un reactor biológico de mezcla completa con recirculación y un decantador para la separación de sólidos por sedimentación (figura 5.1).

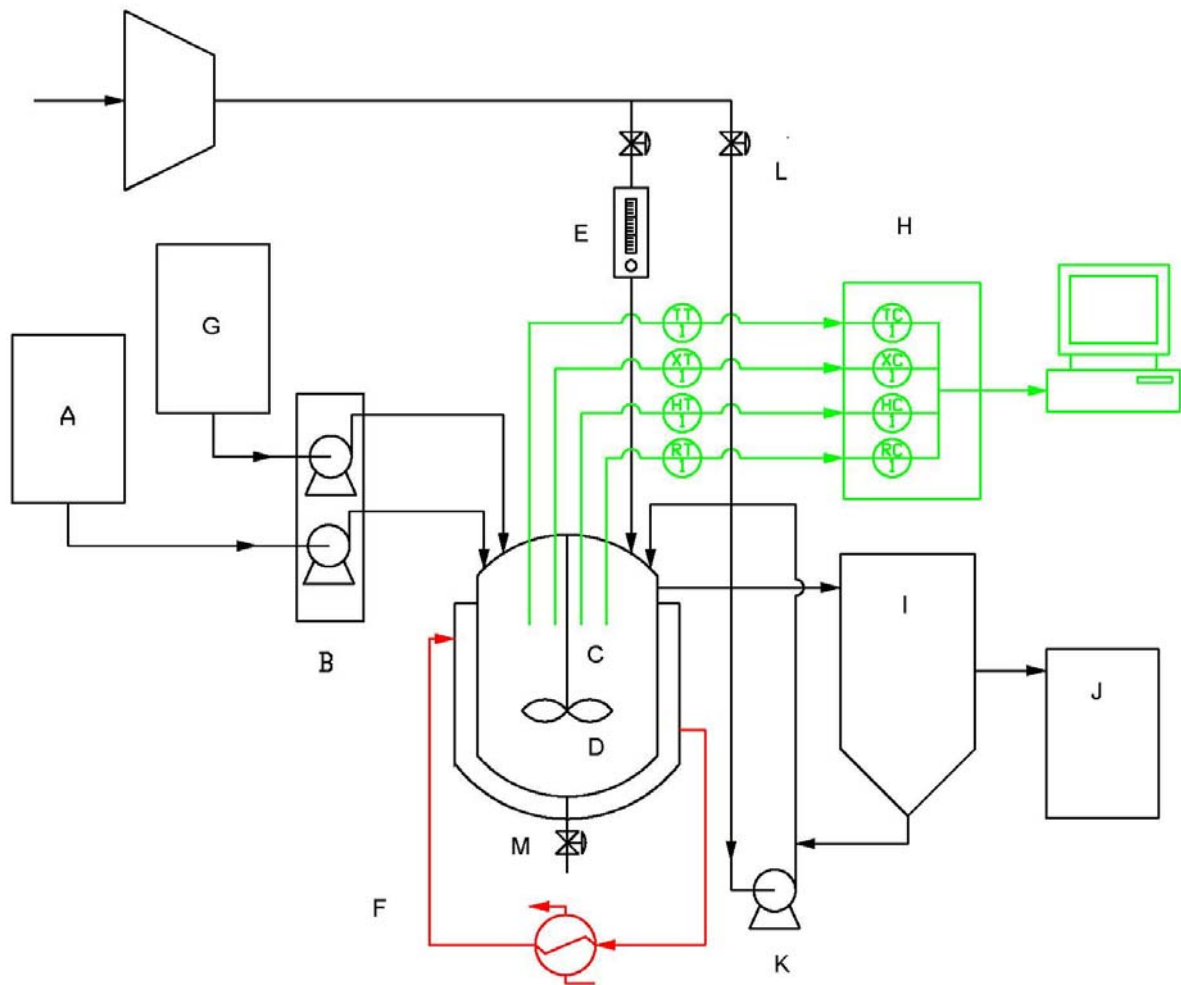


Figura 5.1. Instalación del proceso PACT.

La alimentación de la planta se realizaba mediante el bombeo de influente, almacenado en un depósito de PVC (A), con una bomba peristáltica de 4 vías (B) (Ismatec MV-CA/4) que transportaba el agua residual hasta el reactor biológico (C).

El reactor biológico o cuba de aireación es un depósito de metacrilato de 3.0 l de forma cilíndrica. En su interior se encuentra un cultivo bacteriano aerobio en suspensión con carbón activo que lleva a cabo la degradación del agua residual. El ambiente

aerobio en el reactor se consigue mediante el uso de un difusor poroso de vidrio fritado (D) que también sirve para mantener el licor mezcla del reactor en estado de mezcla completa. El nivel de oxígeno se regula mediante un rotámetro (E) (tipo EMP 1 027 P 10) con el que se ajusta la entrada de aire, procedente de un compresor, al reactor y se controla a partir de una sonda que permite medir la concentración de oxígeno disuelto. Junto con este instrumento de medida, en la parte superior del tanque se encuentran situadas las sondas encargadas de registrar la temperatura, el potencial redox y el pH. Para mantener la temperatura del tanque de aireación en condiciones adecuadas, el reactor fue enrollado con un tubo de plástico por el que se recirculaba agua caliente procedente de un baño termostatado (F). La corrección de pH y la compensación del agua evaporada se realizaban simultáneamente a través de la adición, por medio de una de las vías de la bomba peristáltica, de una disolución acuosa ácida contenida en un depósito de PVC auxiliar (G). Los datos obtenidos por cada uno de estos cuatro sensores son enviados, a través de señal analógica, a una unidad DAS-8000 (H) y procesados en un ordenador con la aplicación Proasis DCS-Win versión 3.1. Este software, destinado a la supervisión y el control de procesos en un PC compatible y bajo entorno Windows, permite comunicar con el sistema de adquisición de medidas DAS-8000.

Los fangos formados en el sistema se conducen hasta un sedimentador (I) para su separación del agua residual tratada que abandona la planta por la parte superior del decantador y que es recogida en el depósito de efluentes (J). La salida del efluente en el decantador determina el nivel de líquido del reactor y, por tanto, el volumen total de la planta. El sedimentador, construido en metacrilato, es un cilindro con fondo cónico de 2.2 l de capacidad y se encuentra conectado a la cuba de aireación mediante un circuito de entrada y otro de salida (recirculación) de material de vidrio y 0,3 l de volumen total. Una parte de la biomasa decantada se recircula por medio de una bomba mamut (K) que introduce aire, procedente del compresor, a través de un tubo de vidrio situado en el interior de la conducción de la recirculación. El flujo de aire suministrado a la bomba mamut se controla por medio de una válvula de precisión (L) regulando de esta forma el caudal de fangos recirculados. Las burbujas de aire que salen del tubo arrastran los lodos depositados en el fondo del sedimentador para mantener en el reactor la concentración de bacterias deseadas. El exceso de biomasa en el tanque de aireación se retira por medio de una llave de purga (M) situada en la parte inferior de la cuba para regular el nivel de masa biológica fijada.

5.1.3.- CONTROL DE LA PLANTA DEL PROCESO PACT.

Para poder obtener resultados fiables y para que se produzca una adecuada oxidación de la materia orgánica es necesario que la planta de tratamiento biológico opere con unas condiciones óptimas de trabajo. Dentro de los principales factores operacionales y de diseño que afectan al rendimiento de la planta se adoptaron las siguientes indicaciones planteadas por la Empresa:

- La temperatura de operación en el reactor biológico se estableció en el margen comprendido entre 35 y 39 °C. Se evitaron cambios de temperatura importantes y bruscos al situar la planta en un recinto cerrado (interior del laboratorio).
- Se reguló el pH del licor mezcla mediante la adición de ácido de sulfúrico para poder mantener este parámetro entre 6,5 y 7,5.
- La concentración de oxígeno disuelto en el tanque de aireación se fijó entre 2 y 5 mg/l para asegurar una correcta oxigenación. Para ello, se llevó a cabo un control

periódico de los niveles de oxígeno disuelto en el licor mezcla, medidos con la sonda y ajustados mediante la regulación de los caudales de aire y mediante la limpieza habitual del difusor de vidrio fritado, para obtener de esta forma un aporte de aire suficiente para permitir el desarrollo bacteriano y la agitación del reactor.

- Se emplearon tiempos de retención hidráulicos de 15 días. Este tiempo de residencia tiene como objetivo asegurar una reducción máxima de la DQO del agua residual. Para conseguir este tiempo de residencia, se empleó una bomba peristáltica que proporciona un caudal estable y se procedió al recambio periódico de las conducciones de entrada del influente a la planta para asegurar una llegada uniforme de la alimentación al reactor.

- Se mantuvo una concentración de biomasa en el reactor suficientemente elevada (entre 3,0 y 4,5 g/l) como para permitir la depuración de las aguas residuales. Para ello, se procedió al control de la purga de los lodos activos manteniendo un tiempo de retención celular adecuado.

- Para poder obtener una biomasa en las mejores condiciones posibles se adicionó antiespumante para reducir la aparición de espumas y floculante al sistema ya que su uso proporciona una mayor floculación y sedimentación del fango al aumentar el tamaño y la densidad de los flóculos (Rattanakawin y Hogg, 2001).

- La concentración de carbón activo en el sistema se situó en el intervalo comprendido entre 3,5 y 4,5 g/l. Para mantener esos valores, se empleó una mezcla de carbón regenerado-carbón activo en una proporción de 20 a 1 para paliar las pérdidas de carbón producidas durante la retirada de lodos del reactor.

- Como parámetro de control del proceso PACT, la relación existente entre las concentraciones de carbón y la de biomasa debía estar comprendida entre 0,8 y 1,1.

- Se utilizaron altas relaciones de recirculación de los fangos para favorecer el flujo de los lodos a través de la conducción de recirculación y evitar así obstrucciones por la acumulación de sólidos en el tubo de ascensión al reactor.

- Las variables biomasa y tiempo de residencia hidráulico se ajustaron para poder obtener una relación F / M de $0,4 \text{ d}^{-1}$.

- Debido a que el influente de la planta piloto ha sido deficitario en fósforo y, en ocasiones, de nitrógeno se añadieron al tanque de aireación ácido fosfórico y sulfato amónico como nutrientes. Esta operación fue necesaria ya que el crecimiento de la biomasa se incrementa con los nutrientes y porque se pretende que el fósforo y el nitrógeno amoniacal del efluente procedente del proceso PACT alcancen unas concentraciones comprendidas entre 5-20 mg/l y 2-30 mg/l respectivamente.

5.1.4.- RESULTADOS DE DEPURACIÓN.

Para poder caracterizar el estudio sobre la degradación de las aguas residuales procedentes de la fabricación de primeras materias plásticas mediante un tratamiento PACT es necesario analizar una serie de parámetros experimentales que permitan posteriormente la evaluación del proceso ya que estas variables pueden afectar al rendimiento de la planta PACT. Los parámetros analíticos empleados durante la investigación fueron los siguientes:

- DQO del efluente (total y soluble).
- Temperatura del tanque de aireación.
- Potencial redox del reactor.
- pH del licor mezcla.
- Concentración de oxígeno disuelto (OD) en la cuba de aireación.

- Caudal de la alimentación y del efluente.
- Biomasa.
- Concentración de carbón activo en polvo (PAC).
- Nutrientes (fósforo y nitrógeno residuales).
- Fenol.
- Sólidos en suspensión, totales y fijos, a la salida de la planta piloto.
- Análisis microbiológico.

El programa de análisis de los parámetros empíricos se muestra en la tabla 5.2.

Tabla 5.2. Esquema de muestreo

Análisis	Frecuencia	Influente	Reactor	Efluente
DQO	3/semana	No	No	Sí
DQO soluble	1/semana	No	No	Sí
Caudal	5/semana	Sí	No	Sí
Temperatura	7/semana	No	Sí	No
Potencial redox	7/semana	No	Sí	No
pH	7/semana	No	Sí	No
Oxígeno disuelto	7/semana	No	Sí	No
Biomasa	3/semana	No	Sí	No
PAC	3/semana	No	Sí	No
Fósforo	1/semana	No	No	Sí
Nitrógeno amoniacal	1/semana	No	No	Sí
Nitrógeno total	1/semana	No	No	Sí
Fenol	1/semana	No	No	Sí
Sólidos suspensión totales	3/semana	No	No	Sí
Sólidos suspensión fijos	1/semana	No	No	Sí
Microbiológico	1/2 semanas	No	Sí	No

Los resultados experimentales pertenecientes a cada uno de los parámetros analizados durante las diferentes etapas de la investigación se muestran en las tablas de los apéndices y se comentan en los apartados 5.1-5.11.

De acuerdo con lo indicado en los fundamentos teóricos (apartado 2.4.), para el control del proceso PACT es necesario conocer una serie de parámetros que permitan su caracterización. Dichos parámetros se van a evaluar a partir de las variables analizadas en el laboratorio. Los parámetros de control estudiados fueron los siguientes:

- Tiempo de residencia hidráulico.
- Relación PAC / Biomasa.
- Relación alimento-microorganismos (relación F / M).
- Tiempo de retención celular.
- Rendimiento del proceso (% eliminación DQO).

5.1.5.- PUESTA EN MARCHA DEL SISTEMA.

Para comenzar el estudio del tratamiento biológico aerobio en la depuración de las aguas residuales procedentes de efluentes líquidos de la Planta de Producto

Intermedio (corriente principal de la Planta Industrial), se llevó a cabo un periodo inicial de puesta en funcionamiento de la planta piloto que consistió básicamente en empezar a generar la biomasa necesaria para la eliminación de la materia contaminante.

La opción de utilizar el procedimiento de “inóculo espontáneo” que consiste en emplear exclusivamente el agua residual a tratar y mantener el sistema en circuito cerrado, transportándose el efluente obtenido hasta el depósito de influente de tal forma que se permita cerrar el ciclo del agua en la planta, se descartó a pesar de las importantes ventajas que conlleva: evita problemas de competitividad entre especies que forman parte de inóculos de distinta procedencia y admite una mayor reproducibilidad de resultados. Para reproducir las condiciones de funcionamiento de la planta real se añadió directamente al reactor biológico una mezcla de biomasa y carbón activo procedente de la estación de tratamiento de agua residuales (TAR) que suministró la Empresa.

Para poner en funcionamiento el reactor se emplearon 3,7 l de mezcla de biomasa y carbón activo (volumen equivalente al volumen total de mezcla completa de la planta piloto) y se le añadieron 100 ml de agua residual. Para el llenado del sistema (volumen total de la instalación constituida por reactor biológico, sedimentador y conducciones: 5,42 l) fueron necesarios 11 días. El caudal que se utilizó en un principio era el caudal estimado para un tiempo de residencia hidráulico situado en 15 días aunque se aumentó ligeramente para poder disminuir la duración de carga de la planta con el agua residual influente. Junto con la operación de carga de la planta, se puso también en funcionamiento el sistema de adquisición de datos y control de la temperatura, potencial redox, pH y concentración de oxígeno disuelto.

5.1.6.- EVOLUCIÓN DE LA PLANTA.

5.1.6.1.- DQO.

Una vez completado el volumen total del sistema de líquido, la DQO del efluente y su correspondiente porcentaje de eliminación de este parámetro se muestran en las figuras 5.2 y 5.3.

Los resultados obtenidos en los días analizados y que comienzan desde el día siguiente a la salida del efluente muestran que, durante los primeros días de operación de la planta, se observan altos rendimientos de eliminación de DQO (95-98 %, DQO efluente en torno a 600 mg/l). A partir de las 2 semanas de funcionamiento de la planta piloto se observa un importante incremento en el valor de DQO, consecuencia del lavado del producto conservante de los lodos, puesto que el día 10 tuvo que incrementarse la biomasa en el reactor añadiendo fangos congelados.

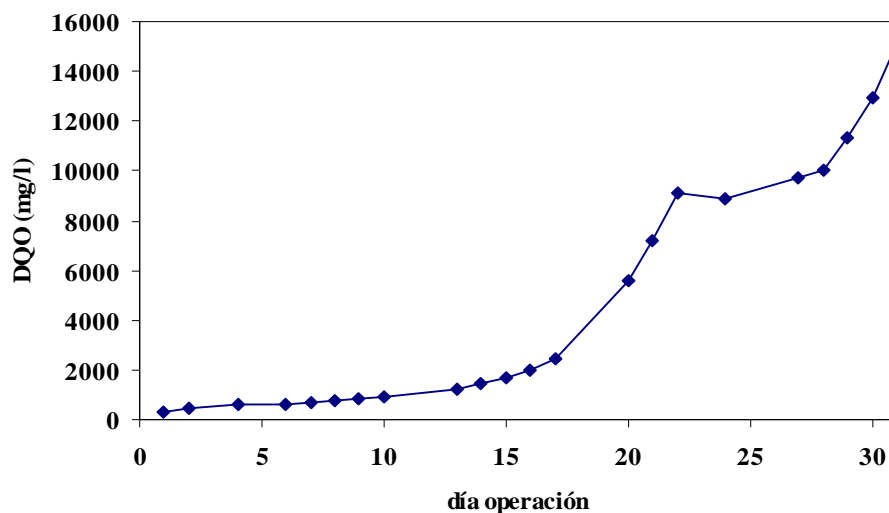


Figura 5.2. Evolución DQO del efluente.

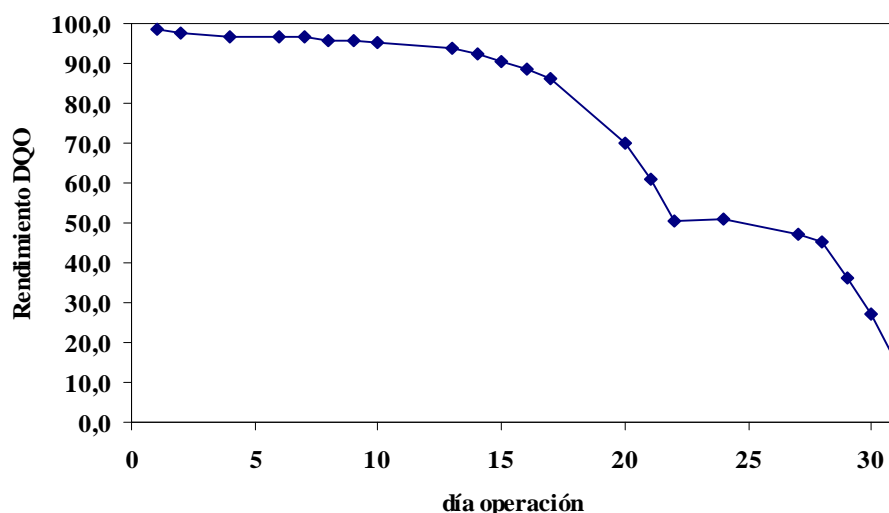


Figura 5.3. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

5.1.6.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Gracias a la instrumentación cedida por la Empresa, estos parámetros se han podido evaluar de manera óptima como consecuencia de la gran cantidad de datos aportados por los equipos (72 medidas diarias para cada variable). Para facilitar su estudio se ha optado por realizar un tratamiento matemático de las lecturas obtenidas en las diferentes sondas (disminuyéndose de esta forma la abundancia de información) que ha consistido en el cálculo de los valores medios diarios de las distintas magnitudes ya que se consideran representativos del comportamiento de cada uno de los parámetros.

En las figuras 5.4-5.7, se muestra el desarrollo experimentado por estas cuatro variables con el transcurso de los días. En la gráfica correspondiente a la temperatura (figura 5.4), se observa que este parámetro se situó en un valor medio cercano a los 20 °C de modo que la puesta en marcha de la planta piloto se realizó en la zona de

desarrollo de las bacterias mesofílicas, 20-50 °C. Al final de esta etapa, se varió la estabilidad térmica del sistema al incrementarse la temperatura para alcanzar las condiciones de operación (35-39 °C) previstas.

El potencial redox (figura 5.5) se situó en un valor negativo (inicio de anaerobiosis) y muy negativo (-500 mV) los días en los que el rendimiento de la planta (DQO) descendió. Sin embargo, debido al aumento del caudal de la recirculación efectuado el día 21 de operación se produjo un relativo aumento de esta variable. Esta subida en la recirculación (Martins *et al.*, 2004) tenía como finalidad, además de mejorar el transporte de los lodos biológicos, evitar el bulking filamentoso que se estaba produciendo y que provocaba zonas anaerobias dentro del sedimentador (mal olor) y la formación de masas gelatinosas características de las bacterias filamentosas.

En la evolución experimentada por el pH en el licor mezcla (figura 5.6) se observa que este parámetro se encontró estabilizado en torno a 9,0-9,5 antes de procederse a su ajuste, con la adición de ácido sulfúrico al reactor, en el intervalo comprendido entre 7,0-7,5. Los valores mostrados indican que los microorganismos presentes en el reactor tienden a subir el pH del medio debido a su naturaleza ligeramente alcalófila (Madigan *et al.*, 2004). La producción de compuestos básicos y fenómenos como la desnitrificación podrían acentuar la gasificación del medio.

El aporte de aire al sistema de fangos activos debe de ser suficiente para cumplir los siguientes objetivos:

- oxidar eficientemente la materia orgánica por parte de los microorganismos
- permitir el crecimiento de la biomasa
- favorecer la respiración endógena de las bacterias
- proporcionar una buena agitación

De acuerdo con estos requerimientos, la concentración de oxígeno en el tanque de aireación debe ser superior a 2 mg/l (White, 1978; Palm *et al.*, 1980) para favorecer el desarrollo de las bacterias formadoras de flóculos y evitar de esta manera la aparición de organismos filamentosos que pueden provocar la formación de bulking filamentoso. Aunque, en la práctica, valores por encima de 4 mg/l no suponen ventajas en el proceso, la concentración de OD (tal y como se puede apreciar en la figura 5.7) se mantuvo durante los días de operación entre 2,0 y 8,0 mg/l. La concentración de oxígeno disuelto en el tanque presenta lógicas variaciones en el transcurso de la experimentación como consecuencia de las oscilaciones en la concentración de biomasa fundamentalmente (consumo de oxígeno por parte de los microorganismos), de las fluctuaciones de la temperatura en el interior de la cuba de aireación (la solubilidad del oxígeno disminuye con la temperatura), de la concentración salina en el licor mezcla (la solubilidad del oxígeno disminuye con la salinidad) y de la presión atmosférica (la solubilidad de un gas en un líquido aumenta con la presión parcial). A pesar de trabajar con altos valores de oxígeno disuelto, que ocasionaban la formación de espumas en la superficie del reactor, estas concentraciones no se consideran correctas por estar en contradicción con los datos del potencial redox, cuyo valor negativo (ya comentado) indica ambiente anaerobio. Los datos obtenidos para el OD fueron tomados en la superficie del reactor pero, posteriores comprobaciones, indicaron que en la parte inferior del mismo y en el decantador la concentración de oxígeno era muy inferior a la detectada en superficie, originándose una situación de anaerobiosis.

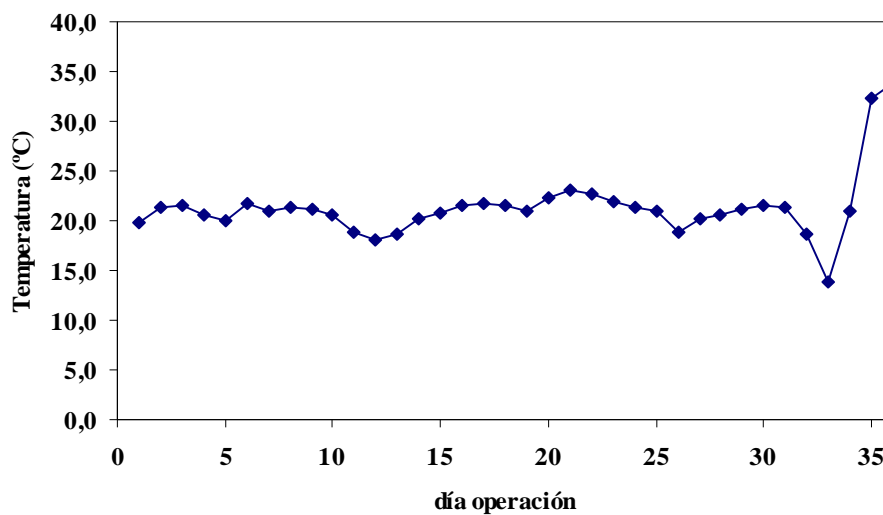


Figura 5.4. Evolución de la temperatura.

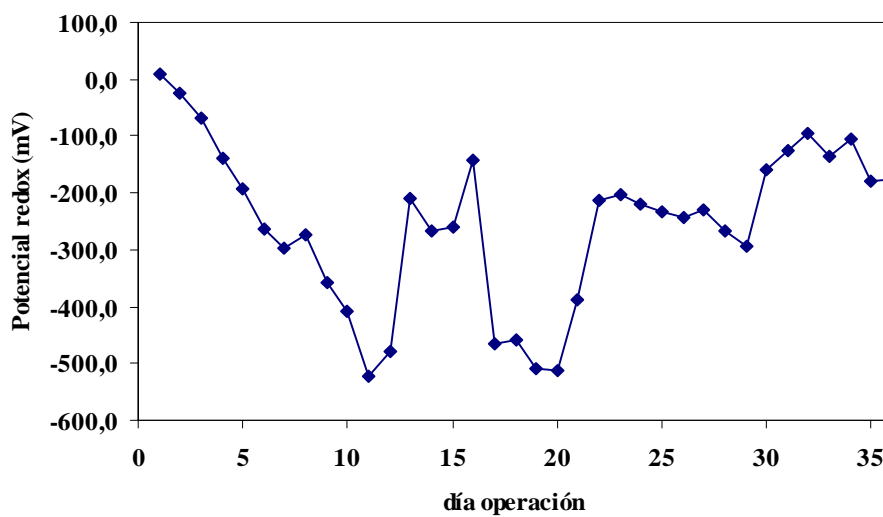


Figura 5.5. Evolución del potencial redox.

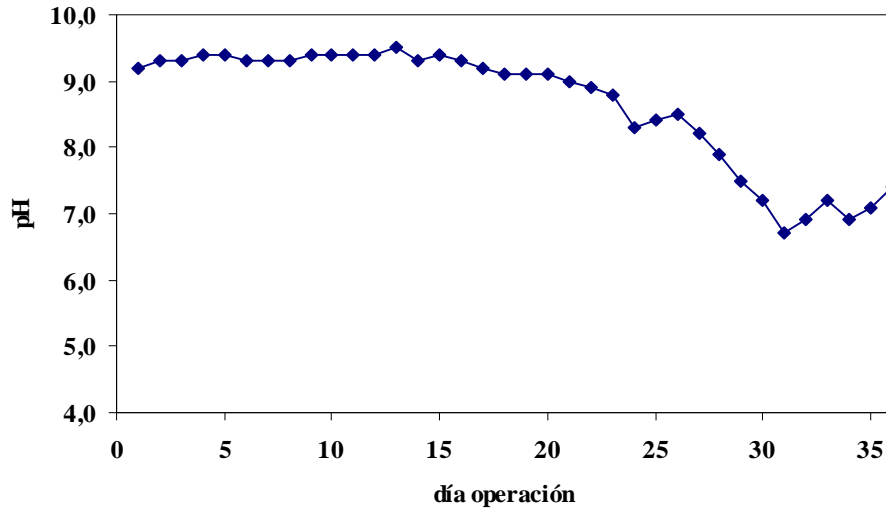


Figura 5.6. Evolución del pH.

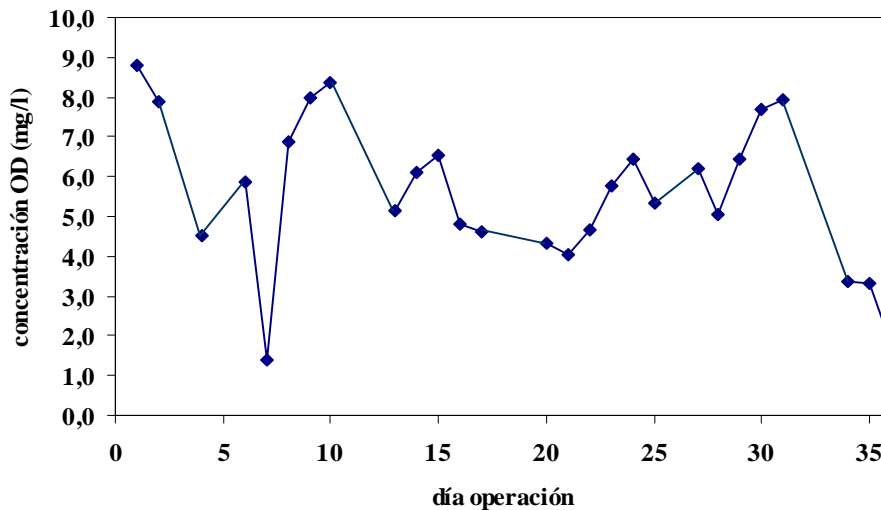


Figura 5.7. Evolución del oxígeno disuelto.

5.1.6.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

El tiempo de residencia hidráulico del influente (θ) que se ha empleado durante la puesta en marcha de la planta se adecuó hasta alcanzar el valor fijado para la reproducción de este parámetro: 15 días. Este valor es tan alto debido principalmente a la gran concentración de materia orgánica presente en el agua residual que ocasiona una permanencia del efluente en el reactor elevada para poder obtener unos rendimientos en la depuración ventajosos.

En la figura 5.8 se encuentran representados los datos del tiempo de residencia hidráulico obtenidos en esta etapa. Para poder alcanzar un θ de 15 días en un volumen de mezcla completa de 3,75 l es necesario, según la ecuación [2.1], emplear un caudal de alimentación de 0,174 ml/min y una bomba peristáltica que proporcione valores tan pequeños. La bomba empleada durante la investigación, Ismatec MV-CA/4, permitió un ajuste satisfactorio al reproducir adecuadamente las condiciones de operación deseadas.

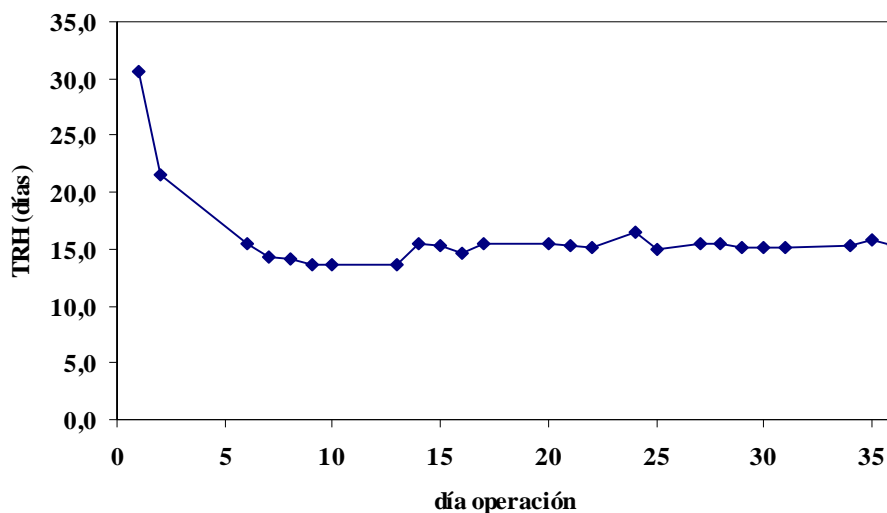


Figura 5.8. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

5.1.6.4.- CONCENTRACIONES DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Una vez completada la operación de llenado de la planta piloto se procedió a ajustar la cantidad de biomasa y carbón existente para poder cumplir las condiciones de operación fijadas (concentración de biomasa entre 3000 y 4500 mg/l y concentración de PAC entre 3500 y 4500 mg/l). Las concentraciones de carbón (figura 5.9) y de biomasa (figura 5.10) resultaron difíciles de ajustar al valor de operación requerido. Este hecho se atribuye a la clara formación de bulking filamentoso (ver apartado 5.1.6.6) que produce una pérdida de densidad de la biomasa y carbón por efecto “puente” entre flóculos. En estas condiciones no es posible alcanzar las concentraciones de biomasa y carbón de la planta real. El bulking filamentoso se atribuye a la baja concentración de oxígeno medida en la parte inferior del decantador. Se considera que en el reactor la concentración de oxígeno también era baja (puesto que el potencial redox era negativo) y, como se ha comentado, las medidas de OD no reflejaban adecuadamente la concentración en el tanque.

Para poder realizar el ajuste del PAC, se añadía al reactor biológico el carbón necesario hasta situar el parámetro en los márgenes previstos, manteniendo la proporción recomendada de carbón regenerado-carbón activo virgen. El carbón regenerado empleado durante la investigación fue enviado en estado de suspensión por la Empresa procedente de la unidad WAR (Wet Air Regeneration) de su planta de tratamiento de aguas residuales mientras que el carbón virgen también fue suministrado por la misma empresa y se encontraba formando parte de una disolución acuosa. Para evitar la variación de volúmenes al añadir el carbón, se optó por desecar a 105 °C todo el carbón enviado y poder adicionarlo posteriormente al reactor de forma sólida y exento de líquido.

En la gráfica 5.10 puede apreciarse que la concentración de biomasa en la puesta en marcha decayó debido, probablemente, a una modificación de las condiciones ambientales en la planta piloto respecto a la planta real, especialmente temperatura y oxígeno disuelto.

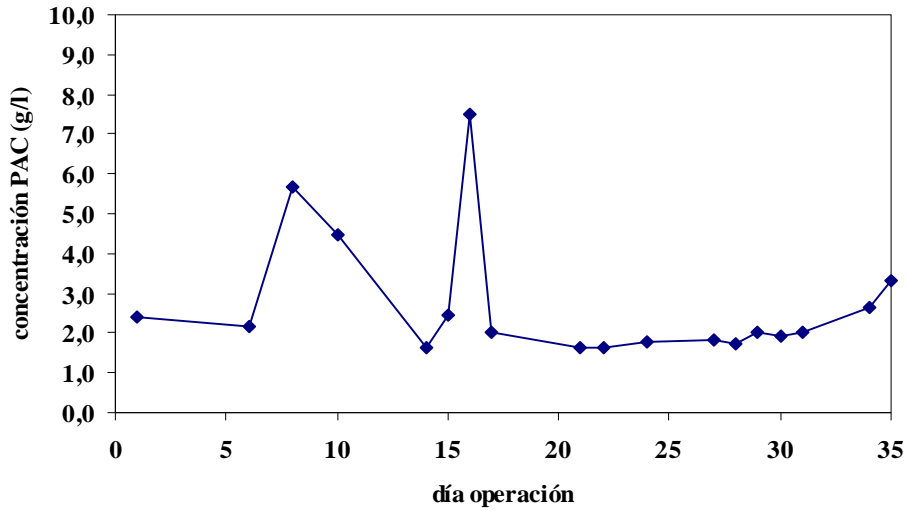


Figura 5.9. Evolución de la concentración de carbón.

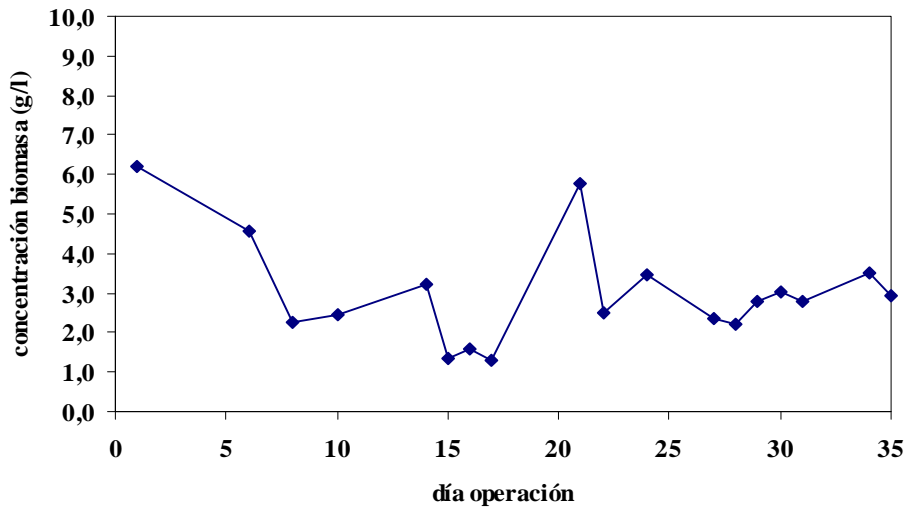


Figura 5.10. Evolución de la concentración de biomasa.

Los valores obtenidos para la relación PAC / Biomasa (figura 5.11) presentaron una importante variación de unos días a otros y en algunos casos fueron muy diferentes a los que se deberían de emplear para poder reproducir el parámetro ($\text{PAC} / \text{Biomasa} = 0,8-1,1$). Estas diferencias atribuidas, en parte, a la dificultad en el ajuste del carbón y de la biomasa también fueron debidas al procedimiento analítico realizado para la determinación de estos parámetros. Experimentalmente, se pudo comprobar que durante la toma de muestra en el reactor existían zonas donde la concentración de sólidos era distinta de manera que cuando se extraía del tanque una porción de líquido para analizar su contenido de PAC y de biomasa éste mostraba unos valores no representativos de la situación del sistema. Además, para una misma muestra se observó que podía haber diferencias significativas en las concentraciones de modo que para evitar mediciones incorrectas se realizó desde entonces duplicados de las muestras para el análisis y se procuró que el reactor se encontrase en un estado de homogeneización adecuado.

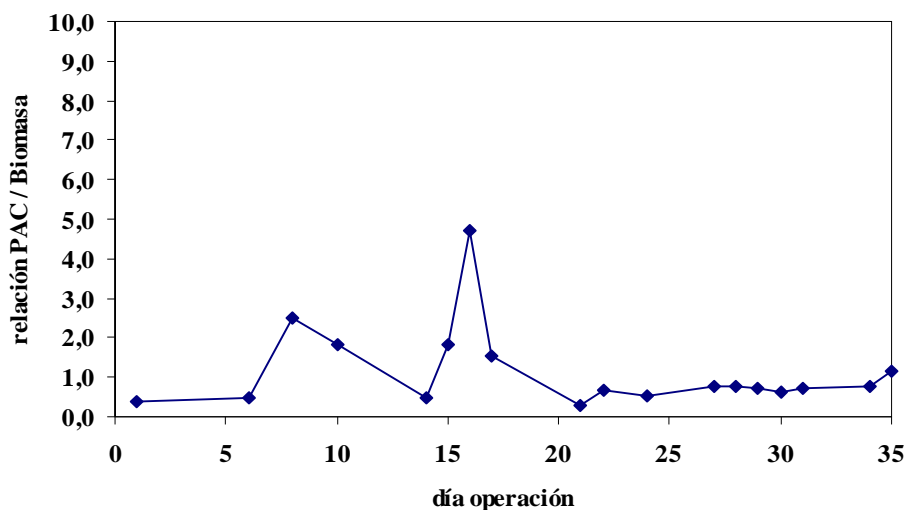


Figura 5.11. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

5.1.6.5.- RELACIÓN F / M.

Los valores obtenidos para este parámetro de acuerdo con la expresión [2.2] durante el periodo de puesta en marcha se situaron normalmente dentro del margen considerado como adecuado para una planta de fangos activos con un comportamiento de mezcla completa: relación F / M = 0,2-0,6 d⁻¹ (Ramalho, 1996; Metcalf & Eddy, 2000).

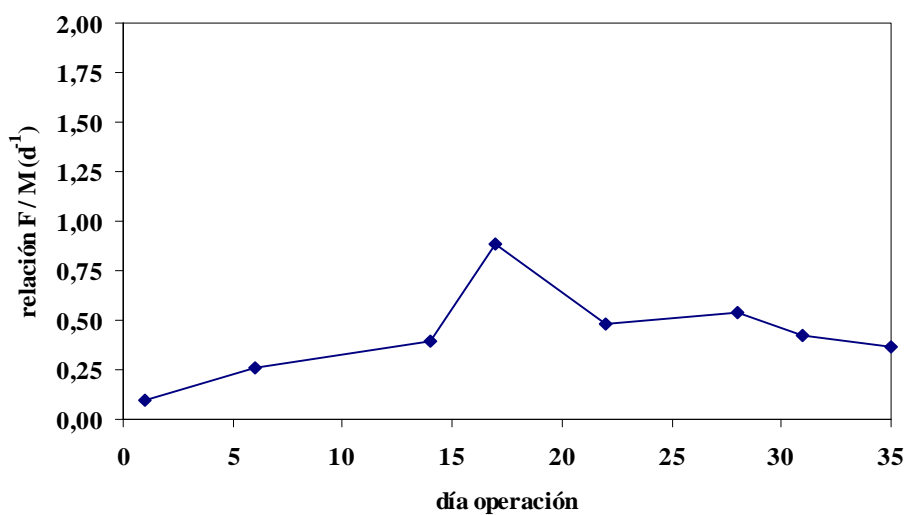


Figura 5.12. Evolución de la relación F / M.

5.1.6.6.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

El estudio microscópico de la biomasa de un proceso biológico puede resultar una herramienta muy útil ya que permite seguir el desarrollo del tratamiento y explicar, en muchos casos, las causas de los resultados obtenidos en la planta depuradora. En esta

y en las demás etapas que componen este trabajo de investigación, el microscopio de contraste de fases fue empleado para estimar la composición y morfología del flóculo, la presencia de bacterias filamentosas y la diversificación microbiana con la existencia de partículas dispersas tales como bacterias libres y otros organismos más grandes como protozoos, hongos o levaduras. Para favorecer y mejorar este análisis se optó además por realizar una tinción de Gram a las muestras extraídas del reactor biológico para comprobar la respuesta de las distintas especies bacterianas a este tipo de tinción.

Intentar identificar un microorganismo solamente a partir de una inspección microscópica no es posible puesto que para la completa caracterización es necesario conocer también su ecofisiología. El comportamiento que presenta la especie a diferentes tinciones y ensayos bioquímicos y el empleo de técnicas moleculares basadas en el análisis del ADN y el ARN permiten una identificación correcta de las poblaciones que componen el fango activo. Como únicamente se emplearon determinaciones morfológicas durante todos los estudios realizados, la identificación de un organismo específico está en segundo plano (Martins *et al.*, 2004), los datos obtenidos del análisis microbiológico deben ser interpretados con precaución porque pueden llevar a tomar conclusiones incorrectas.

En las muestras del tanque de aireación y del decantador con esponjamiento de lodos que fueron inspeccionadas al microscopio óptico pudo apreciarse la presencia clara de bacterias filamentosas (figuras 5.13 y 5.14). Las bajas concentraciones de oxígeno disuelto y/o la deficiencia de nutrientes (condiciones observadas en la planta piloto) pudieron ser causas, entre otras, que favorecieron la aparición de bulking filamentoso (Wanner y Grau, 1989; Martins *et al.*, 2003). Según el procedimiento descrito por Eikelboom (1975), las características morfológicas de los filamentos (presencia de vaina, sin motilidad, no muestra bifurcaciones, filamentos de longitud variable y con forma curvada, Gram +, bacilos en el interior de los filamentos, ausencia de inclusiones celulares) provocaron un efecto puente entre los flóculos (figuras 5.15 y 5.16) que impidió que las concentraciones de biomasa y carbón activo alcanzasen los valores deseados.

Debido a la gran cantidad de bacterias filamentosas identificadas en la actualidad y a la diversidad de fuentes y condiciones de operación que pueden originar un aumento en la población bacteriana con estructura filamentosa y/o un cambio en su morfología (Eikelboom, 1975 y 1977; Wanner y Grau, 1989; Jenkins *et al.* 1993) no parece posible intentar identificar un organismo filamentoso mediante un examen al microscopio. Por estas razones se ha preferido realizar una descripción morfológica de estos microorganismos que, por otro lado, seguramente forman parte de una compleja comunidad en el reactor biológico.

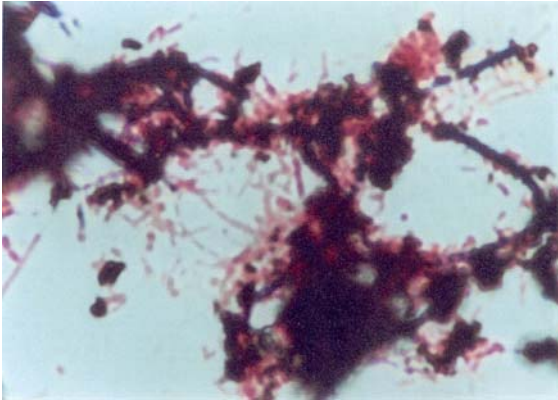


Figura 5.13.: X 1000

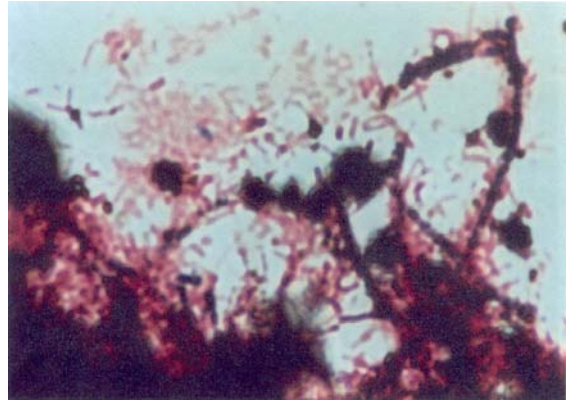


Figura 5.14.: X 1000

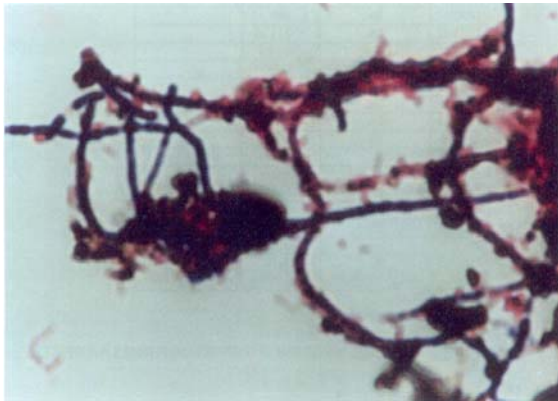


Figura 5.15.: X 1000

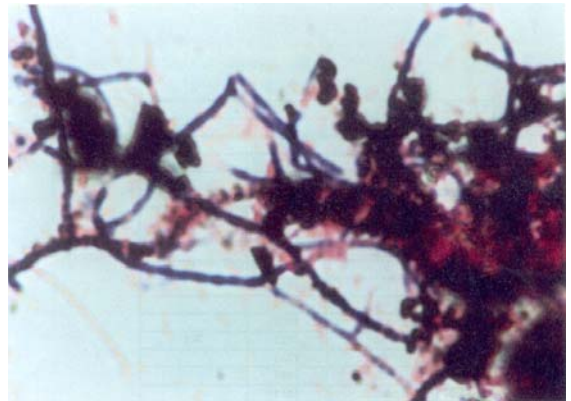


Figura 5.16.: X 1000

5.2.- PROCESO PACT A DIFERENTES TEMPERATURAS: OPERACIÓN A 35-39 °C y TRATAMIENTO A 45-48°C.

Para alcanzar y reproducir las condiciones de operación de la planta piloto PACT en un intervalo de temperatura en el reactor biológico comprendido entre 35 y 39 °C se decidió una nueva puesta en marcha debido a los problemas surgidos de importante aumento de DQO y “bulking” filamentoso, consecuencia de las defectuosas condiciones de agitación y oxigenación. Para ello, se procedió a la parada total de la planta y a la recogida de toda la biomasa presente en la estación depuradora piloto. Para el arranque del sistema, se añadió biomasa procedente del envío inicial efectuado por la entidad industrial y que se mantenía conservada a -20°C. En el llenado de la planta se utilizó toda la biomasa anteriormente mencionada, 3080 ml, dos adiciones de 670 y 500 ml de la disolución de carbón activo virgen recibido, 260 ml de efluente procedente de los ensayos anteriores e influente. El caudal se ajustó al triple para alcanzar más rápidamente el nivel total del sistema.

Para esta nueva puesta en marcha, se decidió desde el principio adoptar las medidas necesarias encaminadas a reproducir las condiciones de trabajo expuestas en el apartado 5.1.3. Así, para la temperatura, pH, tiempo de retención hidráulico, oxígeno disuelto y concentración de floculante se realizaron de inmediato las oportunas correcciones. Por otro lado, para poder alcanzar los niveles pretendidos de nitrógeno amoniacal y de fósforo residual en el efluente, también comenzaron a añadirse nutrientes al reactor (sulfato amónico, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, y ácido fosfórico, H_3PO_4) ya que se comprobó en el estudio anterior que las concentraciones de nitrógeno amoniacal y del fósforo en el efluente eran insuficientes. Asimismo, se empezaron también a adicionar las dosis de antiespumante que se necesitan para cumplir el nivel requerido por la Empresa. La cantidad añadida de antiespumante (aportado por la empresa) permitía mantener la concentración de este aditivo en 25 ppm. El aporte se realizó desde el primer momento ya que, en la anterior puesta en marcha, se observó la aparición de espumas cuando se incrementó la temperatura del licor mezcla.

Una vez observado el comportamiento del sistema para una temperatura del tanque de aireación situada en torno a 35-39 °C, se procedió a elevar la temperatura del sistema hasta los 45-48 °C. Para la realización del estudio del proceso PACT a esta temperatura, se realizaron las modificaciones oportunas de las variables temperatura, tiempo de residencia hidráulico y tiempo de retención celular mientras que el resto de parámetros estudiados se mantuvieron según lo previsto en el apartado 5.1.4. Las medidas llevadas a cabo para reproducir las condiciones de operación deseadas para este periodo de la investigación fueron las siguientes:

- subida de la temperatura del reactor biológico desde los 35-39 °C hasta los 45-48 °C
- aumento del caudal del influente para reducir el tiempo de residencia hidráulico hasta los 10-12 días
- disminución del caudal de eliminación de lodos para elevar el tiempo de retención celular a 15-16 días.

5.2.1.- DQO.

Para una temperatura de operación comprendida entre 35-39 °C, los resultados obtenidos en los análisis realizados una vez que comenzó a obtenerse efluente de la planta se observan en la figura 5.17 y apartado 2.2 del apéndice II (los días de operación

se contabilizan a partir del día de llenado de la planta, por tanto, el primer día corresponde al quinto día de funcionamiento de la planta).

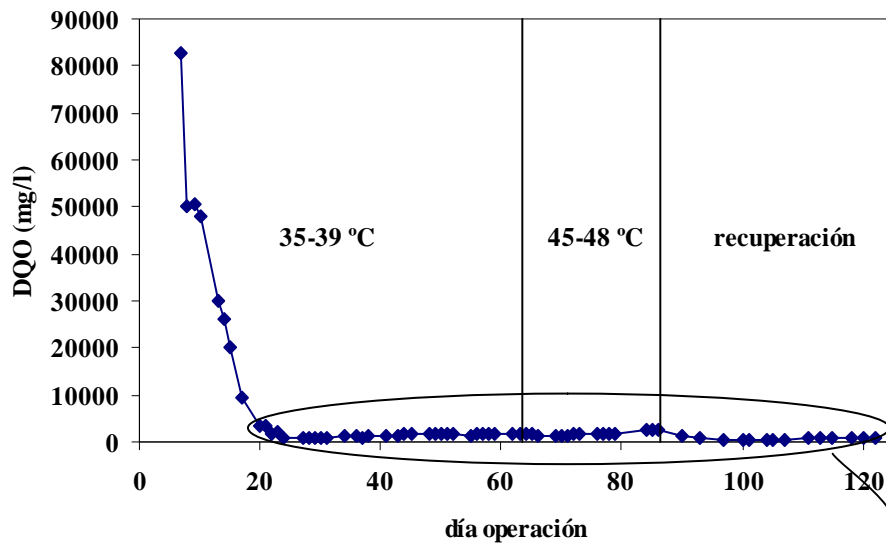


Figura 5.17. Evolución DQO del efluente.

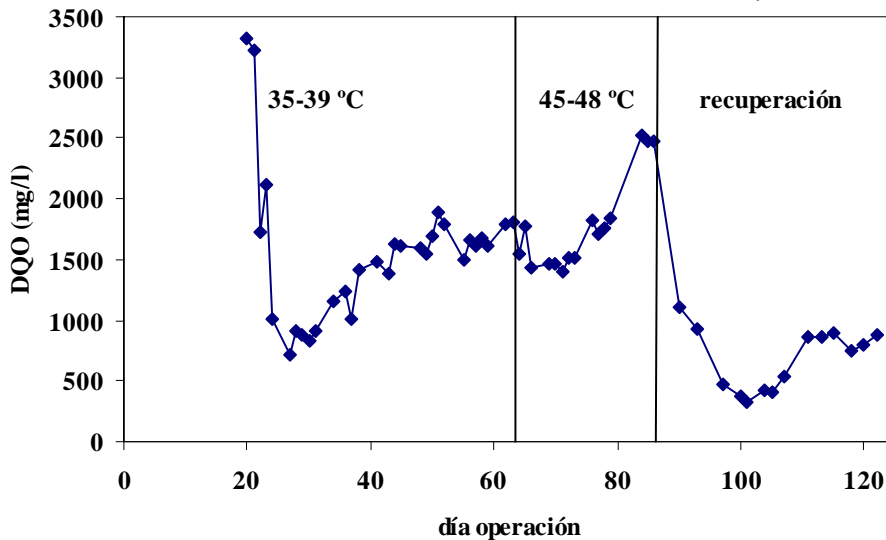


Figura 5.17 ampliada. Evolución DQO del efluente a partir del día 20 de operación.

Los valores de DQO del efluente obtenidos durante los primeros días se alejaron de las concentraciones deseadas. Estas concentraciones anómalas se deben a las contribuciones a la DQO del efluente del aditivo químico presente en el sistema y que es empleado para conservar la biomasa y a la salida a través del efluente de carbón activo poblado de microorganismos que se podía observar en el decantador a pesar de no apreciarse la presencia de bulking filamentoso.

Estos valores también fueron elevados porque hasta entonces no se había tenido en consideración el efecto que provoca la evaporación que se produce en la planta como consecuencia de las condiciones de operación empleadas: caudales de entrada muy bajos (planta de pequeño volumen) y temperaturas cercanas a los 39 °C. Debido a esta

evaporación, se produce una concentración de materia orgánica contaminante en el reactor que la biomasa existente en el mismo no es capaz de degradar, dando lugar a altas concentraciones de DQO en el efluente. Para evitar esta situación, se decidió utilizar agua para compensar las pérdidas que tienen lugar por evaporación. A través de una conducción independiente de la entrada de influente, el agua se introducía al reactor mediante una de las tres vías libres de la bomba peristáltica disponible. Con este procedimiento, pretendía reducirse en todo lo posible el aumento de concentración de materia orgánica contaminante presente en el tanque y que la planta operase realmente con una alimentación de 19000 mg/l de DQO. Los resultados obtenidos en los días posteriores indican que la respuesta de la biomasa a este nuevo modo de operación es satisfactoria puesto que el valor en la DQO del efluente disminuye progresivamente hasta alcanzar un valor medio de 800 mg/l (figura 5.17 ampliada).

Como puede apreciarse en la gráfica (figura 5.17 ampliada), estas concentraciones aumentaron significativamente hasta 1500-1700 mg/l como consecuencia de la turbidez que ha existido en el decantador y atribuida a la presencia de bacterias libres observadas al microscopio y al cambio en la composición del influente por la utilización de una nueva partida de agua residual (día 32 de operación).

Para poder comprobar que la turbidez era responsable de estos valores se analizó, con una frecuencia semanal, la DQO soluble de muestras de efluente (tabla 5.3). La DQO soluble mide principalmente la cantidad de materia de naturaleza orgánica biodegradable y refractaria que se encuentra presente en una muestra líquida que ha sido previamente filtrada sobre un filtro de 0,45 μm de diámetro poro. Con esta separación física, lo que se pretende es retener toda aquella sustancia sólida con un tamaño superior (microorganismos) y obtener un líquido que va a contener la fracción del agua residual influente que no ha podido ser tratada adecuadamente en el proceso PACT y compuestos orgánicos que han sido liberados al medio líquido procedente del metabolismo del sustrato (generalmente con el crecimiento de la biomasa) y de la lisis celular (SMP, soluble microbial products; Barker y Stuckey, 1999). A pesar de que la planta piloto experimentó un comportamiento análogo durante estos días (los parámetros analíticos y de control son similares), sin embargo, se apreció un empobrecimiento en la calidad del efluente (aumento de la DQO soluble, tabla 5.3) debido posiblemente a la introducción en el reactor de una nueva partida de influente que presentaba unas características orgánicas superiores a las empleadas hasta este momento.

Tabla 5.3. DQO total y soluble del efluente.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)
45	1627	266
51	1699	727
63	1788	760

La evolución que ha experimentado el rendimiento de eliminación de la DQO se muestra en la gráfica 5.18 y en ella puede apreciarse que cuando la planta alcanzó el estado estacionario (se consideró que el sistema operaba bajo régimen estacionario cuando la DQO del efluente mostraba durante dos semanas unos resultados estables) este parámetro presentaba una alta estabilidad y unos porcentajes comprendidos entre el 91 y el 93 %. Estos excelentes resultados, impensables en cualquier tratamiento biológico convencional (Metcalf & Eddy, 2000), ponen de manifiesto que el proceso

PACT aplicado a las aguas residuales generadas en la fabricación de primeras materias plásticas resulta muy adecuado. Hay que resaltar los resultados obtenidos en cuanto a reducción de DQO (materia orgánica): el valor en influente es 19000 mg/l y mediante el proceso PACT se reduce a 800-1700 mg/l (91-93 % de eliminación), resultados espectaculares, teniendo en cuenta que se trata de un agua residual real procedente de fabricación de plásticos.

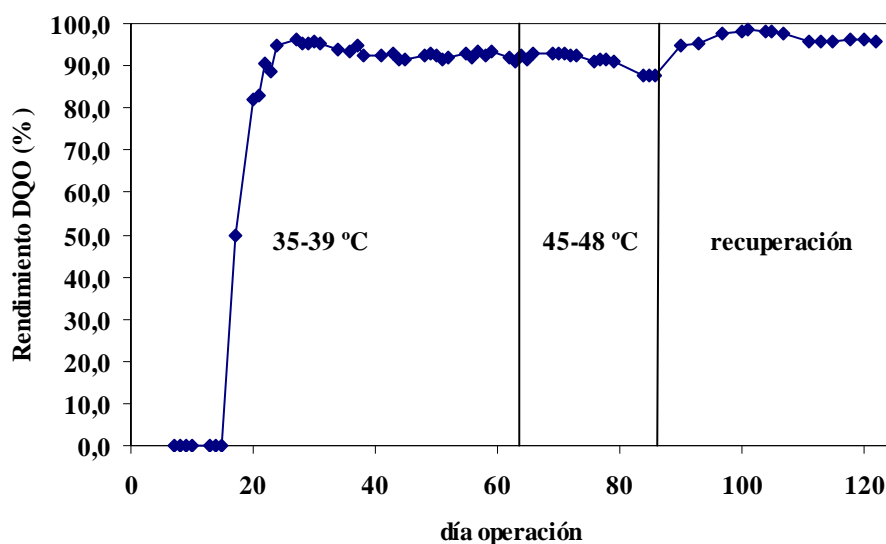


Figura 5.18. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

Para una temperatura del licor mezcla fijada entre 45 y 48 °C, los resultados alcanzados para la DQO durante la experimentación (figura 5.17) sugieren que cuando la planta piloto opera durante unos días con una temperatura elevada (45-48 °C) se produce un claro aumento del valor de DQO. Si se prolonga este modo de operación, el proceso PACT al final resulta dañado ya que ofrece una peor calidad del efluente atribuido a la subida de la DQO y al aumento observado en la turbidez (Tripathi y Allen, 1999; Suvilampi y Rintala, 2002; Vogelaar *et al.*, 2002 a,b; Suvilampi *et al.*, 2005). En general, las partículas dispersas como las bacterias libres y materia coloidal se incrementaron como consecuencia del descenso en la floculación de los fangos y a una peor sedimentación de los lodos biológicos al elevar la temperatura en el reactor.

La DQO total de una muestra del efluente mide la materia orgánica suspendida, DQO suspendida, la fracción coloidal presente en el agua, DQO coloidal, y la porción soluble, DQO soluble:

$$\text{DQO total} = \text{DQO suspendida} + \text{DQO coloidal} + \text{DQOO soluble}$$

Según los resultados obtenidos en el proceso aerobio mesofílico a 35-39 °C y a 45-48 °C, tabla 5.4, se observa un aumento en la DQO (total) del efluente cuando la planta piloto se encontró a 45-48 °C debido a la subida de la DQO suspendida y coloidal ya que se produjo un incremento en el número de bacterias libres en el líquido y una mayor liberación de sustancias biopoliméricas no solubles.

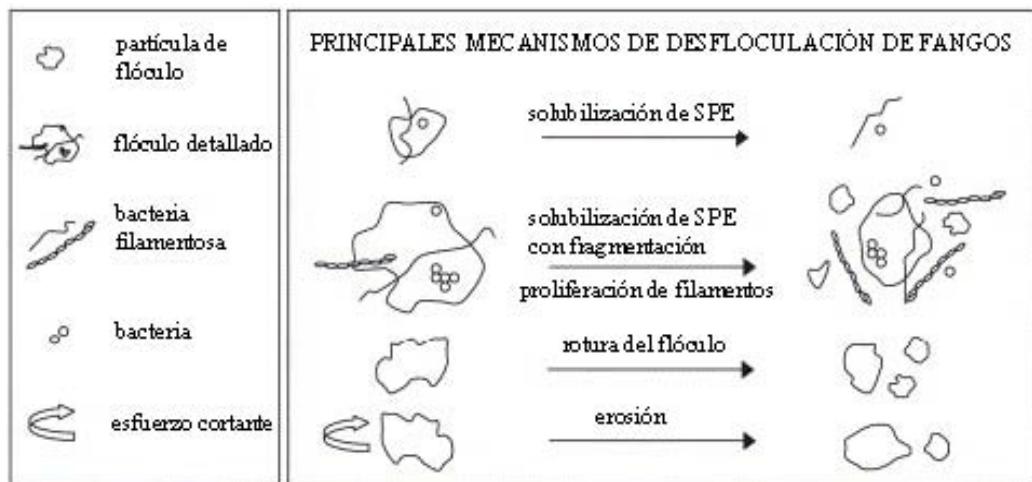
Tabla 5.4. DQO total y soluble en el proceso PACT a diferentes temperaturas.

	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento DQO soluble (%)
Temperatura 35-39 °C	1702 ± 116	743 ± 23	96,0
Temperatura 45-48 °C	2489 ± 33	552	97,0

A pesar de haberse aumentado la carga orgánica en el sistema con la bajada del TRH a 10-12 días, los valores de la tabla 5.4 muestran que cuando el reactor está a 45-48 °C se puede eliminar, al menos, la misma DQO soluble que cuando se emplean temperaturas más bajas debido a que las bacterias aerobias del tanque de aireación son capaces de utilizar los compuestos presentes en el agua residual pudiéndose asumir entonces que estos microorganismos en estos intervalos de temperatura degradan la materia contaminante adecuadamente. Para un sistema de fangos activos convencional y aguas residuales con una elevada biodegradabilidad de la DQO soluble (en torno al 90 %) se han obtenido conclusiones análogas (Suvilampi y Rintala, 2002; Vogelaar *et al.*, 2003; Suvilampi *et al.*, 2005) y solamente cuando el influente resulta más difícil de degradar (efluentes procedentes de la industria farmacéutica o del procesado del papel) es cuando la DQO soluble es menor para temperaturas más bajas de operación (LaPara *et al.*, 2001, Vogelaar *et al.*, 2002; Morgan-Sagastume y Allen, 2003).

El incremento de la turbidez y de la DQO suspendida y coloidal así como el descenso en la concentración de biomasa al cambiar la temperatura de operación (situaciones observadas en la planta piloto) demuestran que la desfloculación ocurre (Morgan-Sagastume y Allen, 2005). Estos autores proponen una serie de mecanismos de desfloculación cuando se produce un cambio en la temperatura del reactor de 30 a 45 °C (figura 5.19) y manifiestan que esta descomposición del floculo puede ocurrir:

- por rotura directa del mismo
- por solubilización de sustancias poliméricas extracelulares (SPE) del floculo
- y/o por el desprendimiento de pequeñas partículas de un floculo estructuralmente debilitado debido a la erosión por el esfuerzo cortante (Mikkelsen, 2001).

**Figura 5.19.** Mecanismos propuestos de desfloculación de fangos activos (Morgan-Sagastume y Allen, 2005).

Aunque en la práctica es muy difícil determinar la participación de estos tres procesos en la desfloculación, la subida de la turbidez (bacterias libres) y de la fracción no soluble en la DQO (materia en suspensión) sugiere que esta desintegración ocurre principalmente por la liberación de compuestos orgánicos extracelulares del floculo y, probablemente, por la fragmentación del mismo.

Al principio de esta investigación para una temperatura de operación de 45-48 °C se ha observado que cuando se subió la temperatura y para concentraciones bajas de biomasa se han alcanzado rendimientos de eliminación de la DQO similares de modo que el deterioro del fango activo y, por consiguiente, de la DQO del efluente no es debido a que no se degrade el agua residual influente sino que se corresponde a la desfloculación. Perturbaciones o condiciones de stress tales como la variación en la concentración del oxígeno disuelto, en el pH, en la temperatura o en el cambio en la carga del sustrato pueden ser causas de la desfloculación de los fangos activos. Esta desfloculación está caracterizada por factores físico-químicos (turbidez, DQO suspendida y coloidal) y microbiológicos (composición de la biomasa del reactor, concentración), por tanto, el conocimiento de la existencia de este fenómeno puede servir para evitar situaciones que impliquen un deterioro del proceso de depuración de las aguas residuales.

Una vez finalizado el estudio correspondiente a la reproducción del comportamiento de la planta industrial (variación de la temperatura en el proceso PACT desde los 35-39 °C hasta los 45-48 °C) se procedió a repetir el modo de operación contemplado en el apartado 5.1.4. para poder recuperar y estabilizar el sistema con las condiciones normales de operación.

En esta etapa, los valores obtenidos en la DQO del efluente (figura 5.17) descendieron rápidamente y alcanzaron concentraciones por debajo de los 1000 mg/l, incluso entre 300 y 500 mg/l, siendo la DQO soluble similar a la DQO del efluente (apartado 2.2 del apéndice II). Durante estos días de funcionamiento, se observó una escasa turbidez en el decantador presentando el líquido a la salida de la planta una tenue tonalidad amarillenta. Este valor tan bajo en la demanda química de oxígeno del efluente y la casi coincidencia entre DQO total y soluble se debe a la gran escasez de bacterias libres en el fluido y, posiblemente, al descenso de compuestos solubles microbianos. Numerosas investigaciones han demostrado que la mayoría de la materia orgánica soluble en los efluentes procedentes de tratamientos biológicos son sustancias procedentes de naturaleza microbiológica (Barker y Stuckey, 1999) y que las condiciones de operación del sistema, las características de la alimentación y el tipo de proceso resultan fundamentales en la producción de compuestos solubles microbianos. Es interesante e importante conseguir que esta fracción sea lo más pequeña posible ya que se ha comprobado que grandes cantidades de polímeros extracelulares están asociadas a condiciones pobres de sedimentación y de floculación (Chudoba, 1985; Urbain *et al.*, 1993) y una de las diferentes tecnologías biológicas que permite una mayor eliminación de este tipo de compuestos es la utilización de carbón activo (Barker y Stuckey, 1999).

Posteriormente, con el transcurso de la investigación pudo observarse que el parámetro experimentó un ligero aumento hasta 750-900 mg/l debido a la aparición de turbidez en el sedimentador aunque se consiguió la estabilización de la planta (la condición de estado estacionario del reactor fue determinada a partir de los valores de la DQO).

Los resultados obtenidos en el rendimiento de eliminación de DQO en esta fase (figura 5.18) mostraron los máximos porcentajes de eliminación: 95-98 %. Los datos en los que se obtiene una mayor depuración correspondían al periodo de tiempo en el que

se observaron una baja concentración de bacterias libres mientras que los porcentajes una vez estabilizada la planta serían los situados en el 95 % de eliminación de DQO.

5.2.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Para poder conseguir el intervalo de temperaturas deseado en el reactor biológico (35-39 °C), se empleó un intercambiador de calor exterior conectado a un termostato. Las temperaturas que se lograron alcanzar en los días de operación (figura 5.20) se encontraron normalmente dentro del margen previsto.

En ocasiones, este parámetro experimentó ligeras oscilaciones debidas a que el control en la planta piloto fue difícil, puesto que la variación en la temperatura ambiente repercutía en la temperatura del sistema como consecuencia del pequeño tamaño del tanque de oxidación.

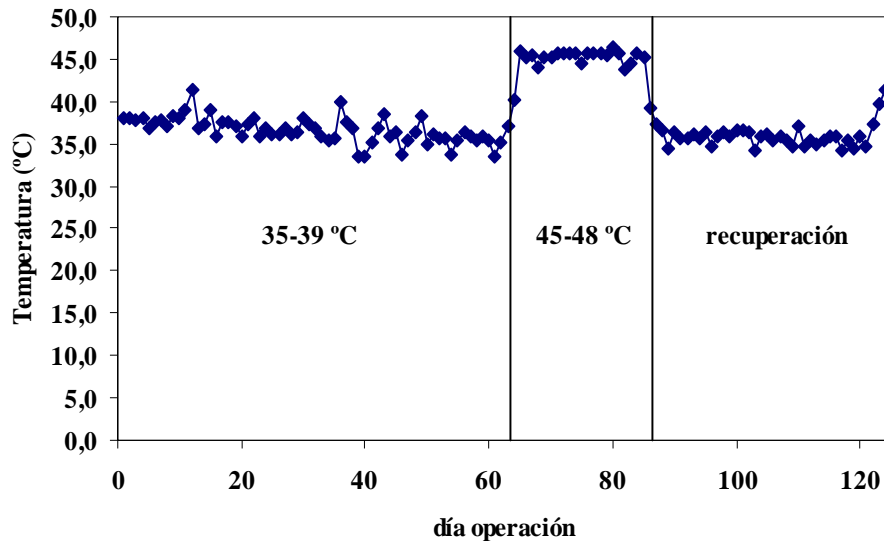


Figura 5.20. Evolución de la temperatura.

Como puede apreciarse en la figura 5.20, todos los valores de temperatura se encontraron comprendidos en el margen previsto para la operación del proceso PACT a 45-48 °C.

Para la recuperación de la planta en la que se pretendía alcanzar el régimen de operación requerido, se disminuyó la temperatura del reactor biológico hasta situarla dentro del margen de 35-39 °C (figura 5.20).

Con la nueva puesta en marcha de la planta piloto, se ha podido observar (figura 5.21) que el sistema ha cambiado de condiciones reductoras a oxidantes, ya que el potencial redox en el reactor ha alcanzado valores positivos atribuidos a una mejora en la transferencia de oxígeno del licor mezcla y al descenso producido en el pH (el potencial redox es función del pH del medio acuoso, Burriel *et al.*, 1989). Interesa que los valores de potencial sean positivos para evitar zonas anaerobias y mejorar, consecuentemente, el proceso de depuración.

Los valores de potencial redox que experimentó el sistema durante esta fase de experimentación fueron positivos y estuvieron situados normalmente entre los 75 y los 165 mV.

Por otro lado, la evolución del potencial redox obtenida en el periodo en el que la temperatura del tanque de aireación estuvo fijada en 45-48 °C se muestra en la figura 5.21 y en ella se observa que esta variable alcanzó potenciales siempre positivos (valor medio entre 50 y 100 mV) aunque para esta etapa este parámetro disminuyó ligeramente con respecto a las cifras obtenidas cuando la planta operaba a 35-39 °C debido a la bajada producida en la concentración de oxígeno con el cambio de temperatura.

El ajuste de temperatura a 35-39 °C, fase de recuperación, supone una mejora inmediata del ambiente aerobio del reactor ya que los valores de potencial redox durante este periodo se sitúan en 100-150 mV (figura 5.21). La disminución de concentración de materia orgánica (DQO) contribuye a aumentar el potencial de óxido-reducción del sistema: el potencial redox puede ser usado como un indicador de la eficacia del tratamiento biológico y de la calidad del agua (Yu *et al.*, 1997; Charpentier *et al.*, 1998; Li y Bishop, 2001; Li y Bishop, 2003).

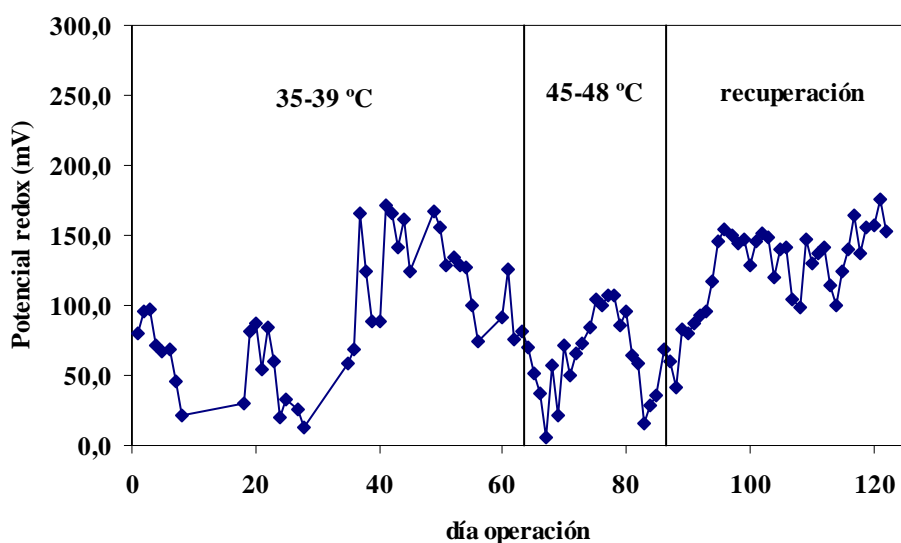


Figura 5.21. Evolución del potencial redox.

Para el control del pH, se optó desde el principio por añadir ácido sulfúrico al reactor biológico y situar este parámetro dentro del margen deseado y que se encontraba comprendido entre 6,5 y 7,5. De acuerdo con la figura 5.22, el ajuste de pH resultó adecuado ya que casi la totalidad de las medidas se observaron en el intervalo previsto. Inicialmente, la dosificación de ácido se hizo manual y de manera puntual pasándose, con posterioridad, a incluir el ácido sulfúrico en el depósito de agua de compensación de pérdidas por evaporación (día 30 de operación) con lo que se conseguía una dosificación continua en el sistema y un mejor control del parámetro.

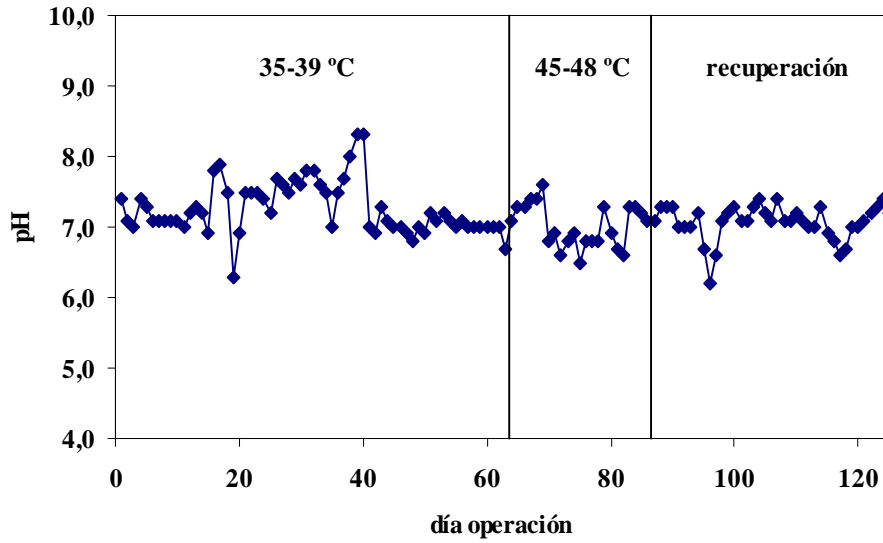


Figura 5.22. Evolución del pH.

La evolución que experimentó la concentración de oxígeno disuelto en el tanque de aireación se muestra en la figura 5.23.

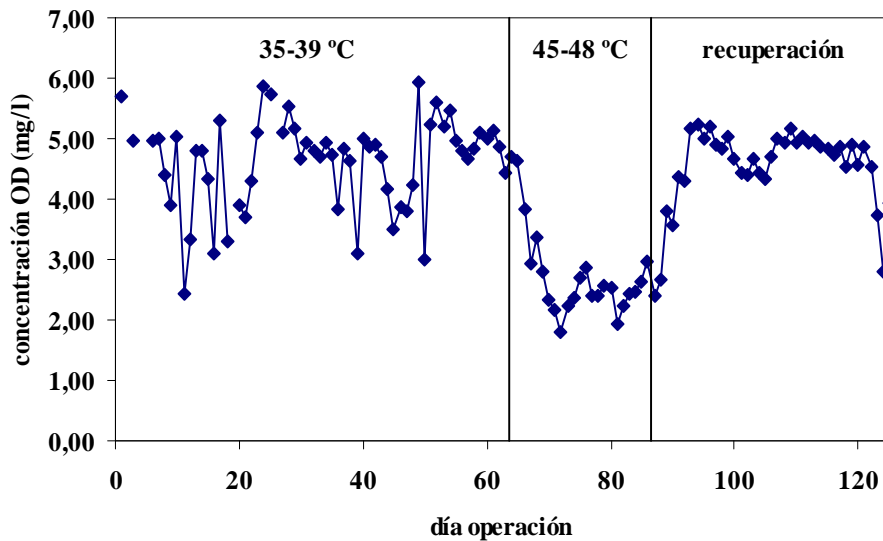


Figura 5.23. Evolución del oxígeno disuelto.

En ella se aprecia que para una temperatura de 35-39 °C el margen en el que se encontró este parámetro ha estado comprendido entre las 2 y las 5 ppm aunque se mantuvo lo más próximo posible al valor máximo (5 mg/l) para conseguir una mejor agitación en el reactor y un medio aerobio del mismo evitando así la posible presencia de zonas anaerobias y una indeseable situación de “bulking” filamentoso.

La solubilidad de los gases disueltos en agua depende fundamentalmente de la temperatura y de la presión parcial del gas en el sistema. Con el aumento de la temperatura del licor mezcla efectuado en la segunda etapa se produjo un descenso en la concentración del oxígeno disuelto (figura 5.23). Esta concentración se situó en un valor entre 2 y 3 mg/l.

Como se puede apreciar en la fase de recuperación del sistema para la cual se utilizó una temperatura de operación comprendida entre los 35-39 °C, la disminución de este parámetro conlleva lógicamente un aumento en la concentración de oxígeno disuelto del tanque hasta alcanzar unos valores estables en torno a los 4,5-5,0 mg/l. Con estas concentraciones se intentaba evitar situaciones indeseables de bulking filamentoso en la planta piloto de fangos activos.

5.2.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

El seguimiento del caudal de influente y efluente en la planta mostró al principio una clara diferencia entre ambos valores (apartado 2.4 del apéndice II) como consecuencia de la elevada evaporación producida al trabajar con temperaturas de 35-39 °C. Experimentalmente se pudo observar que al ir aumentando el TRH hasta los 7-8 días (para evitar el posible efecto de la variación en la carga orgánica en el reactor durante la obtención de un tiempo de residencia estabilizado en 15 días) era preciso introducir más del doble de alimentación para poder conseguir un tiempo de residencia hidráulico en el efluente de 15 días. Con el fin de minimizar las pérdidas de fluido por evaporación, en torno al 8-10 % del volumen del reactor (datos idénticos a los obtenidos por otros autores para una planta de fangos activos y una temperatura de 35 °C, Suvilampi *et al.*, 2005), se optó por añadir agua para compensar las pérdidas y cerrar la parte superior del reactor y del decantador para evitar la disminución de volumen del sistema.

Los valores obtenidos del tiempo de residencia hidráulico tanto del influente como del efluente en los diferentes días de operación se muestran en las figuras 5.24 y 5.25. En las gráficas se observa que a partir del día 10, momento en el que comenzó a introducirse agua de compensación, ambos parámetros tienden a alcanzar el valor previsto (15 días) a pesar de la dificultad que conllevaba la utilización de caudales tan bajos en la bomba peristáltica y a ligeras imprecisiones en el ajuste del agua de compensación.

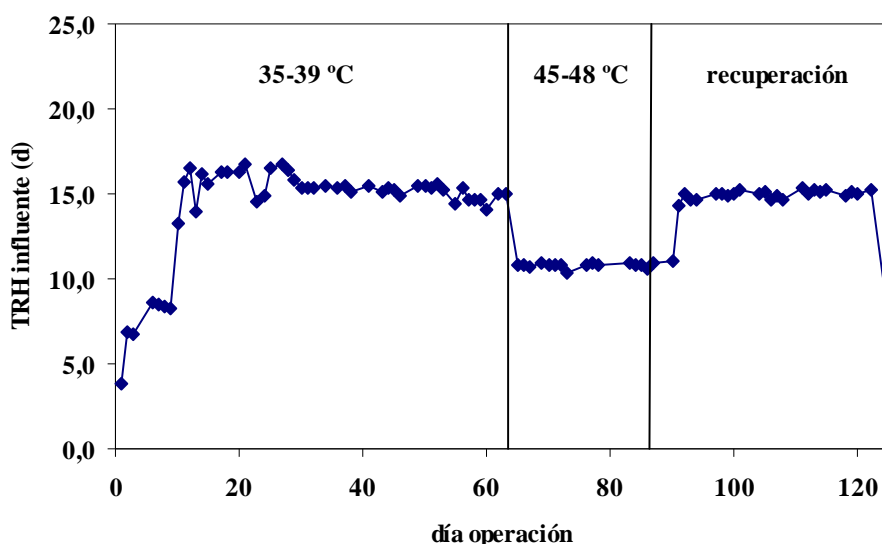


Figura 5.24. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

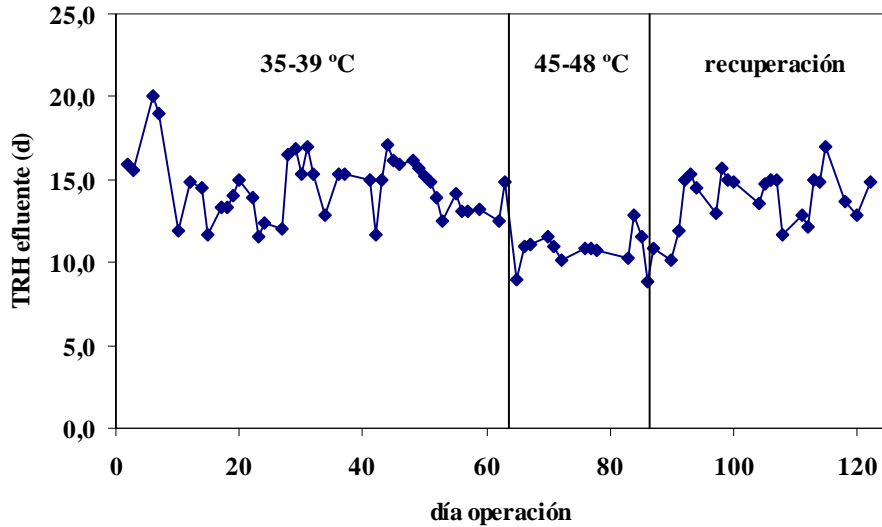


Figura 5.25. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

En la etapa en la que la temperatura del reactor biológico estuvo fijada entre los 45-48 °C, el caudal para el influente se modificó para poder obtener un tiempo de residencia hidráulico bien definido entre 10-12 días (figura 5.24). La gráfica muestra que el control de este parámetro resultó conforme a los valores previstos. Para el efluente, el TRH se encontró comprendido en el margen de los 9 y los 13 días (figura 5.25) aunque el promedio de esta variable (10,7 días) coincide con el valor medio obtenido para el tiempo de residencia hidráulico del influente. Las oscilaciones producidas en este parámetro fueron debidas a la dificultad de ajustar la cantidad de agua a añadir para paliar las pérdidas por evaporación en el sistema cuando se trabaja a una elevada temperatura (a pesar que el tanque fue cubierto con papel de aluminio para prevenir esta evaporación).

Para reproducir las condiciones del apartado 5.1.4. durante el periodo de recuperación de la planta, se realizó una reducción del caudal de la alimentación para obtener un tiempo de residencia hidráulico en influente de 15 días (figura 5.24). Como se observa en la figura 5.25, el caudal efluente se adaptó (variando la relación de agua de compensación) para lograr mantener estable un tiempo de residencia hidráulico medio de 15 días.

5.2.4.- CONCENTRACIONES DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

La evolución experimentada por la concentración de carbón para una temperatura de operación de 35-39 °C se muestra en la figura 5.26. Los datos pertenecientes al PAC presentaron un continuo descenso en los primeros días ya que a partir del día 7 comenzó a realizarse la purga diaria de fangos sin reposición del carbón. La adición de carbón al reactor, necesaria para el mantenimiento de las condiciones de operación deseadas (concentración de PAC entre 3500 y 4500 mg/l), planteó al principio cierta dificultad debido al prolongado tiempo de análisis del PAC y a las pérdidas producidas por arrastre (observación visual). Debido a que el valor del PAC, como el de la biomasa, no se conocía hasta el día siguiente, las medidas correctoras en ocasiones no tuvieron el efecto deseado. Sin embargo, con la práctica, el ajuste se pudo realizar de manera más acertada al situar el PAC entre 3,5-4,5 g/l.

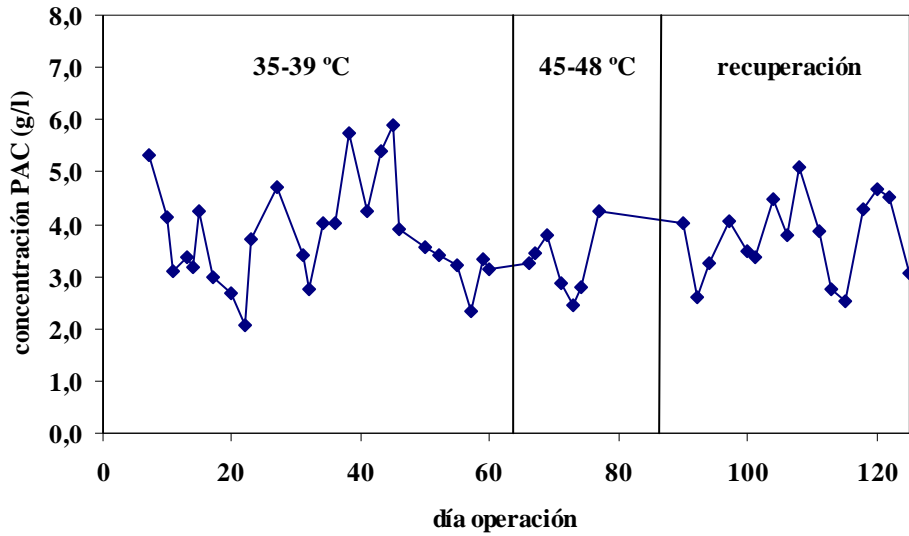


Figura 5.26. Evolución de la concentración de carbón.

Durante este periodo de la experimentación, la concentración de biomasa (figura 5.27) se situó en un margen comprendido entre 3 y 4 g/l estabilizándola en torno al valor mínimo cuando la planta operó bajo régimen estacionario para poder asegurar una mejor transferencia de oxígeno en el medio y evitar en lo posible una indeseable situación de “bulking” filamentoso.

Con los resultados obtenidos en la concentración de biomasa durante esta etapa de la investigación, se ha podido comprobar una mayor velocidad de crecimiento de los microorganismos a 35-39 °C en relación con la operación a 20 °C (apartado 5.1.7.), alcanzándose valores más elevados de concentración de biomasa y siendo necesaria la retirada de microorganismos para reducir su concentración.

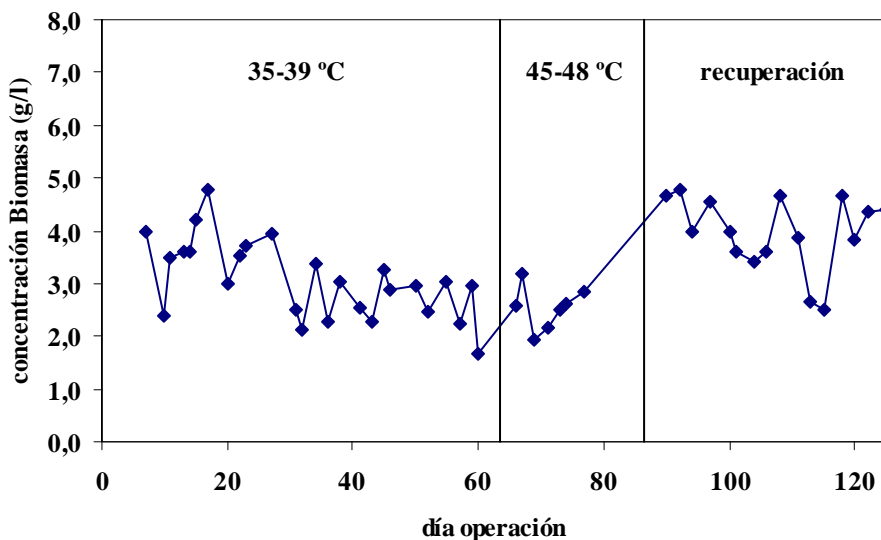


Figura 5.27. Evolución de la concentración de biomasa.

La tendencia de la relación PAC / Biomasa aparece reflejada en la figura 5.28. Los valores de este parámetro dependen directamente de las concentraciones de PAC y

biomasa, por tanto, la presencia de inestabilidad en ellos se traduce a esta relación. Salvo distintos periodos de inestabilidad, la relación más estable se sitúa entre 1,0 y 1,1 (el rango de operación debe ser 0,8-1,0).

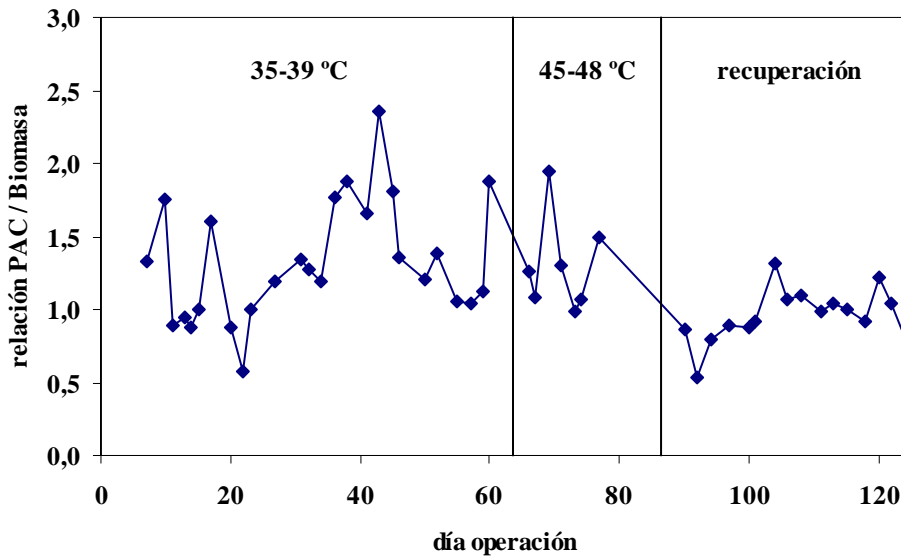


Figura 5.28. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

En el estudio de variación de la temperatura, se ha puesto de manifiesto que con la subida de la temperatura de operación hasta los 45-48°C el sistema resulta parcialmente dañado. Este deterioro en un tratamiento de fangos activos convencional resulta evidente a los pocos días (Morgan-Sagastume y Allen, 2005) mientras que en un proceso PACT las consecuencias derivadas del cambio de temperatura aparecen más tarde debido, posiblemente, al efecto de amortiguación que realiza el carbón sobre las sustancias orgánicas coloidales y en suspensión que afectan a algunas de las variables analíticas y de control del tratamiento.

El cambio de temperatura causa un incremento neto en la carga superficial negativa del fango (Morgan-Sagastume y Allen, 2005). La adsorción de SPE (polímeros compuestos de polisacáridos, proteínas y lípidos, Steiner *et al.*, 1976; Forster, 1985) liberados de la matriz del flóculo y de productos solubles procedentes de la lisis microbiana suponen grupos cargados negativamente sobre el flóculo y, por tanto, puede producirse un aumento de la carga negativa del fango y una disminución de la hidrofobicidad. Una mayor carga negativa del fango puede ser también influida por la fragmentación del flóculo: al fraccionarse debe incrementarse también el área superficial del fango por gramo de lodo de manera que se incrementa así la carga superficial negativa por unidad de masa de fango. Las concentraciones empleadas de PAC durante esta experimentación (figura 5.26) se situaron próximas al límite inferior previsto para este parámetro, carbón = 3,5 g/l.

Con el aumento de la temperatura, la concentración bacteriana disminuyó con respecto a la anterior etapa al obtenerse unos valores comprendidos en torno a 2,5 g/l (figura 5.27). La temperatura máxima de los microorganismos mesófilos suele estar en torno a los 45-50 °C, por tanto, esta temperatura de operación daña parcialmente la biomasa y supone una pérdida de concentración.

Para unas concentraciones de carbón y de biomasa situadas entre 3,5 y 2,5 g/l, la relación PAC / Biomasa se situó en un margen amplio de valores: 1,0-1,9 (figura 5.28),

es decir, la desestabilización de estos dos parámetros conduce lógicamente a una inestabilidad de su relación.

En la etapa de recuperación de la planta piloto, la concentración de carbón se mantuvo en un valor medio en torno a 3,80 g/l (figura 5.26), rango de operación 3,5-4,5 g/l.

En este periodo, se observa una rápida recuperación de la biomasa en el reactor de oxidación (figura 5.27). Con una concentración de biomasa media de 3,95 g/l se consiguió reducir la cantidad de bacterias libres en el líquido (situación que no se había logrado alcanzar con el aumento en la adición de floculante añadido al sistema) y una mayor calidad del efluente. Además, cuanto mayor es la concentración de microorganismos, más fácil es que el carbón activo pueda ser bioregenerado ya que más partículas de carbón están sujetas a interaccionar con las bacterias. Por estas razones, en los estudios posteriores, se decidió trabajar con altas concentraciones de biomasa en el tanque de aireación para poder producir máxima eliminación de la DQO. Los valores óptimos en el proceso PACT utilizado en el tratamiento de efluentes industriales petroquímicos mostraron, hasta el momento, que era necesario operar con una concentración de biomasa elevada como consecuencia de la excesiva carga orgánica que presentaba la alimentación empleada: DQO = 20000 mg/l.

Durante esta fase, se ajustó el PAC para obtener una relación PAC / Biomasa comprendida en el rango de operación deseado para este parámetro: PAC / Biomasa entre 0,8 y 1,1 (figura 5.28).

5.2.5.- RELACIÓN F / M.

Los resultados experimentales obtenidos para esta relación, cuando la temperatura del licor mezcla era de 35-39 °C, estuvieron comprendidos entre 0,2 y 0,6 d⁻¹ (figura 5.29) y se encuentran próximos a la cifra fijada para poder reproducir el parámetro (F / M = 0,4 d⁻¹). Las pequeñas oscilaciones observadas se deben a las variaciones del parámetro concentración de biomasa.

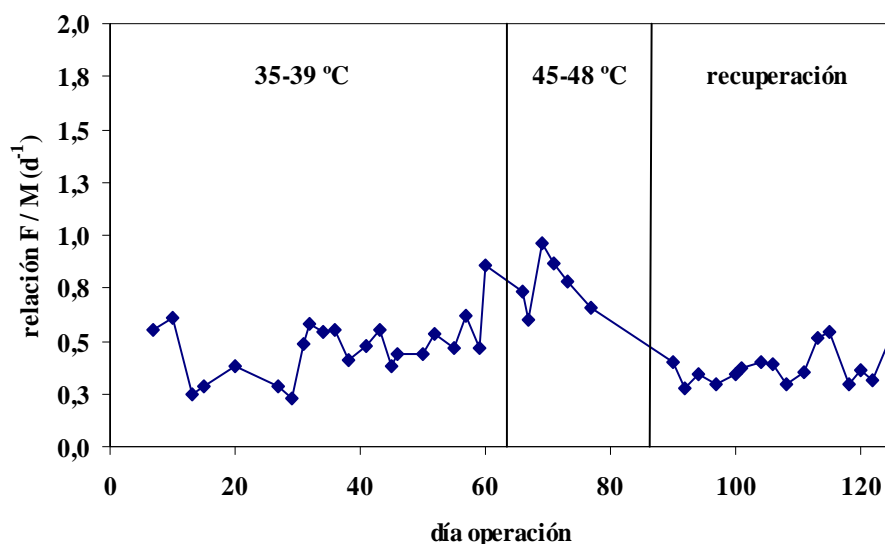


Figura 5.29. Evolución de la relación F / M.

Para una temperatura de operación de 45-48 °C, los datos empíricos han variado sustancialmente con respecto a los valores obtenidos en el anterior estudio ya que con la

disminución efectuada en el tiempo de residencia hidráulico del influente y la reducción observada en la biomasa este parámetro aumentó hasta los 0,6-0,9 d⁻¹. Estos valores de la relación F / M indica que la planta está sobrecargada, puesto que para un proceso convencional y de mezcla completa el parámetro F / M debe situarse entre 0,2 y 0,6 d⁻¹ (Metcalf & Eddy, 2000).

En la etapa de recuperación del proceso PACT, los resultados obtenidos para esta variable de control permitieron obtener una relación F / M media de 0,37 d⁻¹, cifra muy cercana al dato recomendado para la reproducción de este parámetro: F / M = 0,4 d⁻¹.

5.2.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

El tiempo de retención celular, θ_c , de un sistema con recirculación puede calcularse según la expresión [2.7]:

$$\theta_c = \frac{XV}{X_r Q_w + X_e Q_e}$$

Considerando despreciable la concentración de biomasa en el efluente (X_e) y que la concentración de microorganismos en el reactor es la misma que la de la biomasa recirculada, $X = X_r$ (esta suposición se cumple en la planta piloto utilizada en esta investigación), entonces la expresión anterior se transforma en:

$$\theta_c = \frac{V}{Q_w}$$

Por tanto, si se fija una edad de lodos (θ_c), el caudal de purga se puede estimar fácilmente ya que el volumen de mezcla completa es conocido:

$$Q_w = \frac{V}{\theta_c}$$

Debido a que la planta piloto operaba con una relación de recirculación elevada para poder transportar la alta concentración de sólidos presentes en el fondo del decantador, se producía un régimen de turbulencia en el interior del mismo como consecuencia del choque causado por los lodos procedentes del reactor con la superficie interna del sedimentador. A causa de esta perturbación, en ocasiones, se producía la salida de biomasa por el efluente, por lo tanto, la edad de los lodos debía incluir el producto $X_e Q_e$ en la expresión [2.7].

Comparando los valores de ambos TRC, total (que incluye $X_e Q_e$ en [2.7]) y aproximado (sin el factor $X_e Q_e$) se observa una ligera discrepancia de valores (figura 5.30). De aquí en adelante, el TRC se calculó como TRC total, es decir, utilizando la expresión [2.7] completa sin ningún tipo de aproximación.

$$\text{TRC total: } \theta_c = \frac{XV}{X_r Q_w + X_e Q_e}$$

$$\text{TRC aproximado: } \theta_c = \frac{XV}{X_r Q_w} = \frac{V}{Q_w}$$

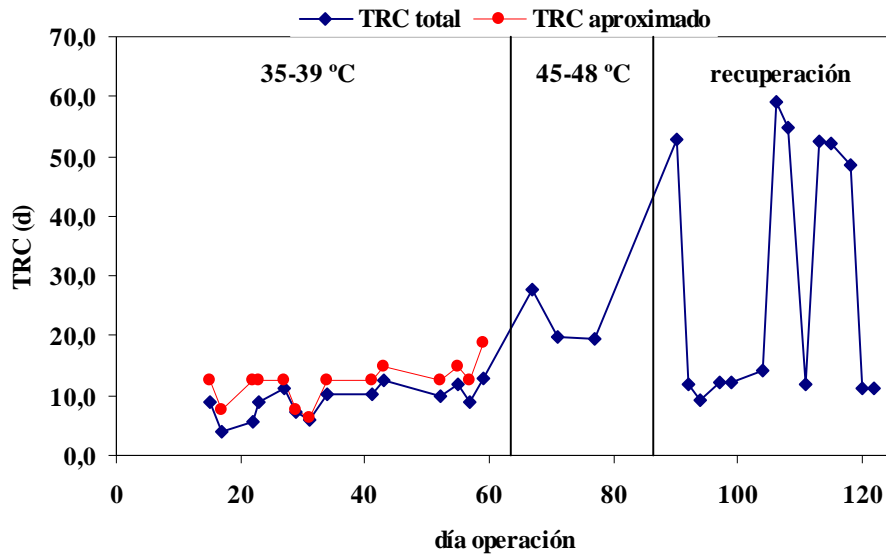


Figura 5.30. Evolución del tiempo de retención celular.

Para una temperatura de operación de 35-39 °C y un tiempo de retención celular de 12 días (valor que se desea emplear para reproducir estos parámetros) con un volumen de reacción de 3,75 l, las cantidades diarias de lodos extraídas de la cuba de aireación tuvieron que estar situadas en torno a los 312 ml. En el apartado 2.7 del apéndice II se muestran los volúmenes de fangos purgados junto con sus respectivos tiempos de retención celulares tanto totales como aproximados para la primera de etapa del estudio de la variación de temperatura del proceso PACT. En esta tabla puede apreciarse que la porción retirada de fangos en ocasiones no fue constante ya que ésta se modificó en función de la biomasa presente en el sistema para ajustar su concentración entre 3 y 4 g/l. Es por ello, como puede apreciarse en la gráfica, por lo que el tiempo de retención celular total alcanzado se mantuvo entre 5 y 10 días.

En la segunda fase de la investigación, tratamiento a 45-48 °C, junto con el cambio de la temperatura y del tiempo de residencia hidráulico también se varió el tiempo de retención celular hasta los 15-16 días empleando para ello un caudal de eliminación de lodos comprendido entre 235-250 ml/d. Como consecuencia de la baja producción de fangos biológicos obtenidos durante este periodo, los volúmenes de biomasa retirados del tanque de aireación fueron pequeños (apartado 2.7 del apéndice II) y la edad de los lodos resultó, por tanto, más alta de lo previsto. En otros estudios realizados cuando ha habido un aumento de la temperatura del reactor biológico de fangos activos convencional también se ha producido una menor generación de biomasa (Tripathi y Allen, 1999; Suvilampi *et al.*, 2005). Debido a la limitación de la purga de fangos en esta etapa no ha habido prácticamente sustitución del carbón del reactor.

Para reproducir las condiciones del apartado 5.1.3., premisa fijada para la recuperación del sistema, se ajustó el caudal de purga para conseguir unos tiempos de retención celulares de 12 días excepto en aquellos días en que se disminuyó la retirada de los lodos para lograr mantener una adecuada concentración de biomasa dentro del tanque de aireación.

5.2.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Para que las concentraciones de nitrógeno amoniacal y fósforo en el efluente estuvieran comprendidas en los límites fijados por la Empresa se añadió sulfato amónico (suministrado por la sociedad) y ácido ortofosfórico en las cantidades suficientes para conseguir que el efluente presentase más de 5 ppm de fósforo total (figura 5.31) y 2 ppm de nitrógeno amoniacal (figura 5.32).

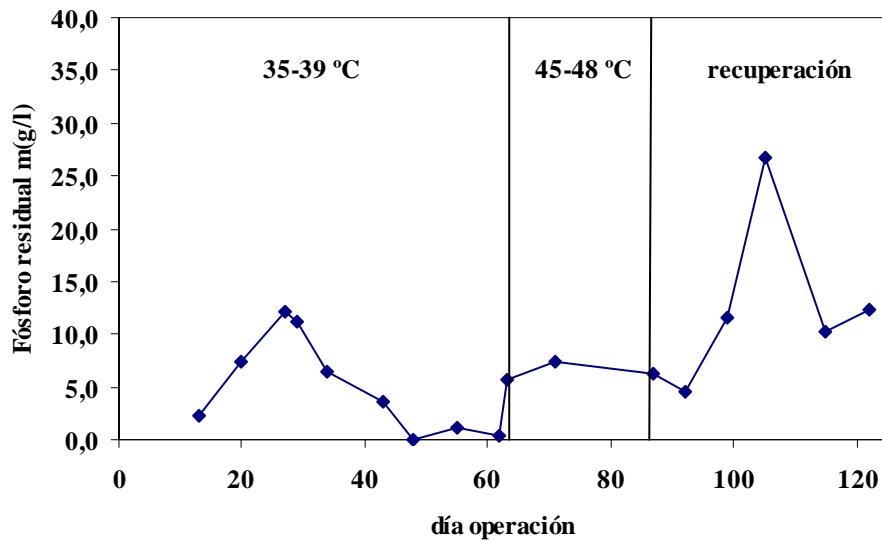


Figura 5.31. Evolución del fósforo residual.

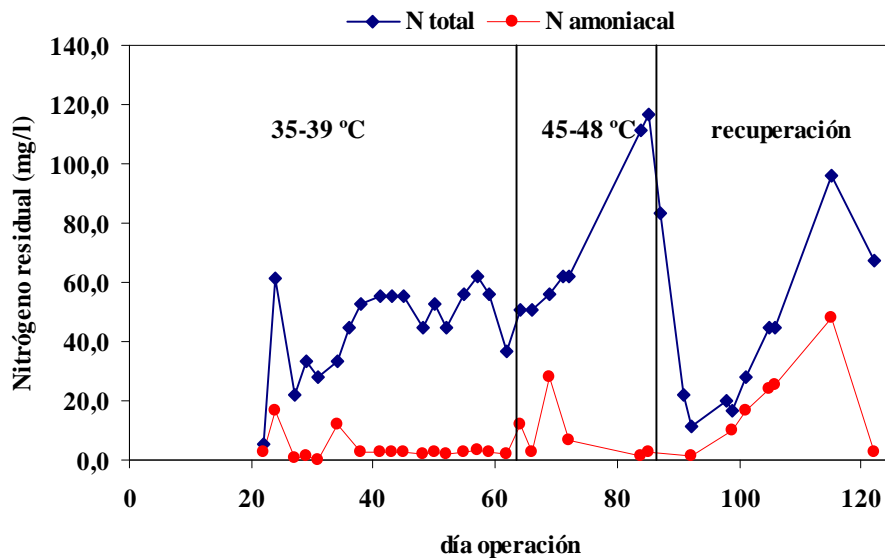


Figura 5.32. Evolución del nitrógeno residual.

De la gráfica 5.32 destaca los valores alcanzados en el nitrógeno total en la etapa en que la temperatura de operación estuvo fijada en 45-48 °C ya que se incrementaron de forma muy evidente mientras que los del nitrógeno amoniacal se situaron dentro del margen establecido para la reproducción del parámetro: 2-30 ppm. Estas elevadas concentraciones de nitrógeno total pudieron ser debidas fundamentalmente a la

presencia en el efluente de restos orgánicos (proteínas, péptidos, enzimas, etc) procedentes de la desfloculación como consecuencia de la subida de la temperatura y a la existencia de bacterias libres en el decantador.

Para el periodo de recuperación de la planta piloto, en el nitrógeno total se observa una tendencia muy similar a la percibida en la DQO: importante bajada del parámetro en los primeros días coincidiendo con la escasa presencia de bacterias libres en el efluente y un aumento posterior hasta los niveles habituales como consecuencia de la subida producida en la turbidez del decantador.

5.2.8.- FENOL RESIDUAL.

Las concentraciones de fenol obtenidas en el efluente de la planta piloto de fangos activos se muestran en la figura 5.33 y en ella se puede apreciar valores muy reducidos. La eliminación de fenol en el sistema PACT es muy importante y elevada (99%) lo que sugiere la perfecta adaptación de los microorganismos presentes en el reactor biológico para la degradación de este tipo de compuesto.

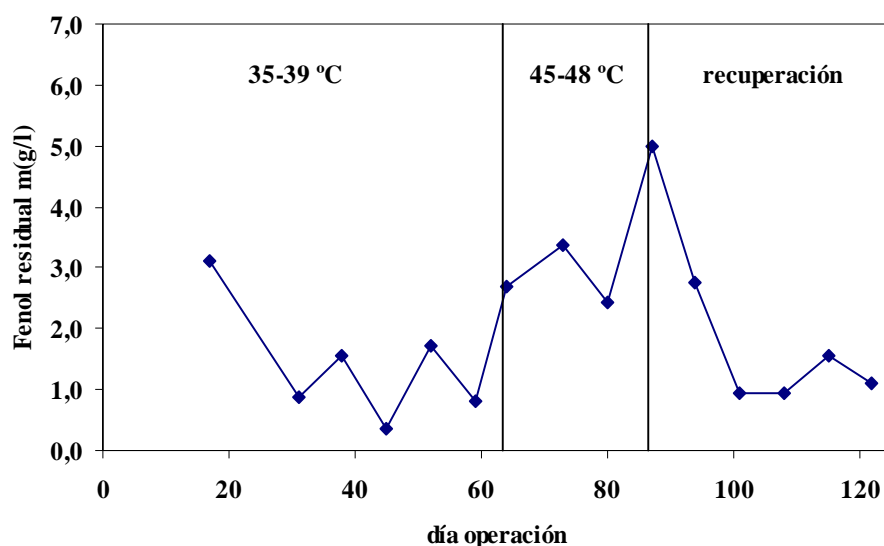


Figura 5.33. Evolución del fenol residual.

En el estudio realizado con la subida de la temperatura de operación a 45-48 °C se ha producido, entre otras consecuencias, una disminución de las concentraciones de biomasa, carbón y oxígeno disuelto y este hecho se traduce en el aumento observado en la concentración de fenol en el efluente.

La eliminación de fenol en la fase de recuperación del sistema fue muy alta, espectacular, ya que el valor en influente es de 460 mg/l y de acuerdo con la figura 5.33 el valor en efluente se reduce a 1,0-2,0 mg/l. Esta excelente degradación del fenol se atribuye a la mejoría experimentada por el proceso PACT y al adecuado control de los parámetros de operación que favorecen la desaparición de este tipo de compuestos en el agua residual (pH ácido-neutro en el licor mezcla y aumento de la concentración de biomasa).

La presencia de fenol en la planta piloto no perjudica el proceso de degradación de la DQO sino que mejora la oxidación biológica en comparación con un tratamiento exclusivamente de fangos activos ya que estimula las reacciones enzimáticas (Kalinske, 1972; Perroti y Rodman, 1974; Speitel *et al.*, 1989, Orshansky y Narkis, 1997).

5.2.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Los sólidos residuales proporcionan una información valiosa sobre la presencia de sólidos de naturaleza orgánica e inorgánica en el efluente y constituyen una de las claves para poder obtener un mayor grado en la calidad del agua residual tratada. El análisis de los sólidos residuales en el efluente, en todas las fases de la investigación, se realizó midiendo la materia en suspensión total y fija. Los sólidos totales en suspensión, SST, están formados por los sólidos en suspensión volátiles, SSV, y los sólidos en suspensión fijos, SSF. Por tanto, determinando los SST y los SSF es posible saber la concentración de materia orgánica sólida en el efluente, SSV:

$$SST = SSV + SSF$$

Las concentraciones que se han obtenido de los sólidos en suspensión totales secados a 105 °C y las de los sólidos en suspensión fijos calcinados a 550 °C se muestran en la figura 5.34. Como puede apreciarse, durante los primeros días de análisis para una temperatura de operación de 35-39 °C se obtuvieron valores más altos en los sólidos en suspensión que en el resto debido a que el efluente no estaba bien decantado, presentando turbidez. Posteriormente, a lo largo de esta etapa, se pudo observar que los sólidos residuales totales se mantuvieron en torno a 1 g/l y los sólidos residuales fijos por debajo de 0,2 g/l.

Los datos obtenidos para la segunda etapa, confirman el aumento en los sólidos en suspensión en efluente con el cambio de temperatura. Con la defloculación de los fangos, los SS (bacterias libres, restos en suspensión, partículas de fango) aumentan como consecuencia de la liberación de material celular y extracelular procedente de los flóculos y la rotura de los mismos.

La carga superficial del fango influye en la estabilidad estructural del fango y en la formación del flóculo debido a la interacción de fuerzas electrostáticas en la interfase sólido-líquido de las partículas de biomasa (Zita y Hermansson, 1994; Mikkelsen *et al.*, 1996). Una mayor carga negativa del fango y una menor hidrofobicidad han sido correlacionados con un incremento de los SS en el efluente (Liao *et al.*, 2001). Un flóculo más cargado negativamente y menos hidrófobo dirige a la repulsión electrostática entre las partículas de flóculo y la afinidad del mismo a permanecer en suspensión en agua provocando una estructura más débil del flóculo y una disminución de la biofloculación. Por el contrario, un incremento en la hidrofobicidad del fango se sabe que incrementa la adhesión celular y mejora la biofloculación y la granulación (Rijnaarts *et al.*, 1995; Liao *et al.*, 2001).

Los sólidos en suspensión totales (a 105 °C) y los sólidos en suspensión fijos (a 550 °C) durante el periodo de estabilización de la planta mostraron un importante descenso con la clarificación producida en el decantador que conllevó grandes mejoras en el efluente y los situó, en general, por debajo de 0,30 g/l y 0,10 g/l respectivamente.

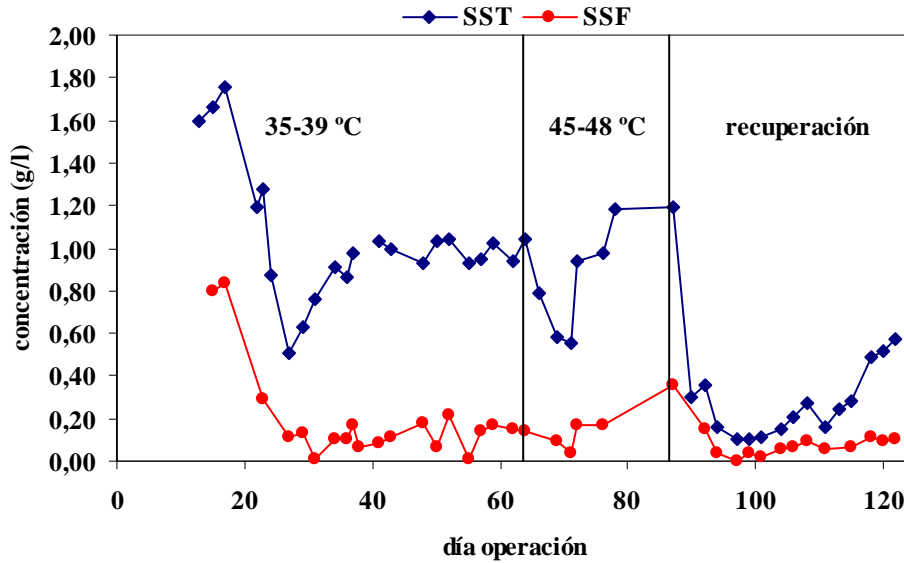


Figura 5.34. Evolución de los sólidos residuales.

5.2.10.- pH EFLUENTE Y REACTOR.

Los valores de pH del efluente y del licor mezcla (reactor) se muestran en la figura 5.35. En la gráfica, ambos se encuentran comprendidos entre 6,5 y 7,5 siendo el pH a la salida de la planta ligeramente menor que en el tanque de aireación en, aproximadamente, 0,5 unidades de pH. Estos resultados, aseguran que la planta piloto funciona adecuadamente en régimen de mezcla completa y un pH adecuado para el vertido del efluente.

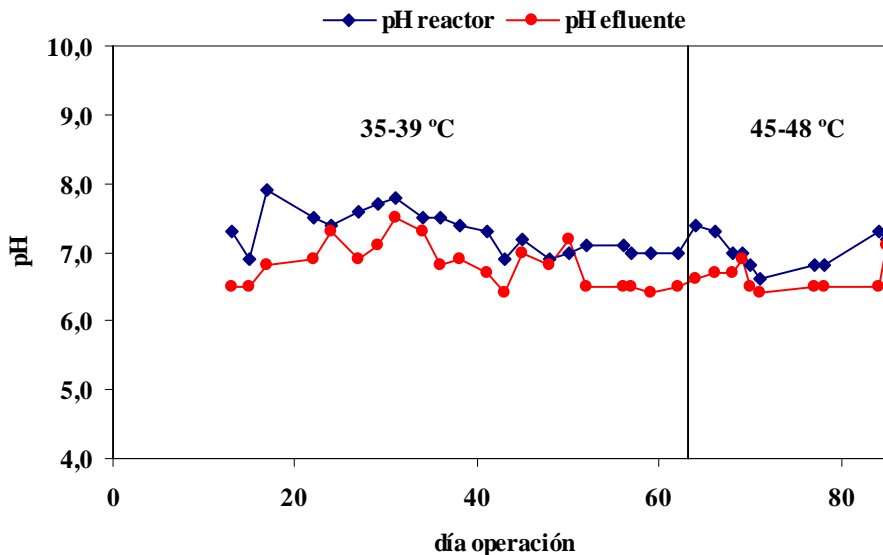


Figura 5.35. Evolución pH efluente y reactor.

5.2.11.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

Para una temperatura de operación fijada en 35-39 °C, la observación microscópica de las muestras del reactor biológico en condiciones óptimas (figuras 5.36 y 5.37) permitieron apreciar la formación de un flóculo “limpio” sin la presencia, o muy escasa, de organismos filamentosos debido probablemente al aumento de la concentración de oxígeno disuelto en el licor mezcla que pudo provocar una mejora del ambiente aerobio del flóculo. Puede concluirse, y así fue observado, que un reactor bien mezclado y con un ambiente claramente aerobio (potencial redox positivo en torno a 100 mV) produce una población de microorganismos granulares, con escasa presencia de bacterias filamentosas. Un reactor con zonas anóxicas, detectado por bajas concentraciones de oxígeno y potencial redox negativo, provoca presencia de “bulking” filamentosos y escasa calidad en el efluente. El uso combinado de la técnica FISH (Fluorescent In Situ Hybridation), método que utiliza sondas de ADN marcadas con fluorescencia para detectar o confirmar la información genética, y de microsensores han permitido analizar las comunidades bacterianas y las actividades metabólicas simultáneamente revelando la existencia de zonas anóxicas o anaerobias en los flóculos en entornos aerobios (De Beer *et al.*, 1998; Scharamm *et al.*, 1999). Una subida en el potencial redox es posible que extienda el medio microaerofílico en el flóculo por el aumento de las condiciones oxidantes del reactor y, por consiguiente, favorezca el desarrollo de las bacterias granulares (cambio del potencial redox: modificación de la población microbiológica). En el microambiente interno de un flóculo, los aceptores de electrones (oxígeno) y los dadores (sustrato soluble) están sujetos a limitaciones de transferencia de materia y procesos microbianos. Los gradientes entre el exterior y el interior del flóculo son mantenidos por el balance entre el consumo bacteriano (velocidad de utilización) y la difusión de los compuestos (velocidad de renovación) de la solución de modo que una subida del potencial redox puede indicar una mejora de los procesos de transferencia y, por consiguiente, una reducción de las bacterias filamentosas, traducido y observado en el incremento evidente del potencial redox (figura 5.21 y comparación con la figura 5.5).

Los flóculos obtenidos fueron densos y muy poblados de microorganismos distinguiéndose la presencia predominante de dos bacterias morfológicamente diferentes (figuras 5.38 y 5.39) que parecen convivir en simbiosis o sintrofismo (fenómeno muy común en reactores biológicos). Ambas especies son las mayores constituyentes del flóculo observándose en las dos una tendencia a agruparse y a formar aglomeraciones celulares (flóculos). Las bacterias Gram + y Gram – presentes en las muestras de biomasa mostraron una morfología cocal o bacilar y resultaron ser más abundantes en los flóculos los organismos Gram -. La base del flóculo pudo estar constituida por dos géneros de bacterias heterótrofas aunque, tal y como se comentó en el apartado 5.1.7.6., no es posible precisar cual de estas especies forman parte de esta organización (*Zoogloea* sp., *Pseudomonas* sp., *Achromobacter* sp., *Flavobacterium* sp., *Alcaligenes* sp. y/o *Arthrobacter* sp., entre otras).

En el análisis se pudo observar puntualmente grandes formaciones esféricas (figura 5.40) asignadas probablemente a hongos y filamentos cilíndricos constituidos por una fila de células alargadas envueltas en una pared celular (figura 5.41) que componen la estructura típica de una hifa (hongo). La aparición de estos organismos no supone perjuicio alguno para el tratamiento de depuración del agua residual ya que solamente son importantes para condiciones de operación de la planta muy específicas.

La inspección microscópica también mostró la presencia de ciliados en el licor mezcla que se encontraban asociados a los flóculos (figuras 5.42 y 5.43). La existencia

de protozoos ciliados en los fangos activos es de gran importancia en el proceso ya que contribuyen directamente a la clarificación del efluente a través de dos actividades: la floculación y la depredación, siendo ésta última la más importante.

En el análisis microbiológico realizado en la segunda etapa, proceso PACT a 45-48 °C, se pudieron apreciar las siguientes diferencias significativas con respecto a la biomasa obtenida en el estudio realizado a 35-39 °C:

- Una reducción del tamaño de los flóculos con la elevación de la temperatura de operación (disminución de la población bacteriana formadora de flóculos)(Zita y Hermansson, 1997; LaPara y Alleman, 1999; Suvilampi *et al.*, 2005).

- Aunque en la inspección microscópica de las muestras del reactor continuó observándose la presencia de filamentos entre los flóculos, en esta parte de la investigación el tamaño de estos organismos fue más grande (fotografías 5.44 y 5.45 a 400 aumentos) y se visualizó además la existencia de dos tipos de filamentos de morfología aparentemente diferente y con distinta respuesta a la tinción de Gram (fotografías 5.46 y 5.47). En estas imágenes, las bacterias filamentosas más delgadas y Gram - se desarrollaron probablemente con mayor rapidez que los filamentos Gram + y que éstos últimos fueron los que predominaron en la situación de bulking filamentoso. En el proceso PACT, la concentración de oxígeno disuelto puede disminuir a niveles muy bajos en el interior del flóculo (incluso bajo condiciones normales de operación) de manera que la disminución en la cantidad de oxígeno disponible en este periodo ha podido crear zonas anóxicas en el interior de los flóculos (reducción del potencial redox) y, por lo tanto, favorecer el desarrollo de las bacterias filamentosas más densas y oscuras.

- Un aumento del número de bacterias permaneciendo en estado disperso que no forman flóculos.

- En esta fase, la turbidez aumentó debido posiblemente al descenso observado en la población de ciliados. La mayoría de estos organismos son aerobios estrictos y necesitan, al menos, 2mg/l de oxígeno disuelto en el medio de modo que su contribución a la clarificación del efluente por depredación de bacterias fue menor como consecuencia de los bajos valores obtenidos en la concentración de oxígeno.

- Microorganismos de gran tamaño como hongos o diatomeas (algas) fueron escasos (figuras 5.48 y 5.49) mientras que otros, como rotíferos o flagelos, no fueron observados (reducción de la diversidad microbiana con el aumento de la temperatura, La Para *et al.*, 2001; Suvilampi *et al.*, 2005).

Para el periodo de recuperación de la planta piloto, en la inspección microbiológica efectuada al principio y al final de esta fase se pudieron observar grandes diferencias en cuanto al aspecto general de las muestras tomadas del reactor biológico como consecuencia del cambio en el modo de operación efectuado en esta etapa. Así, en las fotografías iniciales se puede apreciar el efecto causado por el empleo de altas temperaturas (45-48 °C) sobre la biomasa: formación de flóculos menos poblados, importante representación de bacterias filamentosas de gran tamaño y reducción de la diversidad microbiana mientras que en las observaciones microscópicas efectuadas al final de este periodo se puede distinguir una apariencia mucho más favorable de los fangos activos para obtener mejores rendimientos de eliminación de DQO: flóculos más densos y compactos, presencia solamente de restos de formaciones filamentosas y recuperación y estabilización del resto de especies presentes (ciliados).

La observación microscópica realizada en esta última fase de la investigación mostró flóculos más poblados de bacterias y la existencia de pequeños organismos

filamentosos (figuras 5.50 y 5.51) debido a la variación de las condiciones de operación empleadas (bajada de temperatura y aumento de la concentración de oxígeno disuelto) que permite obtener una alta concentración de biomasa. La morfología de los flóculos está determinada por las condiciones de operación del reactor biológico de modo que controlando el ambiente del tanque de aireación (temperatura, pH, potencial redox y concentración de oxígeno disuelto) es posible influir sobre las propiedades fisiológicas y bioquímicas del fango activado.

En la fotografía 5.52 se sigue observando la presencia de dos tipos morfológicos de bacterias que constituyen los flóculos (cocos Gram negativos y bacilos Gram positivos) y que ya habían sido vistas con anterioridad cuando la planta operaba para reproducir las condiciones del apartado 5.4.1.

En el análisis microbiológico se muestra además la presencia de un número importante de ciliados que se mueven con gran rapidez (fotografía 5.53). Los ciliados son muy sensibles a las variaciones del entorno y se sabe que los cambios en la comunidad de protozoos puede afectar la viabilidad del tratamiento biológico (Nicolau *et al.*, 2001). La estructura de la población de protozoos es un indicador de las condiciones de operación de las plantas de tratamiento de aguas residuales (Curds, 1975; Madoni, 1994; Salvadó *et al.*, 1995).

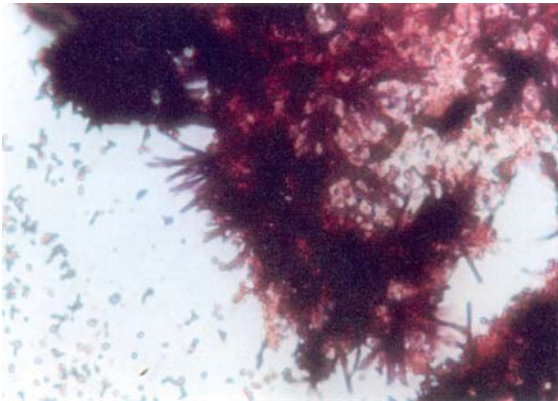


Figura 5.36.: X 400

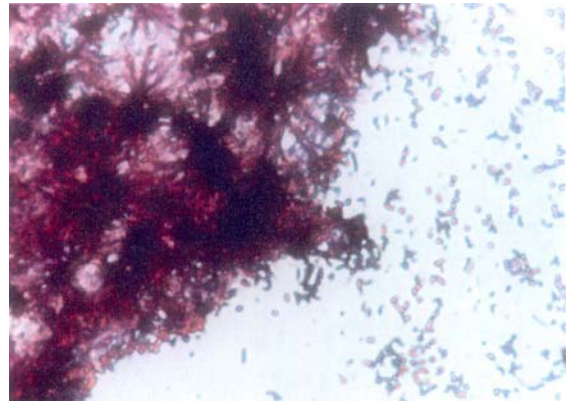


Figura 5.37.: X 400

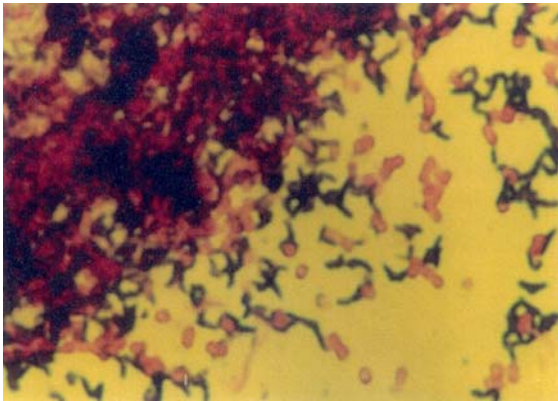


Figura 5.38.: X 1000

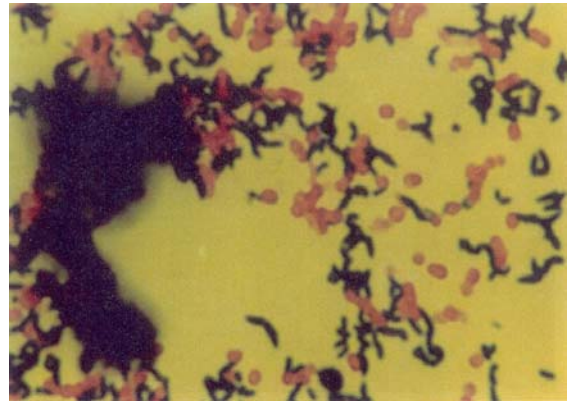


Figura 5.39.: X 1000



Figura 5.40.: X 1000



Figura 5.41.: X 1000

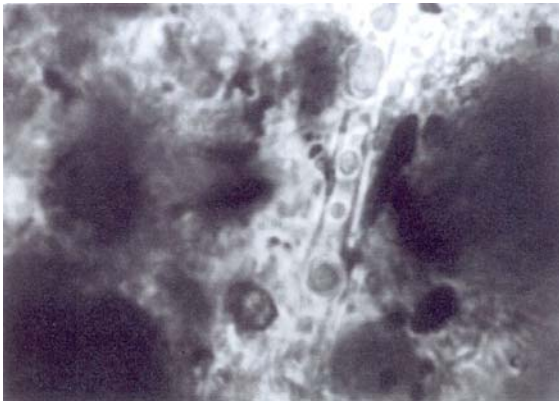


Figura 5.42.: X 1000



Figura 5.43.: X 1000

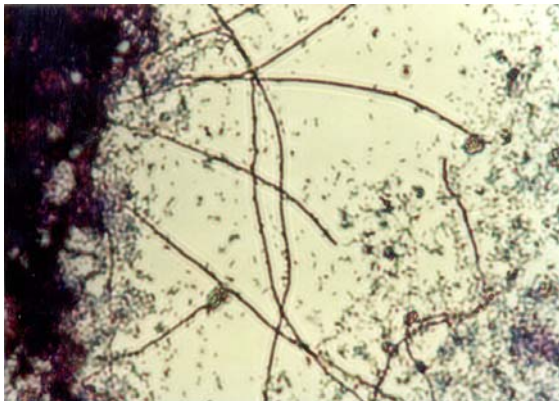


Figura 5.44.: X 400

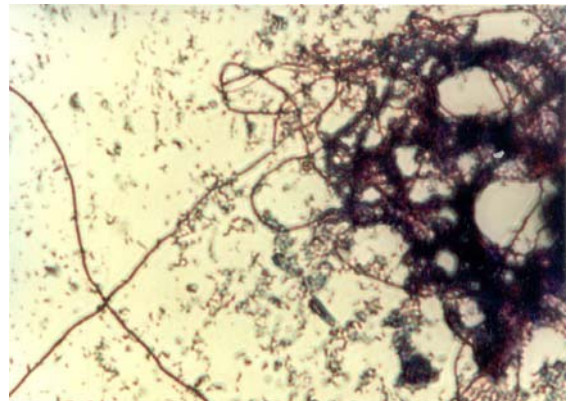


Figura 5.45.: X 400

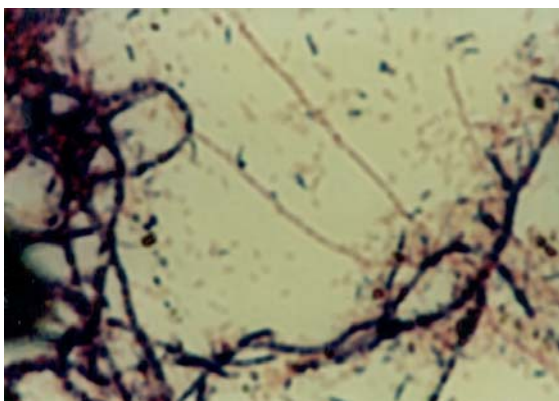


Figura 5.46.: X 1000

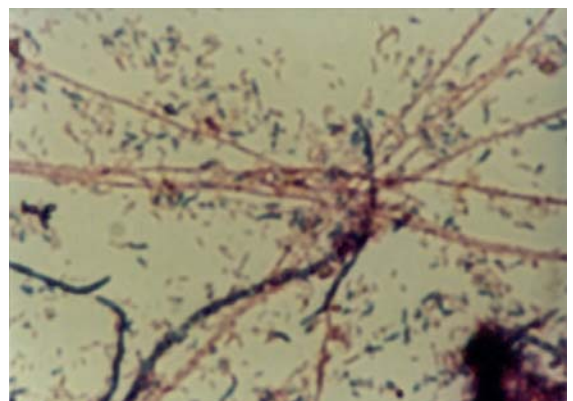


Figura 5.47.: X 1000

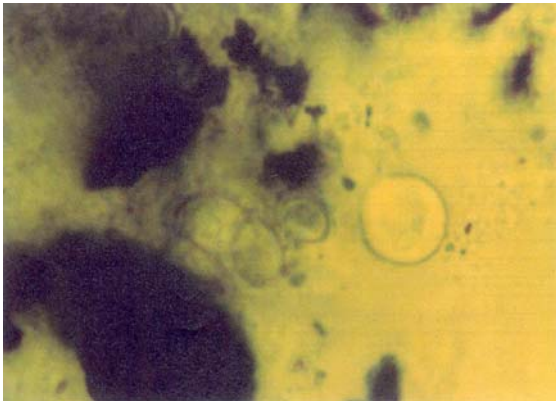


Figura 5.48.: X 1000

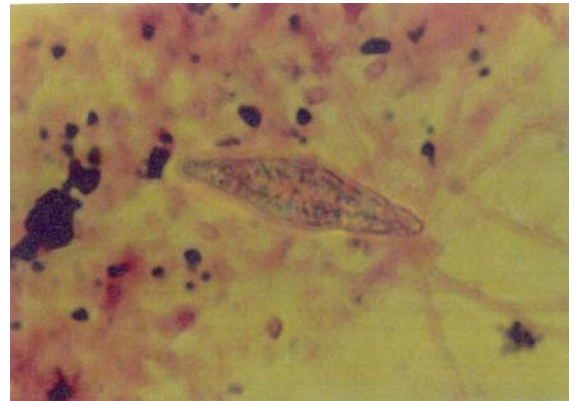


Figura 5.49.: X 1000

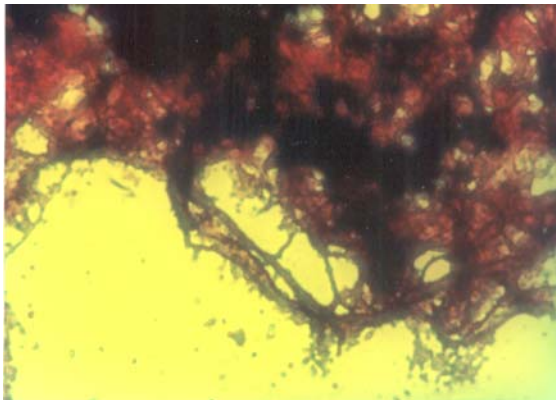


Figura 5.50.: X 400

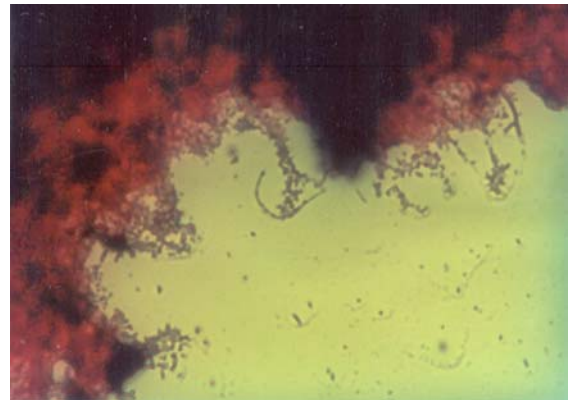


Figura 5.51.: X 400

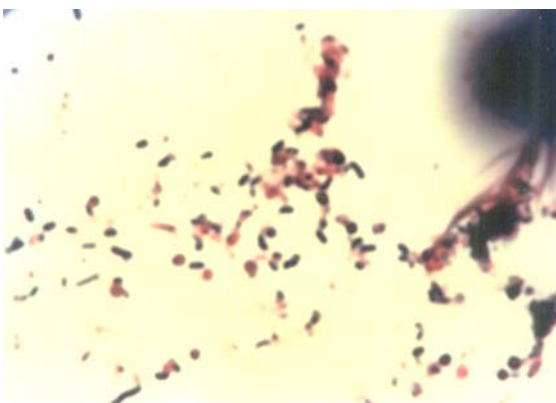


Figura 5.52.: X 1000

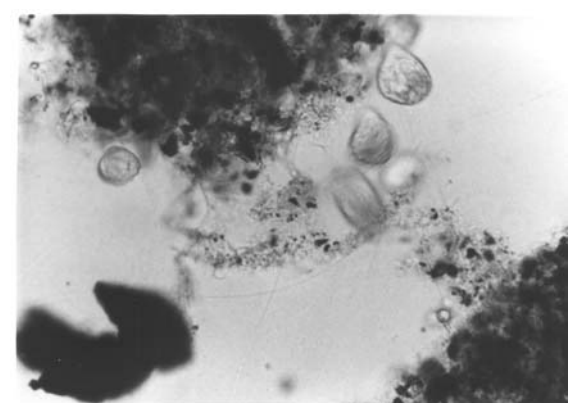


Figura 5.53.: X 1000

5.2.12.- ASPECTOS DE OPERACIÓN Y DISEÑO DEL PROCESO PACT.

Con el objetivo de reproducir las condiciones de operación de la primera etapa del proceso PACT que forma parte de la planta depuradora de la Empresa y validar de esta forma los resultados obtenidos, a escala de laboratorio, para una temperatura en el tanque de aireación comprendida entre 35 y 39 °C, en la tabla 5.5 se muestran los valores de los parámetros utilizados para simular el tratamiento industrial.

Tabla 5.5. Valores de operación de la planta piloto y de la planta industrial

Parámetro	Planta piloto	Planta industrial
DQO _{alimentación} (mg/l)	20348	22000
DQO _{efluente} (mg/l)	1600-1800	400-1000
DQO _{efluente soluble} (mg/l)	700-800	
Temperatura (°C)	35-39	39
pH	6,5-7,5	6,5-7,5
O ₂ disuelto (mg/l)	3-5	2-5
TRH (d)	15	15
PAC (g/l)	4,0	3,5-4,5
Biomasa (g/l)	3,0	3,0-4,5
PAC/Biomasa	1,1	0,8-1,1
F/M (días ⁻¹)	0,4	0,4
TRC (días)	12	12
P residual (mg/l)	1-6	5-20
N-NH ₄ ⁺ (mg/l)	2-20	2-30
Antiespumante (mg/l)	25	20-30

Como puede apreciarse, los resultados obtenidos reflejan de manera adecuada el estado de la planta real salvo para la DQO. Para este parámetro, la unidad Husmann proporcionó unas concentraciones de sólidos en suspensión en el efluente muy altas, en torno a 1 g/l, como consecuencia de la alta turbidez en el decantador lo que originó una DQO más elevada de lo esperado. Para evaluar la DQO del proceso PACT llevado a cabo en la planta piloto sin las interferencias ocasionadas por la salida a través del efluente de microorganismos, el análisis de la DQO soluble para una temperatura en el reactor biológico de 35-39 °C mostró unas concentraciones comprendidas dentro del margen de operación requerido: DQO = 400-1000 mg/l.

Con posterioridad, estos valores de DQO (obtenidos para unos sólidos en suspensión de 0,26 g/l) fueron reproducidos adecuadamente en la planta piloto durante su fase de recuperación después del periodo de alta temperatura, 45-48 °C, ya que se alcanzaron unas concentraciones situadas en torno a 750-900 mg/l para unos SST fijados entre 0,2 y 0,6 g/l. Con estos resultados se pone de manifiesto que la unidad Husmann ha reproducido de manera apropiada las condiciones de operación de la planta real y que puede resultar apta para optimizar, controlar y evaluar los parámetros operacionales y modos de operación del proceso PACT en la depuración de efluentes procedentes de la fabricación de primeras materias plásticas.

Aparte de los aspectos relacionados con la operación, es importante destacar el diseño en las pruebas realizadas a escala de laboratorio con los resultados obtenidos en la planta industrial. Teniendo en cuenta que el volumen del tanque de aireación de la unidad Husmann es de 3,0 litros y que el reactor biológico de la Empresa tiene una

altura de 10 m y 65 m de diámetro, 33183 m³, el factor de conversión o relación existente entre el volumen del tanque industrial y el volumen de la planta piloto es:

$$\text{factor de conversión} = \frac{V \text{ planta real}}{V \text{ planta piloto}} = \frac{\pi \times \left(\frac{65}{2}\right)^2 (\text{m})^2 \times 10(\text{m})}{3(1) \times \frac{1(\text{m})^3}{1000(1)}} = 1,1 \times 10^8$$

Este elevadísimo factor de escala para el sistema PACT llevado a cabo supone que es posible operar satisfactoriamente en un amplio rango de volúmenes de manera que no resultaría necesario realizar un cambio de escala a un proceso semi-industrial para la validación de los resultados reduciéndose con ello el coste económico que supondría la supresión de este paso.

5.3.- OPERACIÓN EN PRESENCIA DE CIANUROS.

En esta etapa de la investigación se procedió a realizar un estudio sobre el efecto de una corriente con cianuros en el proceso PACT. Este afluente se caracteriza por la presencia de cianuros en su composición, en concentraciones próximas a 10 mg/l, y plomo, con prácticamente 30 mg/l (apartado 3.1 del apéndice III). Ambos contaminantes son considerados prioritarios en el RD 606/2003 y sus concentraciones límites en la Autorización Ambiental Integrada se establecen en 1 mg/l (cianuro total) y 1 mg/l (plomo). El objetivo de la introducción de este agua residual en el influente de la planta piloto es determinar su impacto sobre el proceso de fangos activos con carbón activado y si es posible su tratamiento mezclando con el efluente procedente de la Planta de Producto Intermedio (corriente principal de la Planta Industrial).

El análisis de la influencia de este afluente con cianuros en la alimentación del sistema se realizó en tres etapas. En la primera se empleó la menor proporción de esta agua residual en la alimentación total: 1/6. En estas condiciones, el influente de la planta piloto de fangos activos estaba formado por 1 volumen de la corriente de cianuros y 5 volúmenes de la corriente habitual que procede de la Planta de Producto Intermedio. En la segunda etapa, se modificó la composición de la alimentación con el aumento de la proporción hasta 1/4. Y, en la tercera, se cambió otra vez la relación del influente al emplearse 1/3 del efluente con cianuro (tabla 5.6). Por último, como complemento a esta investigación, se trató de alcanzar las condiciones de operación previas al estudio de la corriente con cianuro (condiciones del apartado 5.1.3).

Tabla 5.6. Alimentaciones evaluadas.

	Corriente con cianuro	Corriente de la Planta de Producto Intermedio
Influente 1	1/6	5/6
Influente 2	1/4	3/4
Influente 3	1/3	2/3
Influente 4	0	1

Las características de las aguas residuales utilizadas en este periodo pertenecientes a las corrientes con cianuro y sin cianuro suministradas por la Empresa se muestran en el apartado 3.1 del apéndice III.

5.3.1.- DQO.

Los resultados experimentales obtenidos para este parámetro mostraron una DQO con un comportamiento muy similar para cada uno de los ensayos realizados (figura 5.54). Para las tres alimentaciones empleadas, se observó un ligero aumento del parámetro a los 15 días, aproximadamente, de la introducción del influente con una proporción cada vez mayor de la corriente con cianuros. Este hecho podría responder a la influencia desfavorable que este afluente ejerce sobre el sistema en lo que se refiere a la DQO total ya que, a pesar de que disminuye la carga orgánica contaminante de la alimentación con el cambio en la relación de corrientes, se va aumentando la concentración de cianuro en el sistema. Sin embargo, este efecto negativo parece anularse posteriormente una vez transcurrido un tiempo adecuado para la adaptación de la flora bacteriana a las nuevas condiciones ya que se observó una leve disminución de la DQO hasta unos valores comprendidos entre 800 y 1000 mg/l al final de cada una de las 3 etapas.

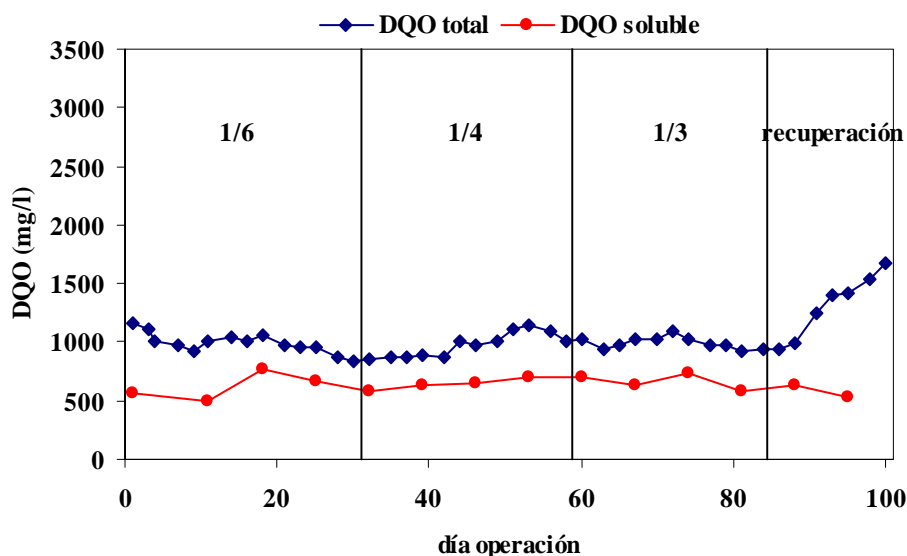


Figura 5.54. Evolución DQO del efluente.

Como puede apreciarse en la figura 5.54, la DQO para la etapa de recuperación de parámetros fue aumentando progresivamente hasta alcanzar valores semejantes a los obtenidos en operación en régimen estacionario anteriormente, cuando se empleó en exclusiva la corriente de la Planta de Producto Intermedio como fuente de alimentación. Este incremento en el parámetro pudo ser debido a la subida observada en la turbidez del decantador y a la utilización de un influente que presentaba una DQO mayor. A pesar de este incremento en la DQO, se ha podido comprobar que el proceso PACT respondió favorablemente a la carga de choque orgánica producida en el cambio de alimentaciones: se pasó de un influente con una DQO de 14200 mg/l a otro con una concentración orgánica de 25925 mg/l en tan sólo 2-3 días. Este resultado concuerda con lo obtenido por Meidl (1997) en sus estudios.

Con la planta piloto estabilizada, el comportamiento de la DQO soluble (apartado 3.2 del apéndice III) no resultó influenciado por la entrada al proceso PACT de la corriente con cianuros ya que el rendimiento en la degradación de materia orgánica soluble procedente del decantador mostró unos valores prácticamente idénticos: 95,4 % cuando la relación fue de 1/6, 95,2% para 1/4 y 94,9 % cuando la proporción fue de 1/3. Estos resultados suponen que el sistema presentó la misma respuesta independientemente de la composición del agua residual y reflejan la gran estabilidad del proceso PACT frente a variaciones de composición del agua residual.

El porcentaje de eliminación de DQO total obtenido con la utilización de la nueva corriente es alto, en torno al 93-95 %, aunque a medida que se emplean mayores volúmenes de cianuro va disminuyendo ligeramente tal y como se encuentra reflejado en la figura 5.55.

A pesar de que el valor de la DQO en efluente ha ido aumentando con el empleo únicamente del influente principal de la Planta Industrial, el porcentaje de eliminación es muy elevado, entre el 93 y el 96 %, debido al alto valor de DQO a la entrada de la planta.

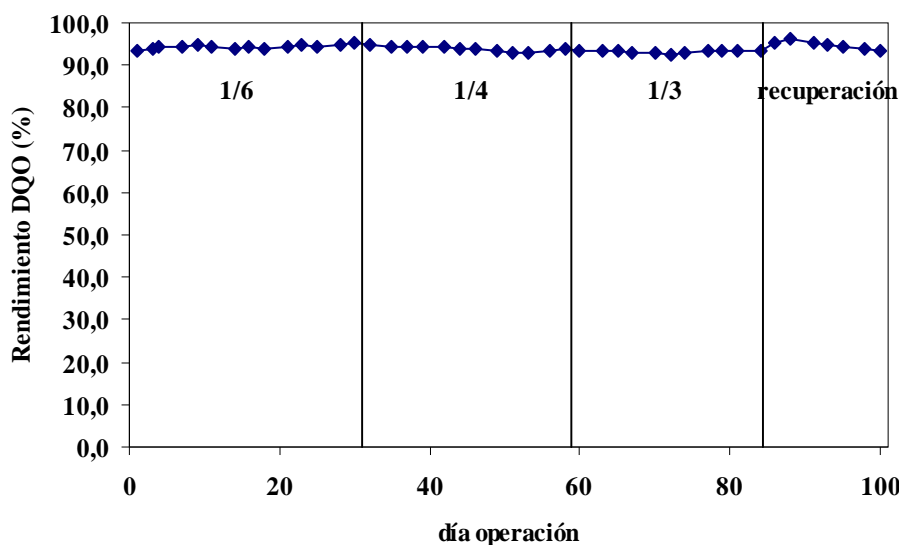


Figura 5.55. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

5.3.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

La evolución de la temperatura del reactor biológico se muestra en la figura 5.56 y en ella puede observarse que el rango de temperatura se mantuvo estable entre los 34 y los 37 °C.

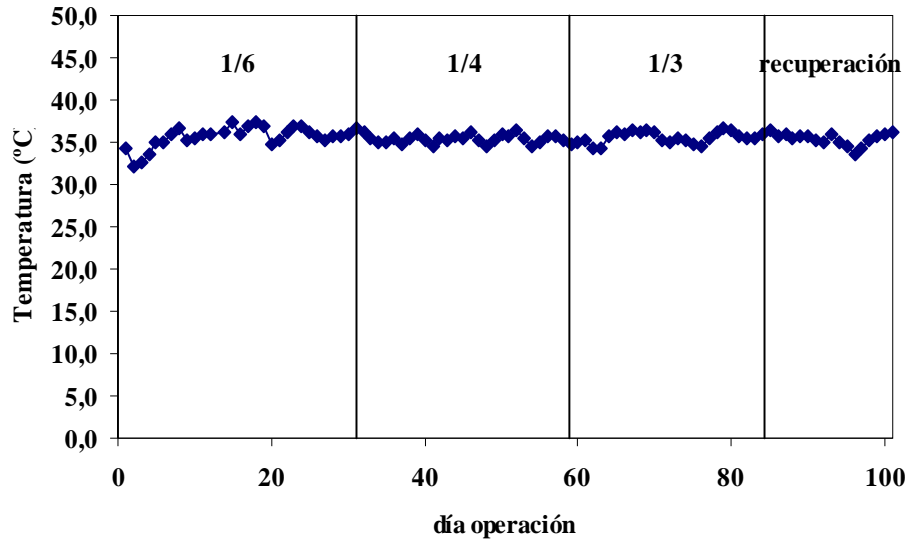


Figura 5.56. Evolución de la temperatura.

Exceptuando los datos anómalos del principio (en los que la sonda no funcionaba correctamente), los valores obtenidos en el potencial redox mostraron que con la adición de la corriente con cianuros se consiguieron alcanzar cifras de potencial estabilizadas entre 180 y 210 mV.

Para la etapa de recuperación del sistema, el potencial redox se encontró situado entre los 170 y los 200 mV de manera que el reactor biológico continuó mostrando condiciones de óxido-reducción adecuadas para la depuración de las aguas residuales.

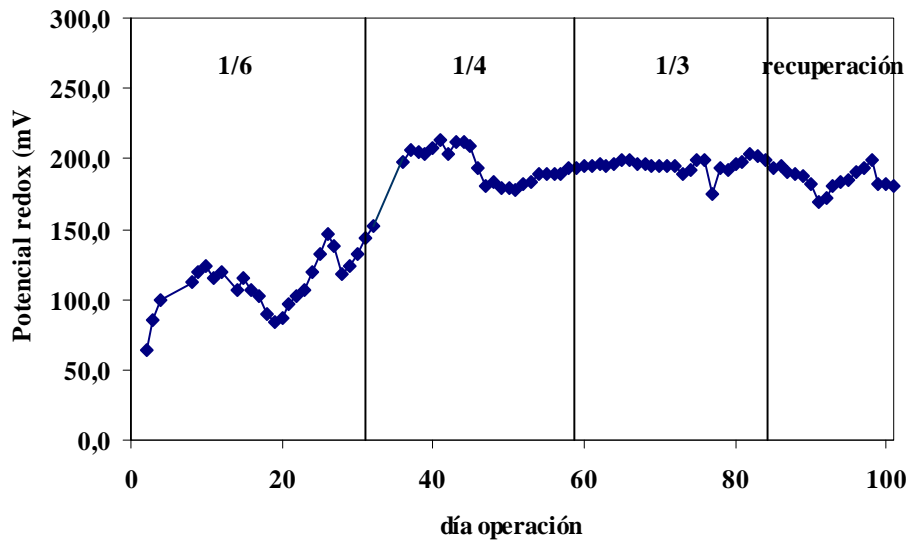


Figura 5.57. Evolución del potencial redox.

El parámetro pH se ajustó al margen de operación requerido, $\text{pH} = 6,5-7,5$, siendo la cantidad de ácido sulfúrico necesaria para poder mantener estos valores cada vez más pequeña a medida que aumentaba la proporción de la corriente con cianuros en la alimentación, debido a su acidez: $\text{pH} = 6,2$ (apartado 3.1 del apéndice III).

Excluyendo aquellos días en los que el ajuste de pH no proporcionó los resultados adecuados como consecuencia de la dificultad en el control del parámetro acontecidos durante la fase de recuperación, el resto de valores también se situaron en el margen correcto: pH = 6,5-7,5.

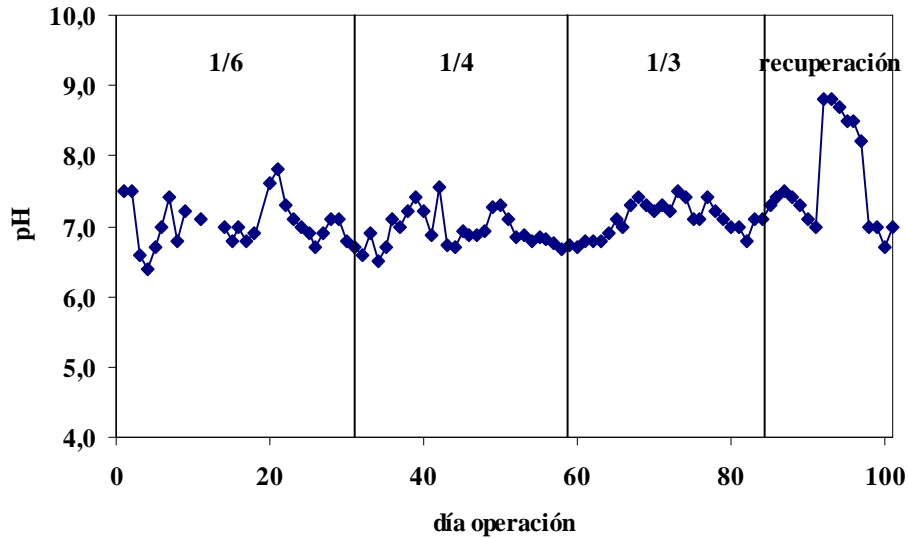


Figura 5.58. Evolución del pH.

Como se puede apreciar en la figura 5.59, la concentración de oxígeno disuelto se mantuvo fijada normalmente en 4-5 mg/l para asegurar una concentración suficiente en el reactor y evitar en todo lo posible la presencia indeseable de bacterias filamentosas en el sistema.

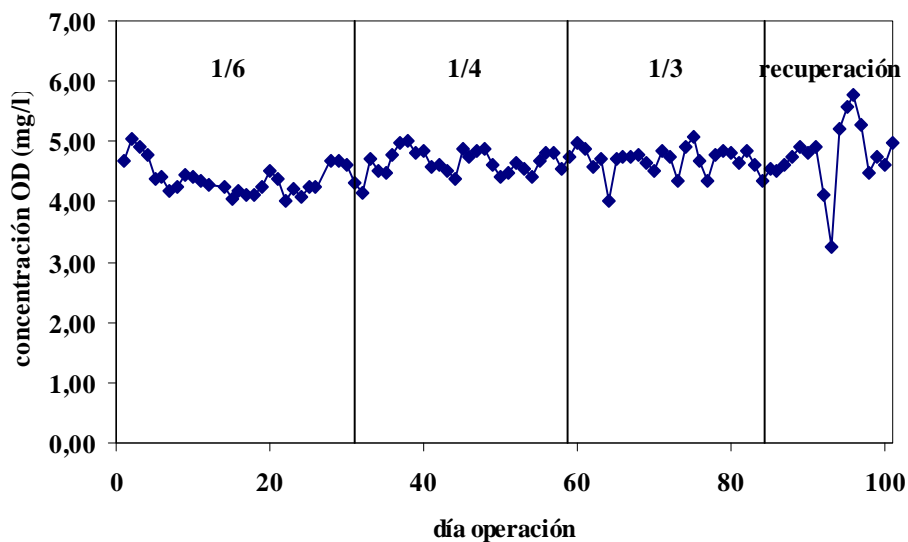


Figura 5.59. Evolución del oxígeno disuelto.

5.3.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Los datos mostrados en la figura 5.60 indican que los valores de caudal del influente se encontraron dentro del margen para poder reproducir un tiempo de residencia hidráulico de 15 días.

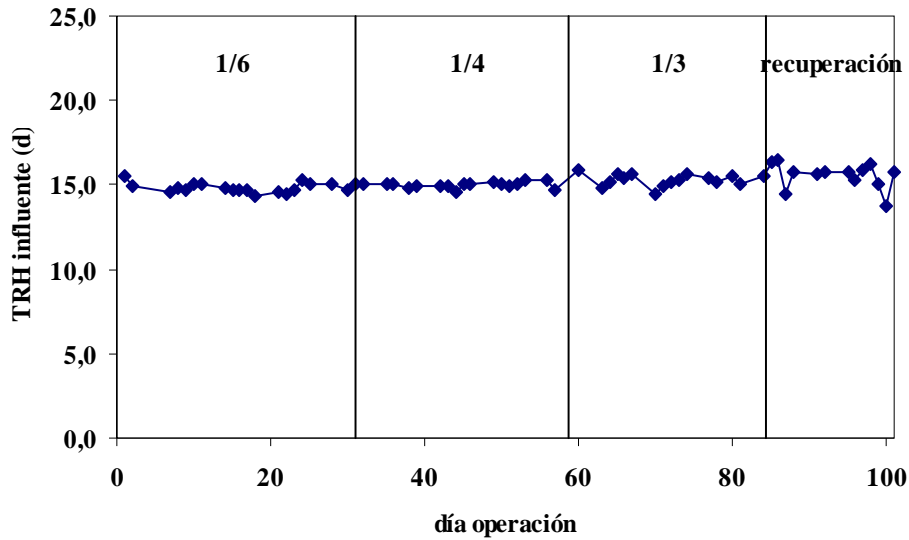


Figura 5.60. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

Para el efluente, salvo pequeños desajustes, el tiempo de residencia hidráulico se mantuvo estable en torno a los 15 días, por tanto, el control de este parámetro se realizó satisfactoriamente.

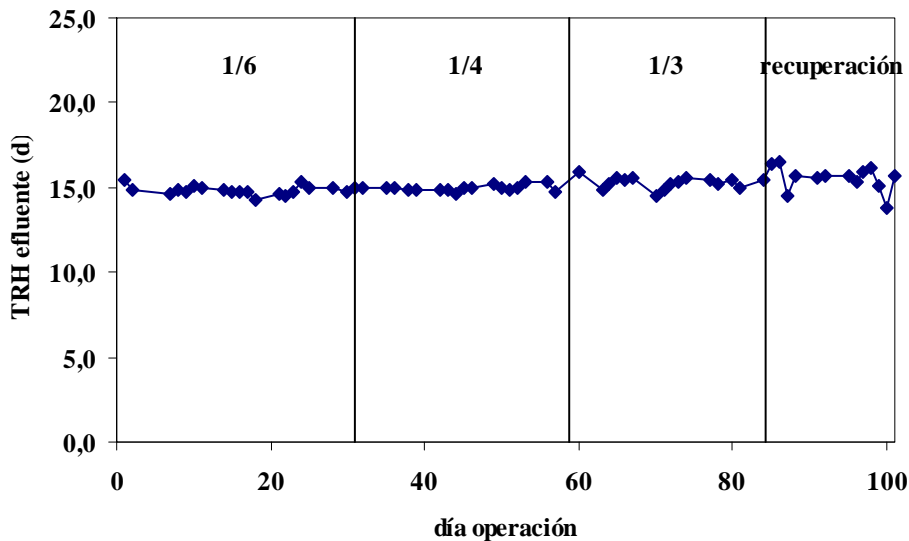


Figura 5.61. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

5.3.4.- CONCENTRACIONES DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Las evoluciones tanto de la concentración de carbón como de biomasa en cada una de las cuatro fases que componen este estudio se muestran en las figuras 5.62 y 5.63.

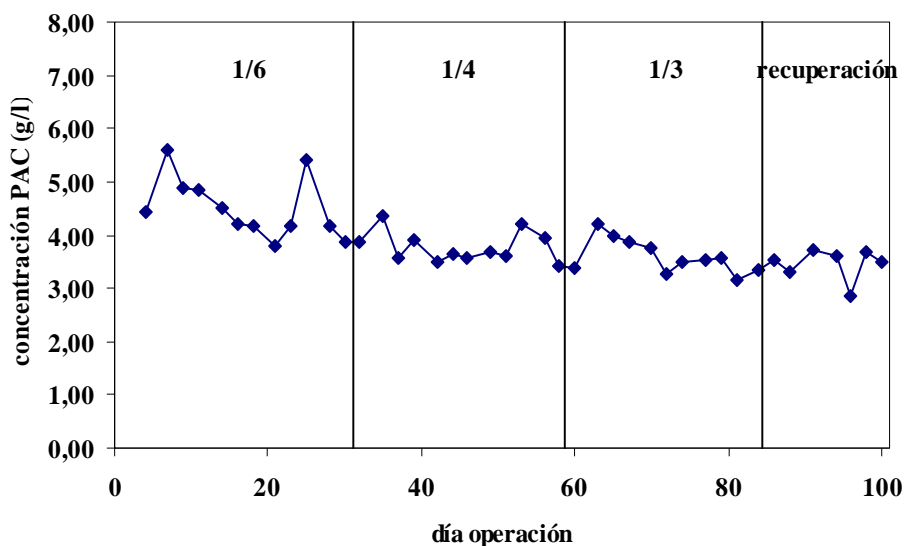


Figura 5.62. Evolución de la concentración de carbón.

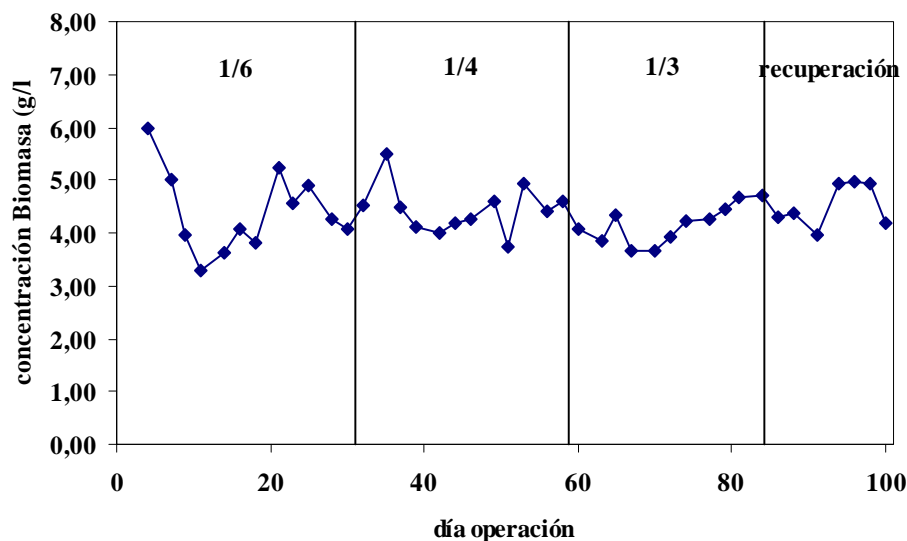


Figura 5.63. Evolución de la concentración de biomasa.

Durante la realización de esta investigación, se trató de ajustar el PAC en el tanque de aireación en unos valores adecuados para que la relación PAC / Biomasa estuviese comprendida dentro de los márgenes previstos (0.8-1,1). Las concentraciones necesarias (carbón entre 3,5 y 4,5 g/l) se conseguían a través de la adición al reactor, según las indicaciones de la Empresa, de 20 partes de carbón regenerado por una sola parte de carbón virgen. Con estas adiciones se pretendía reponer las pérdidas de PAC que se producían al retirar una fracción de los fangos biológicos del sistema.

En la última etapa, las concentraciones de carbón se encontraron en el límite inferior o muy cerca de él, PAC = 3,5 g/l. En ocasiones, este parámetro presentó valores más bajos de lo previsto debido a la pérdida observada de carbón con la salida del efluente (aumento de la turbidez en el decantador) y a que la cantidad teórica de PAC que se debía de añadir cuando se procedía a la eliminación de los lodos resultó insuficiente ya que el carbón activo adicionado presentaba restos sólidos procedentes de la regeneración que falseaban la pesada del carbón.

Al igual que lo sucedido en el estudio anterior, para las cuatro alimentaciones empleadas también se optó, dentro de lo posible, por continuar utilizando concentraciones de biomasa lo más próximas al intervalo 4,0-4,5 g/l con el fin de conseguir máxima eliminación de la DQO (tabla 5.7). Esta biomasa, durante la última parte, alcanzó incluso valores más elevados, entre 4,5 y 5,0 g/l, debido a la mayor velocidad de crecimiento de los microorganismos al utilizar solamente la corriente procedente de la Planta de Producto Intermedio con una alta carga orgánica como alimentación.

Tabla 5.7. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.

Alimentación	Periodo	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
Influyente 1	estabilización	4,26	4,47	0,96
Influyente 2	estabilización	3,73	4,43	0,85
Influyente 3	estabilización	3,46	4,20	0,83
Influyente 4	estabilización	3,44	4,57	0,76

En la figura 5.64 se muestra la tendencia de la relación PAC / Biomasa. Los valores medios obtenidos tanto para el carbón como para la biomasa cuando la planta opera bajo régimen estacionario se encontraron dentro de los márgenes establecidos para reproducir ambos parámetros de modo que la relación PAC / Biomasa estuvo habitualmente dentro de los valores deseados.

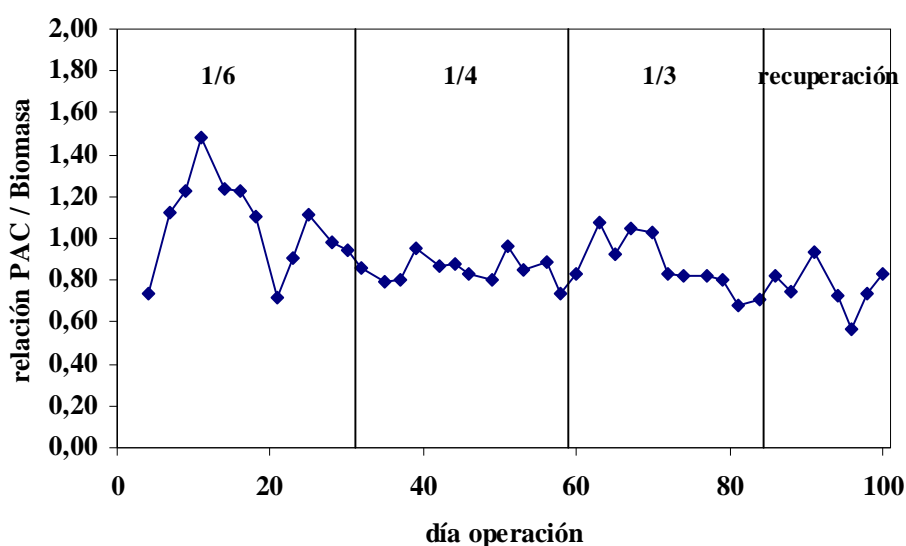


Figura 5.64. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

5.3.5.- RELACIÓN F / M.

Los valores experimentales obtenidos para esta relación se muestran en la figura 5.65.

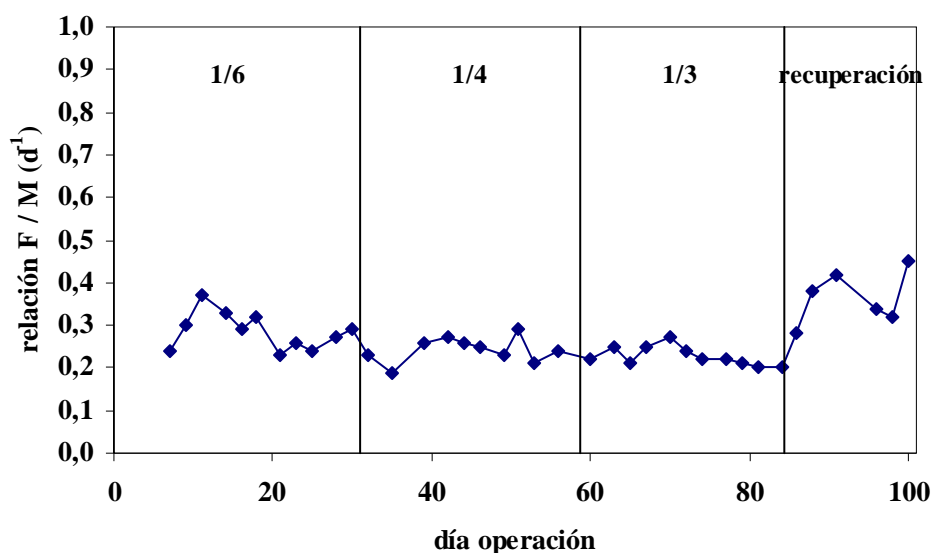


Figura 5.65. Evolución de la relación F / M.

En esta gráfica puede apreciarse que debido a la disminución de la DQO que se produce en la alimentación al ir disminuyendo la proporción de la corriente principal, la tendencia de la relación F / M es ligeramente descendente con la introducción de las distintas relaciones de la corriente con cianuros. En todos los casos se encuentra por encima del valor $F / M = 0,2 \text{ d}^{-1}$, considerado mínimo aconsejable en proceso de fangos activos (Metcalf & Eddy, 2000).

Para la fase de recuperación de parámetros, los datos experimentales que se han obtenido para esta variable muestran un ascenso lógico como consecuencia de la utilización de un influente que presentaba una DQO de 25925 mg/l.

El promedio de la relación F / M cuando se encuentra estabilizada durante este estudio se expone en la tabla 5.8:

Tabla 5.8. Valores medios de la relación F / M.

Alimentación	F / M (d ⁻¹)
Influente 1	0,27
Influente 2	0,25
Influente 3	0,23
Influente 4	0,38

Los datos de la tabla muestran que esta variable de control resultó ser inferior a los $0,40 \text{ d}^{-1}$ fijados cuando la alimentación estaba formada sólo por la corriente procedente de la Planta de Producto Intermedio y alcanzó unos valores reducidos: $0,27-0,23 \text{ d}^{-1}$.

5.3.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Los valores de los tiempos de retención celulares alcanzados durante esta investigación aparecen registrados en la figura 5.66:

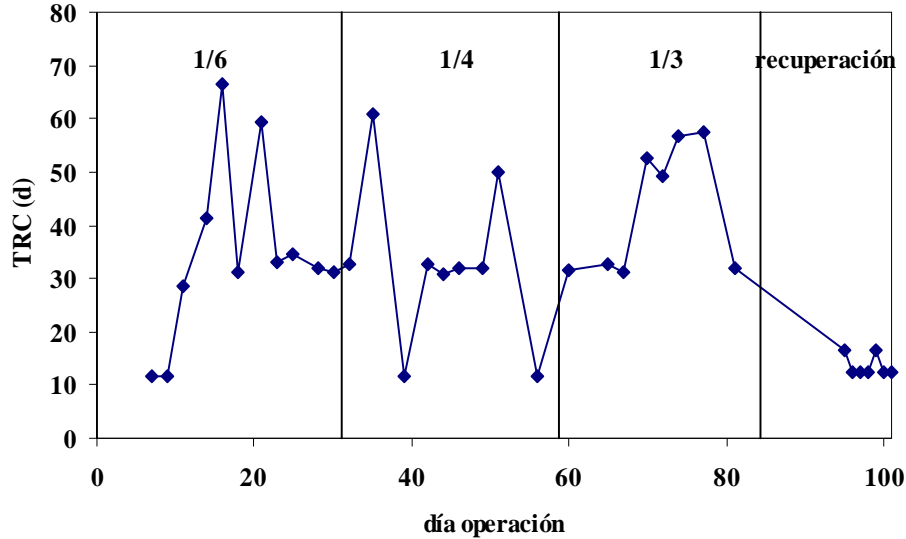


Figura 5.66. Evolución del tiempo de retención celular..

Como puede apreciarse en la gráfica, el parámetro registró cierta inestabilidad durante la utilización de la corriente con cianuros fruto del ajuste de la concentración de microorganismos a los valores deseados: biomasa = 4,0-4,5 g/l. Debido a esta circunstancia, no resulta claro que con la disminución de la carga orgánica, consecuencia del aumento de la proporción de la nueva corriente en la alimentación (disminución F / M, figura 5.65), se reduzca la producción de fangos en exceso de la planta y disminuya la retirada de lodos del reactor ya que para las dos primeras etapas se eliminó el mismo caudal medio de fangos durante el periodo estacionario en cada una de las dos etapas (tabla 5.9). De acuerdo con la tabla, para una alimentación de 1/6 y 1/4 no hay un aumento de la edad de los lodos aunque sí pudo observarse una subida importante cuando la carga de la planta descendió todavía más: alimentación formada por 1/3.

Tabla 5.9. Valores medios de caudal de purga.

Alimentación	Purga (ml/d)	TRC (d)
Influente 1	165	37
Influente 2	164	31
Influente 3	62	50
Influente 4	218	14

Por otro lado, con el aumento en el crecimiento bacteriano logrado al emplear afluente de la Planta de Producto Intermedio en exclusiva, fue necesario incrementar el caudal de purga de los fangos activos respecto a las fases anteriores de modo que al final de este periodo se obtuvieron unos tiempos de retención celulares de 14 días.

5.3.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Las concentraciones observadas en el ortofosfato en el efluente han estado comprendidas entre las 15 y las 35 ppm, valor éste último superior al máximo recomendado para este parámetro (20 mg/l). Hay que destacar que debido al bajo consumo observado de este nutriente por parte de los microorganismos, la cantidad añadida de ácido fosfórico al reactor necesaria para alcanzar los niveles deseados se ha visto reducida con la adición de la nueva corriente a pesar que este agua residual no presentaba fósforo en su composición.

Para la etapa de recuperación del sistema, la concentración de fósforo residual analizada (figura 5.67) presenta una tendencia descendente debido al gasto realizado por los microorganismos y a la ausencia de la adición de ácido fosfórico durante este periodo.

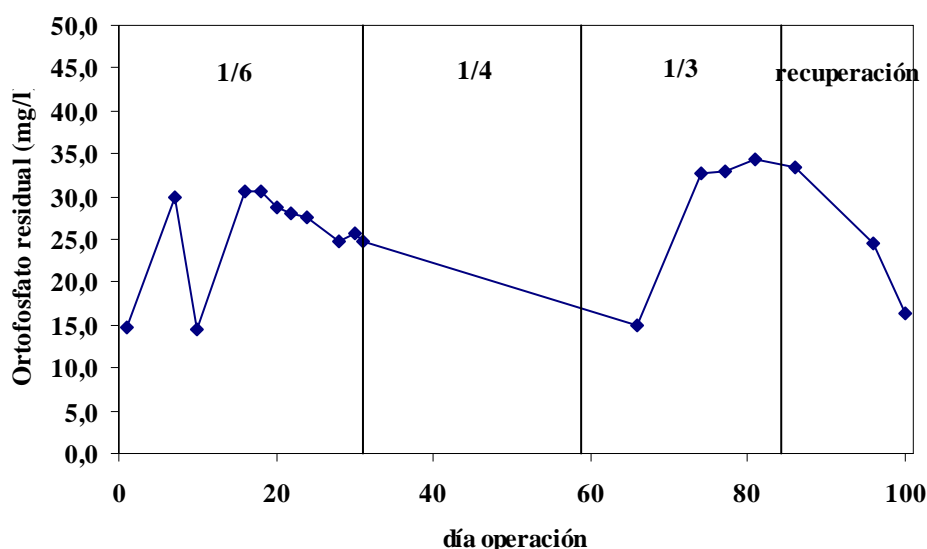


Figura 5.67. Evolución del fósforo residual.

La tendencia experimentada tanto por el nitrógeno amoniacal como por el nitrógeno total se muestra en la figura 5.68 y en ella se puede apreciar (al igual que lo sucedido con la DQO) un importante aumento en las concentraciones del nitrógeno residual al final de la segunda semana de la utilización de cada una de las tres alimentaciones empleadas pero, transcurrido ese tiempo, descendía hasta alcanzar unos valores de amonio por debajo de los 2 mg/l. Por esta razón fue necesario añadir sulfato amónico (pese a que la corriente con cianuros presenta una elevada concentración de nitrógeno amoniacal, apartado 3.1 del anexo III) ya que de lo contrario, el NH_4^+ bajaba por debajo del límite inferior recomendado (2 mg/l). Aunque la cantidad que había que adicionar de nutriente fue disminuyendo a medida que la proporción de la corriente principal era menor en el influente, en ningún caso se tuvo que prescindir del complemento adicional aportado por el sulfato amónico ya que sin él se volvían a alcanzar concentraciones insuficientes de amonio a la salida. Estos resultados muestran que el sistema realizó un importante consumo de nitrógeno amoniacal pero ofreció en cambio una significativa reducción de este compuesto en el proceso PACT (alrededor del 99 %) que pudo conseguirse principalmente a través de la nitrificación-desnitrificación en la planta y, en menor medida, por medio de la asimilación por parte de los microorganismos del NH_4^+ presente en el medio. La eliminación de amonio a

través de la nitrificación es una de las principales ventajas del sistema PACT ya que este compuesto normalmente no es adsorbido por el carbón activado (Ng *et al.*, 1987; Ng y Stenstrom, 1987).

Cuando la planta piloto se alimentó únicamente con el agua residual procedente del proceso de fabricación de óxido de propileno y estireno, la concentración de nitrógeno amoniacal estuvo cerca del intervalo recomendado, 2-30 ppm, mientras que en la concentración de nitrógeno total se aprecia un aumento progresivo como consecuencia de la adición de sulfato amónico para evitar que el nitrógeno amoniacal descendiera por debajo de los 2 mg/l y al aumento de turbidez observada en el efluente.

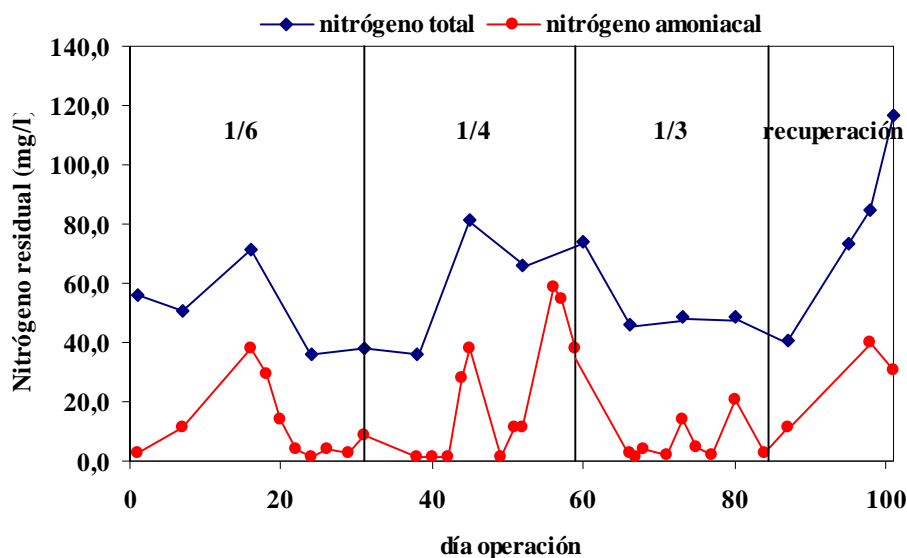


Figura 5.68. Evolución del nitrógeno residual.

5.3.8.- FENOL RESIDUAL.

Las concentraciones de fenol y derivados obtenidas en el efluente se muestran en la figura 5.69.

La concentración de fenol en alimentación disminuye con el aumento de la proporción de la corriente de cianuros, desde 460 mg/l en el efluente de la Planta de Producto Intermedio hasta 300 mg/l en el influente 3 (apartado 3.1 del apéndice III). Sin embargo, la concentración de fenol residual, salvo desestabilizaciones, permanece estable en torno a 2-3 mg/l. Este hecho supone una ligera reducción del % de eliminación (al disminuir el valor inicial), pero para todas las relaciones de alimentación, la eliminación de fenol es espectacular. Se observa una ligera desestabilización (incremento del valor en efluente en figura 5.69) a las dos semanas (TRH) del cambio de alimentación, de igual forma que lo observado en la DQO y nitrógeno.

Para la etapa de recuperación de la planta, la concentración en efluente disminuyó hasta alcanzar prácticamente los 2 mg/l, situándose entonces la eliminación máxima en un 94,6 % porque la alimentación empleada presentaba una concentración de fenol de 36,1 mg/l (muy inferior a la que presentaban otras partidas de agua residual procedentes de la corriente principal de la Planta Industrial).

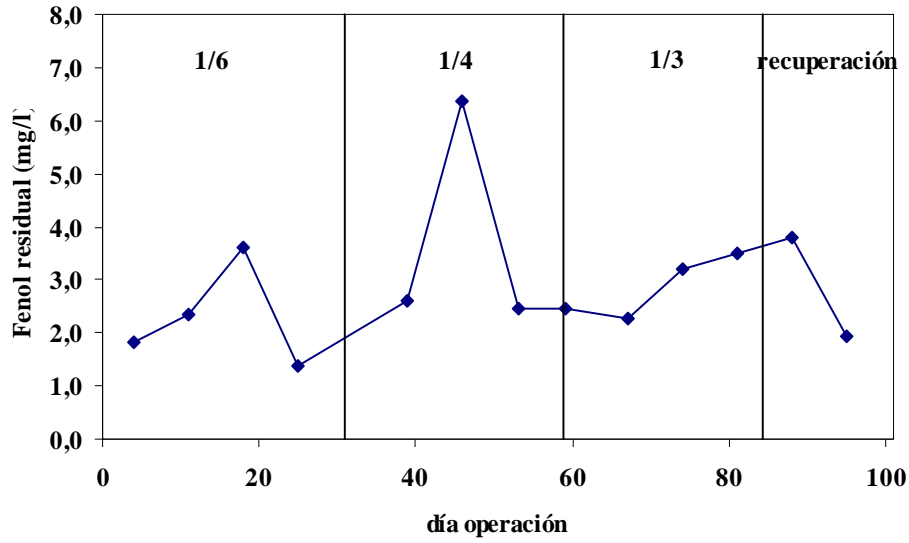


Figura 5.69. Evolución del fenol residual.

5.3.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Como se puede apreciar en la figura 5.70, las concentraciones de los sólidos en suspensión y los sólidos fijos fueron menores que cuando se empleó únicamente la corriente de la Planta de Producto Intermedio debido posiblemente a las bajas concentraciones de sólidos en la corriente con cianuros y a la menor turbidez observada en el efluente que presentó, por el contrario, una coloración amarillenta característica durante la utilización del nuevo afluente industrial.

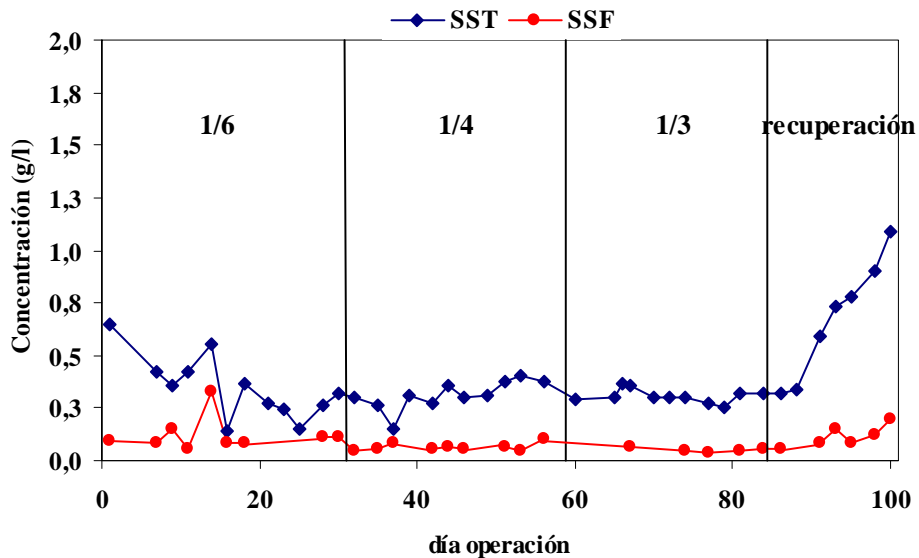


Figura 5.70. Evolución de los sólidos residuales.

5.3.10. CIANUROS LIBRES.

Para determinar la respuesta que presenta el proceso PACT en el tratamiento de la corriente con cianuros se analizó la presencia de cianuro libre en el efluente. Las concentraciones de cianuro residual obtenidas para cada una de las tres alimentaciones empleadas se muestran en la figura 5.71.

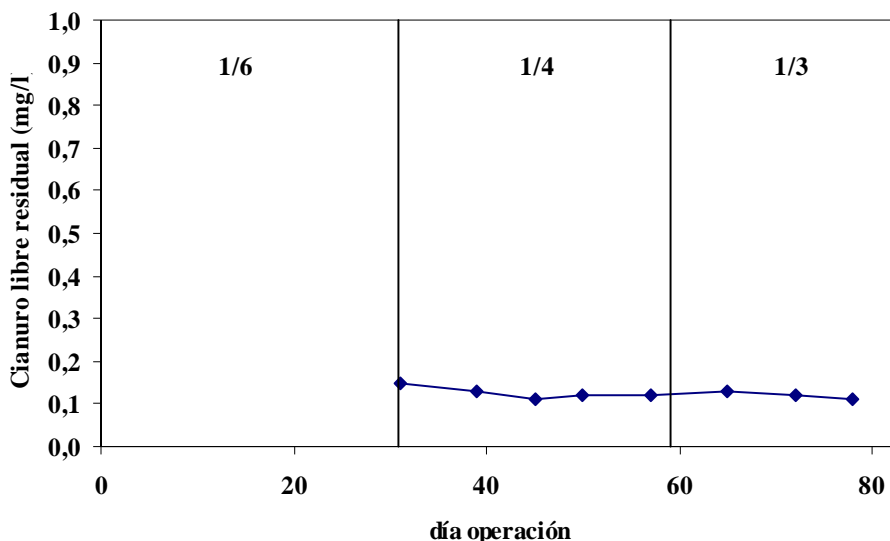
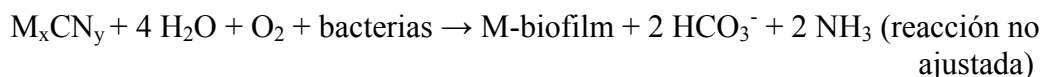


Figura 5.71. Evolución del cianuro libre residual.

En la gráfica se observa una concentración residual muy baja de cianuro libre (110- 150 $\mu\text{g/l}$), prácticamente independiente de la proporción de cianuro en la alimentación, e inferior al valor máximo permitido por la legislación para el vertido de efluentes: cianuros (mg/l) = 1,0.

El uso de procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales que contienen este tipo de compuesto representan una alternativa eficaz a la utilización de procedimientos químicos y físicos (Akcil *et al.*, 2003) y comienzan a ser estudiados con profundidad.

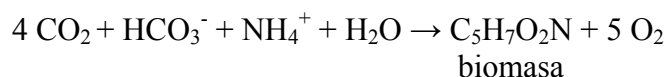
En la degradación microbiana de cianuros, los microorganismos aerobios transforman los cianuros libres y complejos a carbonato y amonio quedando los metales que forman parte de los complejos adsorbidos dentro del biofilm del flóculo:



Posteriormente, el amonio obtenido en la reacción de descomposición debe ser detoxificado mediante la acción de las bacterias autótrofas aerobias *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*:



El amonio, al principio, se oxida lentamente a nitrito y después, más rápidamente, a nitrato. Las tres floras bacterianas que intervienen en la destrucción del cianuro y en la nitrificación son normalmente no competitivas y están limitadas por el cambio en las concentraciones de cianuro y amonio. El amonio actúa como nutriente para los organismos nitrificantes mientras que los compuestos inorgánicos como el bicarbonato o el dióxido de carbono son empleados como sus fuentes de carbono:



La eliminación que se ha producido en el sistema de estos compuestos (tabla 5.10) aumentó a medida que se fue incrementando la concentración de cianuro en la planta. Este aumento indica que la nitrificación en el proceso PACT es óptima puesto que un contratiempo en el rendimiento de eliminación del cianuro afecta generalmente a la etapa de nitrificación y a la recuperación de las bacterias nitrificantes porque presentan una velocidad de degradación más lenta que la de los organismos que intervienen en el catabolismo inicial del cianuro.

Tabla 5.10. Eliminación cianuros libres.

Alimentación	Eliminación (%)
Influente 1	89,0
Influente 2	93,8
Influente 3	95,6

5.3.11.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

La inspección microscópica efectuada en muestras del tanque de aireación reflejan que, para una alimentación de 1/6, se mantuvieron las poblaciones de microorganismos observadas con influente único de la Planta de Producto Intermedio. Los flóculos se encontraron muy poblados por los dos grupos morfológicos de bacterias presentes, cocos Gram (-) y bacilos Gram (+) (figuras 5.72 y 5.73 a 400 aumentos), aunque era posible apreciar reducidos focos de pequeñas formaciones filamentosas. De las especies de gran tamaño, los protozoos ciliados eran la comunidad más importante en el licor mezcla mientras que flagelos (figura 5.74 a 1000 aumentos) y diatomeas (figura 5.75, 1000 aumentos) también se hallaban presentes pero en menor número.

Para una proporción de 1/4 en el influente, se sigue observando una gran presencia de bacterias formadoras de flóculos como consecuencia de las altas concentraciones de biomasa empleadas (figuras 5.76 y 5.77 a 400 aumentos). Ahora fue posible observar, en mayor cantidad, la existencia de estructuras filamentosas de gran tamaño que solían encontrarse próximas al flóculo o bien lejos de las grandes aglomeraciones de bacterias (figuras 5.78 y 5.79 a 1000 aumentos). Estos microorganismos de dimensiones más grandes que los observados en anteriores estudios se encontraron constituidos al parecer por asociación de cocos Gram (+). Junto con esta especie filamentosa, en el reactor biológico también pudo apreciarse la presencia de filamentos Gram (-) caracterizados por ser más estrechos que los anteriores. Por otra

parte, en las muestras de biomasa obtenidas de las paredes del decantador se advirtió un aspecto ligeramente diferente al del tanque de aireación: numerosos filamentos de poca longitud conectados unos con otros (figuras 5.80 y 5.81 realizadas a 1000 aumentos) producidos posiblemente por la baja concentración de oxígeno disuelto en el sedimentador.

Con el empleo de una composición de hasta 1/3 en la alimentación, la concentración de bacterias en los flóculos siguió siendo alta (figuras 5.82 y 5.83 a 400 y 1000 aumentos respectivamente) aunque lo más relevante de esta etapa estuvo en que se pudo apreciar un aumento de las cadenas filamentosas (figuras 5.84 y 5.85 tomadas a 400 y 1000 aumentos). Estos microorganismos han aparecido como consecuencia de la adición de la corriente de cianuros y que se identificaron por presentar un tamaño y una longitud más grande que el resto de organismos presentes en el reactor y por mostrar una respuesta diferente a la tinción de Gram (figuras 5.86 y 5.87 a 1000 aumentos).

Es probable que en el estudio de la nueva corriente debido al aumento en el consumo de nitrógeno por parte de los microorganismos y a la reducción de la relación F / M, se hayan producido cambios en la población bacteriana al observarse una alta nitrificación, favorecida al reducir la carga aplicada (Metcalf & Eddy, 2000) y por emplear una corriente que contiene cianuros, y un aumento de organismos filamentosos. Junto con el desarrollo de bacterias nitrificantes y filamentosas, también es posible el crecimiento de diferentes variedades de *Pseudomonas* sp. (Parachuri *et al.*, 1990; Suh *et al.*, 1994; Akcil *et al.*, 2003; Arutchelvan *et al.*, 2005) y *Bacillus* sp. (Parachuri *et al.*, 1990; Arutchelvan *et al.*, 2005) que pueden intervenir en procesos de degradación de cianuros.

En el análisis microbiológico efectuado en el periodo de estabilización de la planta se pudieron apreciar flóculos densos y poblados de bacterias (figuras 5.88 y 5.89 realizadas a 400 aumentos) aunque con restos de formaciones filamentosas (figuras 5.90 y 5.91 a 1000 aumentos) que fueron desapareciendo progresivamente. Además, en la inspección al microscopio óptico también fue posible visualizar la presencia de una importante población de ciliados después de la introducción de la corriente con cianuros.



Figura 5.72.: X 400



Figura 5.73.: X 400

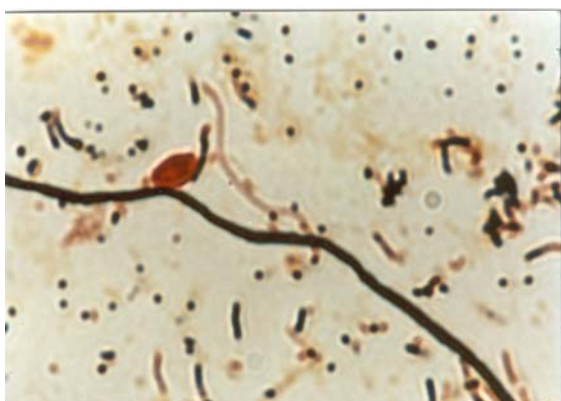


Figura 5.74.: X 1000

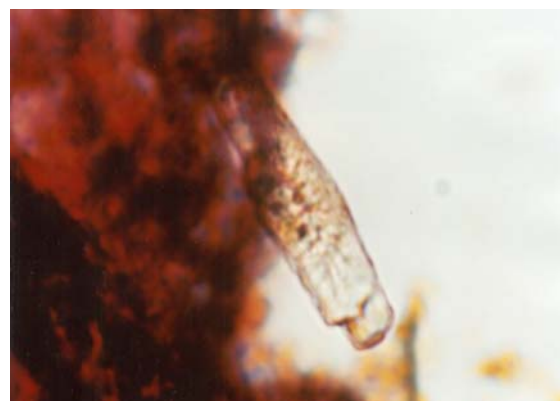


Figura 5.75.: X 1000

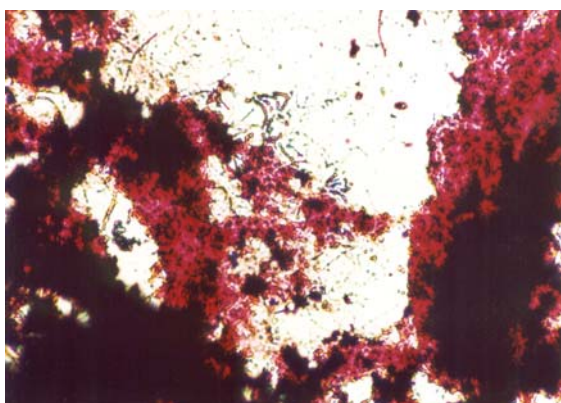


Figura 5.76.: X 400

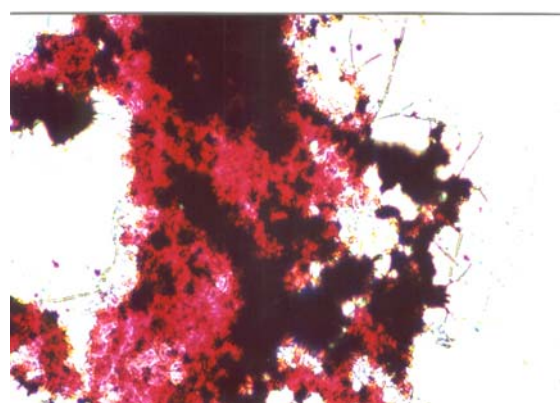


Figura 5.77.: X 400



Figura 5.78.: X 1000

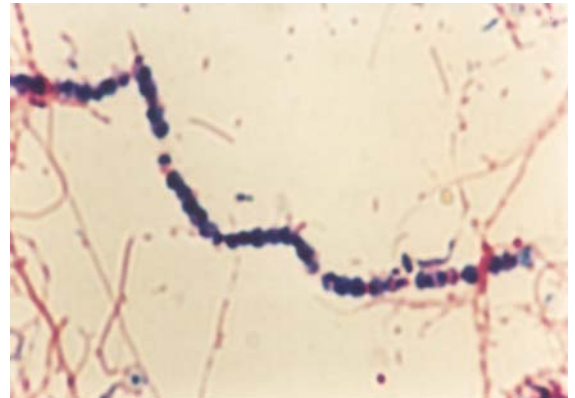


Figura 5.79.: X 1000

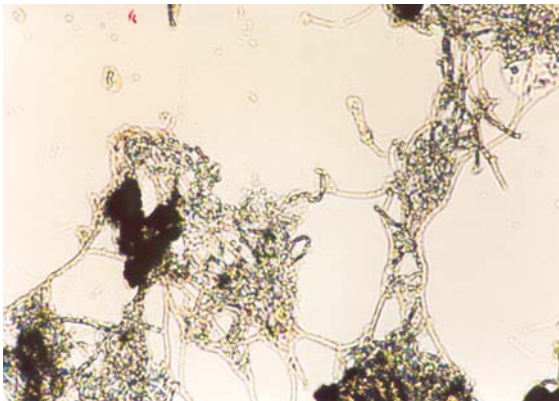


Figura 5.80.: X 1000

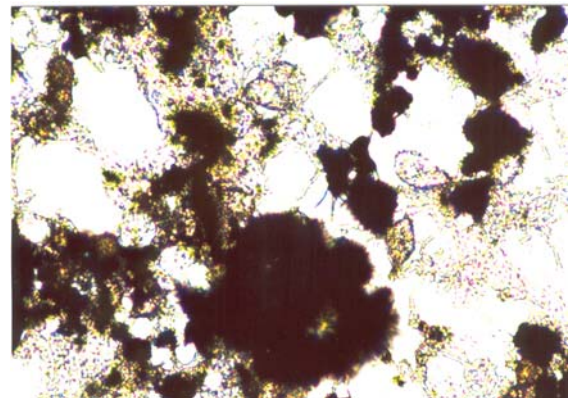


Figura 5.81.: X 1000

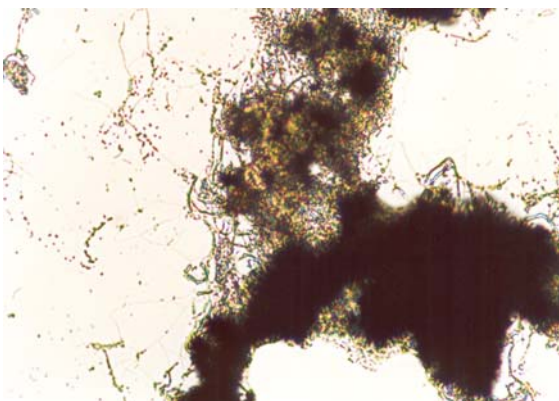


Figura 5.82.: X 400

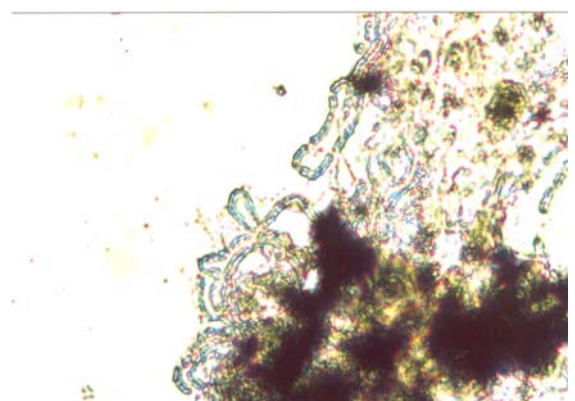


Figura 5.83.: X 1000

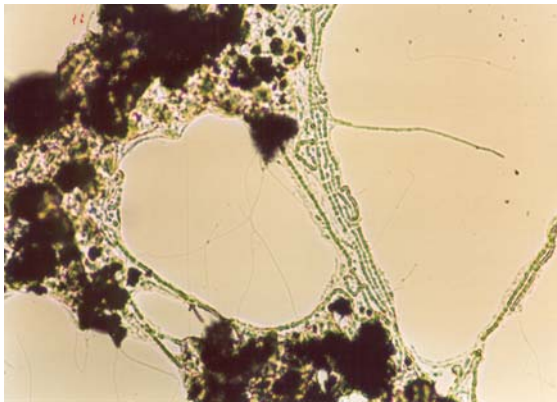


Figura 5.84.: X 400

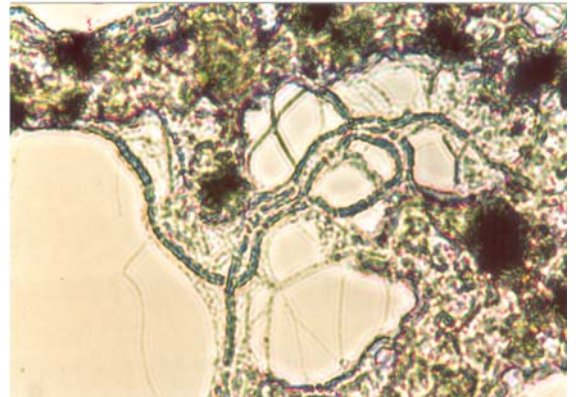


Figura 5.85.: X 1000

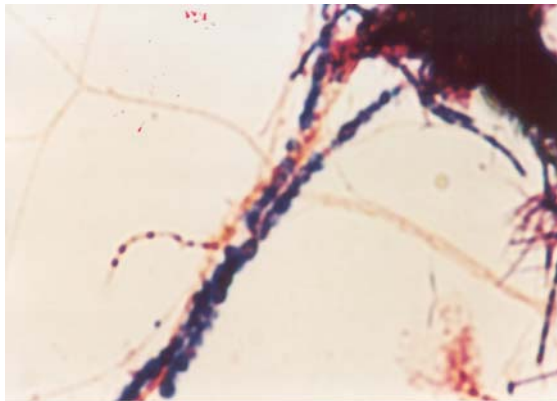


Figura 5.86.: X 1000

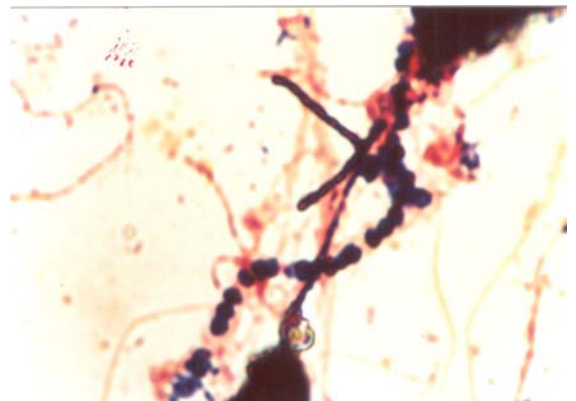


Figura 5.87.: X 1000

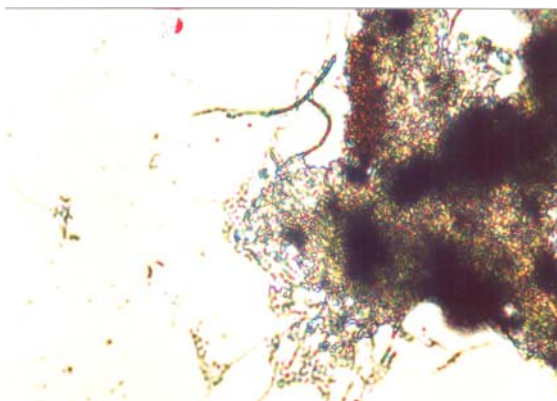


Figura 5.88.: X 400

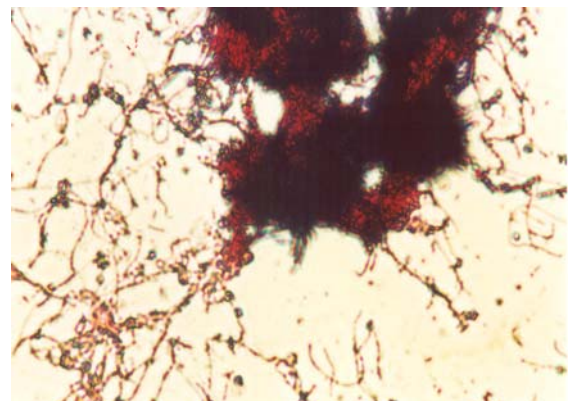


Figura 5.89.: X 400

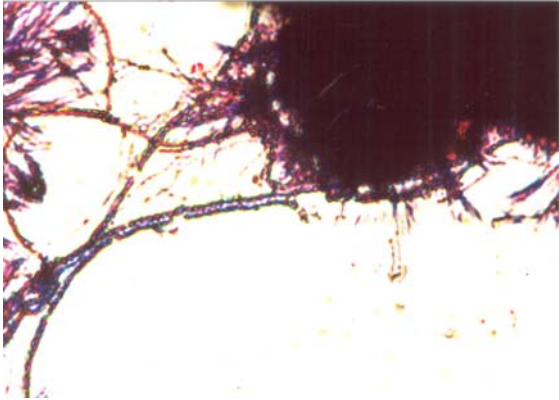


Figura 5.90.: X 1000

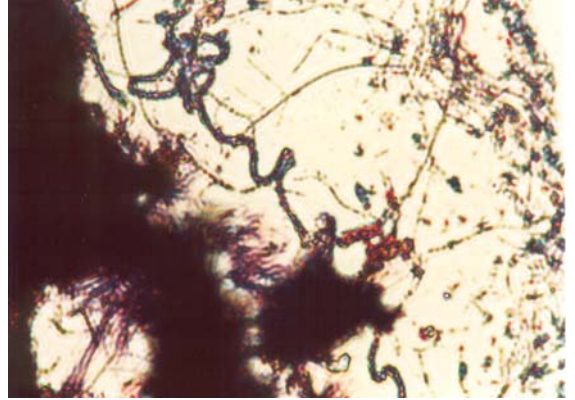


Figura 5.91.: X 1000

5.4.- OPERACIÓN CON SULFATO AMÓNICO: EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ EN LA ALIMENTACIÓN.

Las aguas de proceso procedentes de la planta de la Empresa presentan una corriente cuyo componente principal es sulfato amónico $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$. Debido a la necesidad del tratamiento de esta corriente, se propone el estudio de la introducción de distintas concentraciones de este compuesto en la alimentación. El objetivo es determinar la máxima concentración de amonio admisible en el influente para que el nitrógeno total en el efluente no supere los 120 mg/l fijados por la Empresa. Se decidió comenzar esta etapa utilizando un agua residual con una concentración de NH_4^+ de 250 ppm (de la experimentación recogida en el apartado 5.3 se comprobó que una alimentación con 200 mg/l de amonio cumplía el requisito fijado) y posteriormente incrementarla.

5.4.1.- DQO.

Para una dosis diaria de 250 mg/l de amonio, la DQO apenas se alteró y las concentraciones de nitrógeno total fueron inferiores al límite máximo permitido de modo que se optó por aumentar el aporte de nutriente hasta los 300 mg/l.

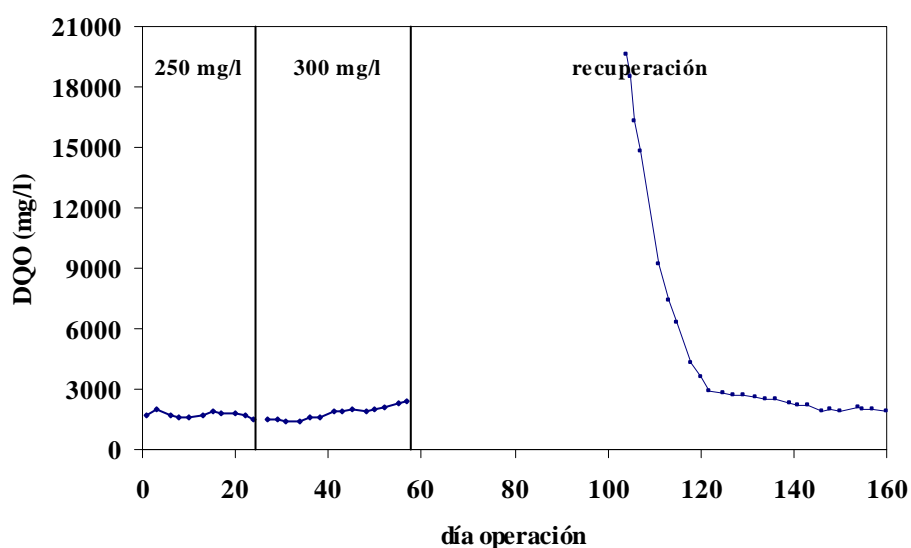


Figura 5.92. Evolución DQO del efluente.

De acuerdo con la gráfica, se observaron ligeros aumentos en la DQO del efluente a partir de la segunda semana del comienzo de la adición de la corriente de sulfato amónico en las dos concentraciones de amonio previstas (250 y 300 mg/l). Estos incrementos no son demasiado prolongados ya que la DQO desciende levemente una vez producida la adaptación de la planta a las nuevas condiciones excepto en el caso de 300 mg/l en el que se puede apreciar que el parámetro no se encuentra estabilizado sino que presenta una tendencia ascendente hasta sobrepasar los 2000 mg/l.

Por tanto, una vez determinada la dosis máxima de amonio en la planta piloto que es capaz de tolerar el proceso PACT con efluentes de la Planta de Producto Intermedio y que se encuentra establecida en 68 mg/d NH_4^+ para un tiempo de residencia hidráulico de 15 días, se procedió a la recuperación de los parámetros de operación y control de la planta. Para ello, ante la inestabilidad mostrada por la DQO y

la concentración de biomasa del sistema, se adicionó inóculo procedente de la depuradora de la Empresa al reactor biológico. Debido a este aporte, se obtuvo un aumento considerable en la DQO ocasionado por la presencia del agente químico utilizado en la conservación de los microorganismos congelados. Finalmente, el parámetro descendió de manera satisfactoria hasta alcanzar unos valores situados entre 1850 y 2000 mg/l durante dos semanas (recuperación del estado estacionario del proceso).

En las dos primeras etapas que componen este apartado, se pudo comprobar que existió una importante diferencia entre la DQO total y la DQO soluble como consecuencia de la elevada turbidez apreciada en el efluente durante la investigación ($DQO_{total} = 1500-2300$ mg/l, $DQO_{soluble} = 150-400$ mg/l). A pesar de ello, el porcentaje de eliminación de DQO continúa siendo elevado, por encima del 90 % (figura 5.93) obteniéndose en los últimos días de operación de la segunda fase los peores resultados en cuanto a rendimiento de degradación de la DQO.

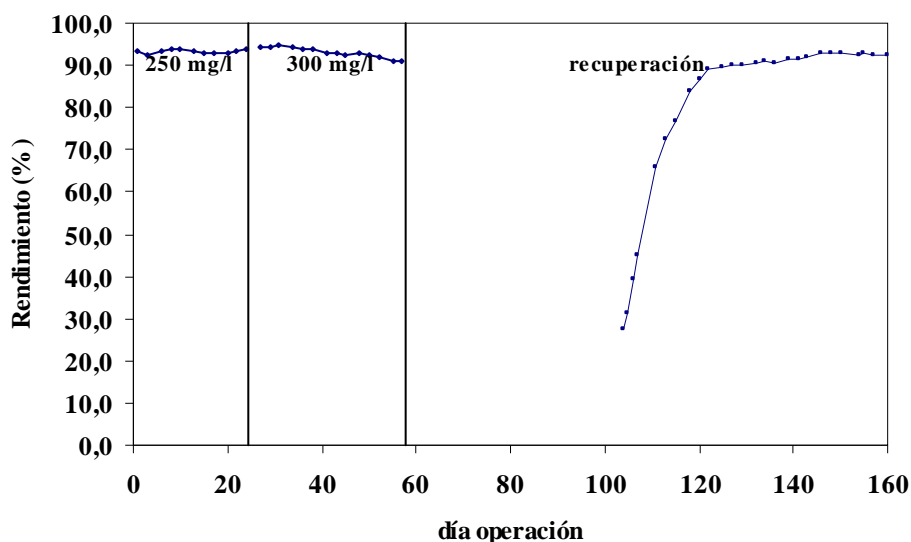


Figura 5.93. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

5.4.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

En la figura 5.94 se muestra que, prácticamente, todos los valores de temperatura se encontraron comprendidos entre los 34 y los 36 °C.

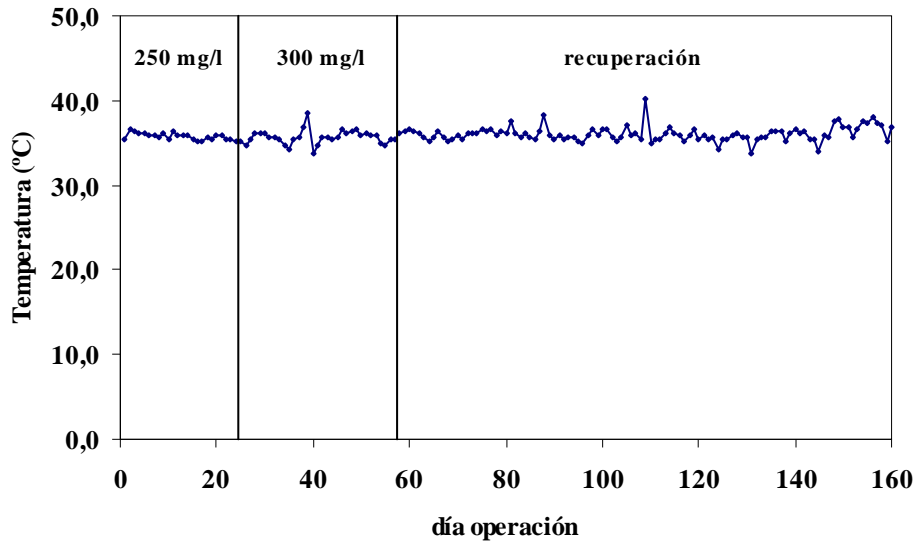


Figura 5.94. Evolución de la temperatura.

El potencial redox durante este estudio se mantuvo situado en las tres etapas entre 125 y los 200 mV.

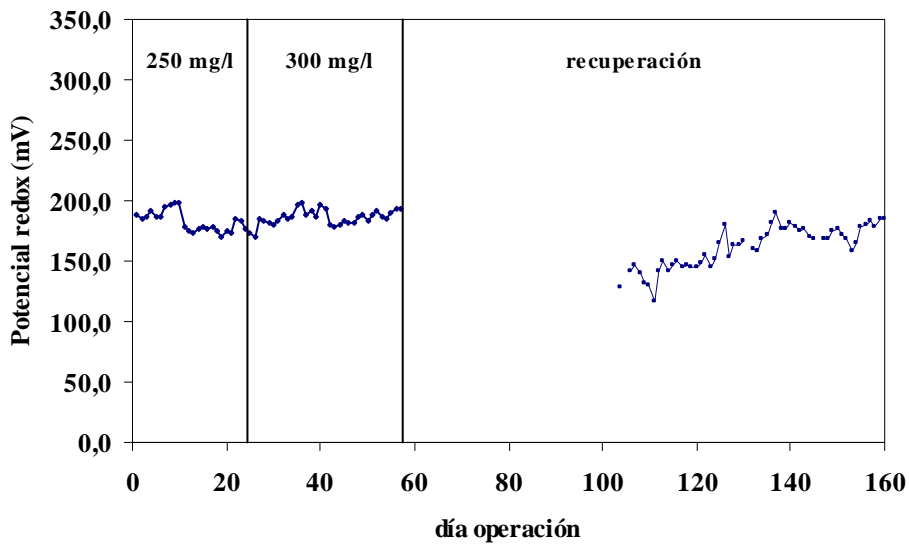


Figura 5.95. Evolución del potencial redox.

El control del parámetro pH resultó satisfactorio puesto que el margen de operación estuvo comprendido prácticamente en su totalidad entre 6,5 y 7,5 (valores deseados).

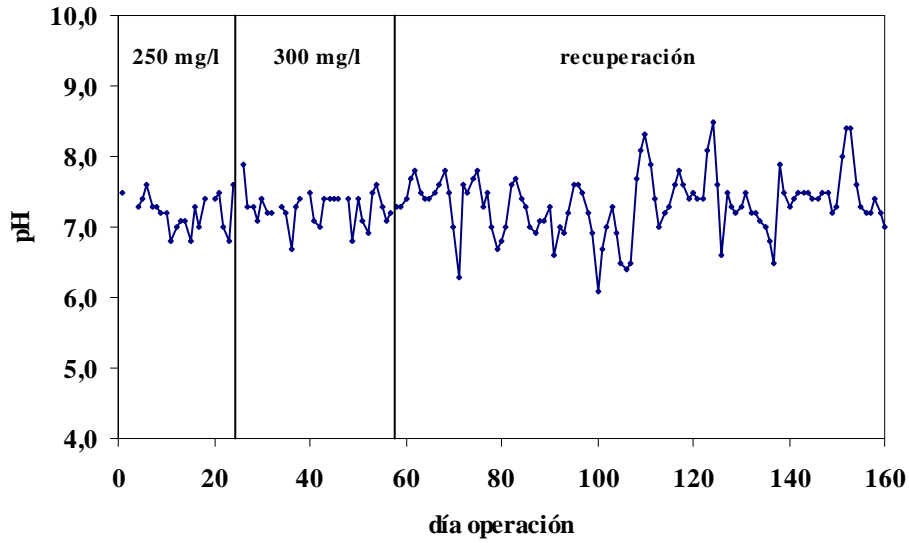


Figura 5.96. Evolución del pH.

La evolución de la concentración de OD se muestra en la figura 5.97 y en ella se aprecia que este parámetro alcanzó valores situados entre 4 y 5 mg/l.

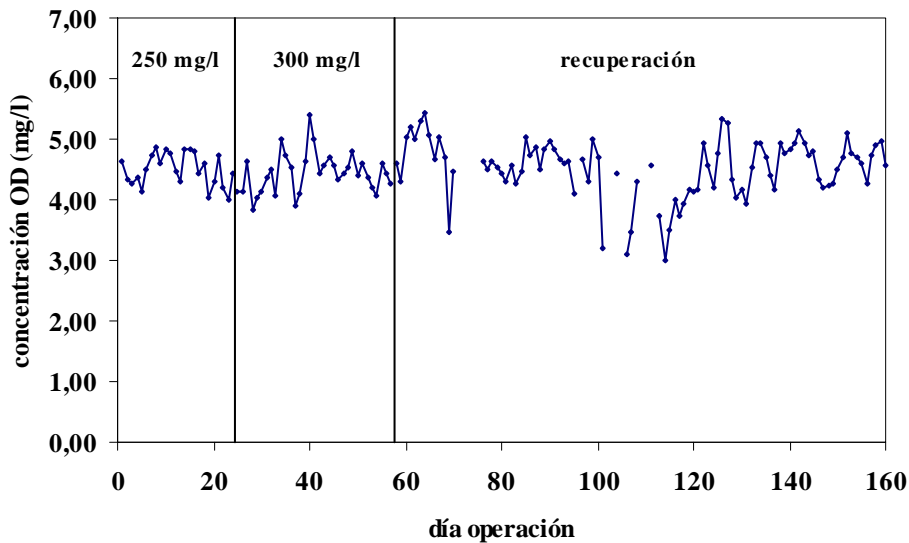


Figura 5.97. Evolución del oxígeno disuelto.

5.4.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Los datos mostrados en la figura 5.98 indican unos tiempos de residencia ajustados al tiempo de residencia hidráulico fijado en 15 días (TRH medio = 15,1 días).

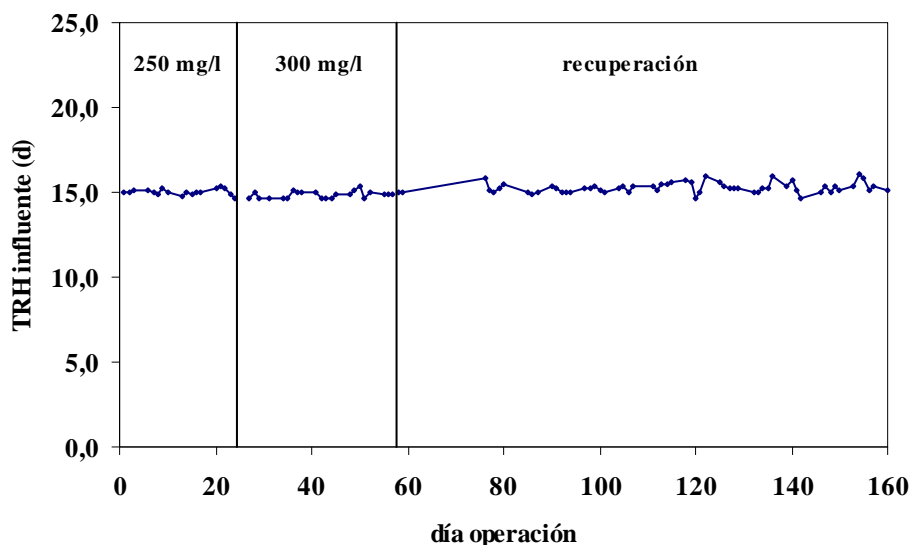


Figura 5.98. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

Como se puede apreciar en la figura 5.99, el control de este parámetro resultó idóneo ya que en casi todos los días de operación el TRH obtenido fue idéntico al fijado (15 días).

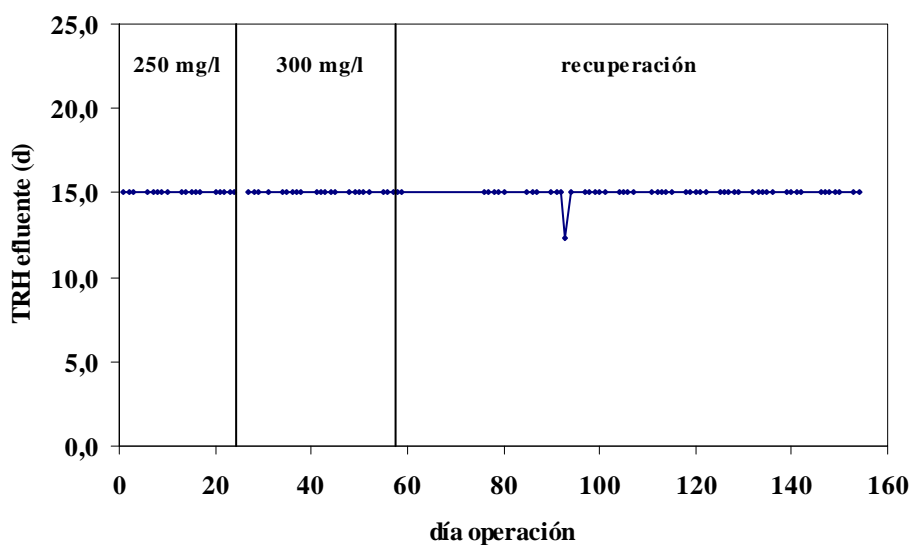


Figura 5.99. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

5.4.4.- CONCENTRACIONES DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Durante esta experimentación se intentó reproducir concentraciones de carbón que estuviesen próximas al límite inferior fijado para este parámetro (PAC = 3,5 g/l) para evitar en lo posible que en la parte media-alta del decantador se depositara carbón e impedir de esta forma la pérdida de PAC a través del efluente. Como consecuencia de esta decisión de emplear concentraciones cercanas a los 3,5 g/l, en algunas ocasiones, el

ajuste al margen recomendado no fue del todo satisfactorio. La relación de carbón regenerado-carbón virgen continuó en un valor de 20 a 1.

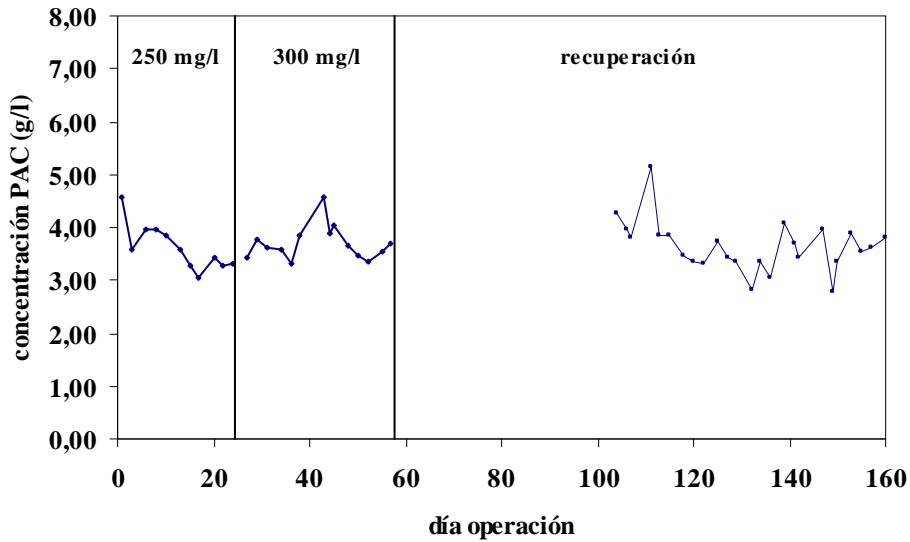


Figura 5.100. Evolución de la concentración de carbón.

La concentración de biomasa permaneció alta, en el margen adecuado: 4,0-4,5 g/l (figura 5.101).

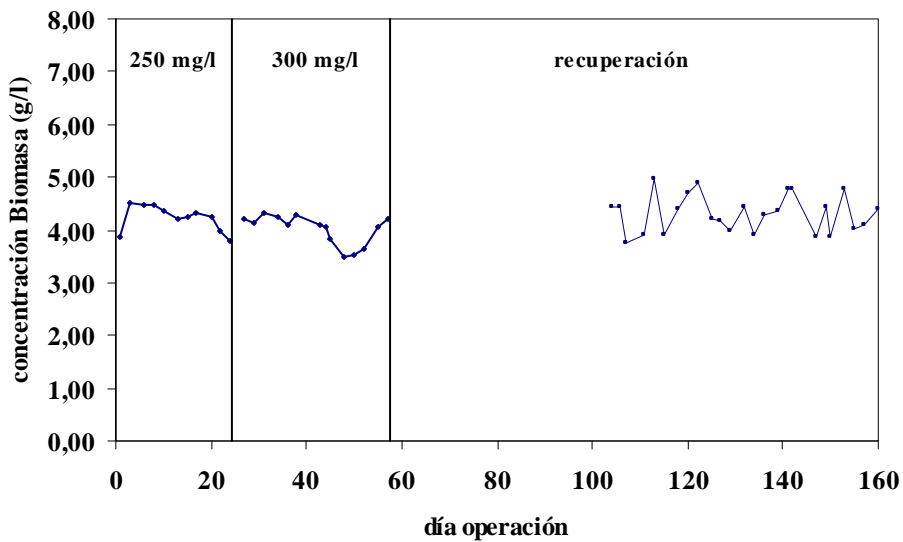


Figura 5.101. Evolución de la concentración de biomasa.

Por otro lado, la relación PAC / Biomasa (figura 5.102) se mantuvo dentro de los márgenes establecidos (PAC / Biomasa = 0,8-1,1).

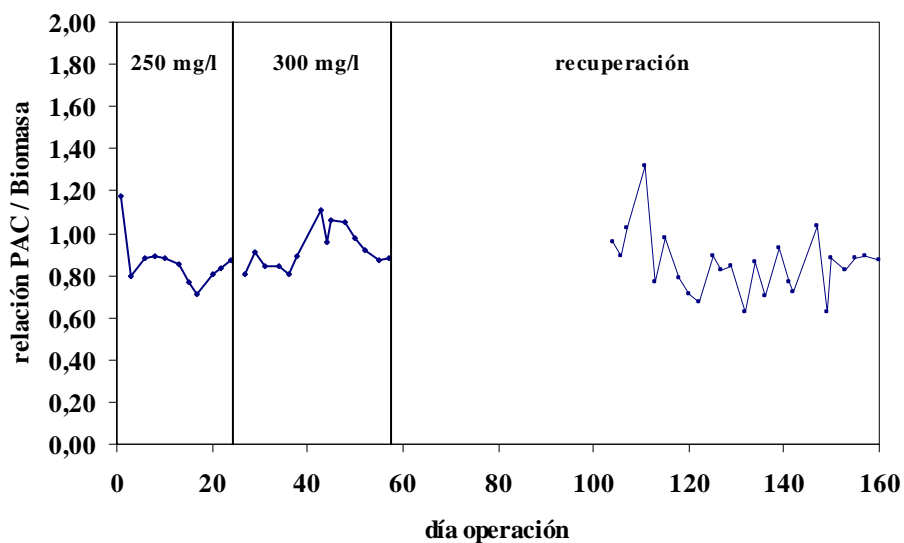


Figura 5.102. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

En la tabla 5.11 se presenta un resumen de los valores medios de los parámetros biomasa, carbón y relación PAC / Biomasa.

Tabla 5.11. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.

Alimentación	Periodo	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
250 mg/l NH ₄ ⁺	estabilización	3,33	4,13	0,81
300 mg/l NH ₄ ⁺	estabilización	3,70	4,01	0,92
recuperación	estabilización	3,50	4,26	0,83

5.4.5.- RELACIÓN F / M.

Los datos experimentales alcanzados por este parámetro permitieron obtener un valor medio de la relación F / M situado en 0,44 d⁻¹, cifra ajustada a la recomendada para esta variable (F / M = 0,40 d⁻¹).

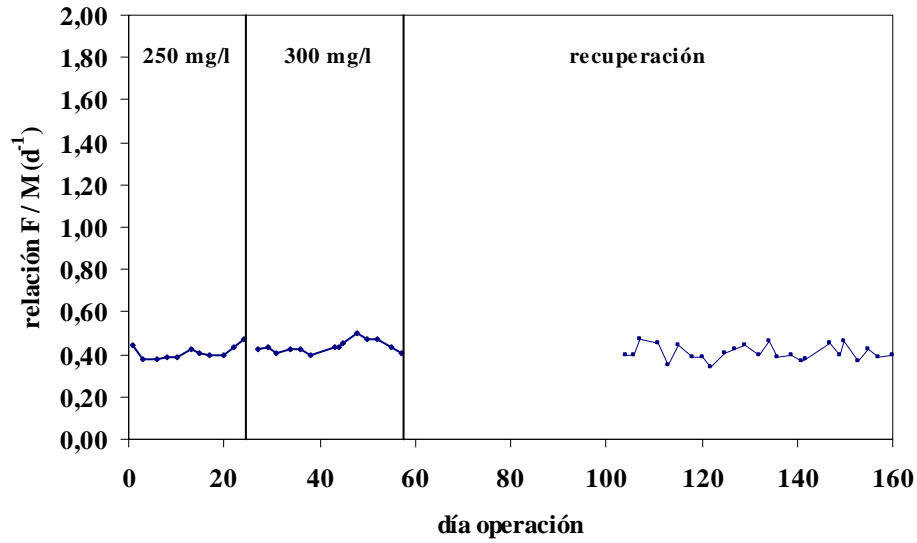


Figura 5.103. Evolución de la relación F / M.

5.4.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

La tendencia del tiempo de retención celular se muestra en la figura 5.104:

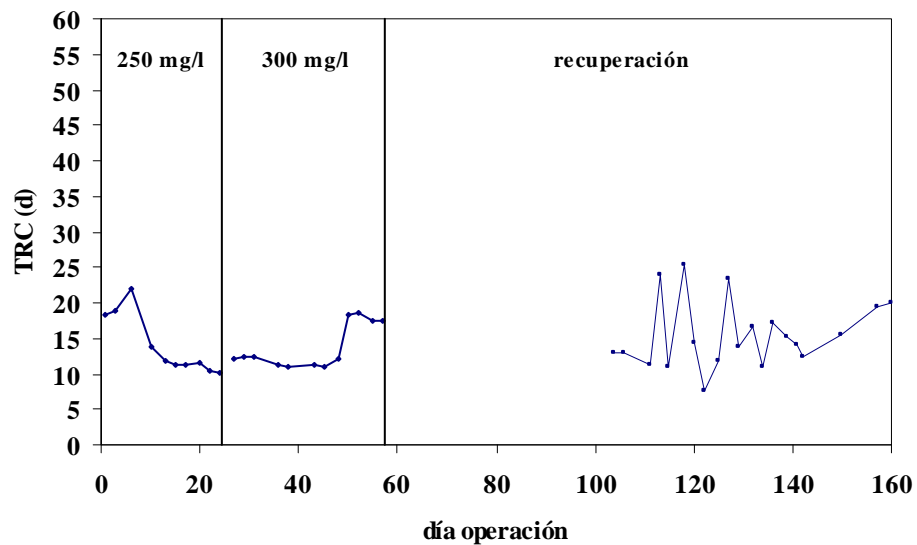


Figura 5.104. Evolución del tiempo de retención celular.

Para mantener una concentración de biomasa de 4,0-4,5 g/l (figura 5.101) se obtuvieron unos tiempos de retención celular medios de 10-12 días cuando se estuvo variando la concentración de amonio en la planta y de 18 días para el periodo de recuperación del sistema (figura 5.104).

5.4.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Las concentraciones de fósforo (ortofosfato) en el efluente se encontraron dentro del margen recomendado (5-20 ppm) siendo la adición de ácido fósfórico prácticamente constante.

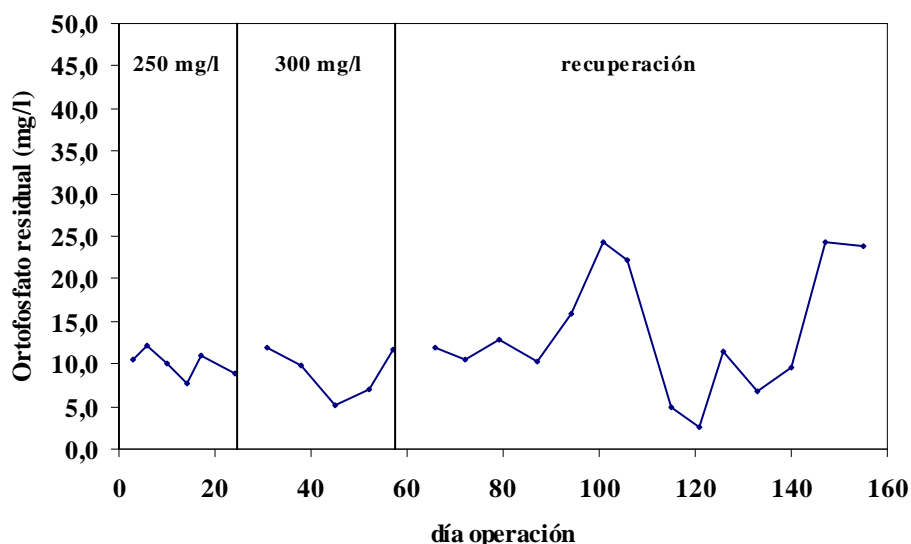


Figura 5.105. Evolución del fósforo residual.

Para una adición de 250 mg/l de amonio en la alimentación (figura 5.106), la concentración de nitrógeno total en el efluente se encuentra por debajo del valor límite recomendado por la Empresa (120 mg/l). Cuando se añaden 300 mg/l, la concentración en efluente del proceso PACT sobrepasa el valor límite, aproximadamente después del tiempo de residencia hidráulico (15 días). En ambos casos, la concentración de nitrógeno amoniacal permanece baja (10-23 mg/l) y no se observa respuesta a la adición.

En la etapa de recuperación, el nitrógeno total se sitúa en niveles normales de operación en dos semanas una vez suprimido el nutriente nitrogenado en la alimentación aunque, una vez que comienza a adicionarse de nuevo sulfato amónico al reactor para poder lograr que la concentración de nitrógeno amoniacal se sitúe por encima de los 2 mg/l (valor mínimo recomendado), ambos parámetros se recuperan y se mantienen en los márgenes pedidos.

De la figura 5.106 se pueden obtener dos conclusiones importantes. En primer lugar, la concentración máxima de sulfato amónico que puede mantenerse en la alimentación es 250 mg/l y en segundo término, es posible llevar a cabo adiciones puntuales ligeramente superiores durante un breve espacio de tiempo (menos de 10 días).

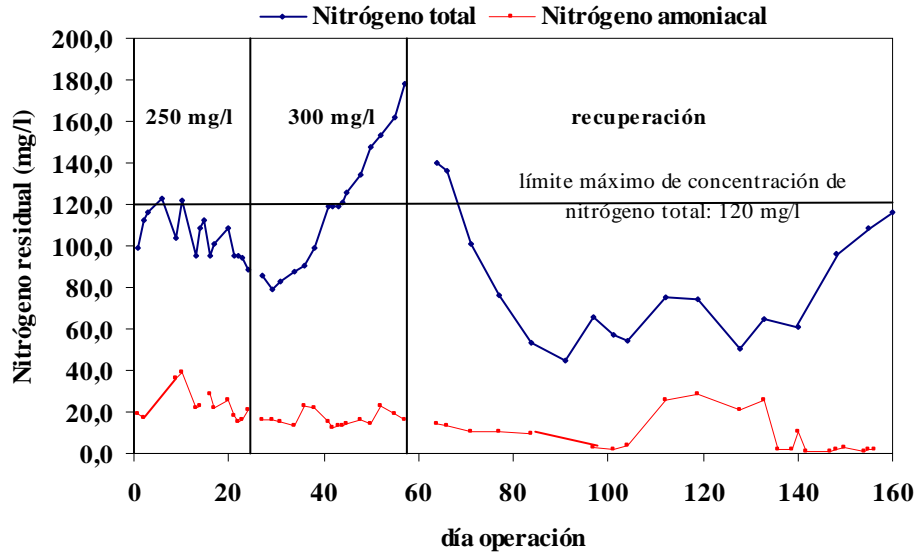


Figura 5.106. Evolución del nitrógeno residual.

Como complemento al estudio de la variación de la concentración del sulfato amónico en la alimentación, se analizó la concentración de nitrato en el efluente de la planta piloto (figura 5.107) y se observó el mismo nivel de nitrificación para las dos adiciones de sulfato amónico realizadas: 16 % (16 partes N-NO_3^- /100 partes de N en la alimentación).

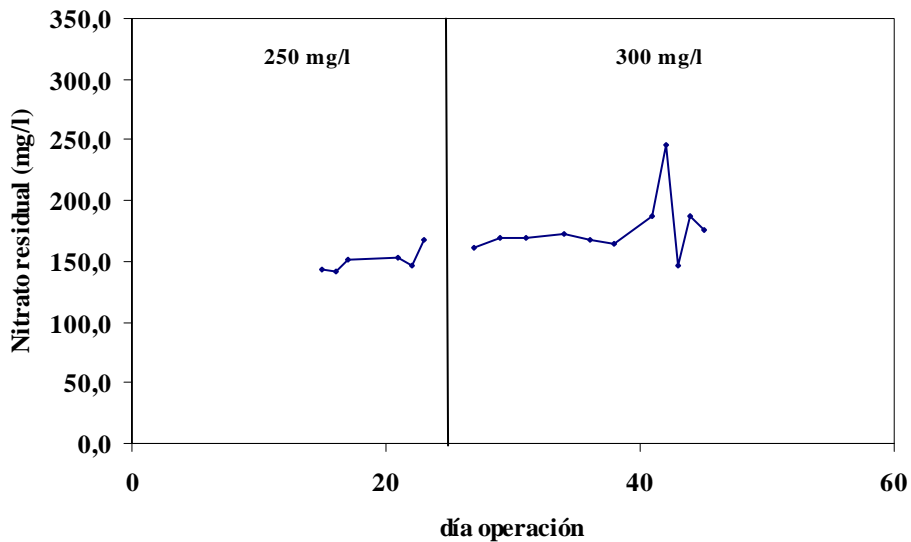


Figura 5.107. Evolución del nitrato residual.

Con estos resultados y para una alimentación con una concentración adicional de amonio de 250 mg/l, el balance de materia, diario, realizado al nitrógeno (N) para la planta piloto en estado estacionario que opera bajo un tiempo de residencia hidráulico de 15 días e introduce, por tanto, un volumen de alimentación de 250 ml se tiene que:

$$(\text{entrada}) = (\text{salida}) + (\text{acumulación}) + (\text{desaparición por reacción química})$$

Considerando que este elemento entra exclusivamente a través del nitrógeno amoniacal contenido en la corriente de la Planta de Producto Intermedio y del nutriente nitrogenado se obtiene que:

$$N \text{ entrada} = N \text{ agua residual} + N \text{ nutriente}$$

En este periodo, la concentración en el influente estuvo comprendida en 22,0 mg/l de N-NH₄⁺ mientras que la dosis media de (NH₄)₂SO₄ ($\rho = 1140 \text{ mg/ml}$ al 25 %) fue de 250 mg/l. Por tanto:

$$\begin{aligned} \text{influyente: } & 22,0 \frac{\text{mg N - NH}_4^+}{1} \times \frac{14,01}{18,05} \frac{\text{mg N}}{\text{mg NH}_4^+} = 17,1 \frac{\text{mg N}}{1} \times 0,250 \text{ l} = 4,3 \text{ mg N} \\ \text{nutriente: } & 250,0 \frac{\text{mg N - NH}_4^+}{1} \times \frac{14,01}{18,05} \frac{\text{mg N}}{\text{mg NH}_4^+} = 194,0 \frac{\text{mg N}}{1} \times 0,250 \text{ l} = 48,5 \text{ mg N} \end{aligned}$$

Sustituyendo valores:

$$\text{entrada} = 4,3 + 48,5 = 52,8 \text{ mg N}$$

Por otro lado, la contribución de nitrógeno en el término de salida del balance fue aportada por el efluente del proceso, por la biomasa retirada del reactor en la purga de los fangos biológicos y por el nitrógeno molecular:

$$\text{salida} = N \text{ efluente} + N \text{ retirado del sistema} + N \text{ molecular}$$

En el efluente, las formas de mayor importancia en las que pudo encontrarse nitrógeno fueron el nitrato, el nitrógeno orgánico, el amonio y otros compuestos que intervienen si existe desnitrificación en el proceso PACT como el nitrito, óxido nítrico y óxido nitroso:

$$N \text{ efluente} = N \text{ nitrato} + N \text{ amoniacal} + N \text{ orgánico} + N \text{ desnitrificación}$$

Teniendo en cuenta que las concentraciones medias obtenidas en régimen estacionario en el líquido de salida de la planta para el NO₃⁻, el nitrógeno orgánico y el NH₄⁺ estuvieron comprendidas en 150,5, 99,6 y 21,3 mg/l respectivamente entonces:

$$\text{nitrito: } 150,5 \frac{\text{mg N - NO}_3^-}{1} \times \frac{14,01}{62,01} \frac{\text{mg N}}{\text{mg NO}_3^-} = 34,0 \frac{\text{mg N}}{1} \times 0,250 \text{ l} = 8,5 \text{ mgN}$$

$$\text{orgánico: } 99,6 \frac{\text{mg N - NH}_4^+}{1} \times \frac{14,01}{18,05} \frac{\text{mg N}}{\text{mg NH}_4^+} = 77,3 \frac{\text{mg N}}{1} \times 0,250 \text{ l} = 19,3 \text{ mgN}$$

$$\text{amoniaco: } 21,3 \frac{\text{mg N - NH}_4^+}{1} \times \frac{14,01}{18,05} \frac{\text{mg N}}{\text{mg NH}_4^+} = 16,5 \frac{\text{mg N}}{1} \times 0,250 \text{ l} = 4,1 \text{ mgN}$$

Estimada la concentración de biomasa en el tanque de aireación durante la fase de estabilización del sistema en 4,13 mg/ml para un caudal de purga medio diario de 267 ml se tiene que la masa de microorganismos extraída fue:

$$4,13 \frac{\text{mg}}{1} \times 267 \text{ ml} = 1102,7 \text{ mg biomasa}$$

Si la composición elemental celular bacteriana contiene un valor típico del 14 % en peso de N (Metcalf&Eddy, 2000) entonces:

$$1102,7 \text{ mg} \times \frac{14}{100} = 154,4 \text{ mg N}$$

La cantidad total, en miligramos de nitrógeno, alcanzada finalmente en el factor de salida del balance se situó en:

$$\text{salida} = 8,5 + 19,3 + 4,1 + \text{N desnitrificación} + 154,4 + \text{N molecular} =$$

$$186,3 + \text{mg N desnitrificación} + \text{mg N molecular}$$

Suponiendo condiciones estacionarias en la planta piloto (acumulación = 0), la concentración de biomasa eliminada de la cuba de oxidación debe ser la misma que la que se formó por reacción química por tanto:

$$\text{generación} = - 154,4 \text{ mg N}$$

Finalmente, al reemplazar los valores obtenidos en los diferentes términos del balance inicial se obtiene que:

(entrada) = (salida) + (acumulación) + (desaparición por reacción química)

$$52,8 = 186,3 + \text{mg N desnitrificación} + \text{mg N molecular} + 0 - 154,4$$

Por lo tanto, para que el balance se cumpla, se observa que debe existir desnitrificación en el tratamiento de depuración efectuado:

$$\text{mg N desnitrificación} + \text{mg N molecular} = 20,9$$

Para que tenga lugar la reducción del nitrato a nitrito y la posterior transformación de este compuesto a nitrógeno gas es necesario principalmente la existencia de ambiente anóxico en el sistema (ausencia de oxígeno disuelto pero con presencia de NO_3^- y/o NO_2^- como aceptores de electrones), valores de pH adecuados (7-8), disponibilidad de una fuente de carbono y altos tiempos de residencia hidráulicos. En la primera etapa de esta investigación se ha podido comprobar, a partir de un oxímetro portátil, concentraciones de oxígeno disuelto en el interior del decantador muy bajas (próximas a 0 g/l), altas cantidades de nitrato en el efluente, pH del líquido entre 7,5 y 8,5, contenido de materia orgánica cubierto con el agua residual no depurada en el tratamiento PACT, tiempo de residencia hidráulico del sedimentador de 7 días y se pudo apreciar además la existencia de pequeñas burbujas de gas en las proximidades de la pared del decantador. Con estas condiciones, es posible concluir que la desnitrificación tiene lugar en el proceso PACT llevado a cabo de manera que permite eliminar las formas perjudiciales del nitrógeno (amonio y nitrato) a sustancias aceptables para el ambiente (como el nitrógeno molecular).

5.4.8.- FENOL RESIDUAL.

Las concentraciones analizadas de fenol y derivados en el efluente se muestran en la figura 5.108:

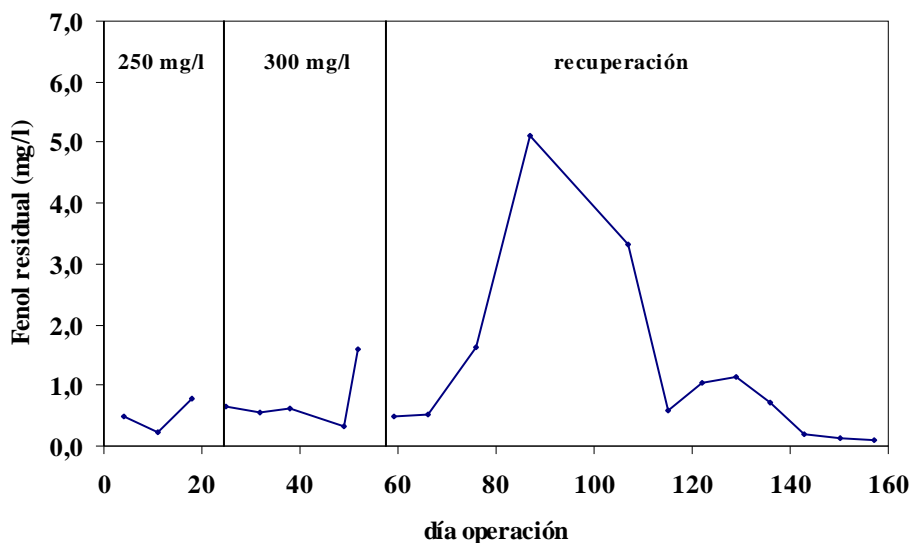


Figura 5.108. Evolución del fenol residual.

Los resultados obtenidos permitieron alcanzar, para una alimentación con unas concentraciones de fenol de 36,1 y 39,5 mg/l, unos rendimientos de eliminación comprendidos entre 97,3 y 99,7 % por lo que en la planta se ha producido una elevada degradación de este tipo de compuestos orgánicos.

5.4.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

La tendencia experimentada por los sólidos en el efluente se muestra en la figura 5.109 y en ella puede apreciarse que la evolución de los sólidos en suspensión totales fue similar a la DQO y el nitrógeno total. Como en ambas gráficas, se observa cierto paralelismo en los días en los que se producían aumentos y disminuciones de cada uno de estos parámetros.

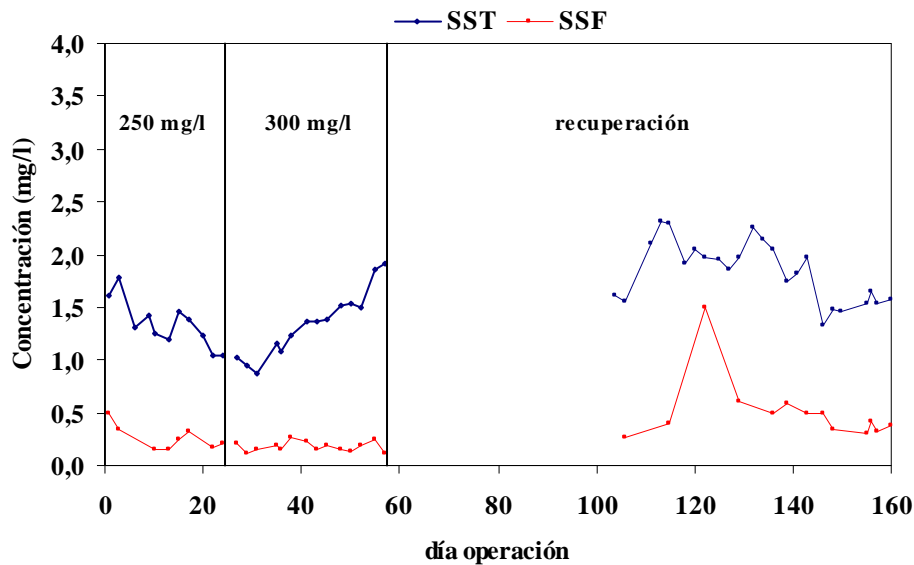


Figura 5.109. Evolución de los sólidos residuales.

La subida progresiva de la turbidez del líquido que abandonaba la planta (principal causa que explica las concentraciones obtenidas en los sólidos residuales) al final de la segunda etapa pudo estar relacionada con el ascenso del nitrógeno total en el efluente (sólidos biológicos). El resultado final es una corriente de baja calidad, con una concentración de sólidos muy alta, cercana a los 2 g/l, y con un consecuente aumento de la DQO hasta casi 2500 mg/l.

5.4.10.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

En las muestras del reactor biológico analizadas mediante microscopio óptico al comienzo de la adición de sulfato amónico aparecieron flóculos con una gran densidad de bacterias dispuestas en los alrededores de los núcleos de carbón o alejadas de los mismos produciendo un aumento en la turbidez del efluente y dando lugar a una importante subida de los SST. También se pudo apreciar que esta biomasa todavía presentaba pequeñas cadenas de bacterias filamentosas acompañando a los microorganismos formadores del flóculo y restos reducidos de las estructuras aparecidas durante el empleo de la corriente con cianuros.

Con el transcurso de la adición de 250 mg/l de amonio, la masa biológica presentó una alta concentración (estabilizada entre 4,0 y 4,5 g/l) con una gran presencia de bacterias formadoras de flóculos (figura 5.110) y con un número de organismos filamentosos bastante importante (figura 5.111). Como en la inspección realizada al inicio de esta fase, se continuó observando crecimiento disperso de la biomasa y las bacterias se encontraron ocupando el mayor espacio posible de modo que se favoreció la turbidez (figura 5.112). Se apreció también la población de las dos estructuras filamentosas Gram + y Gram - (figura 5.113) estando las de mayor tamaño menos presentes.

El análisis microbiológico efectuado cuando se emplearon 300 mg/l de NH_4^+ , reveló la presencia de una biomasa con un peor aspecto: los flóculos aparecieron menos compactos (figuras 5.114 y 5.115) y algunos unidos entre sí (figura 5.116) debido al aumento del número de bacterias filamentosas. Este hecho pudo provocar un efecto “puente” entre los flóculos que impidió que la concentración de biomasa alcanzase el nivel deseado (se ha observado en esta fase un descenso en la concentración de microorganismos que ha podido ser la causa del aumento de la DQO). En esta parte, se pudo apreciar además que la población de bacterias fuera de los flóculos (figura 5.117) aumentó a pesar de la existencia de ciliados en el líquido (figura 5.118) y que todavía seguían apareciendo las dos formaciones filamentosas (figura 5.119) aunque las cadenas formadas por las bacterias más pequeñas eran más numerosas que las estructuras más grandes.

En esta etapa de la investigación, debido a la importante utilización de nitrógeno en el sistema PACT se obtuvo una composición microbiológica similar a la observada en el estudio correspondiente a la introducción de la corriente con cianuros aunque, en el último periodo en el que se emplearon 300 mg/l de sulfato amónico en la alimentación, la planta piloto empeoró como consecuencia de la menor compactación de los fangos biológicos y del aumento de bacterias libres en el medio líquido. En ambas investigaciones, los microorganismos filamentosos presentaron un comportamiento análogo: aumento de la población con la subida de nutriente nitrogenado en el proceso.

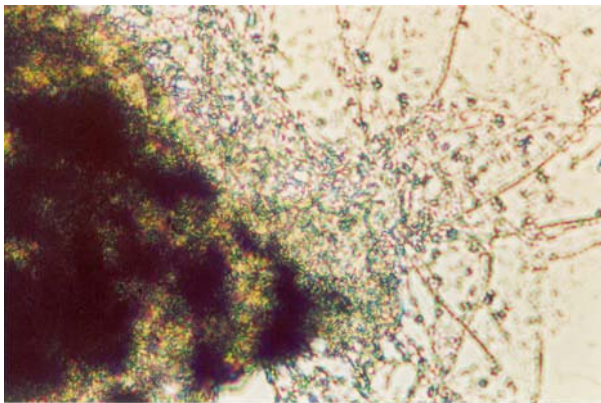


Figura 5.110.: 250 mg/l NH₄⁺

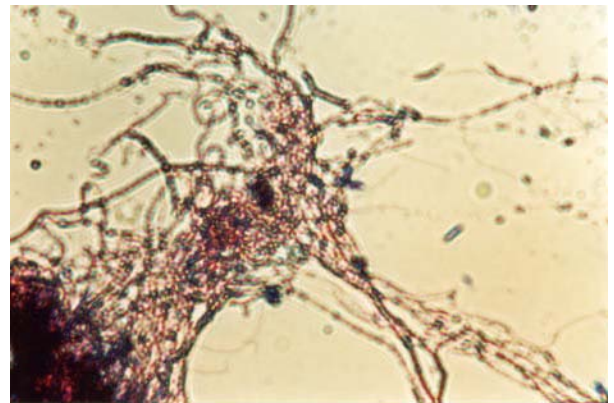


Figura 5.111.: 250 mg/l NH₄⁺

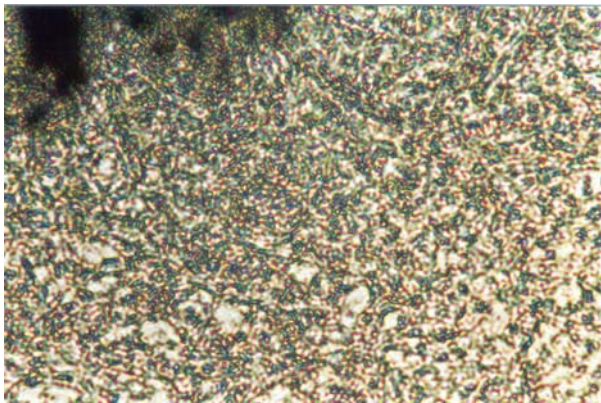


Figura 5.112.: 250 mg/l NH₄⁺

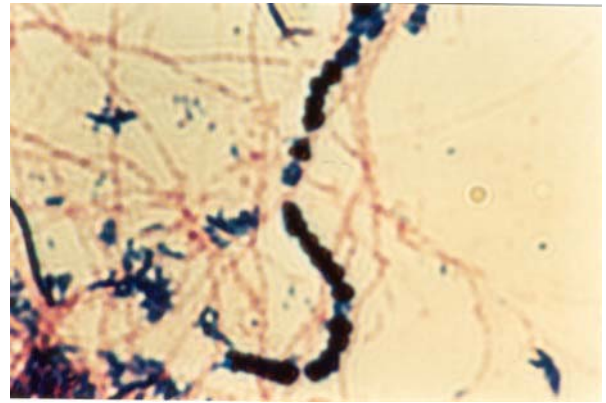


Figura 5.113.: 250 mg/l NH₄⁺

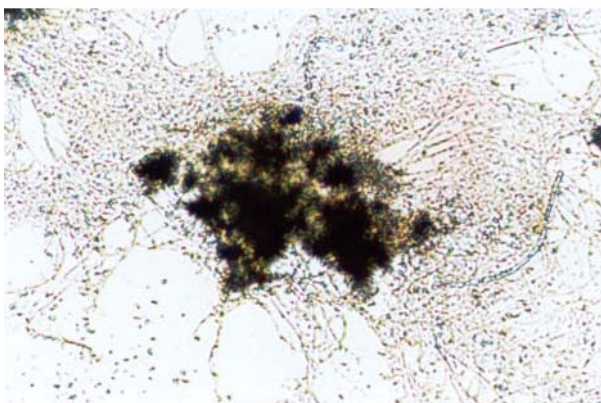


Figura 5.114.: 300 mg/l NH₄⁺

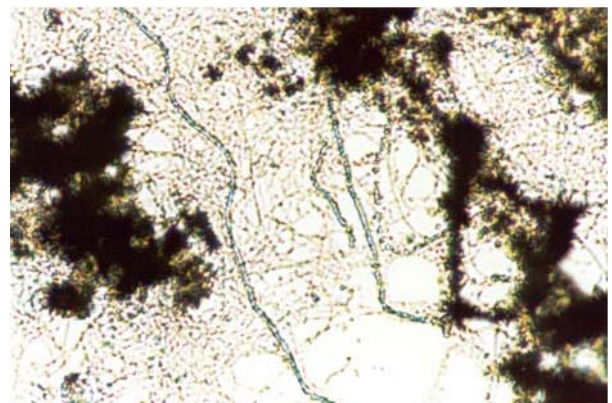


Figura 5.115.: 300 mg/l NH₄⁺

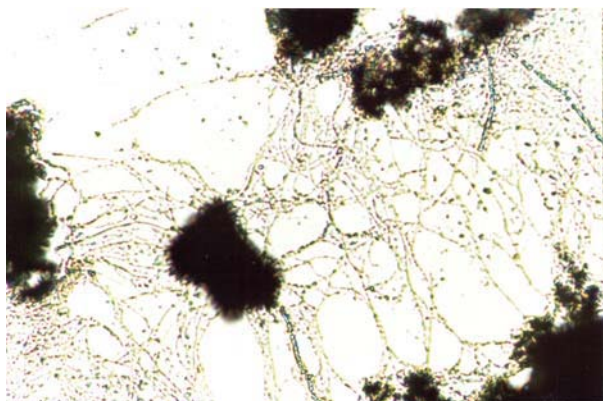


Figura 5.116.: 300 mg/l NH₄⁺

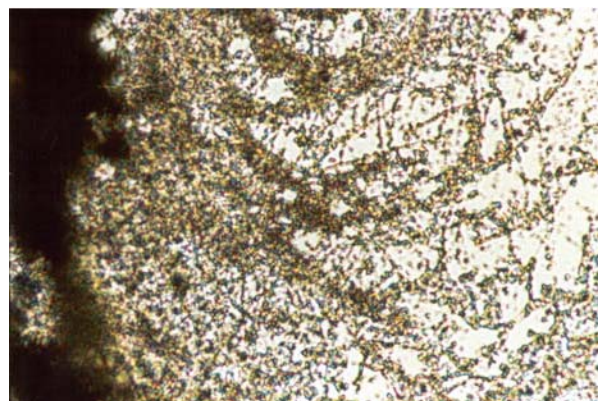


Figura 5.117.: 300 mg/l NH₄⁺

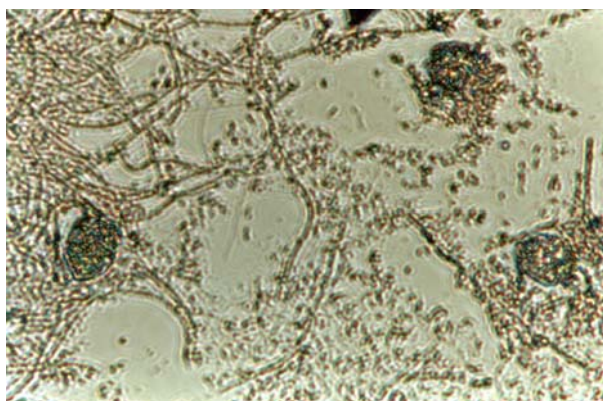


Figura 5.118.: 300 mg/l NH₄⁺

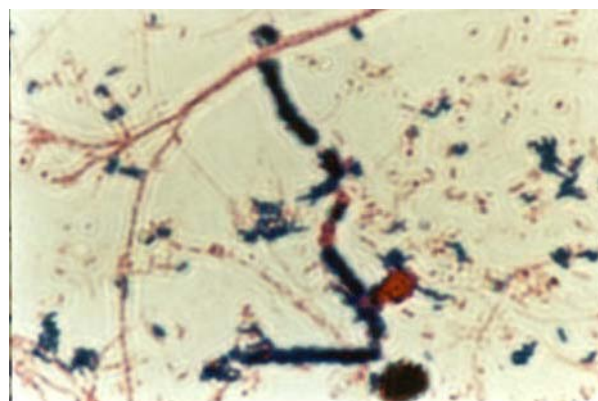


Figura 5.119.: 300 mg/l NH₄⁺

5.5.- OPTIMIZACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE BIOMASA.

Para un agua residual de alta carga (DQO = 20000 mg/l y sólidos totales = 15-25 g/l, apartado 5.1 del apéndice V) se va a llevar a cabo el estudio de las condiciones de operación y optimización de la planta piloto sobre la variable concentración de biomasa, seleccionando un tiempo de residencia hidráulico de 15 días. Los intervalos de concentración de biomasa empleados durante este periodo han sido cinco:

Tabla 5.12. Concentraciones de biomasa evaluadas.

Biomasa (g/l)	Días de operación
8,5	1 hasta 94
7,5	95 hasta 160
6,5	161 hasta 197
5,5	198 hasta 271
3,5	272 hasta 341

Como puede observarse en la tabla, en esta etapa de la investigación se pretende trabajar con elevadas concentraciones de biomasa, tan altas como 8,5 g/l, cuando normalmente los sistemas convencionales de fangos activos no operan por encima de 4,0 g/l (Metcalf & Eddy, 2000). En estas condiciones, y para poder utilizar estos valores tan elevados de concentración de microorganismos, fue necesario modificar las condiciones de decantación del sistema de fangos activos. Para ello, se procedió a realizar una mejora de la planta piloto debido a que, como es propio de plantas experimentales de depuración de pequeño volumen, el sedimentador presentaba una mala decantación como consecuencia del régimen de turbulencia que existía en la parte inferior del mismo y que provocaba la salida junto con el efluente de microorganismos y carbón. La mejoría realizada consistió en situar dentro del sedimentador un baffle elíptico dispuesto transversalmente y muy próximo al extremo de salida del conducto que transportaba los lodos biológicos al decantador e inclinado con, aproximadamente, el mismo ángulo que presentaba esta conducción. En este panel elíptico, se realizaron una serie de orificios para facilitar el paso de fluido a través de él y se rebajó unos milímetros su contorno inferior para poder permitir el paso de los sólidos hasta el fondo del decantador. Con esta medida, se pretendía reducir considerablemente la perturbación existente en el sedimentador, mejorar las condiciones estáticas del mismo y aumentar con ello, en la medida de lo posible, la eficacia de la decantación.

5.5.1.- DQO.

Para poder aumentar rápidamente el contenido de bacterias en el licor mezcla y no esperar a que el sistema alcanzase progresivamente el valor de biomasa deseado, se optó por añadir inóculo almacenado en condiciones adecuadas al reactor biológico. La primera adición supuso un aumento importante de la DQO del efluente y resultó insuficiente para poder alcanzar el nivel de microorganismos pretendido de manera que hubo que introducir más biomasa al sistema. La agregación de un segundo inóculo sometido al mismo proceso de purificación y separación comportó, en esta ocasión, un mayor impacto en la planta como consecuencia de la mala decantabilidad de estos lodos que evitó la eliminación eficaz del agente conservante (subida considerable de la DQO). Como puede observarse en la figura 5.120, la recuperación fue relativamente rápida

permitiendo alcanzar la estabilización de la DQO total y DQO soluble (en unas concentraciones situadas entre 1950-2100 mg/l y 900-1000 mg/l) para la concentración de biomasa deseada.

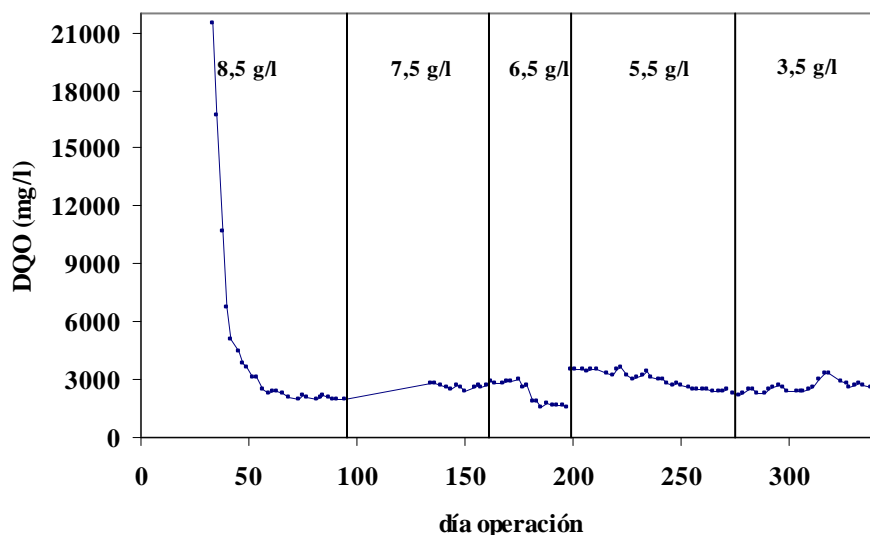


Figura 5.120. Evolución DQO del efluente.

En la etapa siguiente, biomasa 7,5 g/l, también fue necesario adicionar inóculo siendo esta vez la demanda química del efluente, tanto la total como la soluble, en su fase estacionaria superior a la obtenida en el estudio previo debido quizás al empeoramiento circunstancial de la planta piloto (aumento de la coloración, olor y turbidez) que provocó la salida de un líquido de mala calidad.

Para una biomasa en el sistema de 6,5 g/l, la DQO alcanzó unas concentraciones estables entre 1550 y 1750 mg/l una vez superado el ambiente desfavorable mostrado por el proceso de fangos activos.

Con concentraciones de biomasa inferiores a 6,5 g/l no se observa diferencia significativa en la figura 5.120, alcanzándose valores similares de concentración de DQO en efluente.

En la tabla 5.13 se exponen, a modo de resumen, los valores obtenidos para la DQO (total y soluble) con el correspondiente rendimiento de eliminación de la DQO y para la DBO₅ en cada uno de los márgenes de concentración de biomasa estudiados:

Tabla 5.13. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro

Biomasa (g/l)	DQO total (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)	DBO ₅ (mg/l)
8,5	1950-2100	900-1000	89-90	641
7,5	2426-2685	1155-1645	86-87	287
6,5	1555-1775	1150-1170	91-92	176
5,5	2350-2500	985-1090	87-88	617
3,5	2350-2500	1180-1276	87-88	700

Experimentalmente, se ha podido observar que el porcentaje de eliminación de DQO obtenido cuando el parámetro se encuentra estabilizado es elevado (entre el 86 y

el 92%) habiéndose obtenido la mayor eficacia en el proceso de depuración cuando la biomasa se ha encontrado situada en 6,5 g/l. Para concentraciones menores, el rendimiento fue más bajo de igual modo que para concentraciones de biomasa más elevadas.

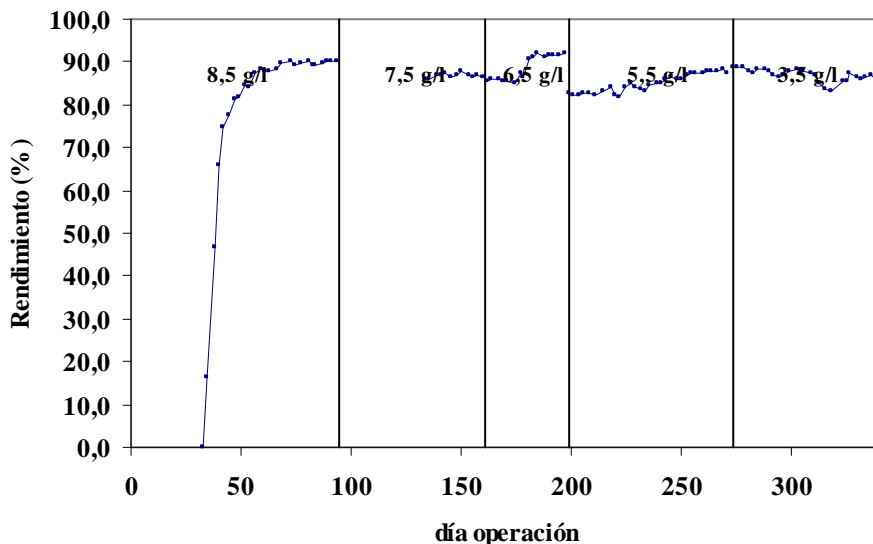


Figura 5.121. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

Hay que destacar que probablemente la composición de la alimentación empleada pudo representar un factor determinante a la hora de obtener una mayor calidad del efluente. Así, para las etapas en las que la concentración de microorganismos estuvo comprendida en 7,5 y 6,5 g/l y en las que se usó la misma partida de la corriente de la Planta de Producto Intermedio (apartado 5.1 del apéndice V), el agua de salida del proceso PACT presentó una baja biodegradabilidad (relación $DBO_5/DDQO = 0,11$) de manera que en esta situación una concentración de biomasa más alta no supone la obtención de mejores resultados. Probablemente debido a la adaptación de la flora bacteriana a la composición del agua residual, en la gráfica 5.121 se observa una subida importante en el rendimiento para una biomasa de 6,5 g/l: la DQO disminuyó pudiéndose conseguir finalmente unos valores análogos a los alcanzados en otros estudios. El hecho de no lograr un aumento de la degradación de la materia orgánica con mayor concentración de SSV en el reactor biológico también se manifiesta para biomasa 8,5 g/l a pesar de producirse en esta fase un efluente más biodegradable ($DBO_5/DDQO = 0,33$). Un aumento de la biodegradabilidad de la corriente de salida para concentraciones microbianas más bajas que 6,5 g/l, relación $DBO_5/DDQO = 0,25$, tampoco ha garantizado en este estudio una DQO final menor ya que en estos dos periodos existió en el decantador un estado de turbulencia considerable que propiciaba un efluente con una notable presencia de sólidos en suspensión (Nota: para estas etapas, biomasa 5,5 y 3,5 g/l, la planta piloto operó sin baffle en el sedimentador). Sin embargo, de acuerdo con los resultados experimentales obtenidos, es necesario resaltar que no se observa una relación clara entre la concentración de biomasa y la eliminación de DQO de tal forma que parece resultar independiente su influencia (figura 5.122):

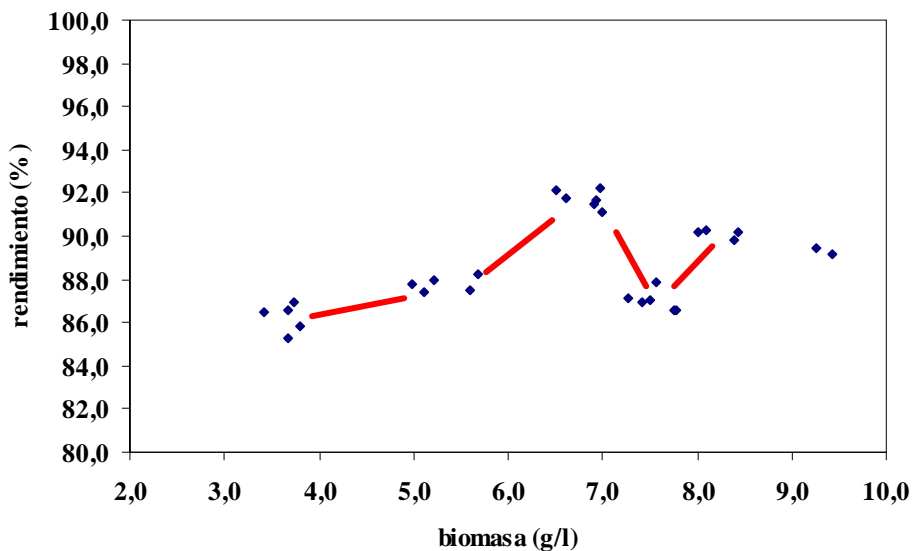


Figura 5.122. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto con el proceso PACT estabilizado en cada una de las concentraciones de biomasa ensayadas.

5.5.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

El valor de la temperatura en el tanque de aireación se encontró estabilizado entre 33 y 36 °C:

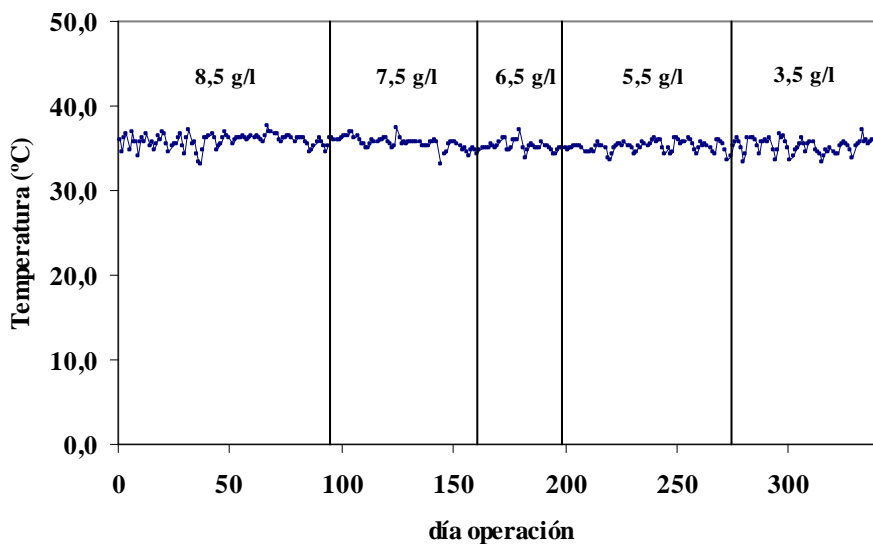


Figura 5.123. Evolución de la temperatura.

En la figura 5.124 puede apreciarse un buen ambiente óxido-reductor en la cuba de aireación al obtenerse unos valores situados normalmente entre 190 y 215 mV (acordes para la obtención de un medio apropiado para la depuración de estas corrientes industriales) cuando el sistema se encuentra estabilizado.

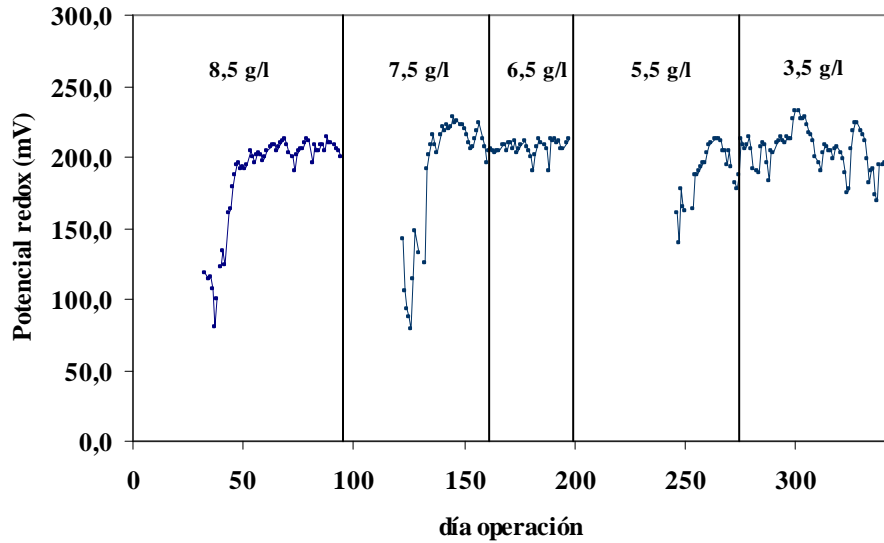


Figura 5.124. Evolución del potencial redox.

En la figura 5.125 se muestra que el pH en el tanque de aireación ha presentado frecuentes variaciones (casi periódicas) sobre todo en aquellos días en los que debido a menor control que se realiza a esta variable, fines de semana y festivos, este parámetro suele alcanzar valores superiores a 7,5.

Sin embargo y en general, su valor se situó entre 6,5 y 8,0.

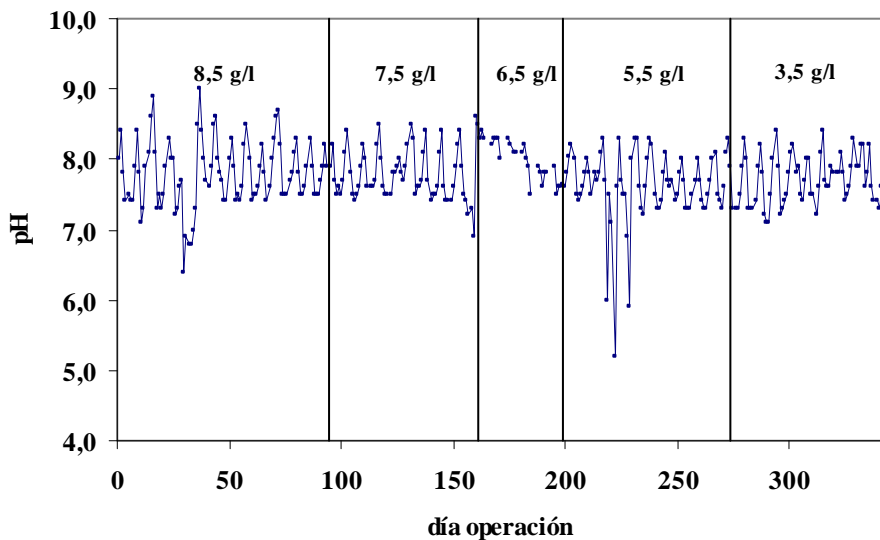


Figura 5.125. Evolución del pH.

En la gráfica puede apreciarse una alta inestabilidad del parámetro, principalmente para biomasa entre 7,5 y 8,5 g/l, debido en esencia a la dificultad surgida con los cambios producidos en la concentración bacteriana en estas etapas y al efecto del conservante químico sobre el pH del medio. Para una concentración de microorganismos de 3,5 g/l, el control resultó más difícil como consecuencia de la menor información del comportamiento del pH en el reactor biológico al no estar disponible la sonda (la lectura se realizaba de manera puntual con un pHmetro).

De acuerdo con los resultados que aparecen en la figura 5.126, las concentraciones de oxígeno disuelto en la cuba de aireación estuvieron normalmente comprendidas entre 2 y 3,5 mg/l (condiciones de operación: 2-5 ppm).

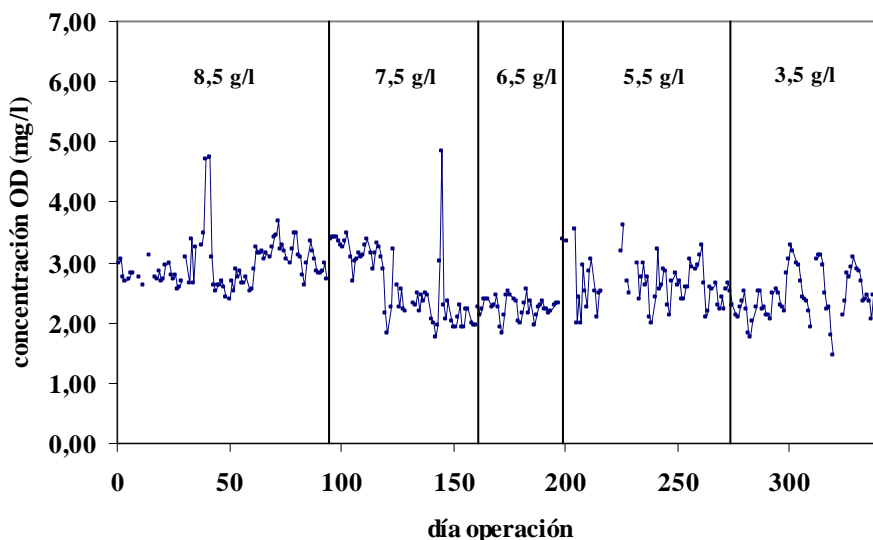


Figura 5.126. Evolución del oxígeno disuelto.

5.5.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

En la figura 5.127 aparece representado el tiempo de residencia hidráulico para cada uno de los intervalos de biomasa ensayados y en ella se puede apreciar que el caudal se ajustó para obtener un tiempo de residencia de 15 días.

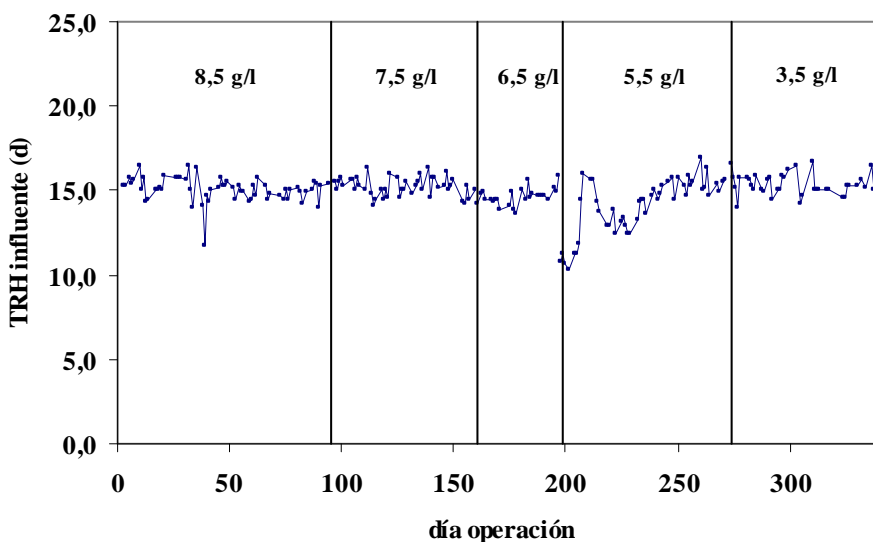


Figura 5.127. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

En la gráfica 5.128 se observa que el tiempo de residencia hidráulico para el efluente se encontró bien ajustado al valor previsto: TRH = 15 días.

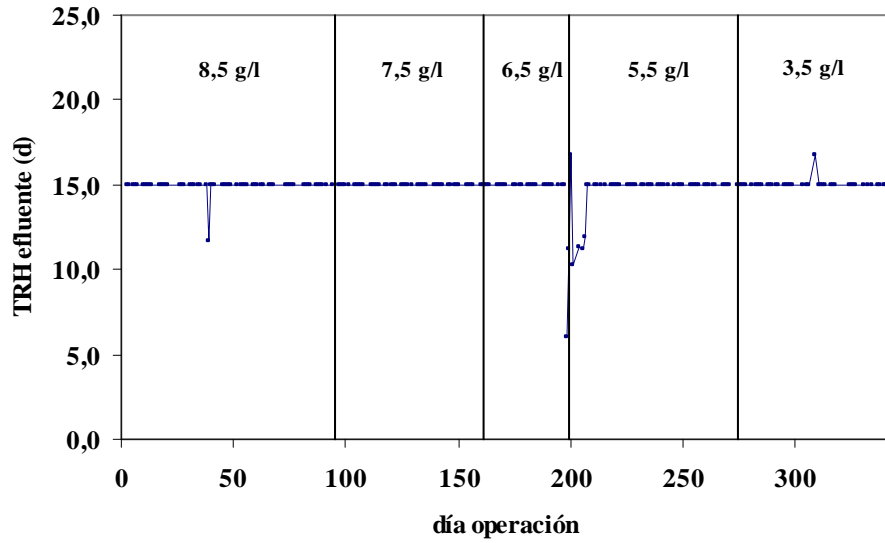


Figura 5.128. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

5.5.4.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Las evoluciones tanto de la concentración de carbón en el reactor como la de la biomasa en las diferentes etapas que componen este estudio se exponen en las figuras 5.129 y 5.130. En la figura 5.131 se representa la tendencia de la relación PAC / Biomasa:

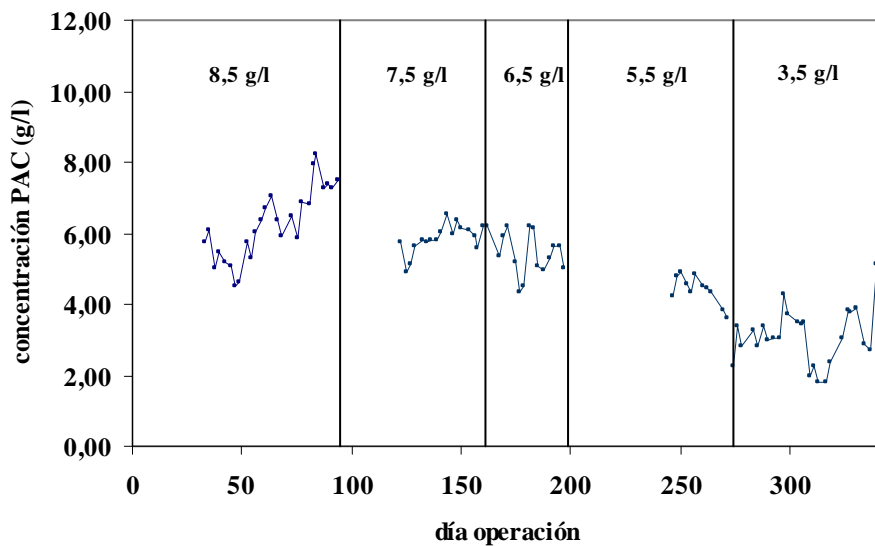


Figura 5.129. Evolución de la concentración de carbón.

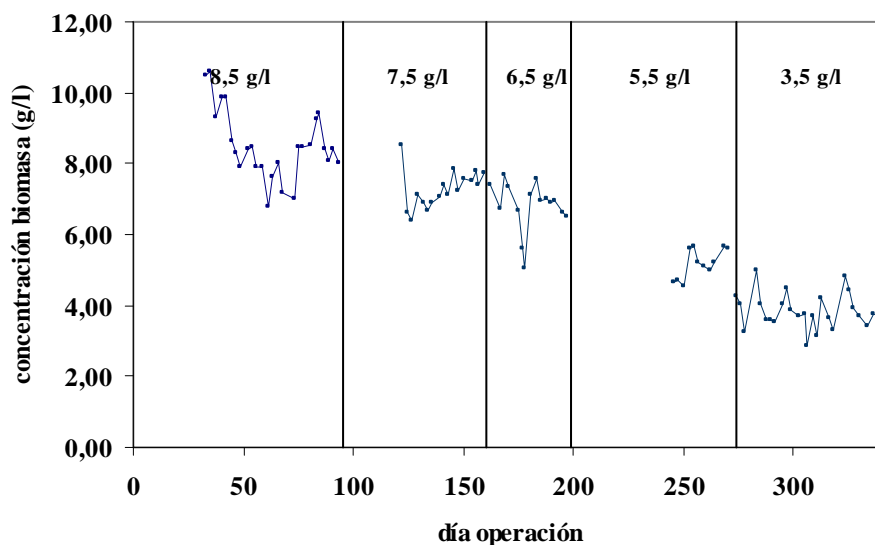


Figura 5.130. Evolución de la concentración de biomasa.

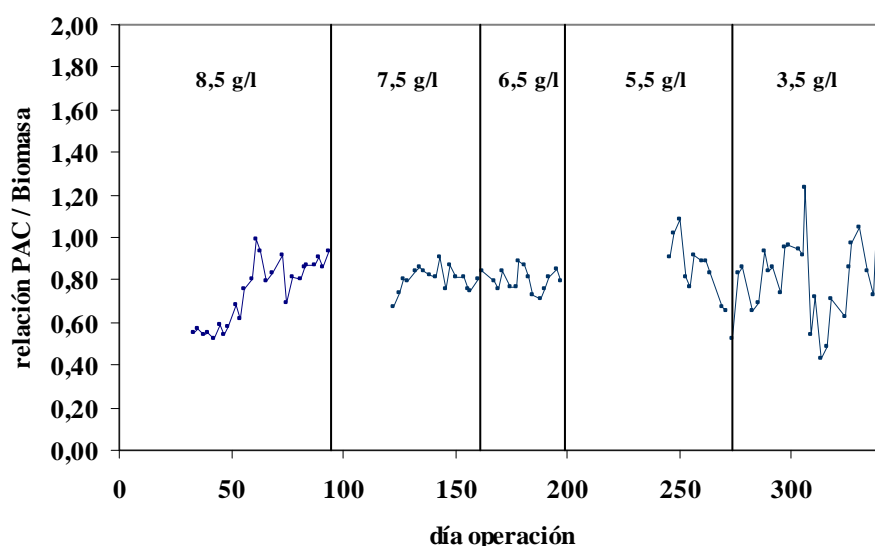


Figura 5.131. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

La concentración de carbón, figura 5.129, se ajustó para que se mantuviera la relación PAC / Biomasa recomendada: 0,8 – 1,1 (figura 5.131).

Respecto a la concentración de biomasa, figura 5.130, se observa que se sitúa en el margen indicado, con los problemas que conlleva su control, especialmente cuando su valor es elevado. Es destacable el hecho de que el proceso PACT llevado a cabo en la planta piloto ha mostrado a veces su incapacidad para alcanzar mediante las reacciones de síntesis celular altas concentraciones de microorganismos, normalmente superiores a 7,5 g/l, de manera que fue necesario la adición de inóculos al reactor biológico en distintos periodos de la investigación: “sólo” para concentraciones de biomasa inferiores a 7,5 g/l el sistema ha permitido lograr o mantener los márgenes deseados.

En la tabla 5.14 se muestran los valores medios del PAC, de la biomasa y de la correspondiente relación PAC / Biomasa obtenidos en los análisis de las muestras

tomadas cuando el proceso PACT operaba con la variable biomasa estabilizada en cada uno de los intervalos previstos.

Tabla 5.14. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa

Biomasa teórica (g/l)	PAC (g/l)	Biomasa experimental(g/l)	PAC / Biomasa
8,5	7,59	8,60	0,88
7,5	6,03	7,54	0,80
6,5	5,27	6,82	0,77
5,5	4,27	5,30	0,81
3,5	3,93	3,71	1,06

Se aprecia en la tabla que los valores medios de los parámetros son adecuados al plan de trabajo previsto.

Durante la realización de este estudio, se ha podido observar en ocasiones una importante dificultad del sistema para alcanzar la concentración deseada ya que el crecimiento bacteriano ha resultado ser más bajo de lo previsto. Es por ello, por lo que se decidió añadir inóculo en los estudios correspondientes a 8,5 (dos veces), 7,5 y 5,5 g/l y poder alcanzar, de esta forma, las concentraciones buscadas. Con la introducción de biomasa conservada al tanque de aireación, se produjo un aumento en la población de microorganismos en todos los casos que posibilitó la posterior estabilización del parámetro y, por consiguiente, del sistema.

5.5.5.- RELACIÓN F / M.

La evolución experimentada por la relación F / M, para un tiempo de retención hidráulico de 15 días y una alimentación con una DQO de 20000 mg/l que han permanecido prácticamente constantes a lo largo de la investigación, se muestra en la figura 5.132.

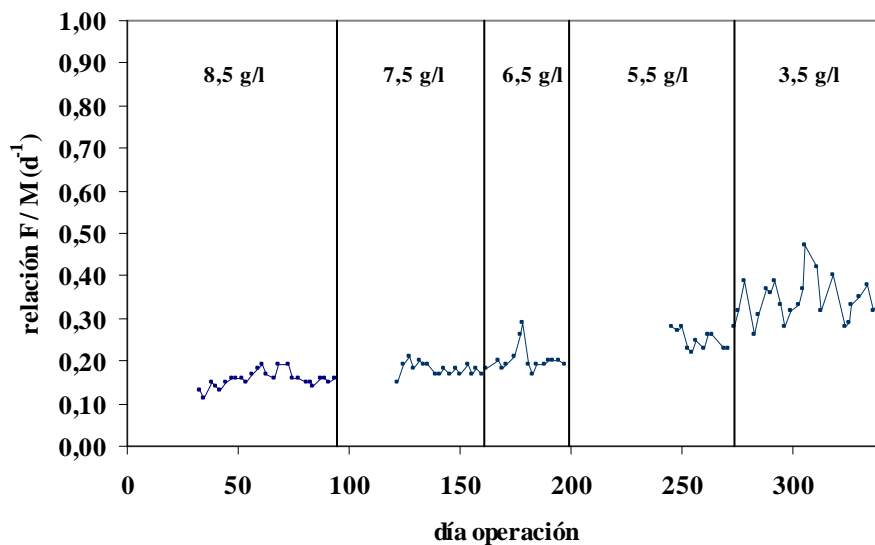


Figura 5.132. Evolución de la relación F / M.

En esta tendencia puede observarse que esta relación ha presentado diversidad de valores como consecuencia de las variaciones realizadas en la concentración de biomasa del reactor biológico. El promedio de este parámetro durante este estudio se muestra en la tabla 5.15:

Tabla 5.15. Relación F / M.

Biomasa (g/l)	F / M (d ⁻¹)
8,5	0,15
7,5	0,18
6,5	0,20
5,5	0,24
3,5	0,35

Como es lógico, estos resultados experimentales permitieron obtener una excelente correlación lineal entre la concentración de biomasa y la relación F / M:

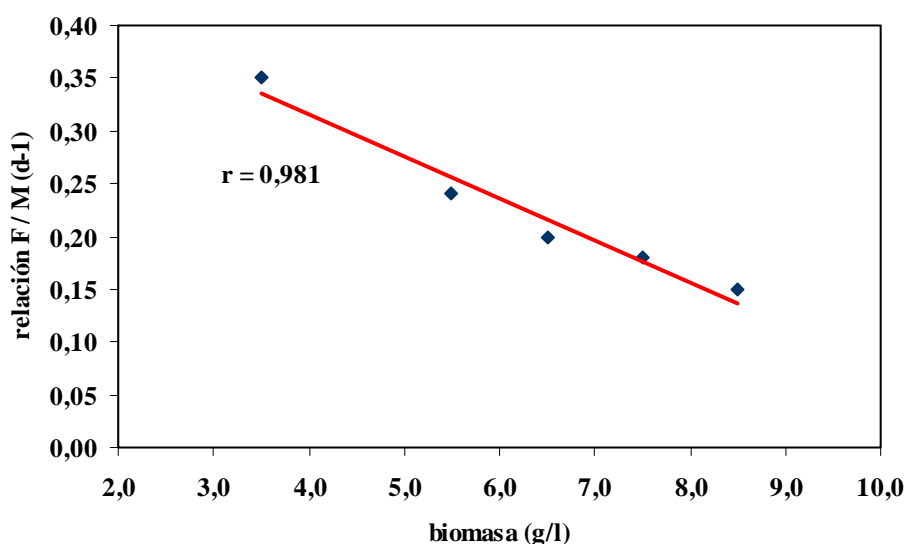


Figura 5.133. Evolución de la relación F / M con la biomasa.

5.5.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

La tendencia del tiempo de retención celular aparece representada en la figura 5.134 y en ella puede apreciarse que, con el aumento de biomasa en el reactor, la edad de los lodos cuando el parámetro se encuentra estabilizado se eleva. Experimentalmente, para poder mantener altas concentraciones de biomasa en el tanque de aireación, se pudo comprobar que fue necesario retirar caudales de purga mínimos.

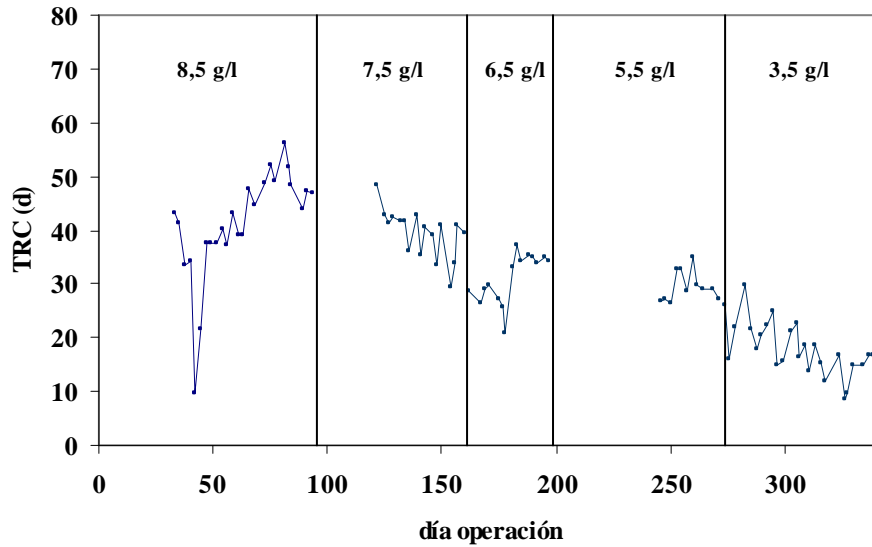


Figura 5.134. Evolución del tiempo de residencia celular.

Los valores experimentales obtenidos para este parámetro durante la estabilización del proceso PACT en cada uno de los márgenes de biomasa estudiados se muestran en la tabla 5.16:

Tabla 5.16. Valores medios del tiempo de retención celular.

Biomasa (g/l)	TRC (d)
8,5	47,7
7,5	36,4
6,5	34,7
5,5	30,0
3,5	15,8

De acuerdo con la tabla, puede concluirse que existió una adecuada linealidad entre el TRC y la concentración de biomasa (figura 5.135):

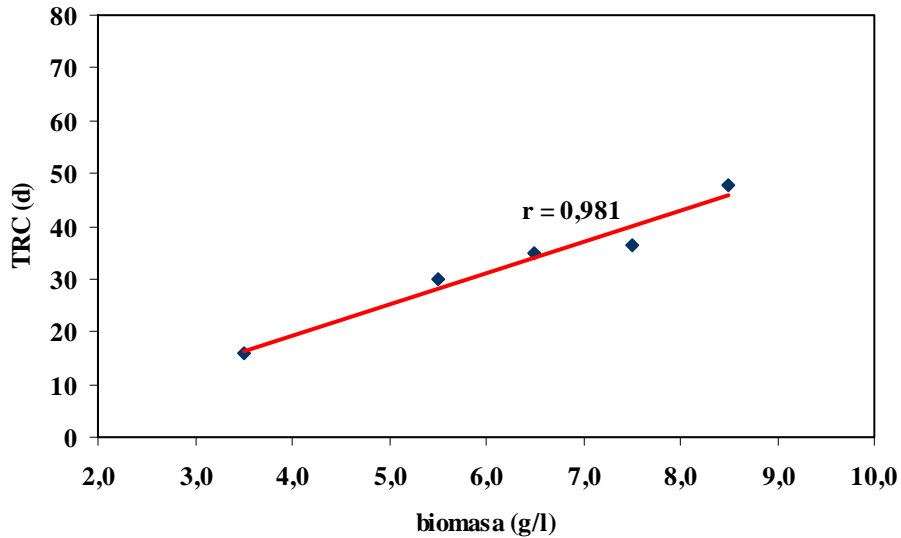


Figura 5.135. Evolución del tiempo de residencia celular con la biomasa.

5.5.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

En la figura 5.136 puede observarse la evolución del fósforo y en ella cómo su concentración ha estado normalmente comprendida entre 5 y 30 mg/l. Para conseguir el ajuste del parámetro se procedió a disminuir o a suprimirse la dosis de H_3PO_4 en el momento en que se empezaba a obtener un efluente con 20 mg/l de ortofosfato aunque, tal y como pudo comprobarse, en ocasiones el parámetro aumentó debido al fósforo asociado al carbón regenerado que se añadía al licor mezcla (única fuente posible de introducción de fósforo en el sistema).

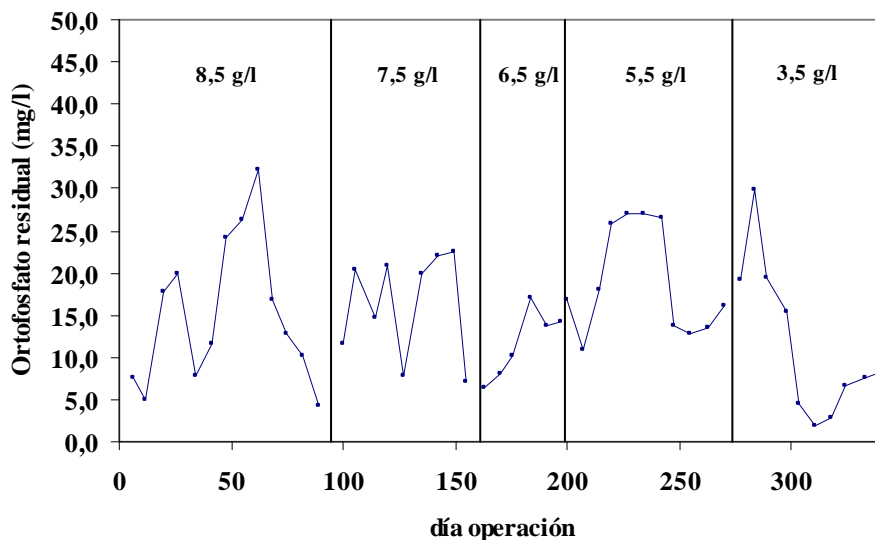


Figura 5.136. Evolución del fósforo residual.

Los valores de las concentraciones alcanzadas tanto en el nitrógeno amoniacal como en el total presentes en el efluente aparecen representados en la figura 5.137:

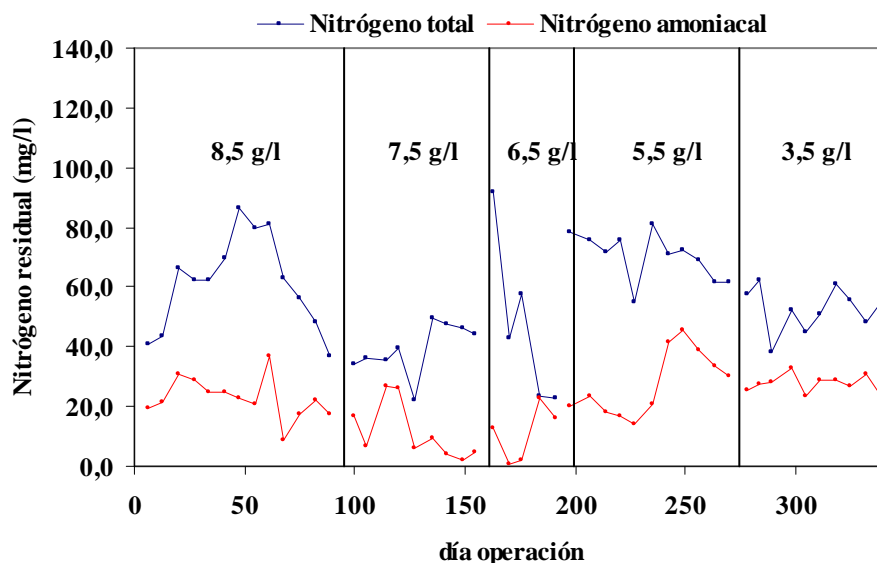


Figura 5.137. Evolución del nitrógeno residual.

En la gráfica se muestra que el nitrógeno amoniacal se ha situado habitualmente entre 2 y 30 mg/l (valores recomendados) aunque, a veces, se han registrado concentraciones superiores de manera que durante toda la investigación se ha prescindido de la adición de sulfato amónico. El nitrógeno total ha alcanzado unas concentraciones comprendidas entre 30 y 80 mg/l. Durante esta fase de la investigación, no se ha apreciado un importante aumento en el consumo de nutriente en aquellos casos en los que se utilizó altas concentraciones de biomasa de modo que el nitrógeno presente en el agua residual resultó suficiente para su desarrollo en el proceso PACT. Este hecho parece indicar que la concentración de biomasa activa de microorganismos en todo el intervalo estudiado (de 3,5 a 8,5 g/l) es similar puesto que el consumo de nitrógeno es muy próximo. Es decir, la subida de concentración de biomasa significa un aumento de sólidos biológicos que no actúan sobre el consumo de materia orgánica (material flocular, pero no bacterias activas). Este fenómeno explicaría la independencia entre la eliminación de DQO o el valor de DQO en efluente y la concentración de biomasa (apartado 5.5.1.).

5.5.8.- FENOL RESIDUAL.

Las concentraciones de fenol analizadas en el efluente se exponen en la figura 5.138. De acuerdo con los datos de la gráfica y dependiendo de la concentración en influente de fenol en cada periodo, el rendimiento de eliminación se ha situado en torno al 97-98 % cuando el sistema operaba con una biomasa de 8,5, 7,5, 5,5 y 3,5 g/l y del 94-96 % si en el reactor biológico había 6,5 g/l de biomasa (cuando la planta ha trabajado con biomasa de 3,5 g/l el porcentaje de eficacia se mantuvo en el 98 % aunque, debido a una notable subida en la concentración de este compuesto en el influente, este rendimiento descendió hasta el 88 %).

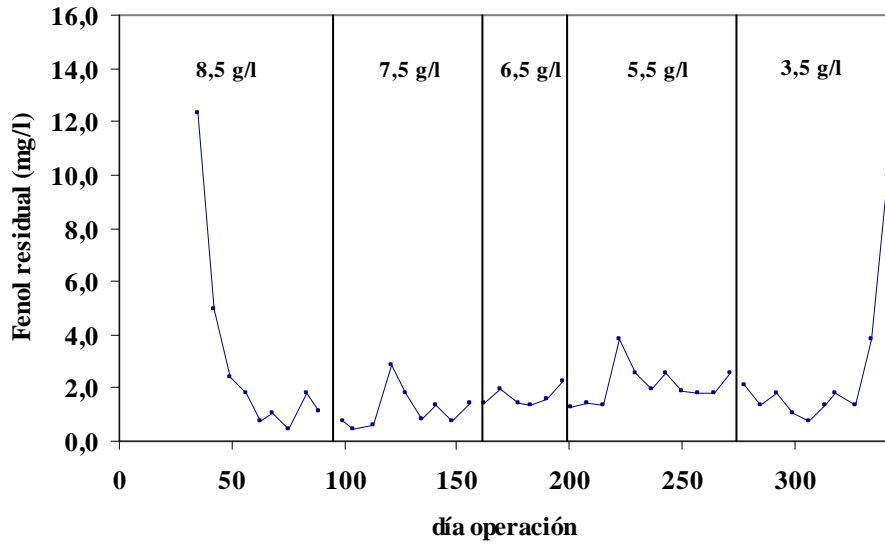


Figura 5.138. Evolución del fenol residual.

5.5.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Las concentraciones que se han obtenido de sólidos en suspensión totales secados a 105 °C y de sólidos en suspensión fijos calcinados a 550 °C en el efluente se encuentran representados en la figura 5.139:

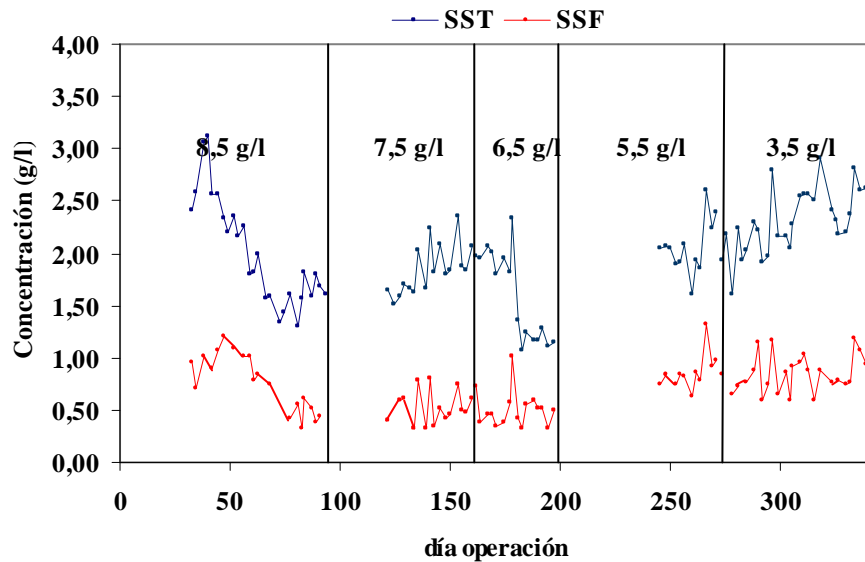


Figura 5.139. Evolución de los sólidos residuales.

En la gráfica puede observarse que, aparentemente, no existe relación entre la concentración de biomasa en el reactor y la de sólidos en el efluente, obteniéndose valores de SST en torno a 2,0 g/l y de SSF de 1,0 g/l.

5.5.10.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

Los análisis microbiológicos efectuados durante este estudio han permitido observar un descenso en la densidad y en la compactación de los flóculos a medida que la concentración de biomasa en el reactor biológico iba descendiendo (figuras 5.140 y 5.141), de modo que la fijación de los organismos en el PAC pudo aumentar las propiedades de sedimentación del fango activo y permitió que un contenido óptimo de biomasa fuese mantenido en el tanque de aireación (Dalmacija *et al.*, 1996). Debido posiblemente a las condiciones de operación empleadas (bajos valores de la relación F / M y/o alta concentración de biomasa en el tanque de aireación), se favoreció el desarrollo de organismos filamentosos Gram negativos sobre las bacterias granulares presentes en el sistema formando parte de los flóculos (figuras 5.142 y 5.143) en esta investigación. Como puede apreciarse en estas dos imágenes, estos flóculos frecuentemente se encontraron unidos por estructuras filamentosas que no solían presentar un número y una longitud demasiado elevada. Al comienzo de este estudio que corresponde a la etapa con biomasa 5,5 g/l, se pudo comprobar que la población de protozoos era escasa pero, con la subida realizada en la concentración de microorganismos hasta los 8,5 g/l, su presencia aumentó considerablemente (tanto el de ciliados como el de los protozoos flagelados). Para este, y los restantes periodos que completaron esta investigación, pudo apreciarse que el número de ciliados libres y reptantes se logró mantener relativamente estable (figura 5.144), salvo leves oscilaciones aparentes, al igual que la concentración de las especies más pequeñas y de menor movilidad. La existencia de estos protozoos permitió importantes mejoras en el proceso de depuración puesto que permitió reducir la presencia de bacterias libres en el medio líquido (figura 5.145). Los ciliados desempeñan un papel fundamental en el proceso de purificación del líquido al eliminar, por depredación de las bacterias dispersas, las cuales causan turbidez en el efluente final.

Es importante destacar que el aspecto mostrado por la biomasa en cada uno de los periodos ensayados ha podido estar influida por las condiciones medioambientales del licor mezcla y por la población microbiológica presente inicialmente durante la realización de cada uno de los estudios ya que el comportamiento experimentado por la biomasa, a medida que se ha ido variando su concentración, ha mostrado una conducta dispar. Por otro lado, es probable que la modificación física realizada en la planta piloto (colocación de un baffle en el decantador) también produjese un cambio puesto que hizo posible una reducción del crecimiento disperso de las bacterias y se pudo conseguir un aumento del número de protozoos en el líquido.

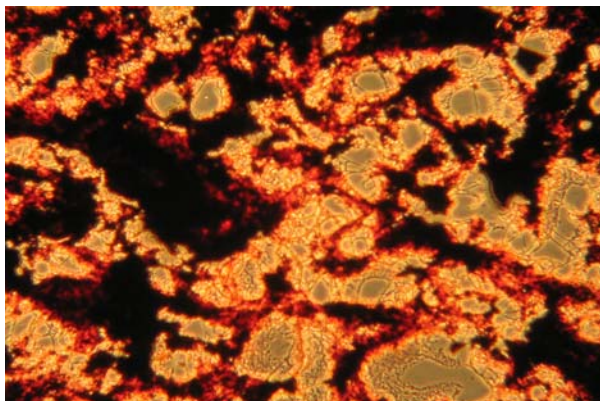


Figura 5.140. (X 100): Biomasa = 7,5 g/l

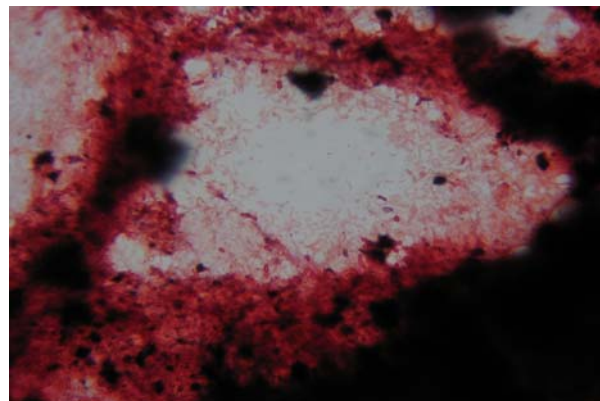


Figura 5.141. (X 1000): Biomasa = 3,5 g/l

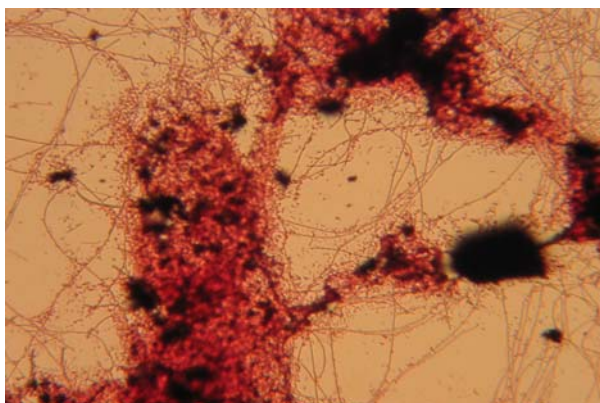


Figura 5.142. (X 400): Biomasa = 8,5 g/l

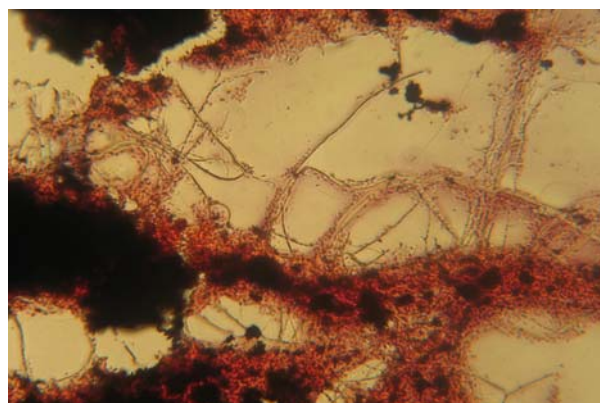


Figura 5.143. (X 400): Biomasa = 6,5 g/l



Figura 5.144. (X 100): Biomasa = 6,5 g/l

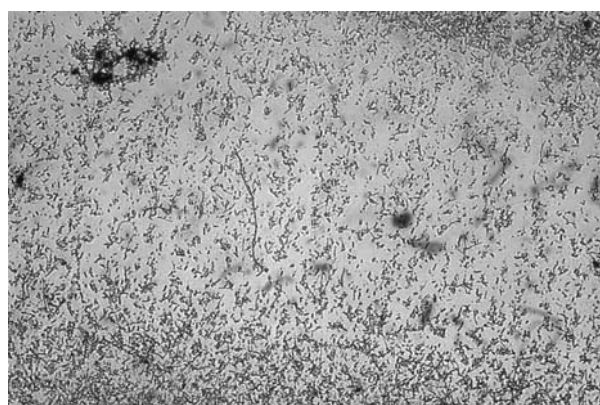


Figura 5.145. (X 200): Biomasa = 5,5 g/l

5.6.- OPTIMIZACIÓN DE LA RELACIÓN PAC / BIOMASA.

Esta investigación se ha realizado en planta piloto utilizando las mismas condiciones de carga (alimentación con una DQO de 20000 mg/l y un tiempo de residencia hidráulico de 15 días) y operando con la máxima concentración de biomasa posible en el reactor y distintas relaciones PAC /Biomasa en cada una de las tres etapas, tabla 5.17, que componen este estudio.

Tabla 5.17. Intervalos de la relación PAC / Biomasa estudiados.

PAC / Biomasa	Día de operación
1,4-1,5	1 hasta 39
0,8-1,0	40 hasta 135
0,4-0,5	136 hasta 171

El orden en la realización estuvo fijado según el plan previsto por la Empresa en esta fase y que contemplaba comenzar la experimentación con la relación PAC / Biomasa de 0,8-1,0 para después proceder a aumentarla hasta 1,4-1,5 y, por último, a disminuirla hasta 0,4-0,5.

5.6.1.- DQO.

Los valores obtenidos en los análisis de la DQO total del efluente aparecen registrados en la figura 5.146:

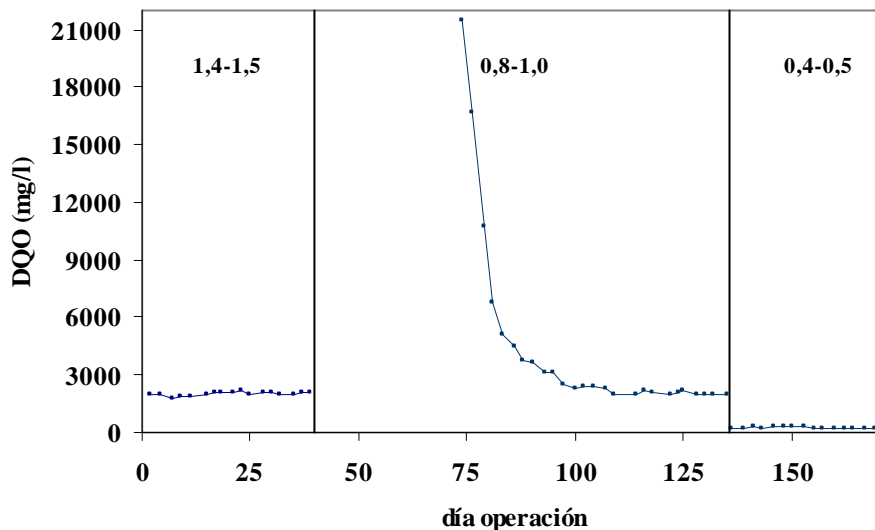


Figura 5.146. Evolución DQO del efluente.

En esta investigación se ha podido observar que el resultado de operar en el sistema con una alta concentración de PAC no permite obtener una mejora sustancial en el proceso de depuración ya que la DQO total ha permanecido muy estable y prácticamente constante en los intervalos correspondientes a una relación PAC /

Biomasa de 1,4-1,5 y 0,8-1,0 (únicamente se consigue alcanzar un leve descenso en la DQO soluble) y el proceso parece comportarse de manera semejante.

Cuando el tanque de aireación operó con una menor concentración de carbón, la DQO en el efluente disminuyó considerablemente. Como consecuencia de esta actuación, el rendimiento de eliminación de la DQO (figura 5.147) aumentó desde el 89-90 % hasta el 98-99 %.

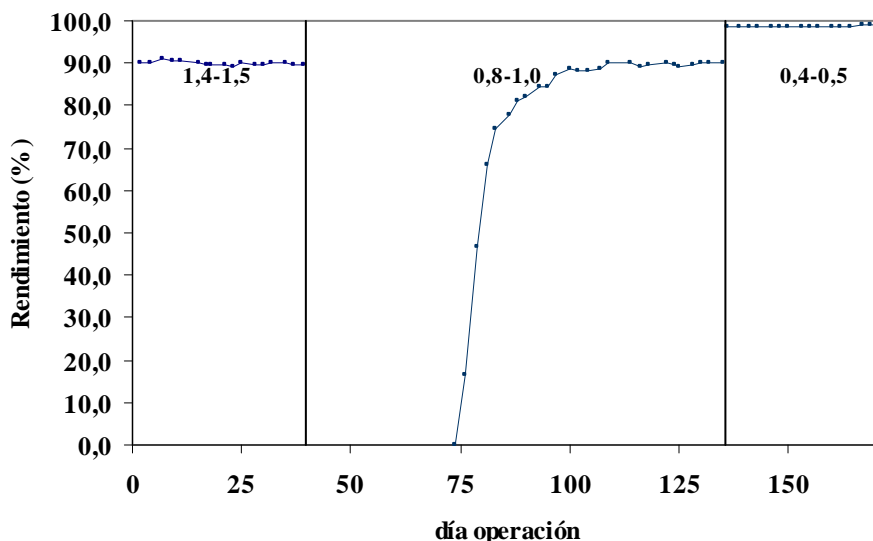


Figura 5.147. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

En la tabla 5.18 se presenta el intervalo de concentraciones obtenidos para la DQO (total y soluble), DBO₅ y porcentaje de eliminación de la DQO con cada uno de los intervalos de la relación PAC / Biomasa estudiados. Estos resultados sugieren, por cuestiones económicas, que no resulta oportuno trabajar con altas relaciones de PAC / Biomasa ya que con concentraciones bajas de carbón es posible realizar el tratamiento de depuración de las corrientes de manera adecuada.

Tabla 5.18. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro.

PAC / Biomasa	DQO total (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)	DBO ₅ (mg/l)
1,4-1,5	1980-2110	800-840	89-90	417
0,8-1,0	1950-2100	900-1000	89-90	641
0,4-0,5	200-240	160-175	98-99	15

5.6.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

La evolución de la temperatura se muestra en la figura 5.148 y en ella puede apreciarse que el parámetro se ha encontrado normalmente comprendido en el margen de los 34-36 °C.

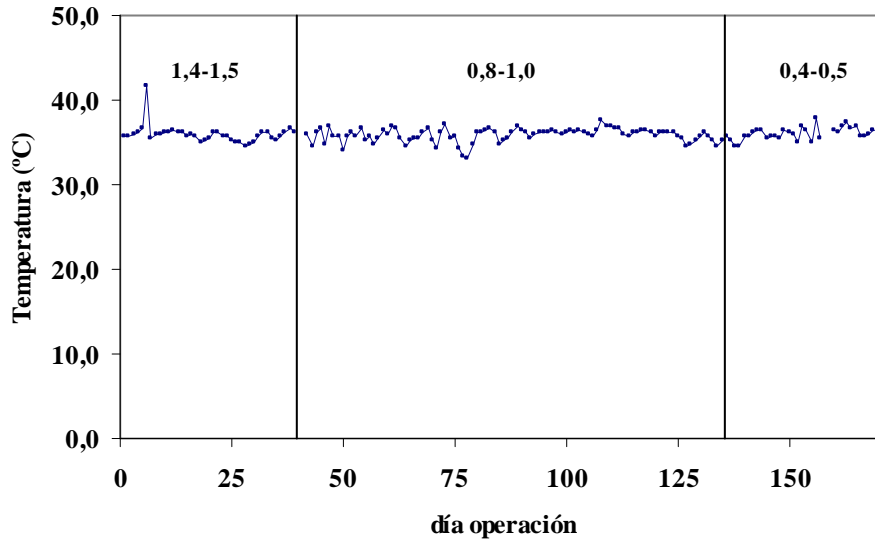


Figura 5.148. Evolución de la temperatura.

Como puede apreciarse en la figura 5.149, en los periodos de estado estacionario de la planta piloto el parámetro mostró unos potenciales altos, superiores a 200 mV (adecuado ambiente óxido-reductor).

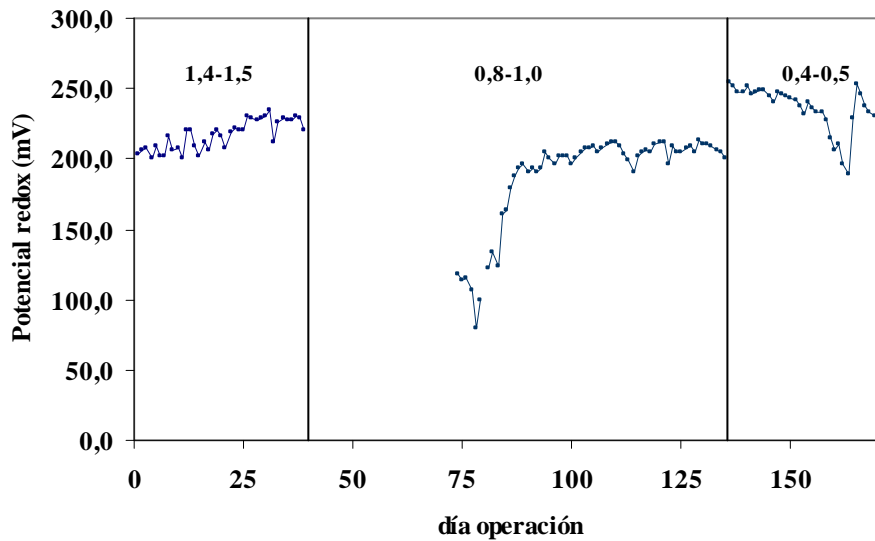


Figura 5.149. Evolución del potencial redox.

En la figura 5.150 se muestra la tendencia del pH en el interior del tanque de aireación. Los valores suelen ser durante los días laborables inferiores a 7,5 mientras que los fines de semana el parámetro puede experimentar un ligero aumento hasta un pH en torno a 8,0.

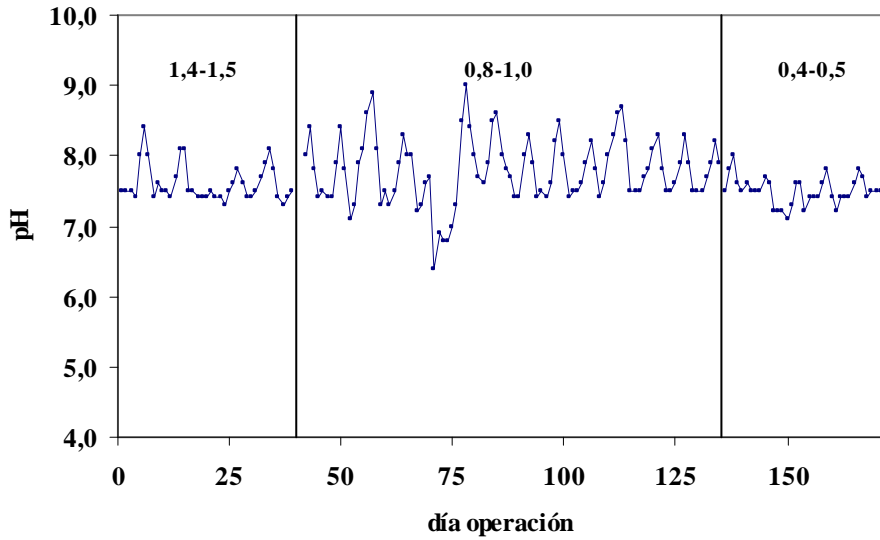


Figura 5.150. Evolución del pH.

La concentración de OD alcanzó concentraciones entre 2,0 y 4,0 mg/l.

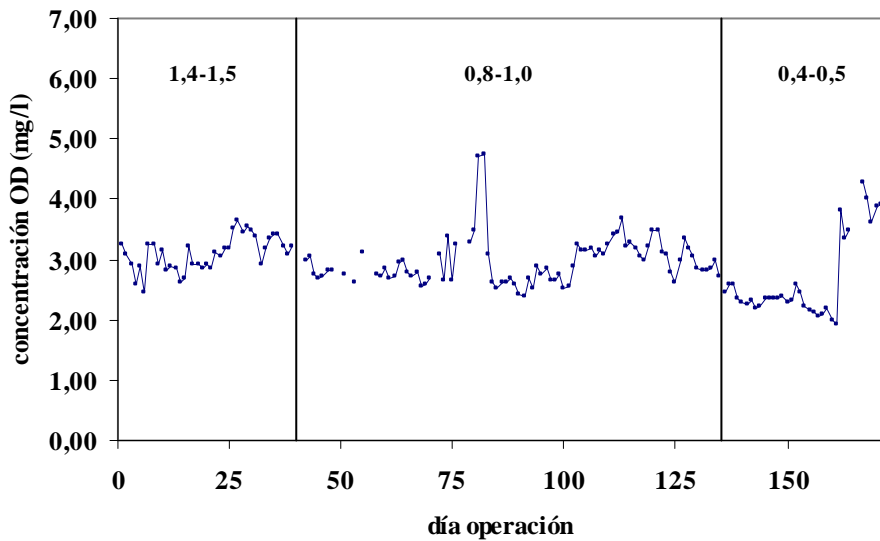


Figura 5.151. Evolución del oxígeno disuelto.

5.6.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

En la figura 5.152 se puede observar que el tiempo de residencia hidráulico del influente presentó una regulación conforme al valor establecido para la reproducción de esta variable: caudal ajustado para poder obtener un tiempo de residencia hidráulico de 15 días.

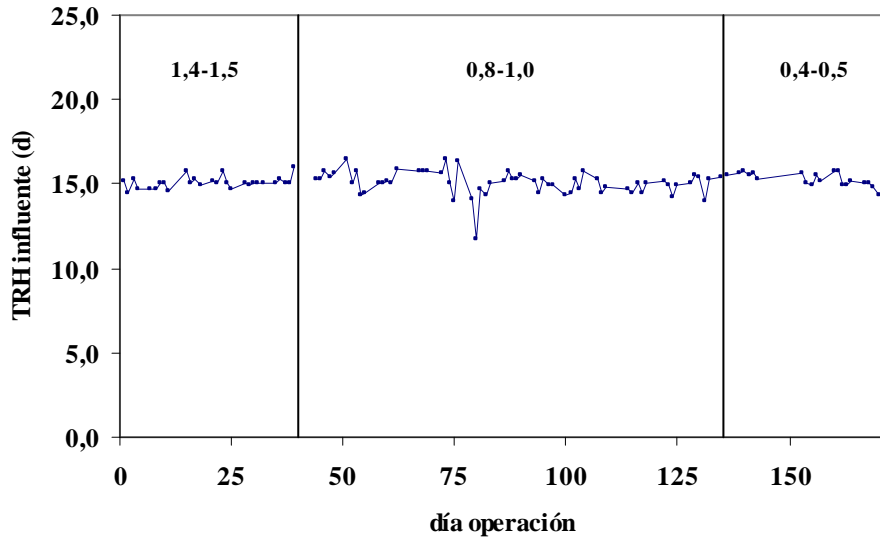


Figura 5.152. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

En las gráfica 5.153 se puede apreciar que el control del tiempo de residencia hidráulico del efluente fue satisfactorio.

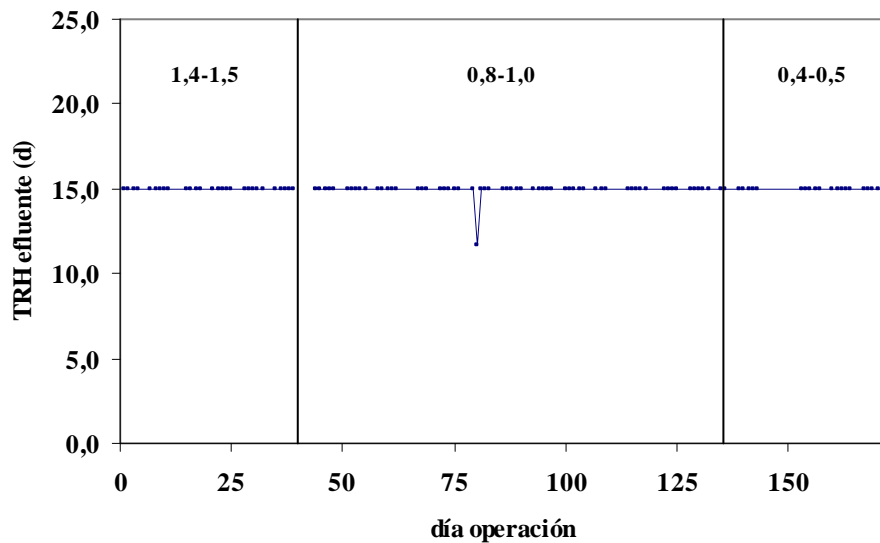


Figura 5.153. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

5.6.4.- CONCENTRACIONES DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Para poder estudiar la influencia en la planta de fangos activos de una relación PAC / Biomasa comprendida entre 1,4-1,5 fue necesario aumentar todavía más la concentración de carbón (figura 5.154) hasta niveles muy elevados, PAC = 11,5-13,0 g/l, durante la realización del ajuste de esta variable de control en los valores previstos. Este considerable aumento en el tanque de aireación, en torno al 40 % con respecto a los márgenes de PAC usados en el periodo de operación en que se empleó una proporción de 0,8-1,0, apenas produjo importantes mejoras en el proceso. En esta etapa, pudo

observarse que no se producía una abundante salida de carbón a través del efluente aunque sí se originó una relativa acumulación en ciertas zonas del sistema, principalmente en el tramo más bajo del decantador, que ocasionó cierta dificultad en el ajuste del parámetro agravado además por la composición variable del carbón regenerado empleado.

A pesar de que se pueda aumentar la biodegradabilidad del fango activo con la adición de PAC al tanque de aireación (DeWalle y Chian, 1977; Sublette et al., 1982; Specchia y Gianetto, 1984) y de que la eliminación de compuestos difíciles de degradar por los microorganismos se amplía al incrementarse la dosis del carbón activo, la experimentación ha podido demostrar, en definitiva, que no es necesario utilizar altas concentraciones de PAC puesto que con concentraciones de carbón bajas, próximas a 3,0 g/l, es posible obtener un óptimo funcionamiento de la planta.

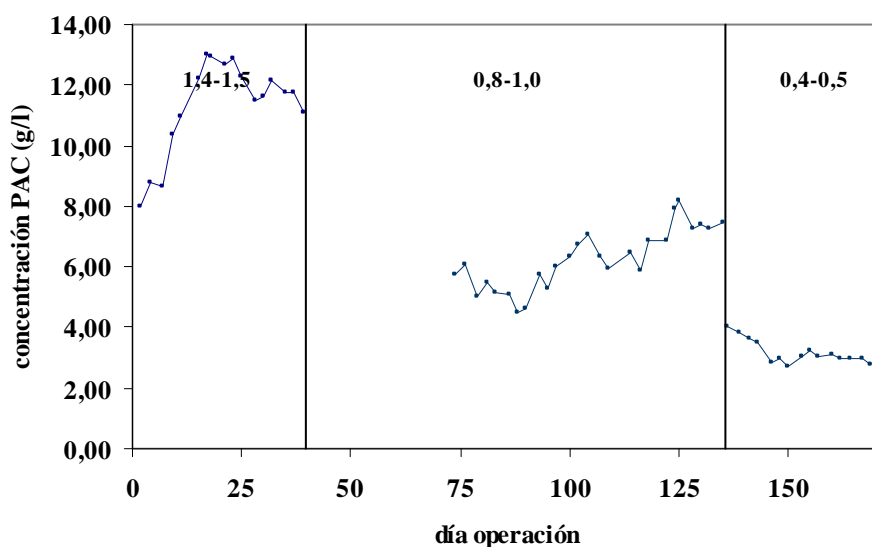


Figura 5.154. Evolución de la concentración de carbón.

Los estudios realizados en primer y segundo lugar se han caracterizado por el hecho de que la biomasa ha estado estabilizada en el reactor biológico entre 8,0 y 8,5 g/l (máxima concentración posible). Para poder conseguir estas concentraciones tan elevadas, fue necesario añadir inóculo ya que el proceso no permitía alcanzar de manera natural estos valores aunque sí fue capaz, posteriormente, de mantener tanta biomasa al adaptarse la flora microbiana a las nuevas condiciones de operación. En esta investigación se ha puesto de manifiesto la incapacidad de la planta piloto de fangos activos de conseguir concentraciones bacterianas superiores a 8,0 ya que, cuando la planta ha funcionado de manera óptima (relación PAC / Biomasa = 0,4-0,5), “solamente” se ha podido obtener espontáneamente una biomasa estable en torno a 7,0 g/l (figura 5.155 y tabla 5.19). También se ha podido apreciar que no existe ninguna ventaja en el hecho de trabajar en el proceso PACT con elevadas concentraciones de biomasa (superiores a 6,0 g/l), parece todo lo contrario: las concentraciones de biomasa elevadas producen efluentes de peor calidad, como consecuencia de una mayor concentración de microorganismos en el efluente.

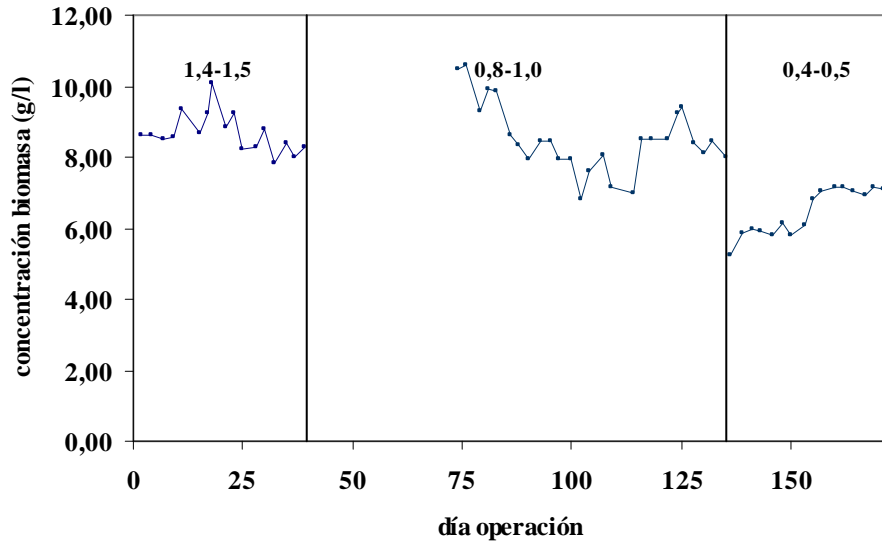


Figura 5.155. Evolución de la concentración de biomasa.

Tabla 5.19. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.

PAC/ Biomasa teórica	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa experimental
1,4-1,5	11,64	8,26	1,41
0,8-1,0	7,59	8,6	0,88
0,4-0,5	2,99	7,08	0,42

En la figura 5.156 se muestra la tendencia de la relación PAC / Biomasa. Como puede observarse, el parámetro experimentó una serie de ajustes (en el PAC, en la biomasa, o incluso, en ambos parámetros a la vez) antes de su estabilización.

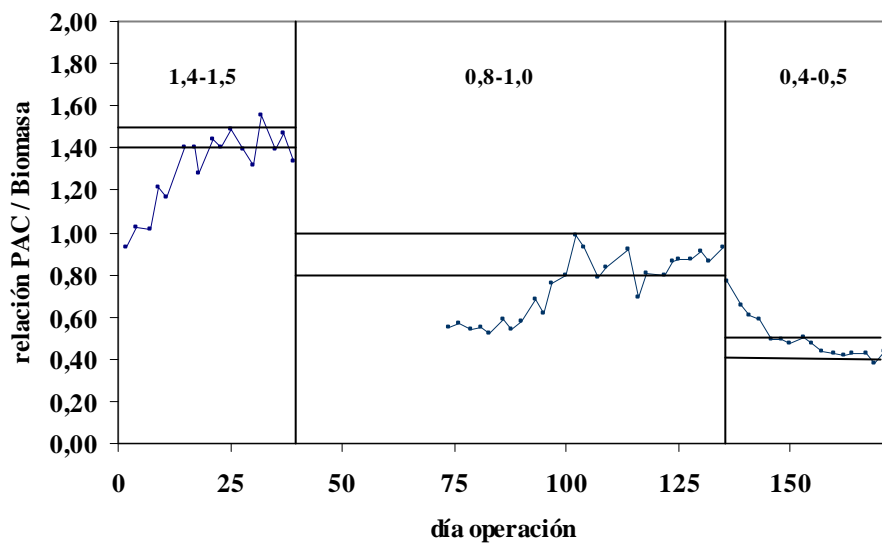


Figura 5.156. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

De entre los efectos que origina la presencia de carbón activo en un reactor, estudios experimentales han puesto de manifiesto que en ausencia de sustrato y microorganismos el PAC consume oxígeno (Dalmacija *et al.*, 1996; Orshansky y Narkis, 1997), de manera que se favorece la oxigenación del tanque de aireación cuanto menor sea la concentración de adsorbente en el sistema. Pequeñas cantidades de carbón producen una mejor difusión del oxígeno a través de todo el fluido mientras que si se emplean grandes concentraciones de PAC se puede ocasionar una estratificación dentro de la cuba de oxidación debido a que la zona más baja del reactor presenta una región prácticamente anaerobia como consecuencia del gradiente de concentración de oxígeno disuelto que se forma entre la zona inferior y la superior del reactor. Este aumento de las condiciones de oxidación junto con la subida de la regeneración del carbón activo al disminuir el ratio PAC / Biomasa aconsejan emplear bajos valores para este parámetro (DeWalle y Chian, 1977).

5.6.5.- RELACIÓN F / M.

La trayectoria experimentada por esta variable en este estudio se muestra en la figura 5.157 y, en ella, puede apreciarse que este parámetro alcanzó valores muy bajos como consecuencia de la elevada concentración de biomasa empleada en las dos primeras etapas y que, con el cambio en la concentración de biomasa producido en el último ensayo, la relación F / M promedio aumentó ligeramente hasta 0,19 d⁻¹(tabla 5.20):

Tabla 5.20. Relación F / M.

PAC / Biomasa	F / M (d ⁻¹)
1,4-1,5	0,16
0,8-1,0	0,15
0,4-0,5	0,19

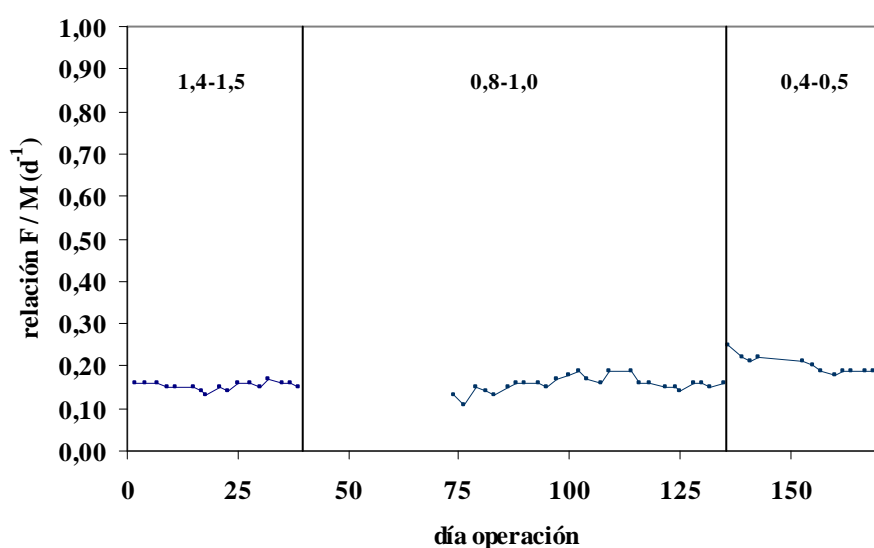


Figura 5.157. Evolución de la relación F / M.

5.6.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Como puede apreciarse en la figura 5.158 en la que aparece representada la evolución del tiempo de retención celular, cuando el sistema tuvo una biomasa superior a 8,0 g/l este parámetro estuvo comprendido en el amplio margen de los 25-50 días siendo, normalmente, el volumen retirado de fangos del reactor biológico mínimo. Para concentraciones más bajas (relación PAC / Biomasa = 0,4-0,5), la edad de los lodos se elevó hasta los 120 días debido a que, a pesar de haberse obtenido excelentes resultados en DQO y sólidos fundamentalmente, la velocidad de crecimiento de los microorganismos resultó ser más baja al existir en la planta piloto una alta nitrificación (las bacterias nitrificantes autótrofas presentan tasas de crecimiento inferiores a las bacterias heterótrofas responsables de la degradación de la materia orgánica, Metcalf & Eddy, 2000; Martins *et al.*, 2004). Prueba de la existencia del fenómeno de la nitrificación en el proceso de fangos activos viene determinada por la relación DBO_5 / NKT (nitrógeno Kjeldahl total) de modo que cuanto menor es este cociente mayor es el nivel de nitrificación (Metcalf & Eddy, 2000). En este caso, para esta última etapa, se puede apreciar un aumento de la velocidad de nitrificación al descender esta relación (tabla 5.21).

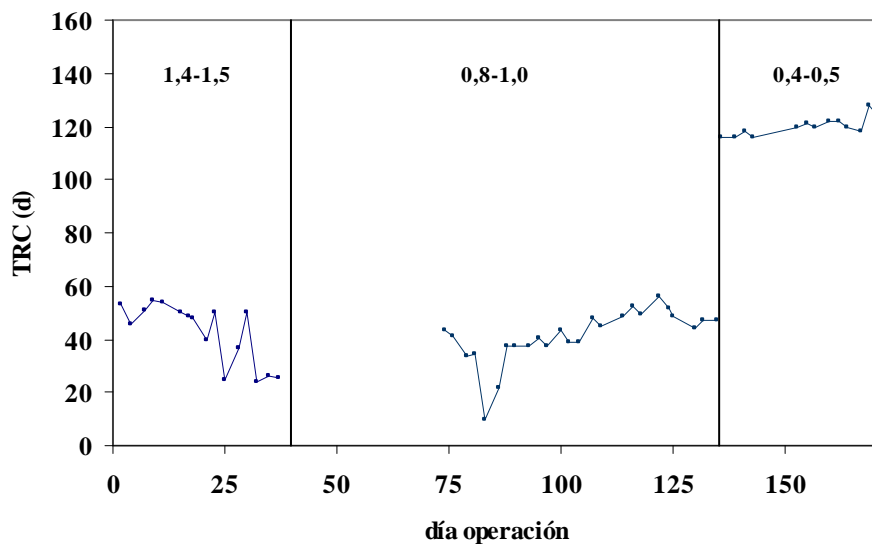


Figura 5.158. Evolución del tiempo de residencia celular.

Tabla 5.21. Relación DBO_5 / NKT .

PAC / Biomasa	DBO_5 (mg/l)	NKT (mg/l)	DBO_5 / NKT
1,4-1,5	417	52,3	7,97
0,8-1,0	641	36,9	17,37
0,4-0,5	15	20,0	0,75

Como orientación, para aguas urbanas, valores de la relación DBO_5 / NKT en torno a 0,75 pueden suponer que en el sistema biológico de fangos activos exista, al menos, un 28 % de bacterias nitrificantes mientras que si el cociente está próximo a 8, la

fracción de bacterias nitrificantes en el medio es tan sólo del 3,3 % (Metcalf & Eddy, 2000).

5.6.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

La concentración de ortofosfato en el efluente, figura 5.159, se situó preferentemente en el margen de operación deseado para este parámetro (fósforo residual entre 5 y 20 mg/l).

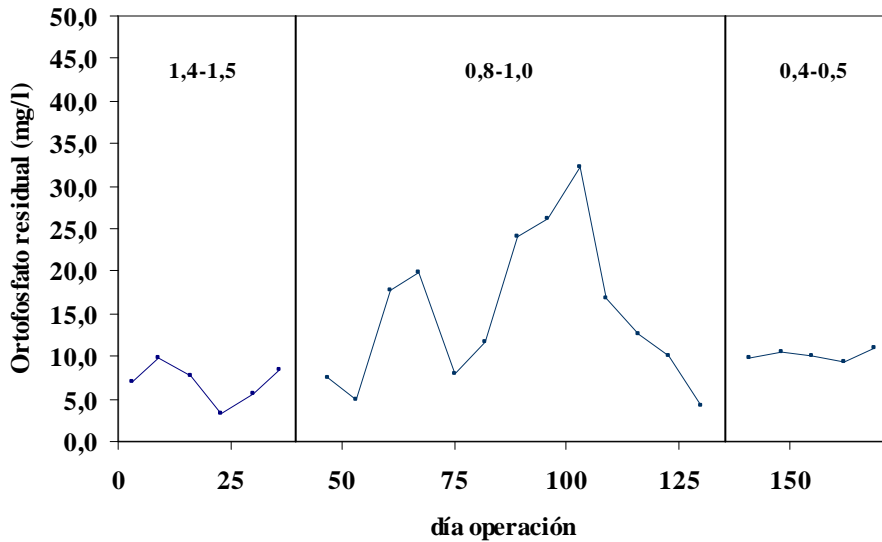


Figura 5.159. Evolución del fósforo residual.

Los valores de las concentraciones tanto de nitrógeno amoniacal como de nitrógeno total aparecen representados en la figura 5.160:

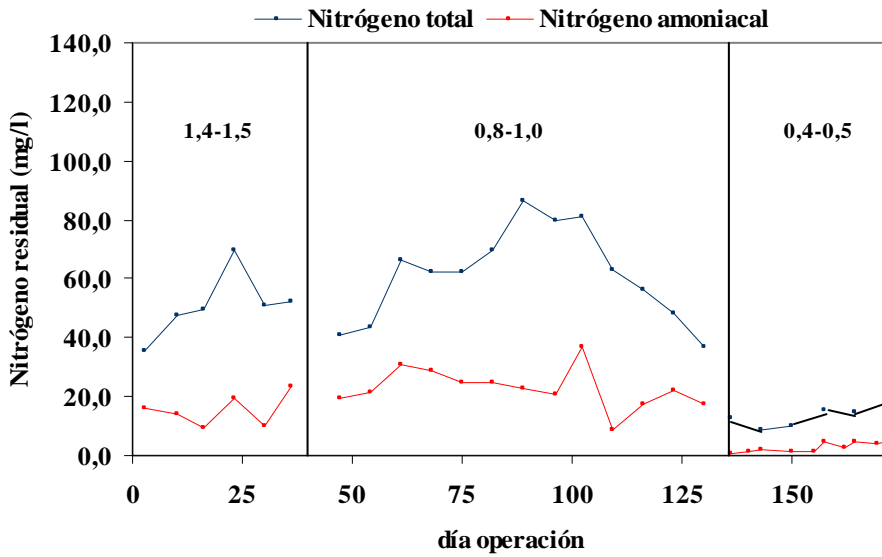


Figura 5.160. Evolución del nitrógeno residual.

Para relaciones de PAC / Biomasa superiores a 0,8, el amonio a la salida de la planta presentó cifras generalmente por debajo de los 30 mg/l mientras que la concentración del nitrógeno total residual alcanzó valores habituales, 40-80 mg/l. En estos dos periodos de la investigación, las necesidades de nitrógeno por parte de los microorganismos estuvieron principalmente cubiertas por el nitrógeno amoniacal presente en la alimentación. Para el estudio restante, PAC / Biomasa = 0,4-0,5, se pudo observar un consumo considerable de NH_4^+ en la planta (fue necesario añadir diariamente sulfato amónico e ir aumentando de manera progresiva la cantidad de nutriente) que originó un efluente con una concentración de nitrógeno amoniacal y total muy baja pero que presentaba, sin embargo, un alto contenido en nitrato.

En este periodo en el que el sistema PACT opera en régimen estacionario para un tiempo de residencia hidráulico de 15 días (V influente = 259 ml/d), la concentración en el influente estuvo comprendida en 113,2 mg/l de N-NH_4^+ mientras que la dosis media de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ($\rho = 1140$ mg/ml al 25 %) fue de 3 ml. Por tanto:

$$\text{influente: } 113,2 \frac{\text{mg N - NH}_4^+}{\text{l}} \times \frac{14,01}{18,05} \frac{\text{mg N}}{\text{mg NH}_4^+} = 87,9 \frac{\text{mg N}}{\text{l}} \times 0,250 \text{ l} = 22,0 \text{ mg N}$$

$$\text{nutriente: } 3 \text{ ml} \times 1140 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 3420 \text{ mg} \times \frac{25}{100} = 855 \text{ mg puros de } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$$

$$855 \text{ mg } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \times \frac{14,01}{132,1} \frac{\text{mg N}}{\text{mg } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} = 90,7 \text{ mg N}$$

El balance de N a la entrada es:

$$\text{N entrada} = \text{N agua residual} + \text{N nutrientes}$$

Sustituyendo valores:

$$\text{entrada} = 22,0 + 90,7 = 112,7 \text{ mg N}$$

Teniendo en consideración que la concentración media de nitrato alcanzada durante esta etapa en el efluente es de 795,9 mg/l, entonces:

$$\text{nitrato: } 795,9 \frac{\text{mg N - NO}_3^-}{\text{l}} \times \frac{14,01}{62,01} \frac{\text{mg N}}{\text{mg NO}_3^-} = 179,8 \frac{\text{mg N}}{\text{l}} \times 0,250 \text{ l} = 44,9 \text{ mg N}$$

La justificación del destino de casi la mitad del nitrógeno, 40 %, que se introducía a la planta es la alta nitrificación observada en el proceso PACT ya que,

conforme se fue produciendo una subida de la dosis, fue aumentando cada vez más esta transformación.

5.6.8.- FENOL RESIDUAL.

Las concentraciones de fenol determinadas a partir de muestras de efluente se reflejan en figura 5.161. De acuerdo con los resultados obtenidos, durante las tres etapas ensayadas ha sido posible obtener un rendimiento de eliminación de fenol estabilizado muy alto, desde el 96 hasta el 99%.

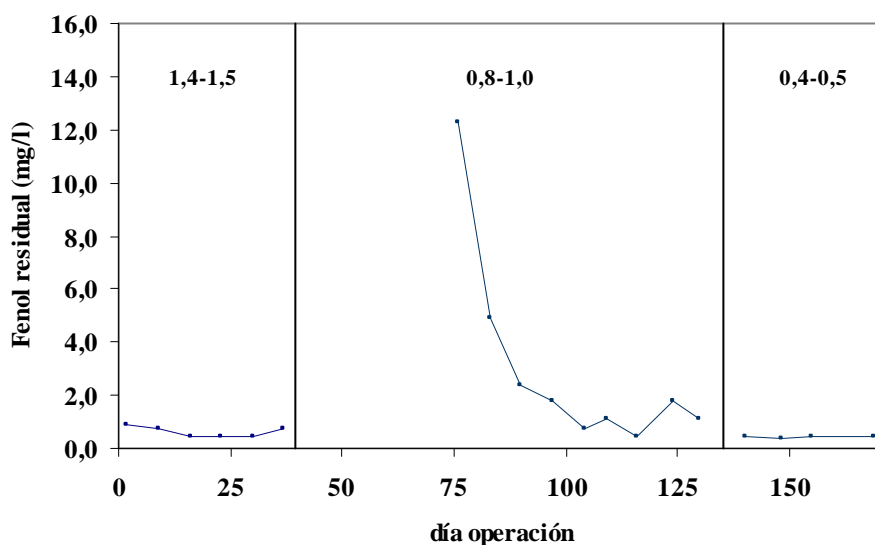


Figura 5.161. Evolución del fenol residual.

5.6.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

La tendencia observada en la concentración de los sólidos residuales se muestra en la figura 5.162 y en ella puede apreciarse que para relaciones PAC / Biomasa comprendidas desde 0,8 hasta 1,5, los sólidos en suspensión tanto totales como los fijos se encontraron finalmente estabilizados en unas concentraciones similares (en torno a 1,5-1,8 g/l y 0,4-0,7 g/l respectivamente) de modo que una presencia muy elevada de sólidos en el sistema (microorganismos + PAC + agua residual) no parece ocasionar problemas en el comportamiento general de la planta piloto según los resultados experimentales obtenidos. Cuando el sistema operó con la relación 0,4-0,5, la fracción fija ha sido prácticamente idéntica a la fracción total debido a que el efluente en el momento de la realización de este último estudio presentaba una excelente clarificación: SST < 0,05 g/l.

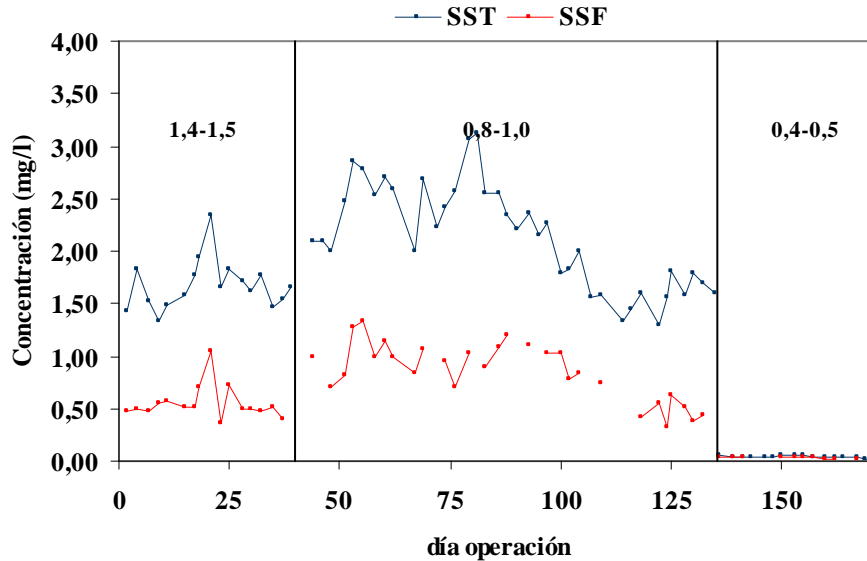


Figura 5.162. Evolución de los sólidos residuales.

5.6.10.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

La inspección microbiológica realizada en esta parte de la investigación ha mostrado diferencias en el aspecto de la biomasa entre las etapas (principalmente entre las dos primeras y la última) debido fundamentalmente a las condiciones de operación del sistema, al entorno ambiental del licor mezcla y a la composición y estructura de la biomasa en el momento de iniciar cada uno de los periodos que componen el estudio de la variación de la relación PAC / Biomasa. Las principales desigualdades observadas entre la fase inicial y la intermedia con respecto a la última se detallan a continuación:

- Cuando se han empleado relaciones PAC / Biomasa de 0,4-0,5, la biomasa mostró una menor compactación (los flóculos aparecieron con menos partículas de carbón y se puede apreciar más y mejor los espacios que hay entre ellos) como consecuencia, lógicamente, del empleo de concentraciones de carbón activo y de biomasa en el sistema inferiores a las utilizadas para relaciones superiores a 0,8 ya que en estos casos los flóculos se encontraban más densos y más poblados de bacterias (figuras 5.163 y 5.164). Esta menor compactación (a escala microscópica), sin embargo, no influyó aparentemente en el proceso de depuración puesto que los lodos experimentaron una buena decantación (visión macroscópica).

- En el análisis realizado con el microscopio electrónico de barrido (SEM) de muestras extraídas del reactor biológico a finales de esta investigación pudo apreciarse con mayor detalle la estructura y composición de un flóculo (figuras 5.165-5.168). Estas imágenes verifican la presencia de cocos y bacilos como elementos principales de la formación del flóculo así como una abundante presencia de organismos filamentosos. Generalmente, estas bacterias granulares se encontraron situadas, junto con el material polimérico excretado, en el interior de los macroporos (estas cavidades pueden actuar como zonas protectoras de las bacterias frente al ataque depredador de los protozoos, Specchia *et al.*, 1988) o sobre la superficie del carbón activo. Además de estas especies, también fue posible apreciar espirilos (bacterias helicoidales) habitualmente presentes

cuando existen condiciones quimioautotróficas en el tanque de aireación (presencia de carbonatos y nutrientes con medio aerobio).

- Debido a la considerable utilización de nitrógeno por parte de los microorganismos (si existen diferencias en el consumo de este elemento para una biomasa dada entonces es probable que haya cambios en la población bacteriana), en este último periodo de la investigación resultó favorecido el crecimiento de microorganismos filamentosos (figuras 5.169-5.170). La presencia de nitrato y nitrito, mayor a medida que fue transcurriendo esta etapa, se considera que provocó que la planta de fangos activos experimentase un ascenso de filamentosas en los flóculos y en el medio líquido. La existencia de estos compuestos de nitrógeno tiene un efecto significativo en la proliferación de organismos filamentosos a bajas relaciones F / M en sistemas de fangos activos de eliminación de nutrientes, nitrógeno y fósforo (Casey *et al.*, 1992; Musvoto *et al.*, 1999). Con una relación suficientemente elevada de nitrógeno total/DQO ($>0,10$ mgN/mg DQO) en el influente o para dosis de NO_3^- o NO_2^- a un nivel en el que el potencial de desnitrificación de la zona anóxica estuviese sobrepasado por la carga de estas dos sustancias, el nitrato o el nitrito tienen un efecto estimulativo en la multiplicación de organismos filamentosos a bajas relaciones F / M.

Las figuras 5.171 y 5.174 muestran filamentosas en los flóculos y entre estas agrupaciones de microorganismos actuando de enlace entre unos y otros. Las imágenes al microscopio electrónico reflejaron grandes redes de filamentosas presentes en los flóculos con amplias zonas en los mismos donde no existían bacterias y con diferentes clases de organismos filamentosos. Además, se podía apreciar filamentosas sobre los flóculos actuando de barrera e impidiendo el crecimiento y la expansión de las bacterias granulares en el flóculo (posible razón por la que fue imposible conseguir en esta etapa una concentración de biomasa superior a 7,0 g/l a pesar del adecuado funcionamiento del proceso PACT).

Es importante destacar que, a pesar de esta subida, el sistema pudo obtener excelentes resultados de manera que la presencia en la planta piloto de una elevada población de filamentosas en este caso no parece perjudicar el rendimiento de depuración del proceso.

- Aunque para relaciones PAC / Biomasa mayores de 0,8 ya existía una abundante comunidad de protozoos, en las inspecciones realizadas al microscopio durante la última etapa se pudo observar un aumento considerable en la población de ciliados libres y reptantes (figuras 5.175 y 5.176).

- Por último, en la investigación con PAC / Biomasa = 0,4-0,5, se pudo observar también una importante reducción de los bacilos y cocos en el medio líquido que propició un fuerte descenso en la turbidez del efluente aunque aumentó el número de filamentosas libres (figuras 5.177 y 5.178). Estas especies mostraron aparentemente, al menos, dos tipos diferentes de morfología (figuras 5.179 y 5.180): una presenta un tamaño donde los bacilos internos que forman el filamento es superior al de la otra bacteria filamentosa y parece exhibir además una vaina más gruesa y menos deformable.

Las imágenes para una relación PAC / Biomasa comprendida entre 0,4 y 0,5 han puesto de manifiesto que la superficie del adsorbente se encontró altamente colonizada de bacterias formadoras de flóculos mientras que apenas aparecieron bacterias granulares libres en el medio. Esta situación, indudablemente beneficiosa ya que debido a la agregación bacteriana sobre la superficie porosa se favorece la biorregeneración y la estimulación de la actividad biológica, parece indicar que no es necesario añadir mayores cantidades de PAC. El efecto real de la utilidad del carbón activado solamente

puede ser alcanzado después de que las bacterias se hayan agregado a su superficie (Benedek *et al.*, 1985) de manera que si no hay colonización del PAC entonces es posible obtener un descenso en la eficiencia del proceso.

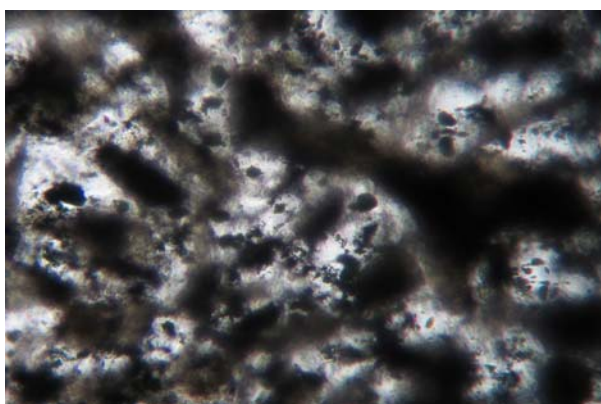


Figura 5.163. (X 100): PAC / Biomasa = 1,4-1,5

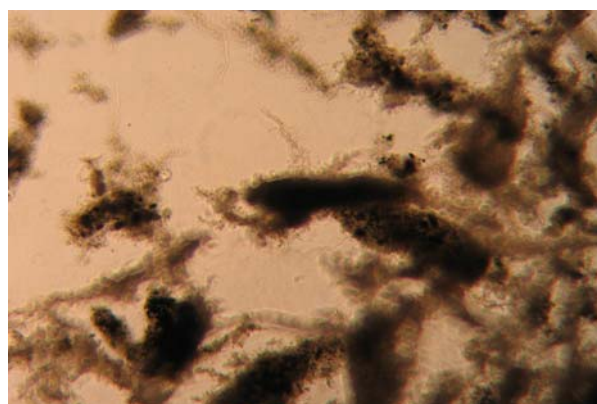


Figura 5.164. (X 100): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

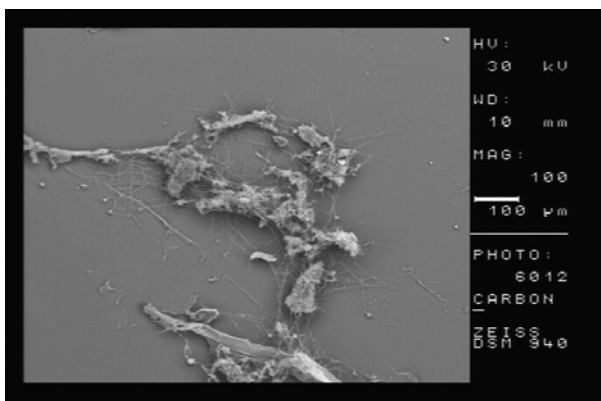


Figura 5.165. (X 100): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

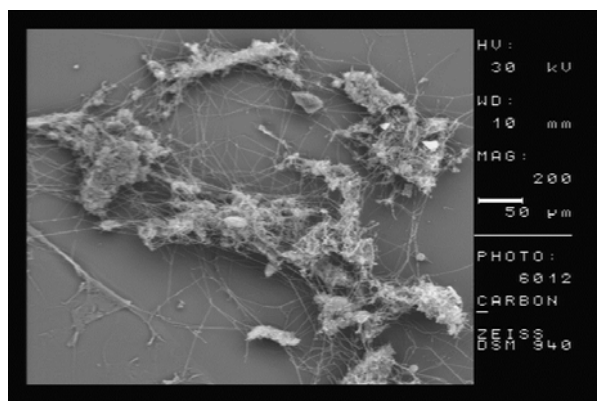


Figura 5.166. (X 200): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

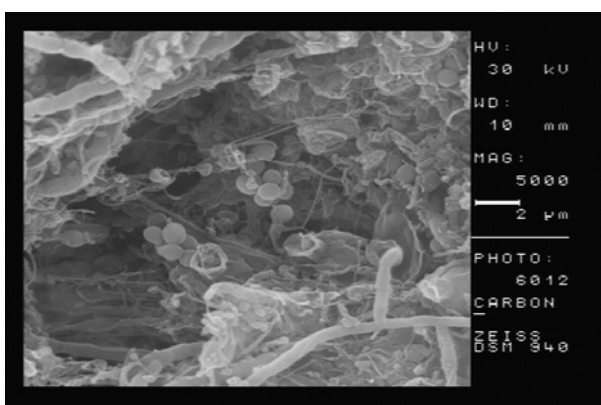


Figura 5.167. (X 5000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

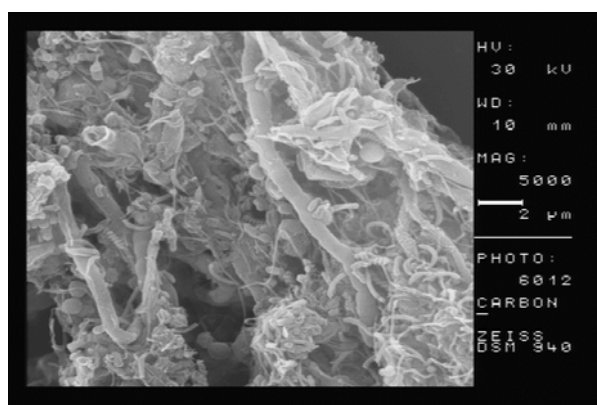


Figura 5.168. (X 5000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

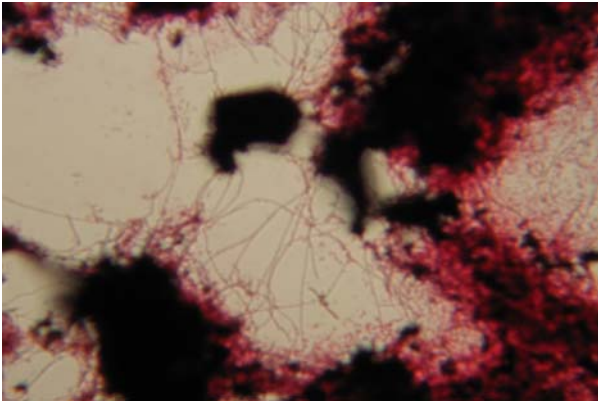


Figura 5.169. (X 400): PAC / Biomasa = 0,8-1,0

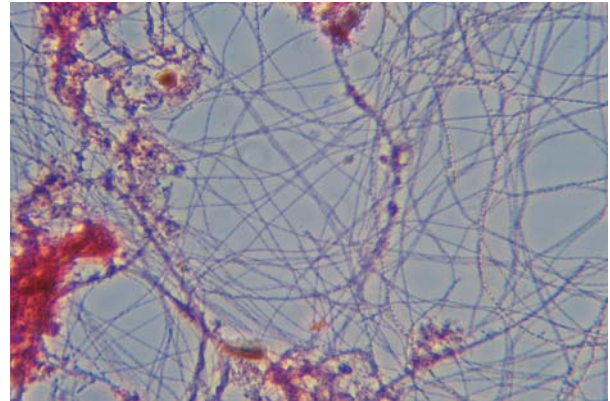


Figura 5.170. (X 1000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

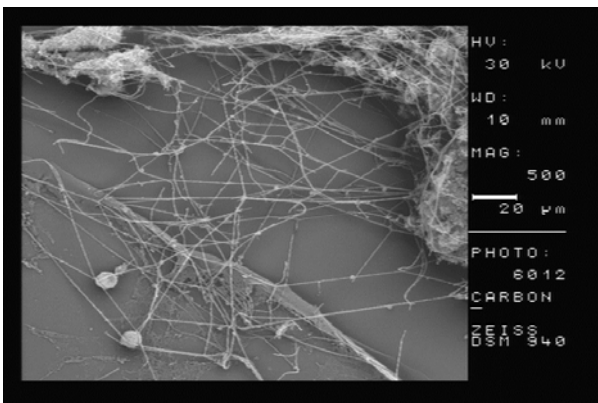


Figura 5.171. (X 500): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

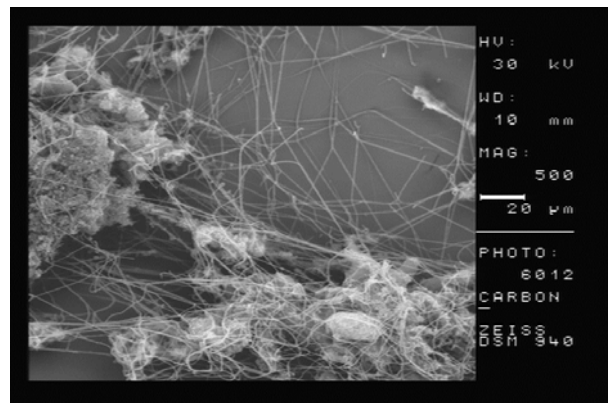


Figura 5.172. (X 500): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

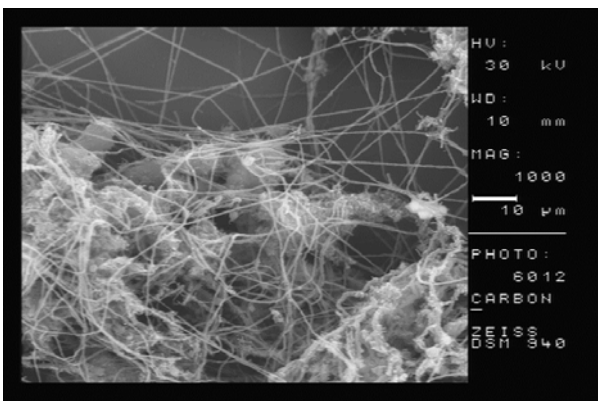


Figura 5.173. (X 1000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

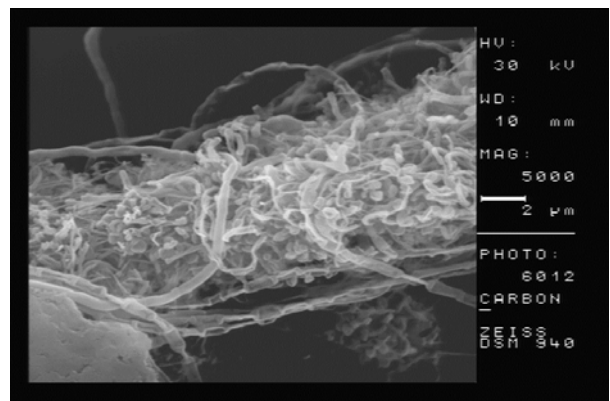


Figura 5.174. (X 5000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

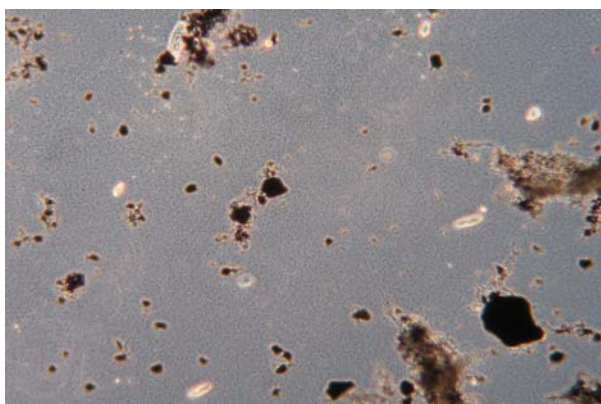


Figura 5.175. (X 100): PAC / Biomasa = 1,4-1,5

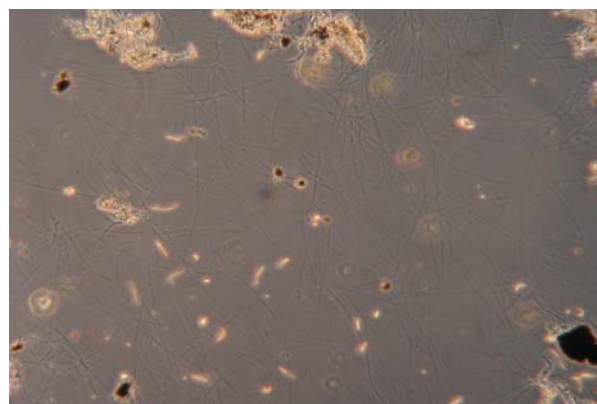


Figura 5.176. (X 100): PAC / Biomasa = 0,4-0,5



Figura 5.177. (X 1000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

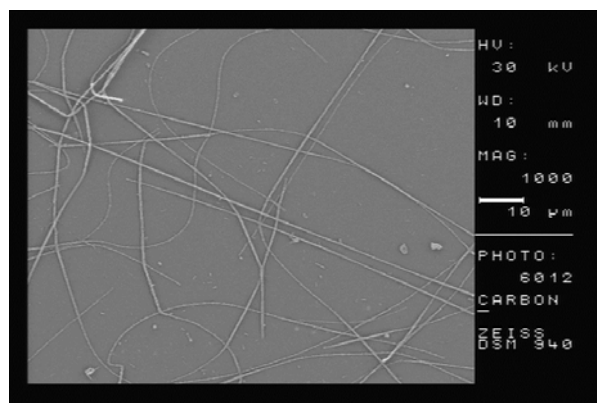


Figura 5.178. (X 1000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

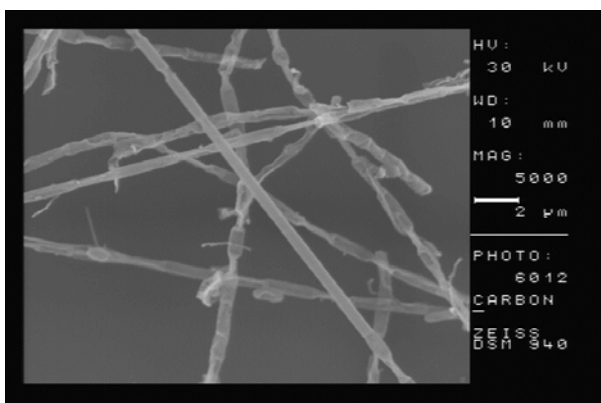


Figura 5.179. (X 5000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

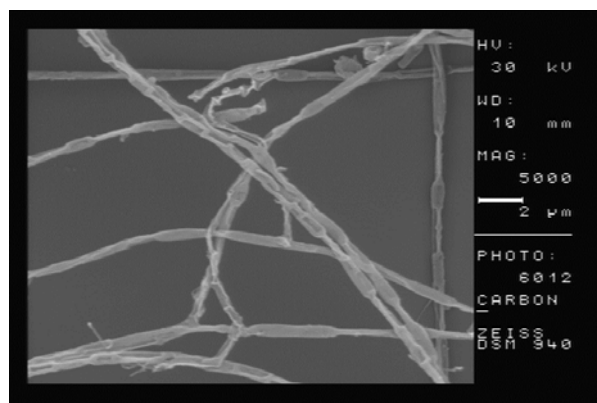


Figura 5.180. (X 5000): PAC / Biomasa = 0,4-0,5

5.7.- OPTIMIZACIÓN DEL TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Es indudable la importancia del tiempo de retención celular como parámetro de control en las plantas de tratamiento de aguas residuales de fangos activos (Metcalf & Eddy, 2000). La facilidad en su modificación, aumentando o disminuyendo el caudal de eliminación de lodos, y su influencia sobre la concentración de microorganismos en el reactor hacen de la edad de los lodos un parámetro básico y fundamental en la optimización de los procesos de fangos activos.

De acuerdo con la planificación prevista por la Empresa, la investigación comenzó fijando el tiempo de retención celular en 30 días (el tiempo de residencia hidráulico y la alimentación se mantuvieron en los valores previstos, 15 días y 20000 mg/l respectivamente, durante toda la experimentación) para la máxima concentración de biomasa disponible en el reactor biológico en el momento de inicio de las experiencias. El resto de ensayos sucesivos realizados en intervalos de 5 días (tabla 5.22) completan este estudio.

Tabla 5.22. Tiempos de residencia celular evaluados.

TRC previsto (d)	TRC experimental (d)	Día de operación
30	35	1 hasta 37
25	28	38 hasta 67
20	23	68 hasta 121
15	15	122 hasta 141

Es posible apreciar en la tabla que el parámetro en las tres primeras etapas ha alcanzado unos valores ligeramente superiores a los tiempos teóricos fijados debido a que, como se verá más adelante, las variables que influyen en la edad de los lodos (biomasa y sólidos en el efluente) alcanzaron, en el estado estacionario, unos valores diferentes a los previstos en el inicio.

5.7.1.- DQO.

Las concentraciones obtenidas en los análisis realizados para la determinación de la DQO del efluente se muestran en la figura 5.181. Como puede apreciarse en la evolución alcanzada por este parámetro, los valores obtenidos experimentaron un descenso con la disminución en el tiempo de retención celular en la planta piloto. Para una edad de lodos de 35 días, la DQO registró al inicio concentraciones elevadas como consecuencia, posiblemente, de una excesiva concentración de biomasa que producía un efluente de poca calidad. Gracias a las mejoras realizadas al sistema y a la respuesta mostrada por el proceso a la retirada de una mayor fracción de biomasa del reactor que la utilizada en el estudio precedente, se pudo conseguir en este periodo una recuperación en la DQO hasta alcanzar unas concentraciones estables que permitieron definir el estado estacionario del tratamiento. En la siguiente etapa evaluada, el parámetro mostró un ligero descenso midiéndose entonces unas concentraciones levemente inferiores a las conseguidas en el ensayo anterior. Sin embargo, cuando tuvo lugar la siguiente reducción en 5 días en el tiempo de retención celular ($\theta_c = 23$ días), se observó una bajada muy acusada en la DQO del efluente atribuida fundamentalmente al desarrollo, durante esta etapa, de una abundante población de ciliados que posibilitaron una mejora considerable en la calidad del líquido por su contribución notable a la clarificación del

fluido que abandona la planta y al descenso producido de los fangos biológicos en el interior del decantador. Con el cambio en las características de la biomasa, en el último tiempo estudiado se continuó alcanzando excelentes resultados, DQO total muy próxima a la DQO soluble, ya que el sistema operó de manera muy satisfactoria.

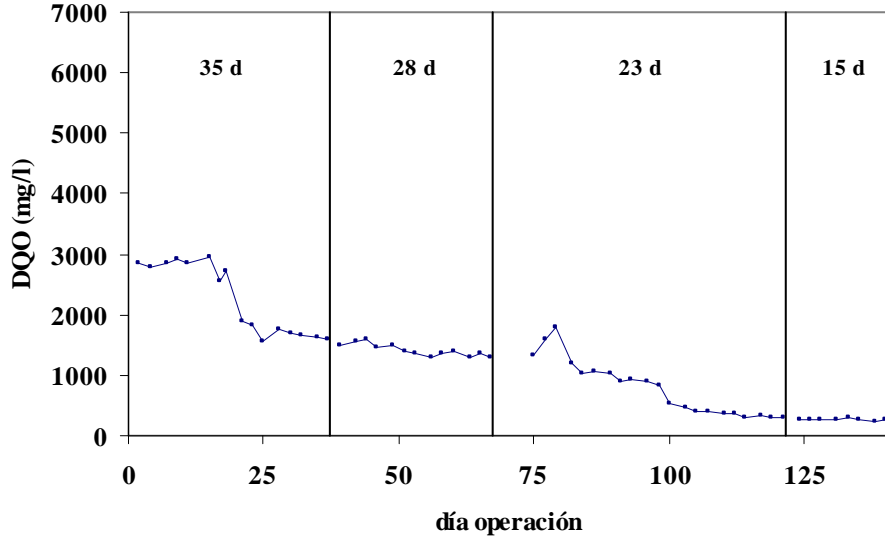


Figura 5.181. Evolución DQO del efluente.

Por tanto, experimentalmente se ha podido comprobar que a medida que se aumentaba el caudal de purga de biomasa del tanque de aireación, la DQO estabilizada en el efluente descendió alcanzándose mínimos valores a partir de tiempos de residencia empíricos inferiores a 25 días (figura 5.182).

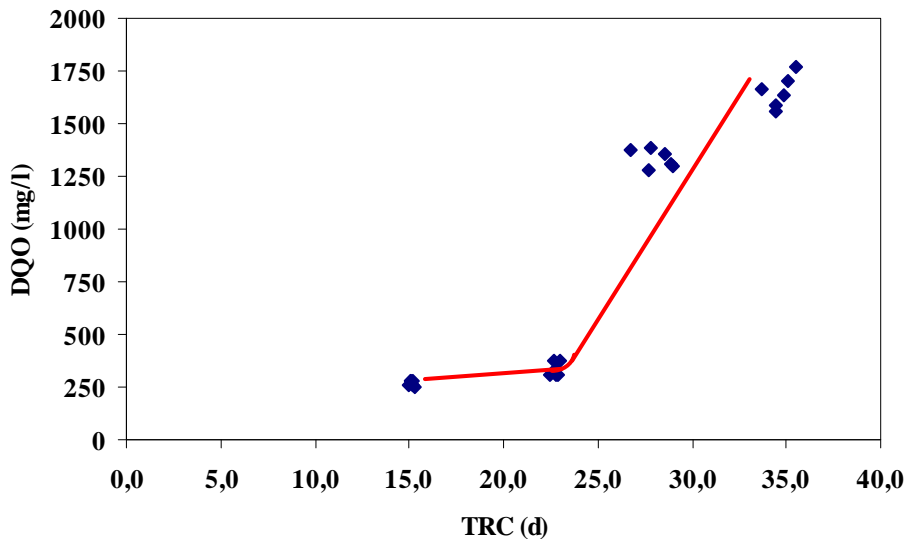


Figura 5.182 Evolución DQO del sistema.

En la figura 5.183 se muestra la tendencia del rendimiento de eliminación de la DQO en el proceso PACT llevado a cabo en la planta piloto y en ella se pueden observar elevados porcentajes en la eficiencia, desde el 91 hasta el 98 %, siendo

máxima la degradación de la materia contaminante cuando el sistema operó con tiempos de retención comprendidos desde 15 hasta 22 días.

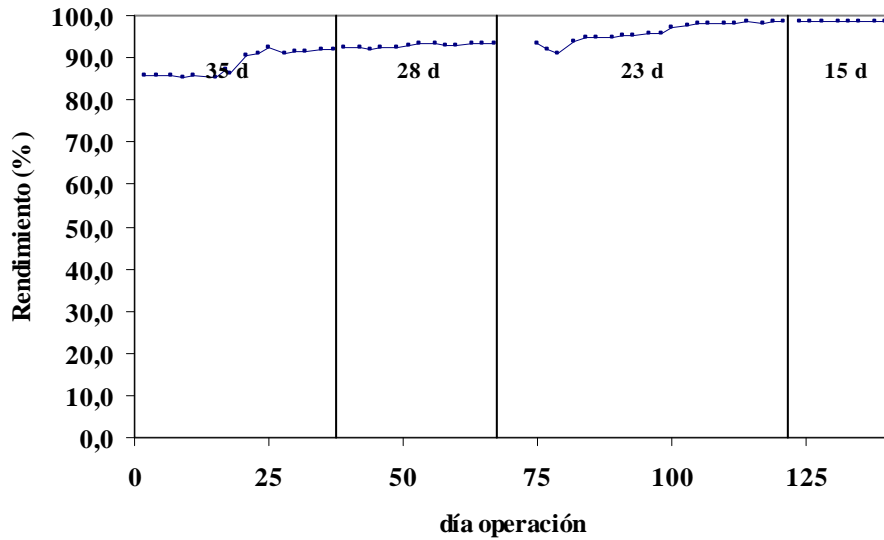


Figura 5.183. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

A modo de resumen, en la tabla 5.23 se incluyen los resultados obtenidos finalmente para cada uno de los tiempos de residencia ensayados así como los valores logrados en los análisis de la DBO_5 :

Tabla 5.23. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro.

TRC (d)	DQO total (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)	DBO_5 (mg/l)
35	1555-1775	1150-1170	91-92	176
28	1280-1380	820-970	93	
23	305-375	230-240	98	19
15	245-285	200-225	98	15

Como puede apreciarse en la tabla, la máxima eficiencia en el proceso PACT se obtiene con la utilización de tiempos de retención celular inferiores a 25 días. Con estos tiempos es posible conseguir un efluente con una alta calidad (DQO total \approx DQO soluble) y, prácticamente, la máxima reducción de la fracción biodegradable de las corrientes de la Planta de Producto Intermedio (los bajos valores en la DBO_5 indican que el agua residual obtenida al final del tratamiento resulta difícilmente asimilable por los microorganismos del sistema de manera que los valores de DQO en el efluente inferiores a 300 mg/l, aproximadamente, corresponden en su mayoría a materia orgánica refractaria).

Hay que señalar el hecho de que la DBO_5 se haya anulado prácticamente para $\theta_c < 25$ días ($DBO_5 = 15 - 19$ mg/l) indica que la optimización del proceso es máxima, no es posible mejorar, porque no existe materia orgánica biodegradable que eliminar. También hay que destacar que la planta real de tratamiento de las aguas residuales de la Empresa en su primera etapa, produce un efluente con un valor medio de DQO en torno

a 1000 mg/l. Como se observa en la tabla 5.23, es posible reducir este valor a 245 – 375 mg/l.

5.7.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

La evolución de la temperatura se muestra en la figura 5.184 y en ella puede apreciarse que el margen de operación de este parámetro en esta fase se mantuvo comprendido entre los 34 y los 36 °C.

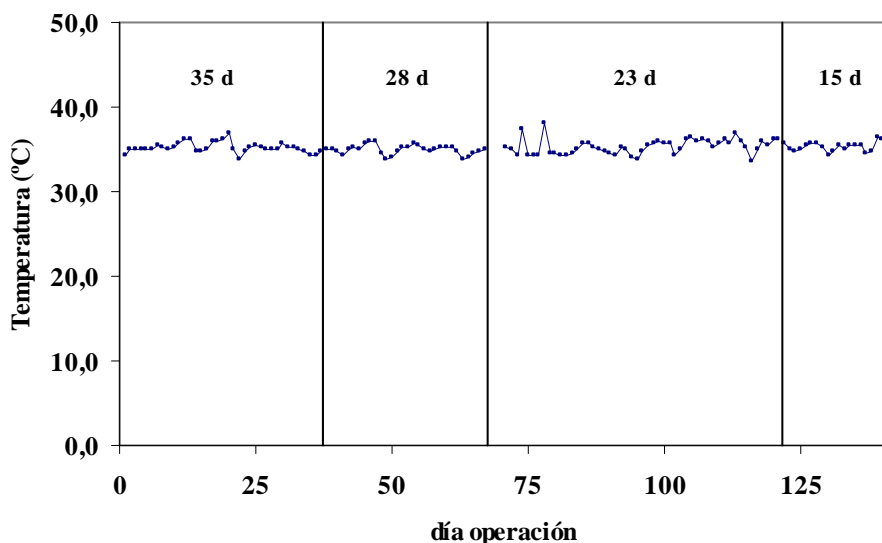


Figura 5.184. Evolución de la temperatura.

La tendencia del potencial redox durante la experimentación aparece representada en la siguiente gráfica:

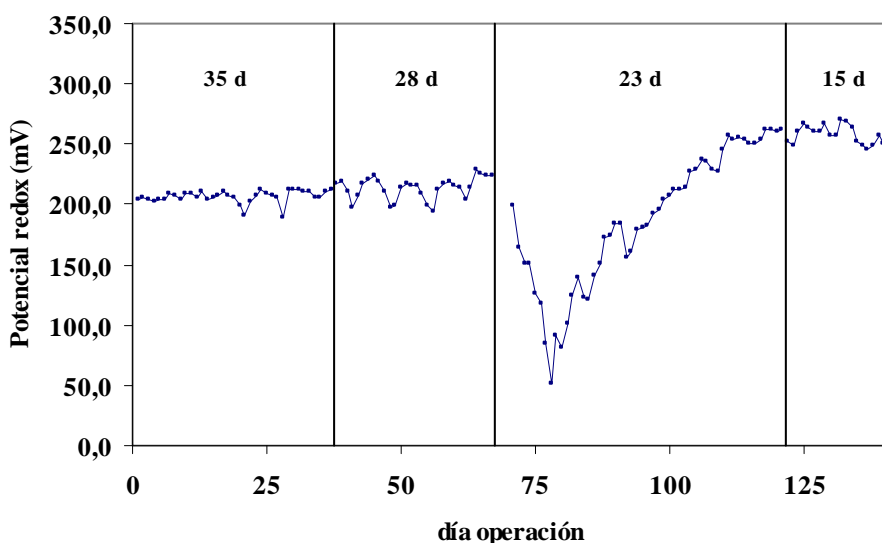


Figura 5.185. Evolución del potencial redox.

El potencial redox en el sistema presentó una trayectoria ascendente a medida que el tiempo de retención celular disminuía: se pasó desde unos valores situados en torno a 200 mV hasta alcanzar unas cifras superiores a 250 mV cuando el parámetro se ha encontrado estabilizado.

El pH, al igual que lo sucedido en otras fases de la investigación, se situó normalmente en el margen de operación requerido durante los días laborables mientras que los fines de semana se alcanzaron valores por encima del rango fijado debido fundamentalmente al ajuste manual que se realizaba de esta variable.

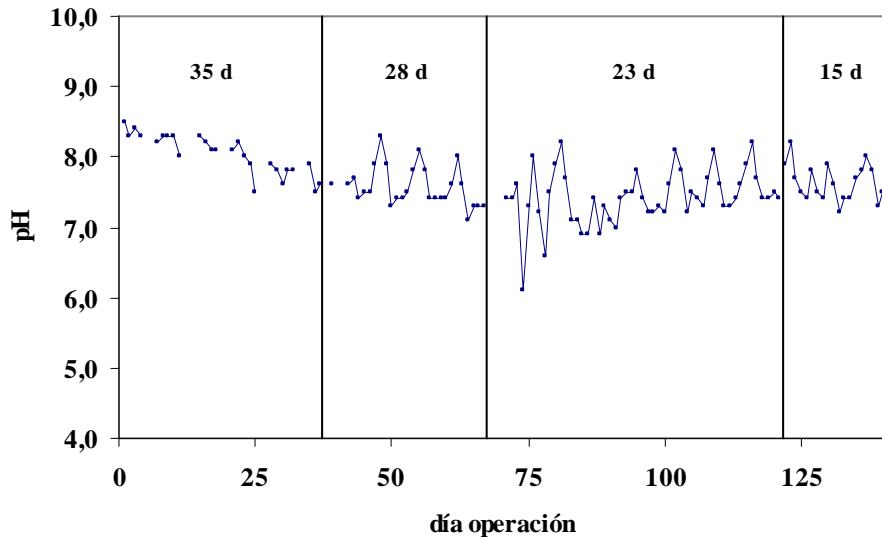


Figura 5.186. Evolución del pH.

La concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico se mantuvo habitualmente dentro del intervalo establecido para este parámetro: OD = 2-5 ppm (figura 5.187). Con estas concentraciones se aseguró una buena oxigenación en el interior del reactor biológico.

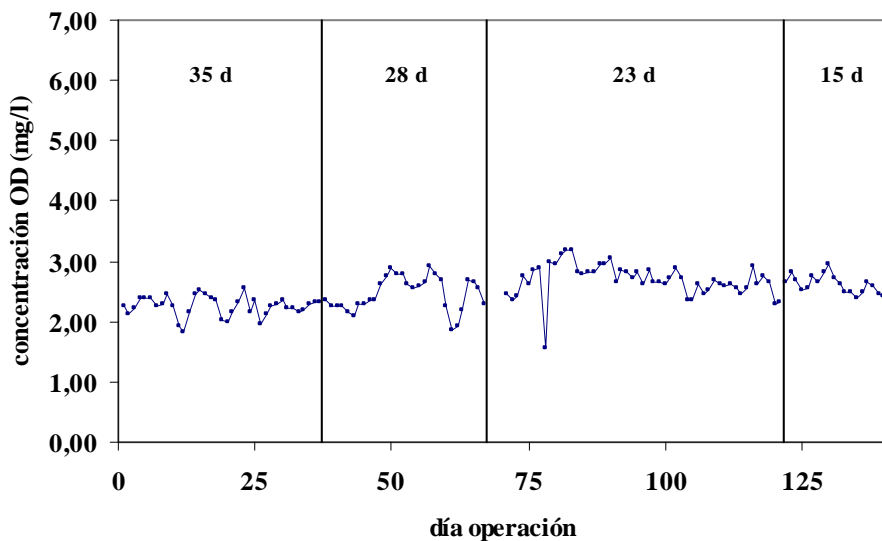


Figura 5.187. Evolución del oxígeno disuelto.

En las cuatro últimas gráficas, puede observarse para un tiempo de retención celular de 23 días cierta inestabilidad en las distintas variables de control. Una de las causas de esta variación fue debida al corte de suministro eléctrico a la planta acontecido el día 71 de operación que causó el fallo, por avería, del compresor que facilita la entrada de aire al sistema. Esta interrupción en la aireación que duró hasta el día 74 afectó notablemente al tanque de aireación ya que se produjo un aumento de la temperatura hasta los 48 °C por la detención de la recirculación, un descenso del pH hasta unos valores próximos a 4 como consecuencia de la ausencia de la agitación del licor mezcla, una bajada del potencial redox y una disminución del oxígeno disuelto hasta 0 mg/l. Otro de los motivos que explican el comportamiento inestable de los parámetros también se debió a un cese temporal del abastecimiento de aire a la cuba de oxidación sucedido el día 78 que provocó que la temperatura aumentase, el potencial redox experimentase un descenso significativo por la pérdida de oxigenación del sistema a causa de la falta de entrada de aire al reactor, el pH disminuyese y la concentración de oxígeno resultase asimismo seriamente afectada. A pesar de estos incidentes, únicamente pudo apreciarse una ligera subida sin importancia en la DQO del efluente y una relativa bajada en la concentración de biomasa, las diferentes variables fueron capaces de recuperarse rápidamente con el transcurso de los días.

5.7.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

La figura 5.188 muestra que el control del tiempo de residencia hidráulico para el influente en las cuatro etapas estudiadas ha resultado conforme al valor establecido para este parámetro: TRH = 15 días.

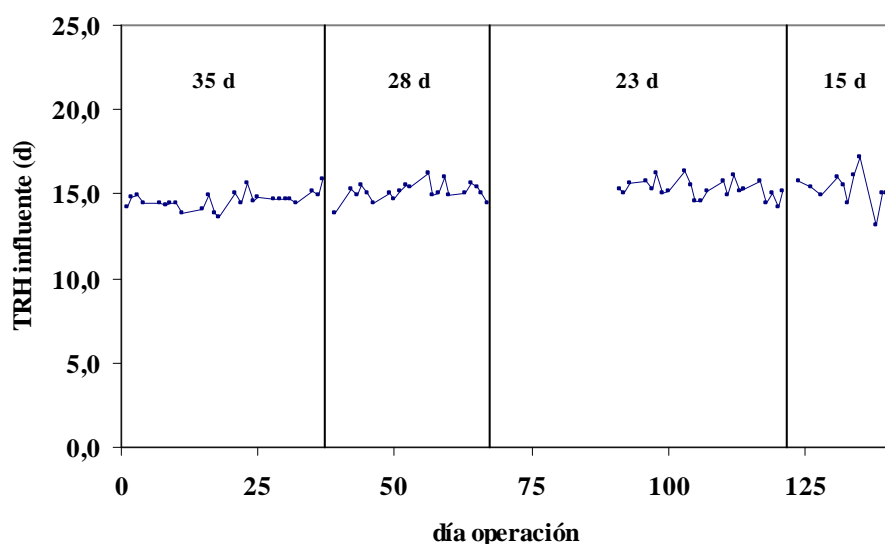


Figura 5.188. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

La figura 5.189 señala que para la realización del estudio del tiempo de retención celular se ha fijado correctamente un tiempo de residencia hidráulico en efluente de 15 días.

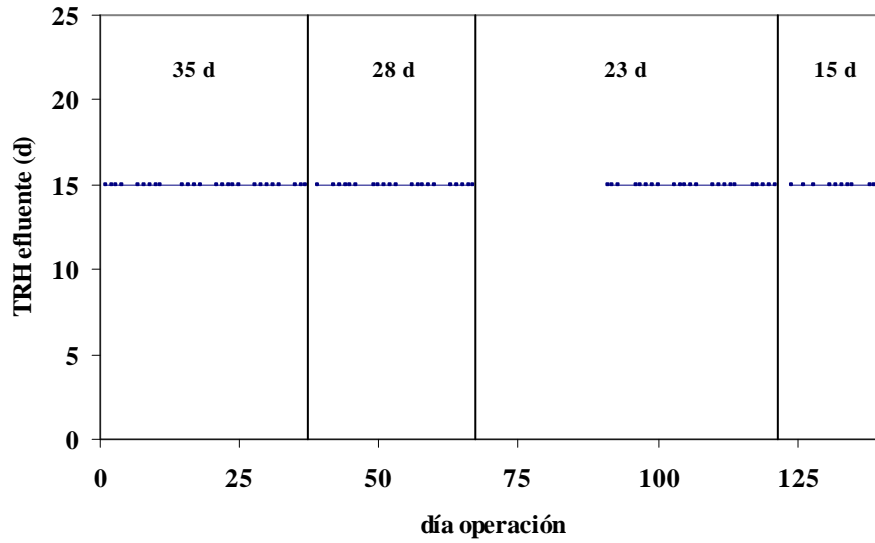


Figura 5.189. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

5.7.4.- CONCENTRACIONES DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Para este periodo de la investigación, se procuró ajustar la concentración de carbón activo en el reactor (figura 5.190) en unos valores adecuados para poder obtener una relación PAC / Biomasa en torno a 0,8 y evitar, en la medida de lo posible, excesos de carbón que acabasen finalmente acumulándose en el decantador de la planta.

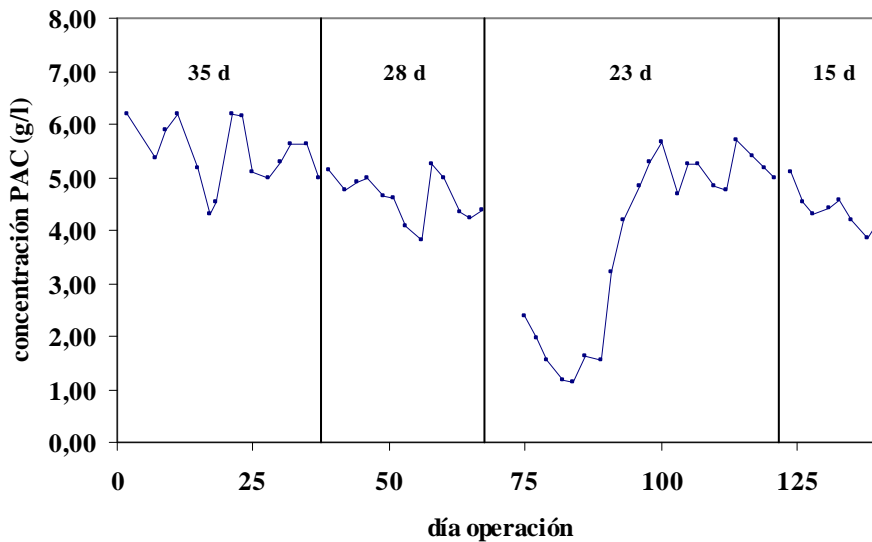


Figura 5.190. Evolución de la concentración de carbón.

En esta experimentación se ha podido comprobar que, cuando se han empleado tiempos de retención celulares menores de 25 días, la biomasa descendió ligeramente con respecto a edad de lodos más elevada al aumentarse el caudal de eliminación de fangos biológicos (figura 5.191). Sin embargo, con la adaptación de los microorganismos al nuevo modo de operación, el parámetro se recuperó pero sin llegar

al nivel inicial. Para un tiempo de retención celular de 23 días, no se observó finalmente un descenso en la biomasa ya que esta variable operacional mostró una alta estabilidad y una elevada capacidad de crecimiento de la flora microbiana. Para una edad de los lodos de 15 días, la concentración de biomasa sufrió una ligera disminución debido a que el caudal de purga resultaba elevado pese a la alta tasa de desarrollo observado en los microorganismos.

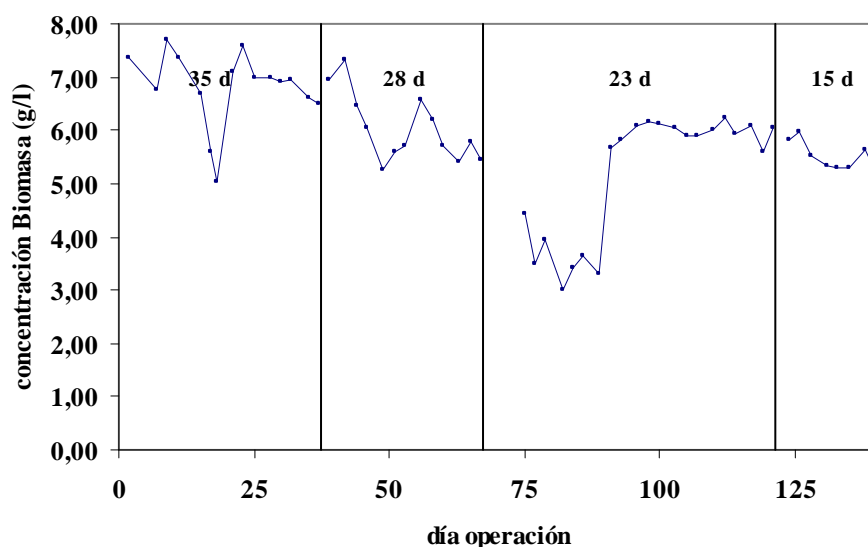


Figura 5.191. Evolución de la concentración de biomasa.

Exceptuando los valores anómalos que corresponden a muestras tomadas del reactor biológico en condiciones de baja homogeneización del licor mezcla, los valores medios de la concentración de carbón, biomasa y relación PAC / Biomasa durante el estado estacionario del proceso PACT en este periodo de la investigación se muestran en la tabla 5.24:

Tabla 5.24. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.

TRC (d)	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
35	5,27	6,82	0,77
28	4,49	5,86	0,77
23	5,14	5,98	0,86
15	4,25	5,38	0,79

De acuerdo con la tabla, se ha podido observar durante las cuatro etapas que componen este estudio que la concentración de biomasa experimentó una elevada estabilidad en el sistema mientras que la relación PAC / Biomasa se encontró ajustada próxima a 0,8 (figura 5.192).

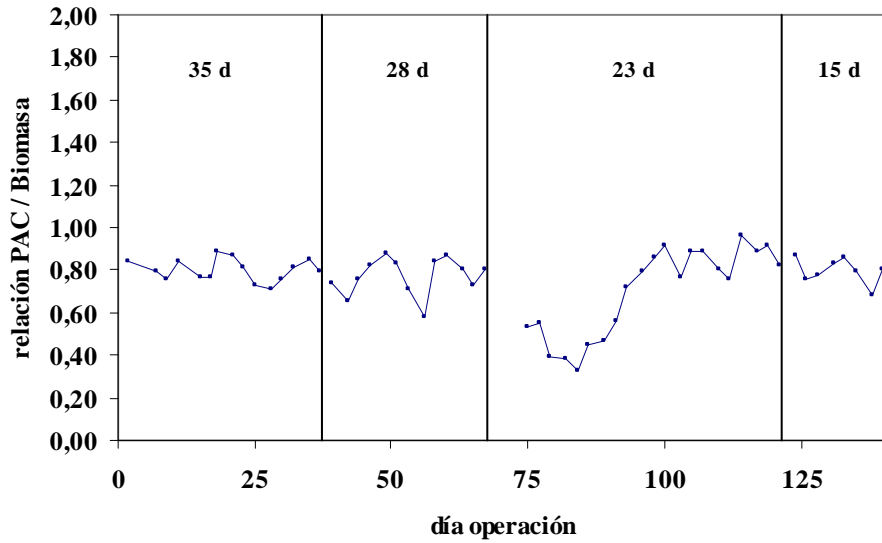


Figura 5.192. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

5.7.5.- RELACIÓN F / M.

Los resultados obtenidos muestran unos valores en la relación F / M bajos (entre 0,19 y 0,25 d^{-1}) que, debido a las oscilaciones que ha presentado la concentración de biomasa durante esta experimentación, se han visto modificados ligeramente en función del tiempo de retención celular utilizado tal y como aparece reflejado en la figura 5.193 y en la tabla 5.25:

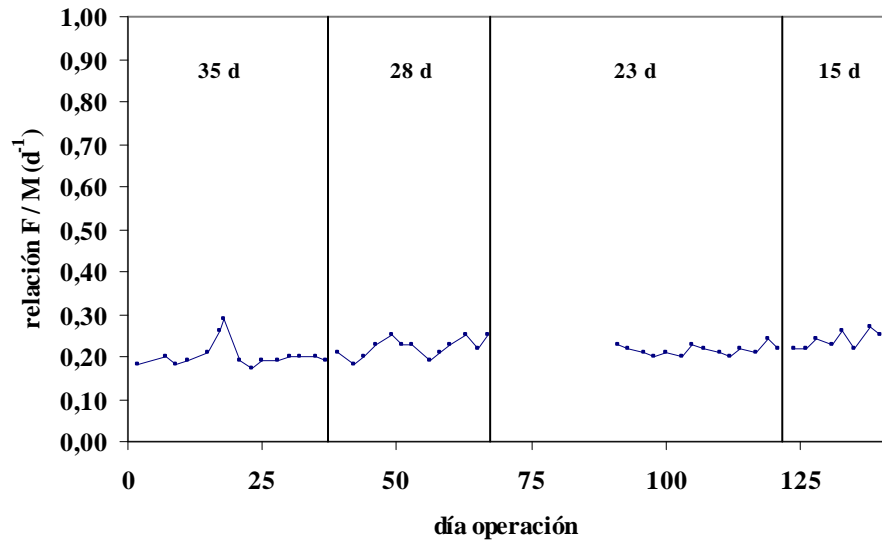


Figura 5.193. Evolución de la relación F / M.

Esta variación de la relación F / M es mínima, como consecuencia de la elevada estabilidad del parámetro concentración biomasa, de modo que no cambia sustancialmente con la variación del TRC (tabla 5.25):

Tabla 5.25. Relación F / M

TRC (d)	F / M (d ⁻¹)
35	0,19
28	0,23
23	0,22
15	0,25

5.7.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Como se ha indicado anteriormente, el tiempo de retención celular, θ_c , para un sistema formado por un reactor de mezcla completa con recirculación viene dado por la expresión [2.7]:

$$\theta_c = \frac{X \cdot V}{Q_w \cdot X_r + Q_e \cdot X_e}$$

donde:

θ_c = tiempo de retención celular, d.

X = concentración de biomasa en el reactor, g/l.

V = volumen del reactor, l.

Q_w = caudal de purga, l/d.

X_r = concentración de biomasa en la recirculación, g/l.

Q_e = caudal del efluente, l/d.

X_e = concentración de biomasa en el efluente, g/l.

Para la realización del estudio sobre la variación del tiempo de retención celular, se emplearon como condiciones de partida para poder determinar el caudal de purga correspondiente a cada uno de los tiempos ensayados, las concentraciones de biomasa en el reactor y la de sólidos en el efluente existentes al inicio de cada etapa. Según estos requisitos y suponiendo que la concentración de biomasa en el tanque de aireación era la misma que la existente en la recirculación (para una planta piloto de fangos activos esta hipótesis es correcta al tratarse de un sistema con un volumen pequeño), las cantidades de lodos retiradas del sistema para cada uno de los tiempos evaluados se calcularon sustituyendo valores en la expresión anterior y se muestran en la tabla 5.26:

Tabla 5.26. Caudal de purga.

TRC teórico (d)	Purga (ml/d)
30	65
25	106
20	160
15	245

La tendencia experimentada por el tiempo de retención celular aparece recogida en la figura 5.194:

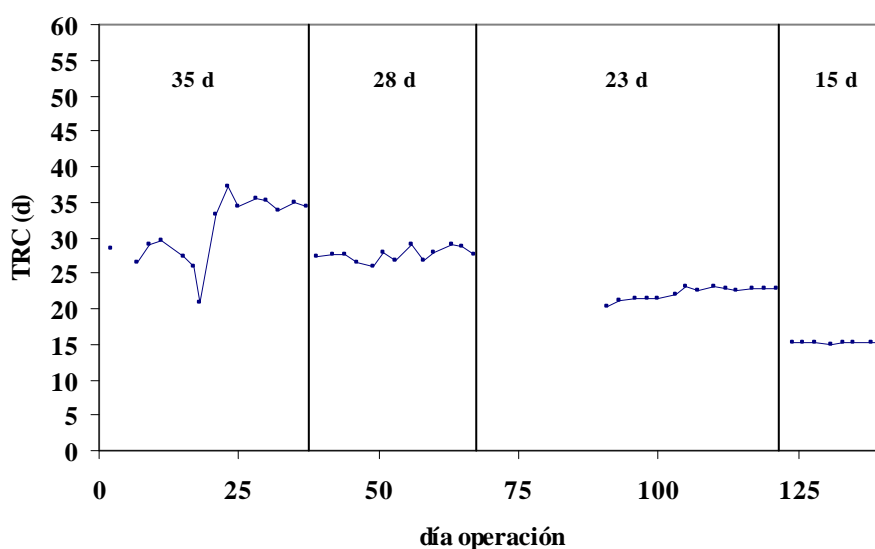


Figura 5.194. Evolución del tiempo de residencia celular.

De acuerdo con la gráfica, en los tres primeros periodos el parámetro alcanzó en el estado estacionario un comportamiento similar: con la subida del volumen de fangos extraídos de la cuba de oxidación se produjo un descenso en la concentración de microorganismos del sistema y una disminución de los sólidos residuales. En la última etapa, la edad de los lodos presentó una alta estabilidad y una adecuada respuesta al tratamiento de depuración de la corriente industrial.

Como puede observarse en la tabla 5.27, algunos de los tiempos de retención celular previstos para este estudio (30, 25 y 20 días) difieren ligeramente de los obtenidos debido a que, con el efluente, sale una cierta cantidad de biomasa y a que hay una variación en la concentración bacteriana en el tanque de aireación en estas fases. Ambos fenómenos influyen en el tiempo de retención celular que, a su vez, varía a lo largo del periodo de estabilización de la planta haciendo que, cuando se alcanza el régimen estacionario, el tiempo experimental sea ligeramente diferente al valor teórico (tabla 5.27).

Tabla 5.27. Valores medios del tiempo de retención celular.

TRC teórico (d)	TRC experimental (d)
30	34,7
25	28,1
20	22,8
15	15,1

5.7.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

En la figura 5.195 se muestra representada la concentración de fósforo en el efluente y cómo estuvo comprendida entre 5 y 20 ppm. Para conseguir el ajuste del parámetro, fue indispensable la adición de nutriente fosfórico en unas cantidades similares para cada uno de los cuatro ensayos realizados.

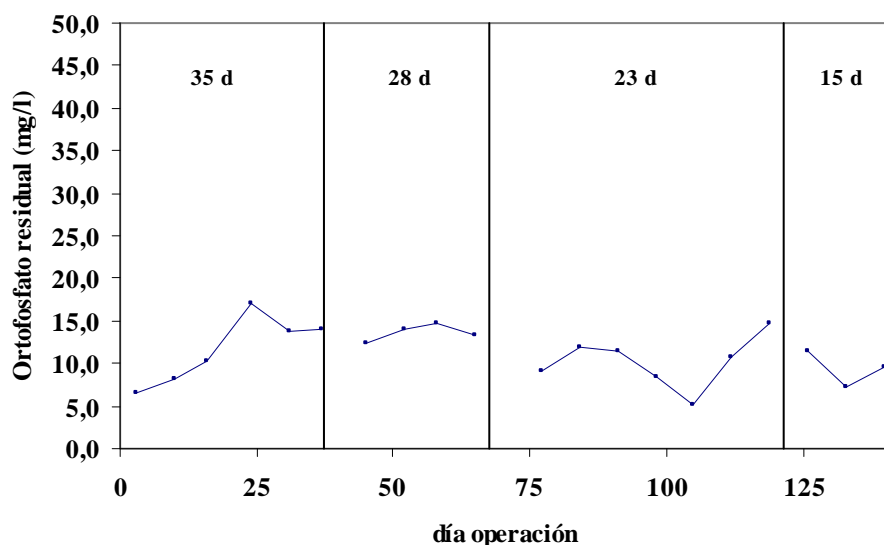


Figura 5.195. Evolución del fósforo residual.

Los valores de las concentraciones tanto de nitrógeno amoniacal como de nitrógeno total presentes en el efluente se muestran en la figura 5.196.

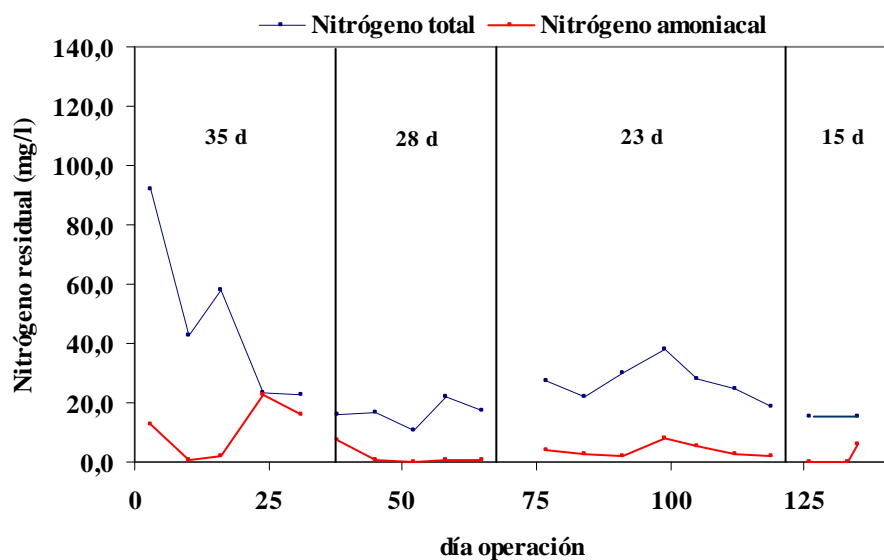


Figura 5.196. Evolución del nitrógeno residual.

En esta gráfica puede apreciarse que la concentración de amonio en el efluente permaneció muy baja siempre, siendo necesaria la introducción diaria de sulfato amónico a partir de la segunda etapa (TRC = 28 d). Las cantidades añadidas de este compuesto fueron aumentando progresivamente, sobre todo en los últimos tiempos de retención ensayados, para poder mantener el parámetro por encima de los 2 mg/l recomendados.

El nitrógeno total experimentó una fuerte disminución atribuida al descenso observado, simultáneamente, en los sólidos en suspensión residuales (se ha podido comprobar que suele existir una fuerte relación entre los sólidos en el líquido y la concentración del nitrógeno total, es decir, que la mayor parte del nitrógeno total corresponde a nitrógeno celular). La subida que se produce en esta variable para un tiempo de retención celular de 23 días surgió como consecuencia del importante aumento producido en el consumo de nutriente nitrogenado en esta etapa.

5.7.8.- FENOL RESIDUAL.

Las concentraciones de fenol determinadas a partir de muestras de efluente se recogen a continuación junto con la tendencia observada para esta variable:

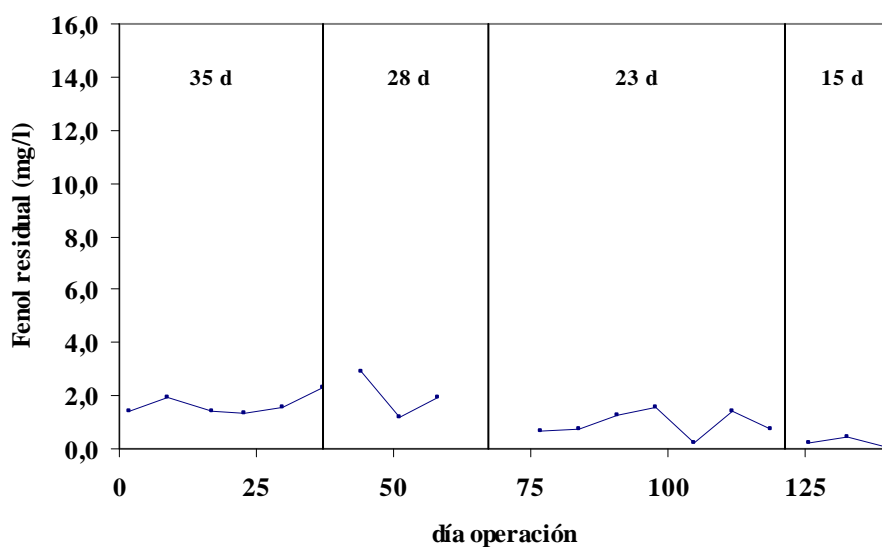


Figura 5.197. Evolución del fenol residual.

De acuerdo con los datos reflejados en la gráfica, el rendimiento de eliminación de fenol con la planta estabilizada se encuentra comprendido desde el 94 % para una edad de lodos fijada en 35 días hasta un 99% para tiempos de residencia celular de 15 días.

Para edades de lodos superiores a 23 días es probable que debido a una mayor presencia de material soluble bacteriano (DQO soluble) presente en el sistema se pueda inhibir el transporte de fenol y derivados desde el líquido hasta la superficie interna del carbón activo y descender entonces la capacidad de adsorción ya que también pueden ser adsorbidos por el PAC aquellos compuestos de origen biológico de alto peso molecular (sustancias poliméricas extracelulares y ciertas proteínas) de modo que se ve afectado el rendimiento de degradación del fenol (Widjaja et al., 2004).

5.7.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

En la tendencia de los sólidos residuales (figura 5.198) se puede apreciar que con la disminución del tiempo de retención celular se consiguió un descenso en la concentración de los sólidos biológicos en el efluente y, con ello, una gran mejora en la calidad del agua tratada. Esta disminución fue muy considerable cuando en el sistema se multiplicó la población de protozoos (TRC = 23 días) ya que permitieron clarificar

todavía más el líquido lográndose obtener unas concentraciones en los sólidos en suspensión totales similares a la de los sólidos en suspensión fijos en las dos últimas edades de lodos estudiadas e inferiores a 0,1 g/l. Inversamente a la reducción de materia de naturaleza orgánica observada, se produjo un aumento del porcentaje de cenizas en las muestras pasándose de un 20-30 % (valores recomendados) hasta un 60 % aproximadamente (en las dos últimas etapas) con cotas máximas que llegaron hasta el 80 %. Estos resultados indican que la eliminación de los sólidos en suspensión totales no parece posible que pueda ser mayor ya que la contribución fija (sustancias inorgánicas difícilmente asimilables por los microorganismos) en los sólidos en suspensión totales es superior al 60 – 70 %, es decir, tan sólo el 30 – 40 % de los sólidos son de naturaleza orgánica.

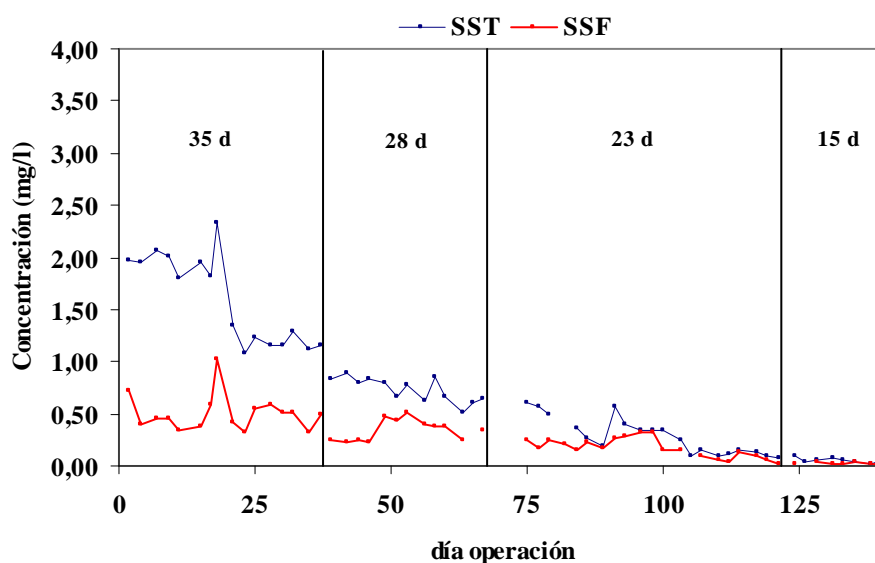


Figura 5.198. Evolución de los sólidos residuales.

5.7.10.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

En el análisis microbiológico realizado durante este estudio se han podido observar siempre flóculos de bacterias compactos y densos (figuras 5.199 y 5.200) en cada uno de los tiempos de retención celulares ensayados ya que se ha operado con altas concentraciones de biomasa. En todos ellos, en el reactor biológico ha habido organismos filamentosos aunque en apariencia, a medida que se ha ido aumentando el caudal de purga (reduciendo el TRC), mayor ha sido probablemente la presencia de bacterias filamentosas en la biomasa. En los flóculos, podían aparecer formando estructuras en forma de malla (figuras 5.201 y 5.202) o estableciendo puentes entre flóculos próximos (figuras 5.203 y 5.204). Ha sido posible que, pese al óptimo funcionamiento de la planta, la concentración de microorganismos en el sistema no haya sido mayor debido fundamentalmente al alto volumen de fangos retirados en cada uno de los tiempos realizados a pesar de la alta tasa de crecimiento observada (especialmente en las dos últimas etapas) y a que la disposición de las estructuras filamentosas entrecruzadas impedían el crecimiento y la expansión de las bacterias granulares en el flóculo al actuar de barrera y limitar el espacio para el desarrollo de las bacterias formadoras de flóculos.

Para cuantificar las propiedades de decantación de una biomasa determinada, es necesario la realización de pruebas de sedimentación. Una de estos ensayos es el índice volumétrico de fangos (IVF) el cual consiste en determinar el volumen, en mililitros, ocupado por 1 gramo de muestra biológica después de 30 minutos de decantación (A.P.H.A., 1992). Los valores de este parámetro tienen la ventaja de representar una medida del bulking no asociado a ninguna especie en particular sino que describe la condición de bulking a pesar de la composición de la población y de la dinámica del sistema biológico. Como norma general, se considera que el fenómeno bulking tiene lugar cuando el IVF es mayor que 150 ml/g (Smets *et al.*, 2006). Según esto, dado que el resultado del análisis de este parámetro para una muestra tomada del tanque de aireación a finales de esta investigación proporcionó un valor en torno a 165 ml/g, la planta piloto estuvo operando bajo condiciones de bulking filamentoso. Sin embargo, la presencia de microorganismos filamentosos no siempre está asociada con una pobre decantación en tratamientos de fangos activos (Urbain *et al.*, 1993) ya que es posible que en procesos biológicos PACT el efecto bulking se vea reducido (Hutton, 1978). Aunque el bulking en los fangos activos ocurre frecuentemente en plantas de tratamiento de aguas industriales (Eikelboom y Geurkink, 2002), en este caso se ha podido apreciar que el sistema ha proporcionado excelentes resultados en el proceso de depuración de las aguas residuales generadas en la fabricación de primeras materias plásticas al obtenerse unos porcentajes de eliminación de materia orgánica y nitrógeno elevados.

Por otro lado, durante toda la experimentación ha habido protozoos en el licor mezcla pero no fue hasta la utilización de un tiempo de retención celular de 23 días cuando se produjo un gran aumento en la población de ciliados de alta movilidad y tamaño pequeño y en la de ciliados libres de mayores dimensiones y más alargados, en menor número (figuras 5.205 y 5.206). Esta elevada concentración de protozoos, posibilitó la reducción en el líquido de bacterias en suspensión y logró disminuir, consecuentemente, la turbidez del efluente. Principalmente, no se observaban bacilos ni cocos aunque sí era posible apreciar largas estructuras filamentosas libres en el medio líquido sobre todo a partir de un tiempo de retención celular de 23 días (figuras 5.207 y 5.208).

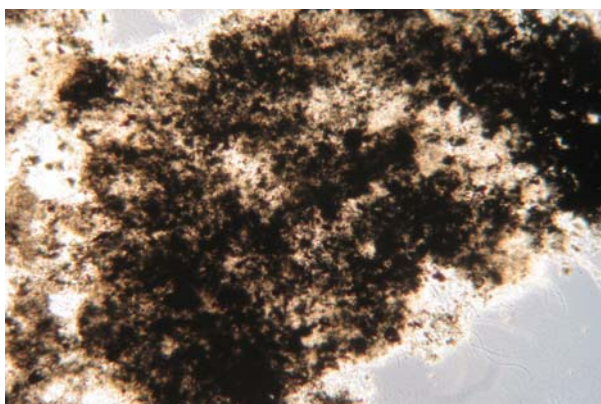


Figura 5.199. (X 100): TRC = 35 días

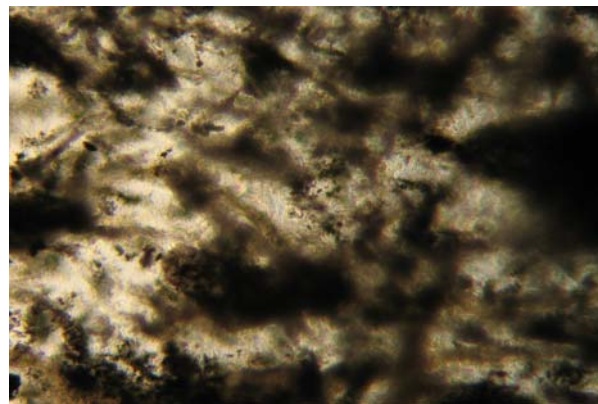


Figura 5.200. (X 100): TRC = 15 días

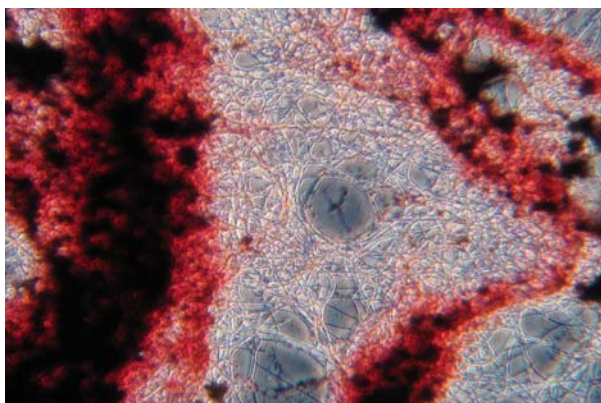


Figura 5.201. (X 400): TRC = 28 días

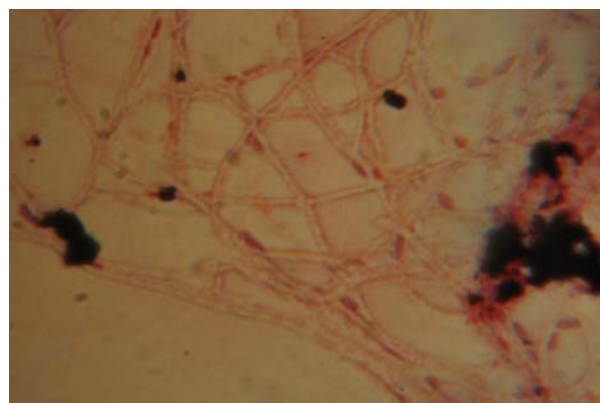


Figura 5.202. (X 1000): TRC = 28 días

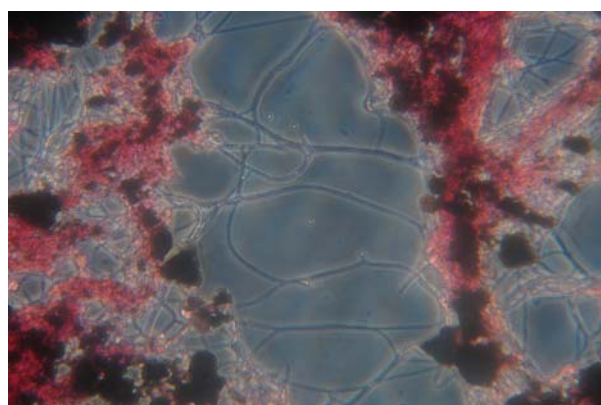


Figura 5.203. (X 400): TRC = 23 días

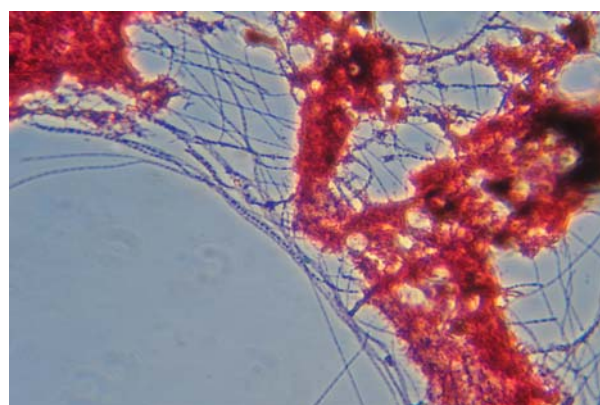


Figura 5.204. (X 1000): TRC = 15 días

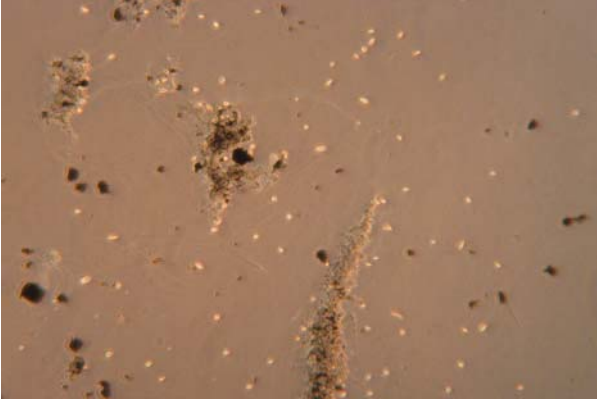


Figura 5.205. (X 100): TRC = 23 días



Figura 5.206. (X 400): TRC = 15 días



Figura 5.207. (X 1000): TRC = 23 días

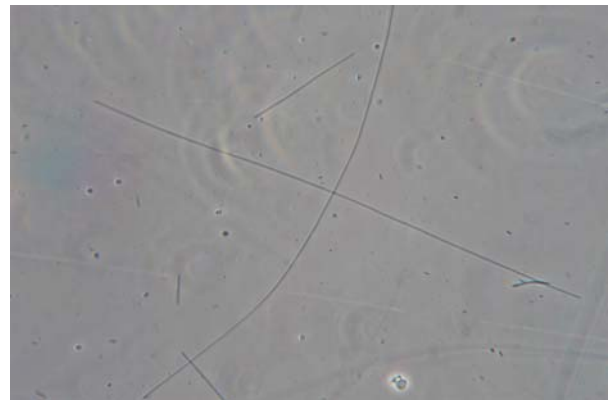


Figura 5.208. (X 400): TRC = 15 días

5.8.- OPTIMIZACIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO: OPERACIÓN CON CARGA ELEVADA (DQO DE 26000 mg/l).

En esta etapa se va a llevar a cabo un estudio de las condiciones de operación y de la optimización de la planta piloto de laboratorio operando con un agua residual de alta concentración.

La caracterización de este influente (suministrado por la Empresa) se encuentra en el apéndice VIII y, en resumen, puede decirse que presenta una DQO muy elevada (26000 mg/l) y altas concentraciones de sólidos totales (20 – 30 g/l).

Como variable de operación se selecciona en este apartado el tiempo de residencia hidráulico que pretende optimizarse modificando los caudales de alimentación en el sistema. El número de TRH ensayados para este estudio han sido seis (tabla 5.28) y se ha comenzado la investigación con el valor más alto previsto:

Tabla 5.28. Tiempos de residencia hidráulicos evaluados.

TRH (d)	Día de operación
15	1 hasta 103
14	104 hasta 138
12	139 hasta 229
10	230 hasta 278
8	279 hasta 320
6	321 hasta 348

5.8.1.- DQO.

En la figura 5.209 se muestra la tendencia experimentada por la DQO del efluente durante la fase en la que se utilizó un influente con una DQO de 26000 mg/l y un tiempo de residencia hidráulico comprendido entre los 15 y los 6 días.

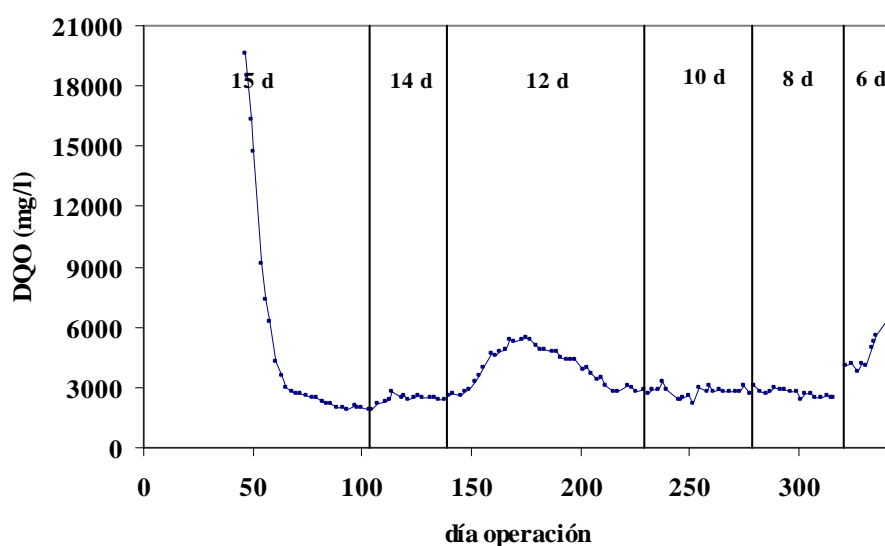


Figura 5.209. Evolución DQO del efluente.

El estudio se inició utilizando nueva biomasa procedente de la planta de tratamiento de la Empresa y conservada en congelación bajo condiciones adecuadas. El elevado valor inicial de DQO corresponde al aditivo empleado en la congelación de los lodos (glicol) para proteger la pared celular de las bacterias. Para un tiempo de residencia hidráulico de 15 días, la concentración de la DQO disminuyó rápidamente hasta alcanzar finalmente unos valores situados entre 1850 y 2000 mg/l durante 15 días.

Con el aumento de carga en la planta piloto producido por la bajada en el tiempo de residencia hidráulico de 15 a 14 días, la DQO subió ligeramente pero se pudo conseguir, en un corto periodo de tiempo, unas concentraciones estables comprendidas entre 2350-2600 mg/l.

Para un tiempo de residencia de 12 días, el sistema en esta ocasión presentó una respuesta lenta e inadecuada al ascenso de la carga orgánica al observarse un descenso en la velocidad de utilización del sustrato (aumento de DQO) por parte de los microorganismos y una reducción significativa en la velocidad de crecimiento (menor producción de lodos). Aunque el proceso soporta en los primeros días el aumento de carga, el efecto del cambio del caudal influente comienza a percibirse en forma de subida de la DQO cuando se alcanza el tiempo de residencia hidráulico correspondiente. Debido a la probable adaptación de la biomasa a las nuevas condiciones, se pudo obtener un descenso y una posterior estabilización final del parámetro en unos valores estabilizados entre 2750 y 3050 mg/l.

Cuando en la investigación se emplearon tiempos de residencia hidráulicos de 10 y 8 días, la planta mostró resultados análogos a los logrados en el ensayo previo aunque los periodos de operación de cada uno de ellos fueron menores como consecuencia del menor impacto producido en el tratamiento de depuración a pesar de la subida de la carga contaminante de la corriente de la Planta de Producto Intermedio.

Para tiempo de residencia de 6 días, la DQO en efluente experimentó una tendencia ascendente hasta alcanzar valores próximos a 7000 mg/l.

La figura 5.210 muestra la evolución del rendimiento de eliminación de la DQO y en ella puede apreciarse que los valores obtenidos experimentaron un ligero descenso al ir disminuyendo el tiempo de residencia hasta 8 días. Cuando se alcanzan los 6 días se produce el límite de carga de la planta y la DQO en efluente aumenta rápidamente.

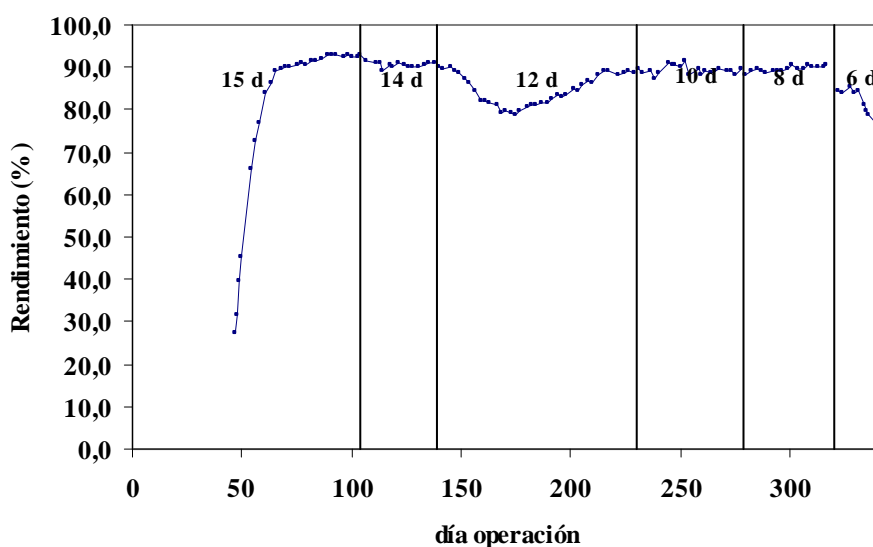


Figura 5.210. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

En la gráfica se observan altos porcentajes de eficacia del proceso PACT, entre el 88 y el 93 %, para las cinco primeras etapas. Para el tiempo de 6 días, se aprecia una clara disminución en el rendimiento que se reduce de forma muy importante.

En la tabla 5.29 se exponen, a modo de resumen, los resultados obtenidos para la DQO del efluente (total y soluble) y para el rendimiento de eliminación de la DQO durante los periodos de estabilización correspondientes a cada uno de los tiempos de residencia hidráulicos ensayados. En esta tabla se incluyen además, los valores de los análisis de la DBO₅ para los tiempos de residencia de 10 y 6 días.

Tabla 5.29. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro

TRH (d)	DQO total (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)	DBO ₅ (mg/l)
15	1850-2000	-	92-93	-
14	2350-2600	435-650	90-91	-
12	2750-3050	1235-1500	88-89	-
10	2700-3070	1120-1495	88-89	975
8	2400-2750	1080-1170	89-90	-
6	>6500	>4200	<73-74	1329

De acuerdo con la tabla, para un tiempo de residencia hidráulico establecido en 15 días se obtiene el máximo rendimiento del tratamiento de depuración. Con tiempos de residencia inferiores (los comprendidos entre 14 y 8 días) también se alcanzan valores elevados. Sin embargo, para tiempo de residencia de 6 días el efluente de la planta piloto presenta peor calidad: la DQO, tanto la total como la soluble, no se estabiliza lográndose unas concentraciones muy altas y presenta una mayor fracción de compuestos no biodegradables: la relación DQO/DBO₅ es más elevada. La planta piloto funciona adecuadamente para tiempos de residencia superiores a 8 días, aunque se observa una disminución del rendimiento a partir de 12 días y un importante aumento del valor de la DQO soluble atribuido a la turbidez del efluente.

La respuesta del sistema (expresada en forma de DQO una vez que la planta ha sido estabilizada) a las variaciones de carga realizadas con el cambio en el tiempo de residencia hidráulico se muestra en la figura 5.211. En ella, se puede apreciar una ligera subida en la DQO del efluente con el cambio de un tiempo de residencia de 15 días a 14 días. Los valores obtenidos para este tiempo se logran mantener hasta un tiempo de residencia de 8 días de manera que el proceso PACT consigue operar adecuadamente con tiempos de residencia superiores a 8 días. Para cargas superiores a 12 gDQO/d se obtuvieron altas concentraciones en la DQO (total y soluble) debido, posiblemente, a que el sistema no logra asumir toda la materia orgánica que se aporta para un tiempo de residencia hidráulico de 6 días.

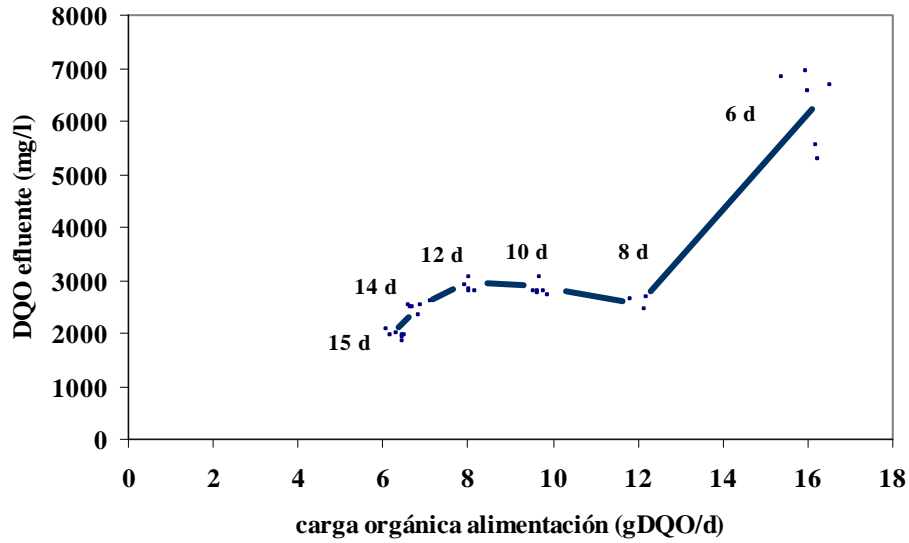


Figura 5.211. Rendimiento planta piloto.

A partir de los datos obtenidos en la planta piloto, se puede efectuar el cambio de escala para determinar la carga soportada por la planta de la Empresa. La carga de la planta real, carga equivalente, se puede calcular a partir de la siguiente expresión:

$$\text{carga equivalente (kg/h)} = \text{carga planta piloto (kg/h)} \times \text{factor de conversión}$$

siendo el factor de conversión la relación existente entre el caudal de la planta real y el caudal de la planta piloto. Este factor de conversión, es posible determinarlo a través de la información facilitada por la Empresa (caudal, para un tiempo de residencia hidráulico de 15 días, de $90 \text{ m}^3/\text{h}$ en la primera etapa de aireación de la planta real):

$$\text{factor de conversión} = \frac{Q \text{ planta real}}{Q \text{ planta piloto}} = \frac{90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0,174 \frac{\text{ml}}{\text{min}} \times \frac{60 \text{ min}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{10^6 \text{ ml}}} = 8,62 \times 10^6$$

Con este factor de conversión, la carga equivalente en la planta real se obtiene en la tabla 5.30:

Tabla 5.30. Valores de carga influente y equivalente para una alimentación con una DQO de 25900 mg/l.

TRH (d)	15	14	12	10	8	6
caudal (ml/min)	0,174	0,186	0,217	0,260	0,325	0,434
carga influente (g/h)	0,270	0,289	0,337	0,405	0,505	0,674
carga equivalente (kg/h)	2327	2491	2904	3491	4353	5810

De acuerdo con la figura 5.211, la carga máxima admisible en planta piloto es de 12 gDQO/d, que corresponde a 4350 kgDQO/h en planta real.

5.8.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

La evolución que ha experimentado la temperatura en los seis tiempos de residencia ensayados se observa en la figura 5.212:

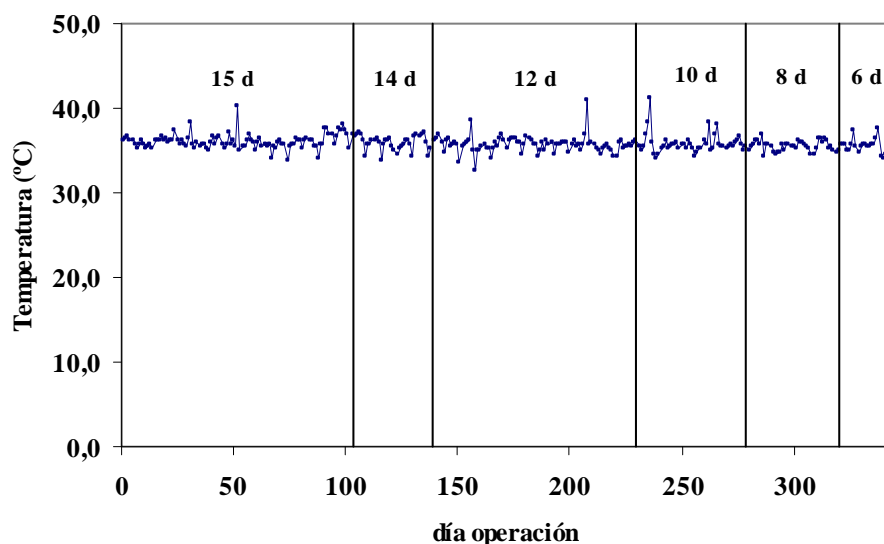


Figura 5.212. Evolución de la temperatura.

Los valores de temperatura en el reactor biológico se mantuvieron estabilizados entre los 34 y los 37 °C salvo algunos valores puntuales.

La tendencia del potencial redox se muestra en la figura 5.213:

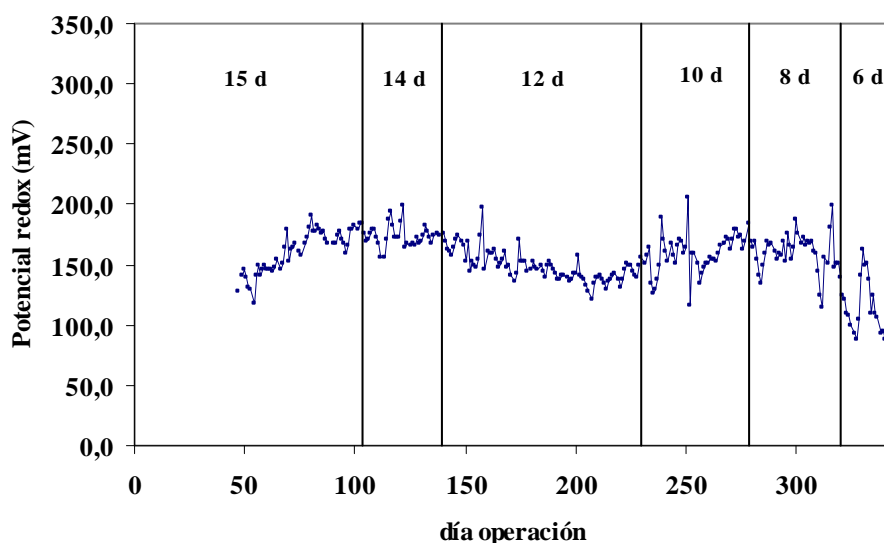


Figura 5.213. Evolución del potencial redox.

En la gráfica puede apreciarse que este parámetro alcanzó valores comprendidos normalmente entre 125 y 200 mV. Esta variable experimentó un comportamiento similar al obtenido para el rendimiento de eliminación de la DQO: los potenciales más bajos se obtuvieron cuando el porcentaje de eliminación disminuía y los valores más altos cuando la planta operaba en condiciones adecuadas. Cuando el sistema presenta una carga excesiva, el potencial redox disminuye por debajo de 100 mV (tiempo de residencia de 6 días).

La evolución observada en el pH en el interior del tanque de aireación se puede apreciar en la figura 5.214:

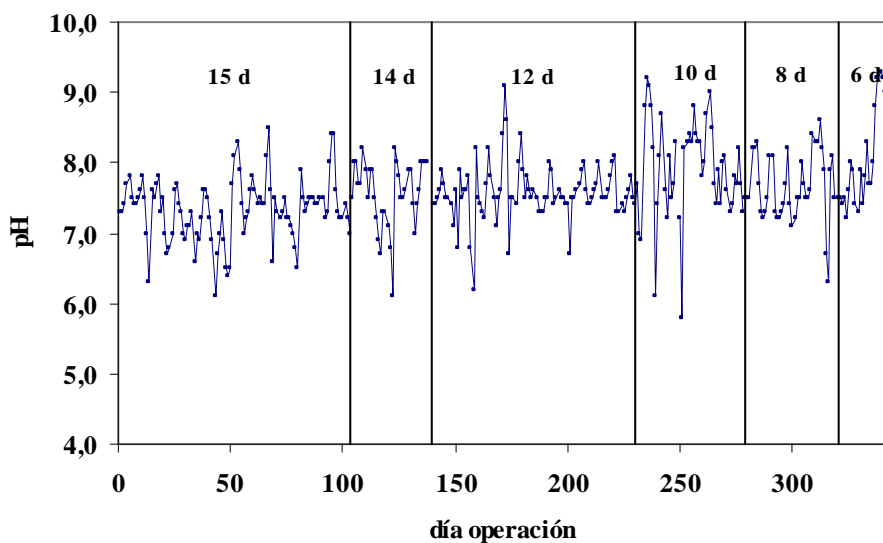


Figura 5.214. Evolución del pH.

En la gráfica se puede observar una cierta inestabilidad del pH especialmente debido a la dificultad en el ajuste del parámetro como consecuencia de los nuevos caudales empleados y al menor control realizado sobre el pH del reactor biológico durante los fines de semana (muchos de los valores en los que este parámetro es superior a 7,5 corresponden a estos días). A pesar de estos inconvenientes, el pH durante los días laborables se corregía para situarlo entre 6,5 y 7,5.

Para poder mantener esta variable de control dentro de los niveles recomendados ha sido necesario aumentar la dosis de ácido sulfúrico concentrado (98 %) a medida que se utilizaba un tiempo de residencia cada vez menor (tabla 5.31).

Tabla 5.31. Dosis diaria de ácido sulfúrico.

TRH (d)	Dosis H ₂ SO ₄ (c) (ml/d)
15	1,51
14	2,16
12	2,97
10	3,29
8	3,46
6	5,61

En la tabla se refleja que existe cierta relación entre el incremento de la carga y la subida del consumo de ácido apreciándose un gran gasto de ácido cuando el tiempo de residencia hidráulico estaba fijado en 6 días.

La tendencia de la concentración de oxígeno disuelto se muestra en la figura 5.215:

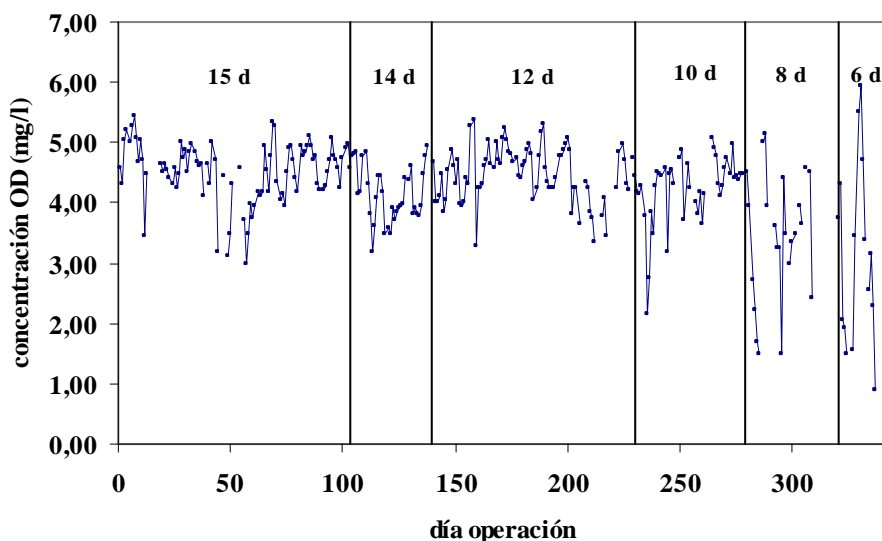


Figura 5.215. Evolución del oxígeno disuelto.

En la gráfica se distingue que la concentración de OD estuvo normalmente comprendida dentro del margen recomendado: 2-5 ppm (apartado 5.1.3.). Se observa, sin embargo, cierta inestabilidad que condujo a fluctuaciones importantes en su valor atribuidas a un mayor consumo de oxígeno por el aumento de la carga orgánica.

5.8.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

La evolución del tiempo de residencia hidráulico para el influente se presenta en la figura 5.216 y en ella se puede apreciar claramente los seis tiempos de residencia utilizados durante esta fase de la investigación: 15, 14, 12, 10, 8 y 6 días.

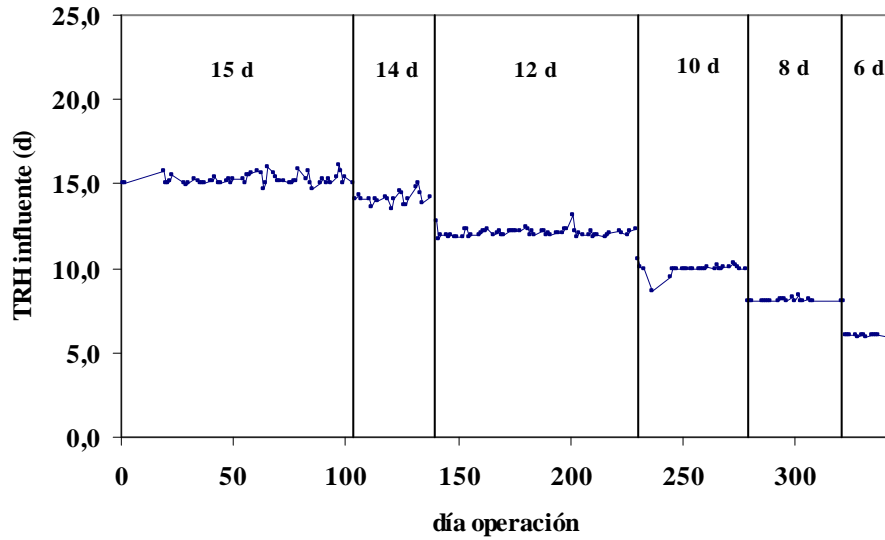


Figura 5.216. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

Para el efluente, el caudal también se adaptó en cada una de las etapas para conseguir mantener estable los seis tiempos de residencia hidráulicos ensayados (figura 5.217).

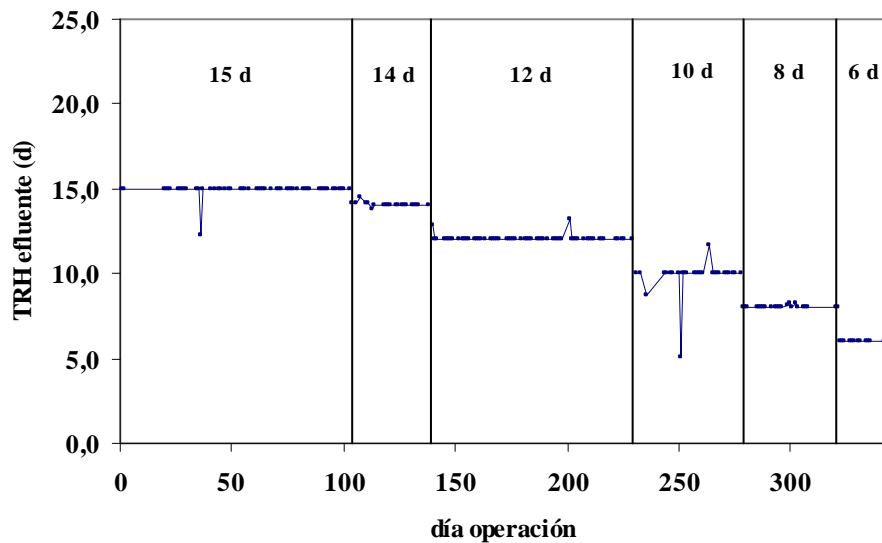


Figura 5.217. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

5.8.4.- CONCENTRACIONES DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Exceptuando los valores de los días anómalos que pertenecen a muestras tomadas en condiciones de baja homogeneización del tanque de aireación o cuando ha habido un aporte adicional de carbón y biomasa al reactor biológico por procederse a la limpieza del sistema (estos días se aprecian claramente en las figuras 5.218-5.220), las concentraciones medias del carbón y biomasa cuando la planta alcanzó el estado estacionario en cada uno de los 6 tiempos de residencia hidráulicos utilizados se situaron habitualmente en los intervalos 3,5-4,0 g/l y 4,0-4,5 g/l, respectivamente (tabla

5.32). El promedio de la relación PAC / Biomasa estuvo comprendido entre 0,8 y 1,0 (valores incluidos dentro de los márgenes establecidos para la reproducción de estos parámetros: PAC = 3,5-4,5 g/l, Biomasa = 3,0-4,5 y relación PAC / Biomasa = 0,8-1,1):

Tabla 5.32. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.

TRH (d)	Periodo	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
15	estabilización	3,50	4,26	0,82
14	estabilización	3,99	3,99	1,00
12	estabilización	3,78	4,47	0,85
10	estabilización	3,74	4,41	0,85
8	estabilización	3,75	4,32	0,87
6		3,21	4,31	0,74

En todos los ensayos realizados, el ajuste del PAC al margen recomendado se realizó con la mezcla de carbón regenerado-carbón virgen en una relación de 20 a 1 para corregir las pérdidas de carbón.

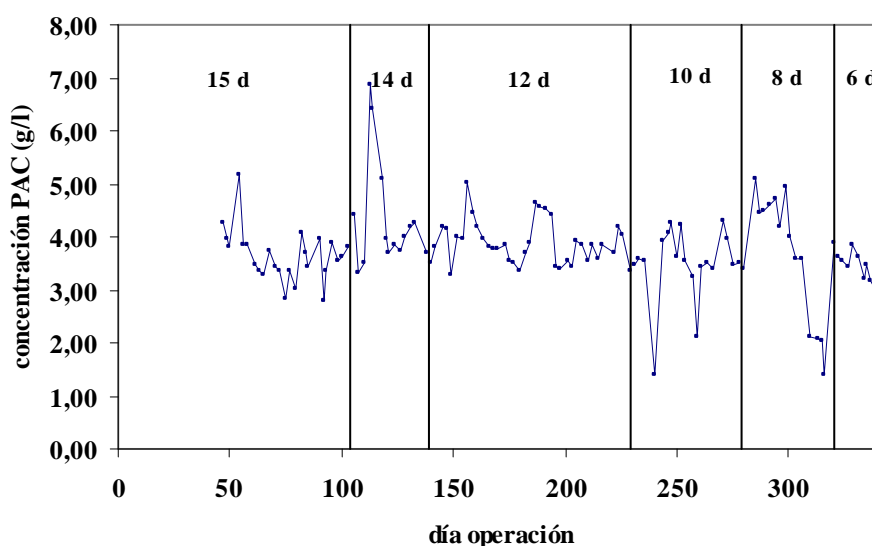


Figura 5.218. Evolución de la concentración de carbón.

La evolución observada en la concentración de biomasa se muestra en la figura 5.219 y en ella puede apreciarse que se procuró, en la medida de lo posible, utilizar altas concentraciones de biomasa (entre 4,0 y 4,5 g/l) para poder obtener una buena eliminación de la DQO. Sin embargo, en algunas ocasiones esto no fue posible debido principalmente al irregular crecimiento experimentado por los microorganismos en algunas fases de la investigación.

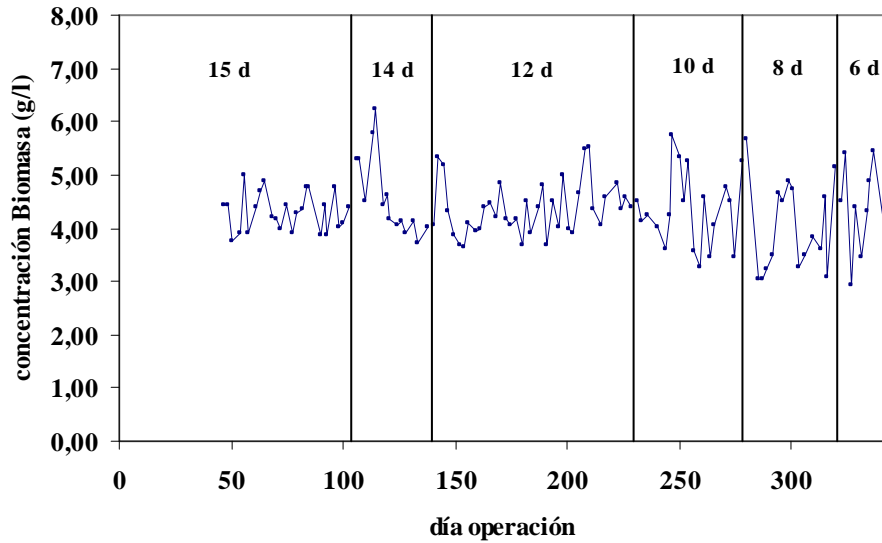


Figura 5.219. Evolución de la concentración de biomasa.

Los valores alcanzados para la relación PAC / Biomasa (figura 5.220) tuvieron cierta oscilación pero cuando la planta piloto operaba bajo régimen estacionario el parámetro se encontraba habitualmente en el intervalo recomendado.

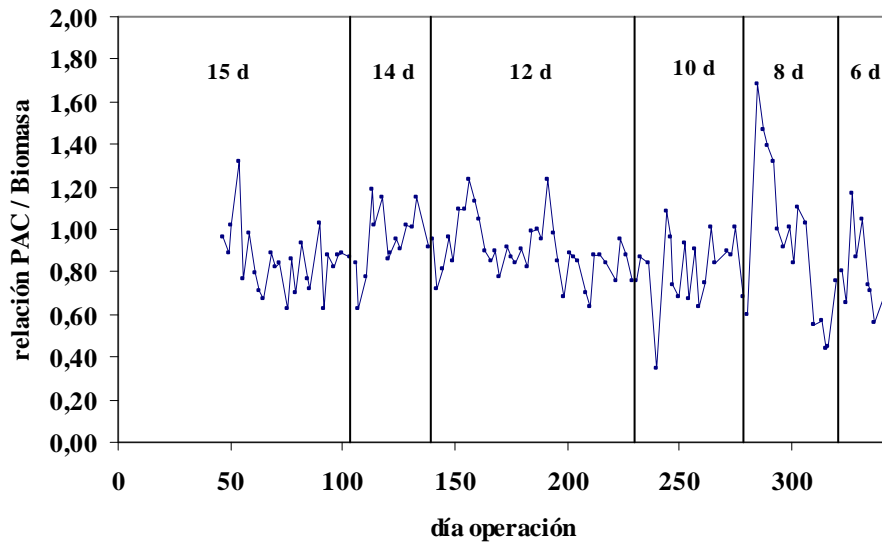


Figura 5.220. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

5.8.5.- RELACIÓN F / M.

En la figura 5.221 puede apreciarse una tendencia ascendente de la relación F / M a medida que se fue produciendo el aumento de la carga orgánica en el sistema hasta conseguir valores en torno a $1,0 \text{ d}^{-1}$ para un tiempo de residencia hidráulico de 6 días.

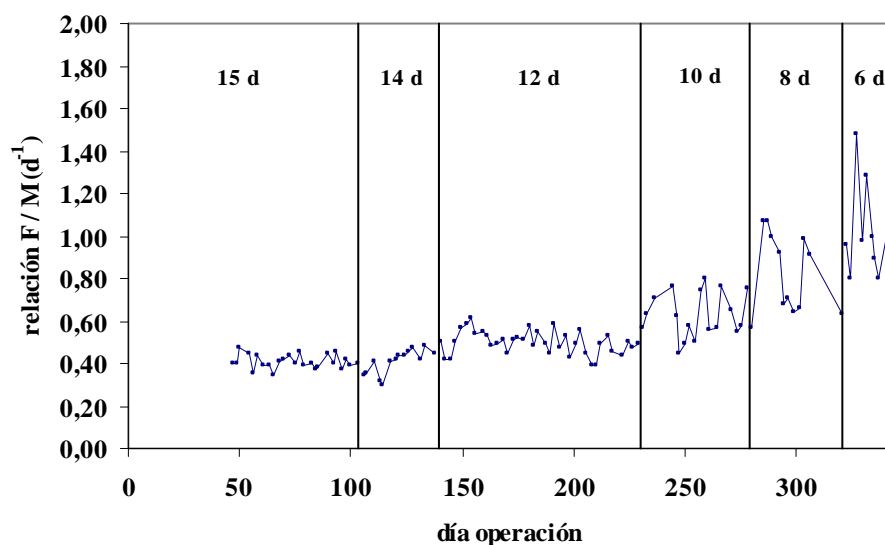


Figura 5.221. Evolución de la relación F / M.

En la tabla 5.33 se muestran los valores medios de la relación F / M en los periodos de estabilización de este parámetro para cada uno de los tiempos de residencia hidráulicos utilizados:

Tabla 5.33. Relación F/M.

TRH (d)	F/M (d ⁻¹)
15	0,41
14	0,44
12	0,48
10	0,62
8	0,82
6	1,03

En la práctica, se ha podido comprobar que la planta piloto de fangos activos utilizada durante esta investigación permite obtener unos buenos rendimientos de eliminación de la DQO para relaciones comprendidas desde 0,2 d⁻¹ hasta 0,8 d⁻¹ (para cargas másicas superiores, el proceso PACT no opera satisfactoriamente). Normalmente, para sistemas de tratamientos biológicos, con el aumento de la relación F / M tiene lugar una mayor situación de stress del sistema lo cual produce generalmente un descenso en la eliminación del sustrato y baja utilización de oxígeno (Dan *et al.*, 2003).

Es conocido que la relación F / M máxima en procesos de fangos activos es 0,6 d⁻¹ (Metcalf & Eddy, 2000), el proceso PACT admite una relación superior de 0,8 d⁻¹ lo que significa la posibilidad de un tratamiento del agua residual en menor tiempo que un proceso convencional.

5.8.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

La evolución del tiempo de retención celular obtenido durante la investigación se recoge en la figura 5.222. Como puede observarse, el tiempo de retención celular experimentó una tendencia descendente a medida que se iban utilizando tiempos de residencia hidráulicos cada vez más pequeños.

En cada una de las seis etapas ensayadas se modificó el tiempo de retención celular en función de poder obtener una concentración de biomasa comprendida entre 4,0 y 4,5 g/l. De esta forma, los tiempos de retención celulares medios alcanzados para cada tiempo de residencia hidráulico (tabla 5.34) muestran que existe una cierta concordancia lineal entre el TRH y el TRC (excepto para un tiempo de residencia de 14 días):

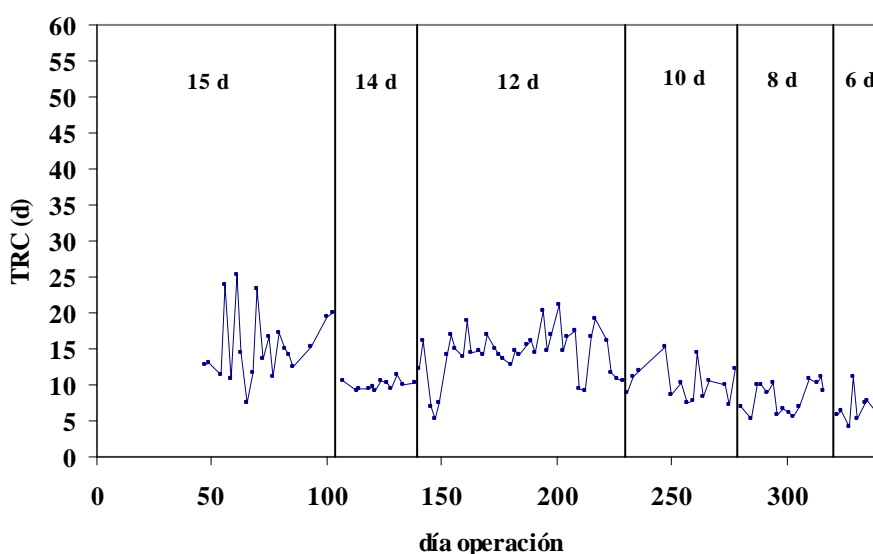


Figura 5.222. Evolución del tiempo de retención celular.

Tabla 5.34. Valores medios del tiempo de retención celular.

TRH (d)	TRC (d)
15	18,2
14	10,0
12	14,3
10	10,2
8	8,3
6	6,5

Es lógico pensar que a medida que disminuye el tiempo de residencia hidráulico también descienda el de retención celular: aumento de la velocidad de crecimiento de los microorganismos con la subida de la carga del influente.

5.8.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

La tendencia observada en el fósforo residual (ortofosfato) se muestra en la figura 5.223. De acuerdo con la gráfica, se puede observar que la concentración de

fósforo (ortofosfato) en el efluente estuvo situada normalmente dentro del margen recomendado (5-20 mg/l).

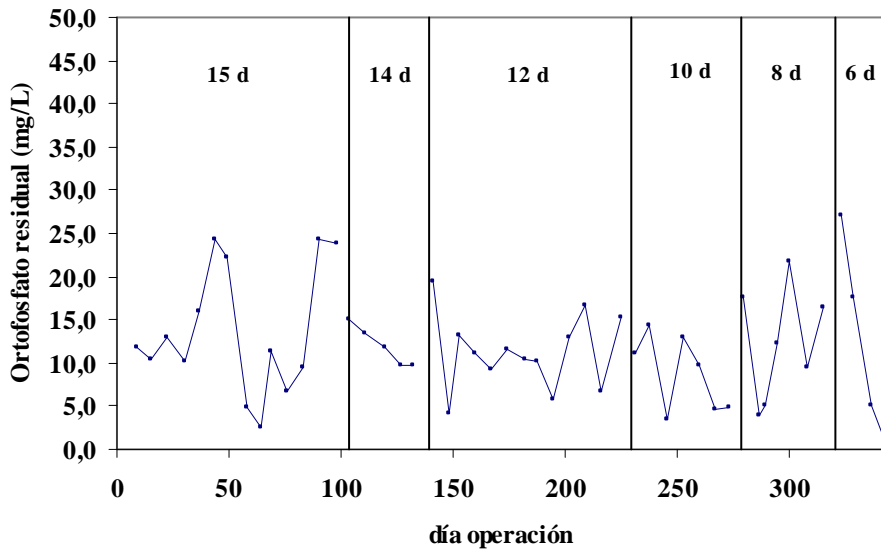


Figura 5.223. Evolución del fósforo residual.

Las evoluciones experimentadas tanto por el nitrógeno amoniacal como por el nitrógeno total se recogen en la figura 5.224:

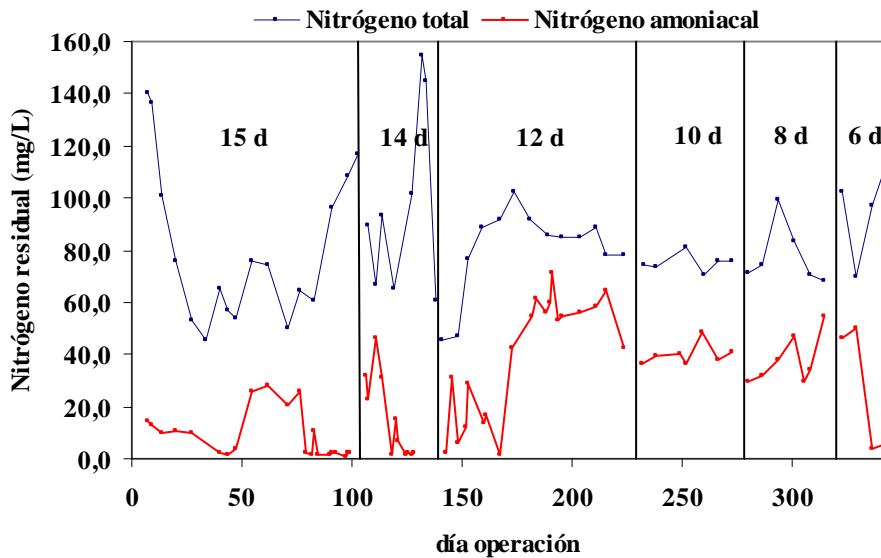


Figura 5.224. Evolución del nitrógeno residual.

Tanto el NH_4^+ como el nitrógeno total mostraron un comportamiento inestable especialmente en los tiempos de residencia hidráulicos más elevados (14 y 15 días).

Para un tiempo de residencia de 12 días, el nitrógeno total experimentó una trayectoria muy similar a la obtenida por la DQO en esta etapa: no se consiguió una estabilización inicial del parámetro con la entrada de más alimentación ya que se produjo una fuerte subida en su concentración (pero sin sobrepasar 120 mg/l) y una

posterior disminución progresiva hasta alcanzar unos valores normales en torno a 70-80 mg/l. Debido a la notable presencia de amonio en el influente (45,1-79,6 mg/l), únicamente se procedió de manera puntual a la adición de la disolución de nutriente en aquellos días en los que fue necesario aumentar la concentración de NH_4^+ en el efluente. Como puede apreciarse en la figura, se produjo una subida importante del parámetro debida, posiblemente, a que la población bacteriana existente no logró asimilar todo el nitrógeno amoniacal que entraba en la planta piloto de manera que en ésta y en las demás etapas posteriores se suprimió la entrada de sulfato amónico en la alimentación. Para tiempos de residencia más bajos (a partir de 12 días) se observa unas concentraciones significativas del nitrógeno amoniacal pero no tanto del nitrógeno total que mostró cierta estabilidad. Aparte de las dificultades para ajustar el parámetro en un sistema de pequeño volumen, un ascenso de la carga orgánica supuso también un aumento de la carga de nutrientes (subida del caudal) que produjo el aumento en el valor de amonio a la salida.

Para el último periodo de la investigación (TRH = 6 días) pudo alcanzarse, al igual que lo sucedido con la DQO en esta etapa, un aumento en la concentración del nitrógeno total en el efluente modificándose de esta manera el comportamiento de este parámetro (subida progresiva). Las concentraciones de amonio obtenidas continuaron siendo elevadas excepto en los dos últimos análisis que no resultaron acordes a lo esperado en función de las concentraciones anteriores y la relación nitrógeno amoniacal/nitrógeno total. Esta diferencia pudo ser debida a interferencias no previstas en el análisis.

5.8.8.- FENOL RESIDUAL.

Las concentraciones de fenol analizadas en el efluente se muestran en la figura 5.225. En la gráfica puede apreciarse la respuesta de la planta piloto, en forma de subida en la concentración del fenol en el efluente, con el cambio realizado el día de operación 124 de una alimentación baja en fenol (36-39 mg/l) a otra con una mayor concentración de compuestos fenólicos (310-370 mg/l, apartado 8.1 del apéndice VIII).

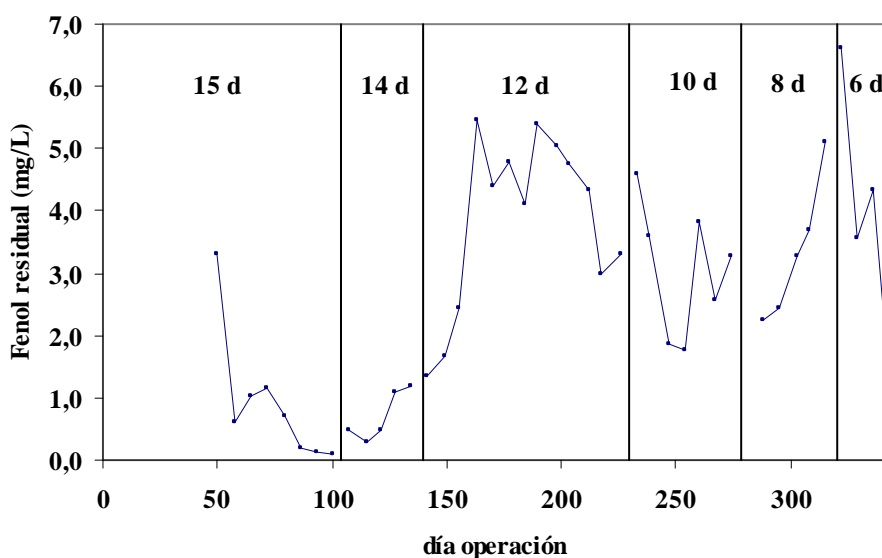


Figura 5.225. Evolución del fenol residual.

Los valores medios de fenol residual en los periodos de estabilización de la planta piloto, tabla 5.35, permitieron obtener rendimientos similares de eliminación tanto para los tiempos de residencia hidráulicos de 15, 14, 12, 10 y 8 días e influentes con grandes concentraciones en fenol como para un tiempo de residencia de 6 días y una alimentación baja en fenol: 98,6-99,7 %. Es necesario señalar que el proceso PACT reduce la concentración de fenol de 310-370 mg/l a 1-6 mg/l, es decir, presenta una altísima eficacia en la eliminación del compuesto (por encima del 99 %)

Tabla 5.35. Rendimiento de eliminación de fenol residual.

TRH (d)	Fenol (mg/l)	Rendimiento (%)
15	0,13	99,7
14	1,14	99,7
12	3,15	99,1
10	2,93	99,2
8	4,40	98,6
6	2,80	99,1

5.8.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

La evolución de los sólidos residuales se muestra en la figura 5.226 y en ella se puede apreciar que el parámetro SST ha presentado siempre unos valores altos de concentración como consecuencia de la turbidez del efluente (en torno a 1,5-2,5 g/l). Para un tiempo de residencia de 6 días la cantidad de sólidos que abandona el sistema, gran parte de ellos como bacterias libres, es tan elevada que la planta no puede operar satisfactoriamente. Los SSF han aumentado progresivamente a medida que se reducía el tiempo de residencia hidráulico.

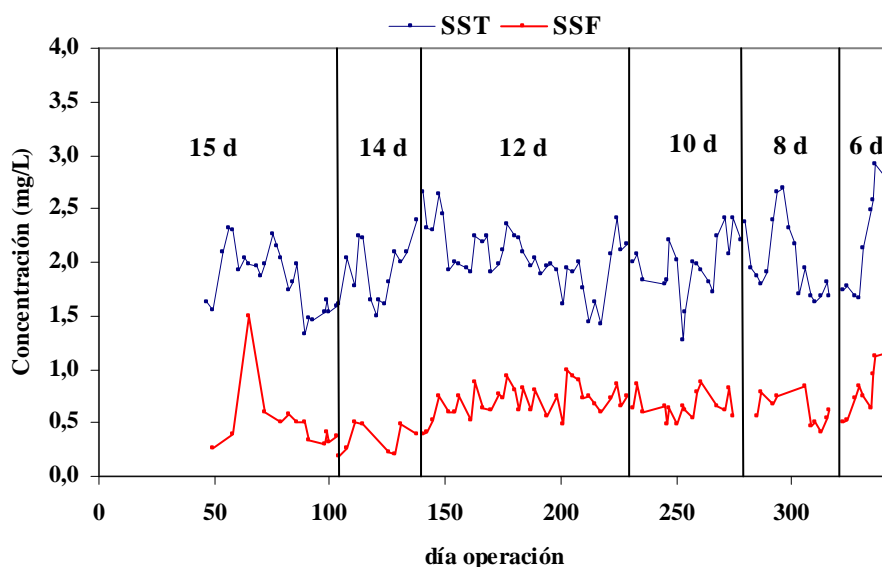


Figura 5.226. Evolución de los sólidos residuales.

Los sólidos totales y fijos aumentan ligeramente a partir de 12 días de tiempo de residencia hidráulico y de forma muy espectacular para 6 días (exceso de carga y lavado de microorganismos). El PAC además de actuar como adsorbente, sirve como soporte para la inmovilización de bacterias. Estos organismos forman un biofilm superficial que puede sufrir lavado de bacterias del biorreactor a altas cargas orgánicas (Dalmacija *et al.*, 1996). Experimentalmente se pudo observar que para cargas menores de 12 gDQO/d ($TRH \geq 8$ días) la concentración de sólidos es elevada pero relativamente constante mientras que para cargas superiores aumenta de forma importante produciendo un efluente de baja calidad.

5.8.10.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

En el análisis microbiológico llevado a cabo con el microscopio óptico se observó una adecuada población de microorganismos para todos los tiempos de residencia hidráulicos (figuras 5.227-5.232). Los flóculos aparecieron cargados con una gran concentración de microorganismos siendo los cocos Gram – los principales constituyentes de la estructura de la biomasa. Como consecuencia de la existencia en el licor mezcla de bacterias lejanas a los flóculos, puede hablarse de crecimiento disperso cuando exista una alta concentración de bacterias cocales y bacilares en el espacio extraflocular. La importante población bacteriana desarrollada en el líquido debida posiblemente a la alta concentración de sustrato existente en el medio, especies que determinan la diferencia entre la DQO total y soluble y un valor relativamente elevado de los sólidos en efluente (en torno a 2,0 g/l), comportó como resultado un efluente turbio.

Es de destacar el aumento de las formaciones filamentosas observado a medida que disminuía el tiempo de residencia hidráulico y se producía un incremento de la carga orgánica (figuras 5.233 y 5.234), principalmente para 8 y 6 días. Ya en otras ocasiones se ha observado la presencia de bacterias filamentosas en situaciones de “inestabilidad”.

La existencia de protozoos que contribuyen a la clarificación del efluente (sólidos totales) es importante para altos tiempos de residencia (figuras 5.235 y 5.236). Temporalmente, para 12 días, la población de ciliados libres y reptantes en el tanque de aireación disminuyó considerablemente. Sin embargo, en este mismo periodo, pudo observarse una abundante población de protozoos flagelados (figura 5.237) que se caracterizaron fundamentalmente por ser especies Gram + y por presentar un tamaño y una movilidad menor que los ciliados vistos con anterioridad aunque su presencia fue puntual pues en esta misma etapa desaparecieron. Para la siguiente fase, tiempo de residencia de 10 días, aparte de advertirse una ligera recuperación de la comunidad depredadora habitual también se pudo apreciar la existencia de un nuevo tipo de protozoo, perteneciente al género *didinium* (figura 5.238), que se alimenta también de bacterias y que se identificó por poseer un gran tamaño, forma ligeramente cuadrangular y porque solía aparecer de manera aislada (no formando colonias). En general, no son convenientes en los procesos de depuración de aguas porque además de actuar como bacterívoros también es capaz de alimentarse de otros protozoos. En los estudios posteriores, se observó escasez de ciliados para tiempos de residencia menores y se consideró que este hecho contribuyó a los altos valores de los sólidos en efluente observados durante este periodo.

También pudo apreciarse en las muestras del reactor biológico, la existencia de otras especies de microorganismos como diatomeas, flagelos y otros tipos de algas. Sin

embargo, a medida que se iba disminuyendo el tiempo de residencia hidráulico del influente, la diversidad microbiana también se fue reduciendo.

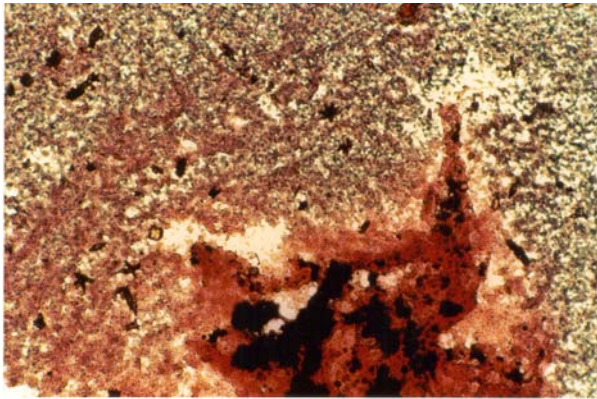


Figura 5.227. (X 200): TRH = 15 días

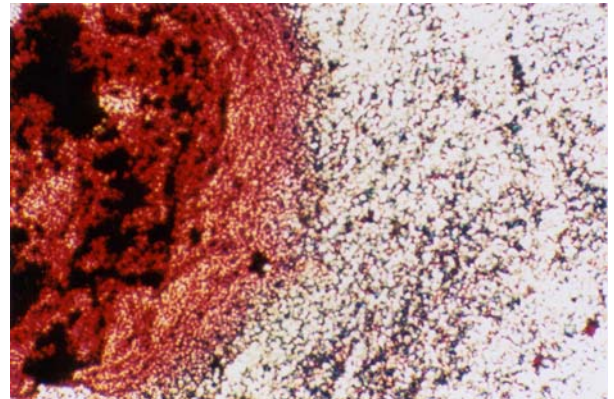


Figura 5.228. (X 200): TRH = 14 días

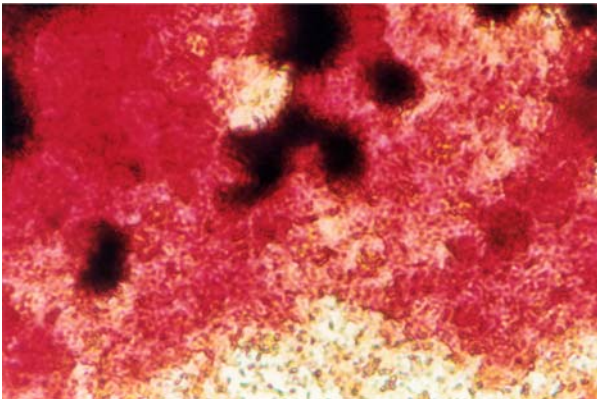


Figura 5.229. (X 400): TRH = 12 días

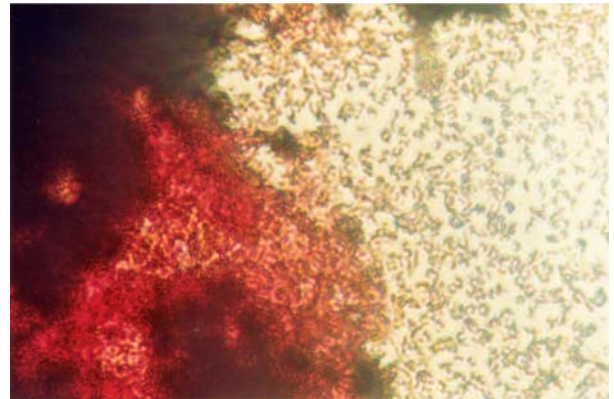


Figura 5.230. (X 400): TRH = 10 días

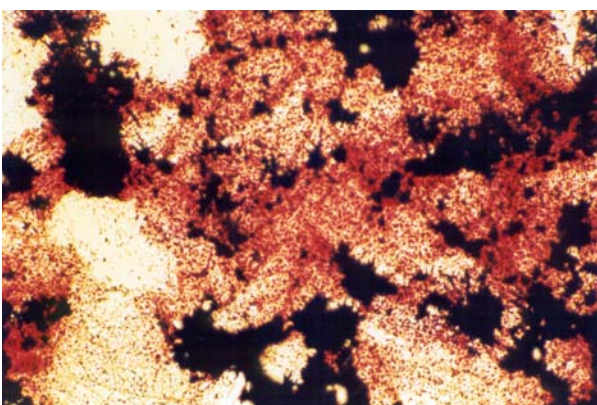


Figura 5.231. (X 400): TRH = 8 días

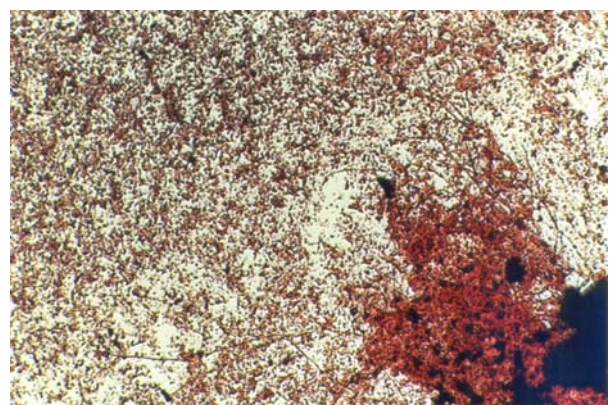


Figura 5.232. (X 100): TRH = 6 días

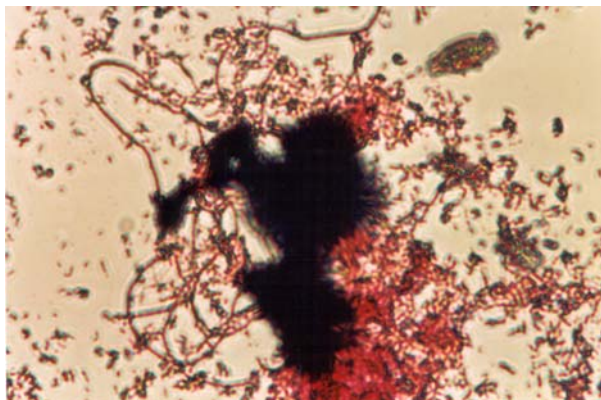


Figura 5.233. (X 400): TRH = 8 días

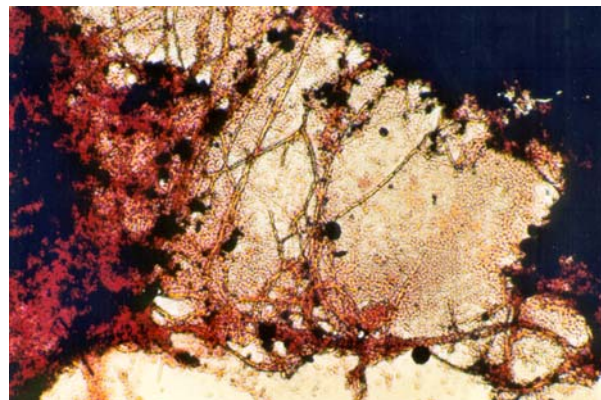


Figura 5.234. (X 1000): TRH = 6 días

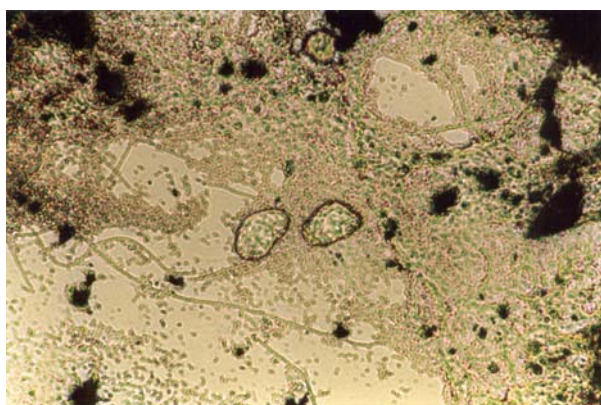


Figura 5.235. (X 400): TRH = 15 días

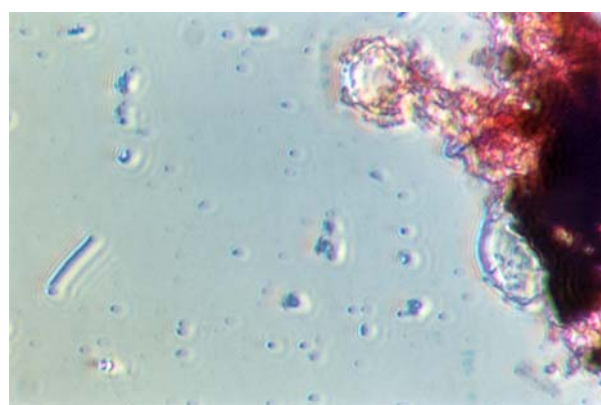


Figura 5.236. (X 1000): TRH = 12 días

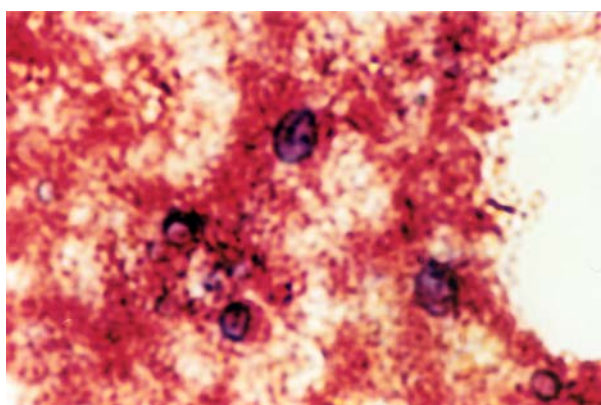


Figura 5.237. (X 1000): TRH = 12 días

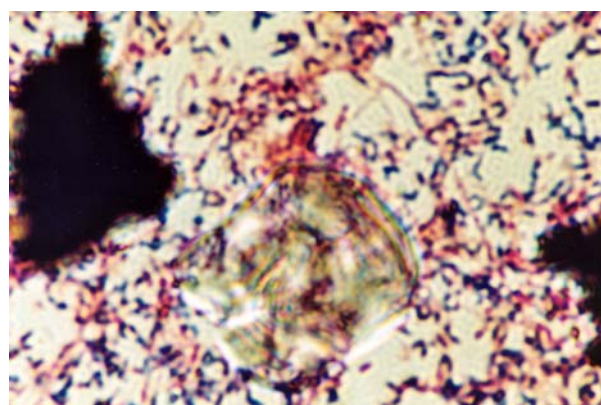


Figura 5.238.: X 1000: TRH = 10 días

5.9.- OPTIMIZACIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO: OPERACIÓN CON CARGA MEDIA (DQO DE 20000 mg/l).

En esta etapa se va a llevar a cabo el estudio de las condiciones de operación y de la optimización de la planta piloto de laboratorio que opera con agua residual de carga media.

En el apéndice IX se muestran las características de este influente, con DQO de 20000 mg/l y concentración de sólidos totales entre 20 y 25 g/l.

Se utilizará como variable de operación a optimizar el tiempo de residencia hidráulico que se modificará desde los 15 días hasta los 6 días (tabla 5.36).

Tabla 5.36. Tiempos de residencia hidráulicos evaluados.

TRH (d)	Día de operación
15	1 hasta 39
14	40 hasta 167
12	168 hasta 253
10	254 hasta 305
8	306 hasta 326
6	327 hasta 403

5.9.1.- DQO.

En la figura 5.239 se muestra la tendencia experimentada por la DQO para cada uno de los tiempos de residencia hidráulicos ensayados.

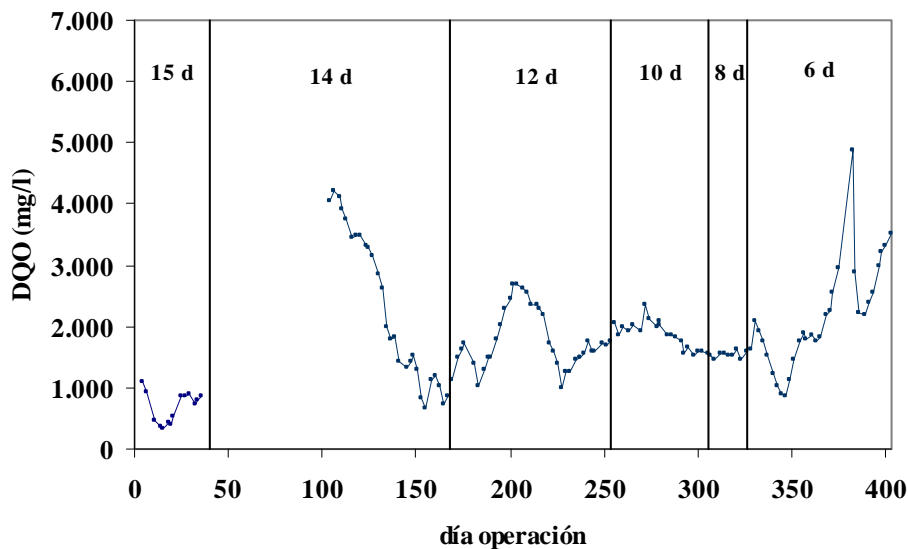


Figura 5.239. Evolución DQO del efluente.

Para tiempos de residencia hidráulicos de 15 y 14 días se obtienen valores de DQO en efluente de 545-900 mg/l y 660-1200 mg/l respectivamente. Al reducirlo a 12 días, el parámetro se estabiliza en 1550-1750 mg/l.

Cuando los tiempos de residencia hidráulicos fueron de 10 y 8 días, la demanda de oxígeno del efluente alcanzó situación estacionaria al obtenerse unas concentraciones consolidadas en los márgenes 1520-1650 mg/l y 1460-1630 mg/l respectivamente. Estos resultados semejantes en la DQO total en estos dos periodos no pudieron mantenerse en la DQO soluble al producirse una subida con el aumento de la carga.

Durante la experimentación para el último tiempo de residencia ensayado, se produjo un breve incremento de la DQO (comportamiento habitual en el inicio de prácticamente todas las etapas al modificarse el caudal del influente) aunque se observó una notable clarificación en el efluente: la DQO llegó a alcanzar cifras realmente bajas, en torno a 850 mg/l. Sin embargo, esta mejoría fue sólo transitoria ya que a medida que transcurría esta fase se obtuvo un periodo de pseudoestabilidad del parámetro (DQO entre 1700-1800 mg/l) hasta producirse una subida continua como consecuencia del empeoramiento de las condiciones de operación. Tuvo lugar también una fuerte bajada de pH en el reactor biológico (pH<5) que causó daños al sistema (ataque ácido sobre la población de microorganismos provocando un descenso en la concentración de biomasa, flóculos menos densos y compactos, gran formación de espumas en la cuba de aireación, ennegrecimiento del decantador) y originó la salida de un efluente de poca calidad que corresponde al pico observado en la figura 5.239. Pese a estas circunstancias, la DQO rápidamente experimentó un fuerte descenso aunque no fue suficiente puesto que el parámetro volvió a alcanzar una tendencia ascendente (mayor que la producida antes de la reducción del pH).

Por lo tanto, para tiempos de residencia hidráulicos de 15 y de 14 días los resultados son semejantes una vez estabilizado el proceso PACT. En ambos casos, es posible obtener una DQO del efluente inferior a los 1000 mg/l. Sin embargo, con el aumento de la carga en el sistema la respuesta de la planta produce una subida observándose que, para tiempos de residencia comprendidos entre 12 y 8 días, las concentraciones de la DQO son muy similares. Con la entrada de más alimentación, tiempo de residencia hidráulico de 6 días, se ha podido apreciar un comportamiento análogo al producido cuando se empleó una alimentación con una DQO de 26000 mg/l: la planta piloto muestra su incapacidad para operar con caudales tan elevados. La figura 5.240, en la que se representa la evolución de la carga en el sistema, confirma que para cargas orgánicas superiores a 12 g/d (carga máxima admisible obtenida para un influente de 26000 mg/l) la planta piloto presenta dificultades en el tratamiento de las aguas residuales.

En este estudio, el rendimiento de eliminación de la planta piloto (figura 5.241) muestra elevados porcentajes en la eficacia del proceso, entre el 94 y el 97 %, para 15 y 14 días. Con la disminución del tiempo de residencia se produce un descenso en la degradación de materia orgánica aunque, para tiempos comprendidos desde los 12 días hasta los 8 días, el sistema apenas acusa la variación de carga ya que finalmente se mantienen inalterados los valores alcanzados en el rendimiento (91-92%). Para 6 días, la depuración resulta más ineficaz al obtenerse unos porcentajes situados entre el 82-83 % y el sistema se desestabiliza.

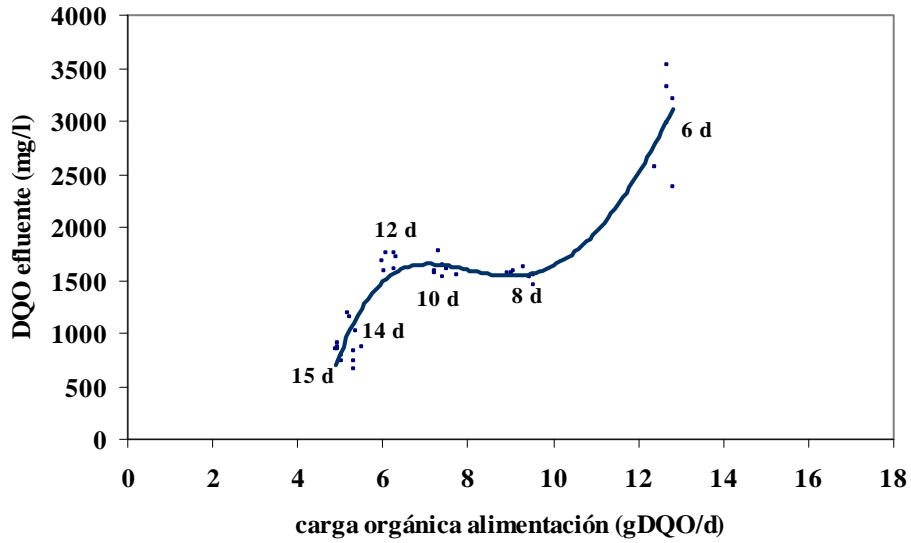


Figura 5.240. Evolución de la carga del sistema.

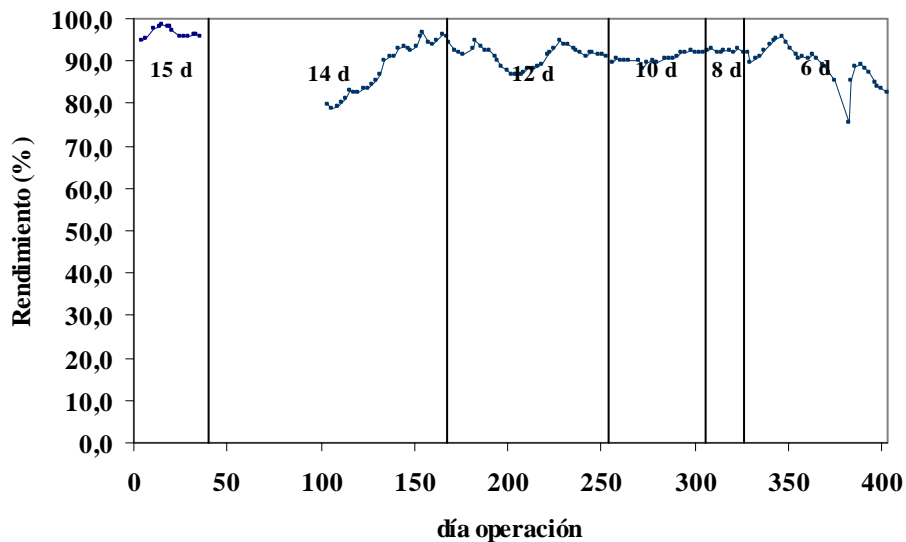


Figura 5.241. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

A modo de resumen, en la tabla 5.37, se incluyen los resultados obtenidos finalmente para cada uno de los tiempos de residencia hidráulicos ensayados para un influente de carga orgánica media (DQO de 20000 mg/l). A la vista de los resultados, durante la experimentación se ha podido comprobar que se han producido diferentes respuestas de la planta de fangos activos con la variación de la carga orgánica en el sistema. La primera de ellas corresponde al periodo de operación en que se utilizaron tiempos de residencia comprendidos entre 15 y 14 días. Durante este periodo, la influencia del tiempo de residencia ha resultado ser poco significativa ya que se obtuvieron resultados muy semejantes. Cuando la planta estuvo funcionando con un tiempo de residencia establecido entre 12 y 8 días, se produjo una subida de la DQO aunque se logró que el parámetro estuviese estabilizado entre 1450 y 1750 mg/l. Por último, para un tiempo de 6 días, el proceso muestra su incapacidad para realizar el tratamiento de depuración como consecuencia del exceso de materia orgánica y a que se

produce la salida, a través del efluente, de microorganismos originándose un efluente de mala calidad. Por lo tanto, la planta piloto de fangos activos puede operar satisfactoriamente si se emplean tiempos de residencia hidráulicos incluidos desde los 15 hasta los 8 días proporcionando, en todos los ensayos realizados, una DQO soluble y una DBO₅ inferiores a 750 mg/l.

Tabla 5.37. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro

TRH (d)	DQO total (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)	DBO ₅ (mg/l)
15	545-900	320-445	95-97	-
14	660-1200	190-260	94-96	265
12	1550-1750	85-160	91-92	601
10	1520-1650	285-340	91-92	496
8	1460-1630	545-755	91-92	520
6	>3500	>1300	<82-83	1072

5.9.2.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

La temperatura del reactor biológico (figura 5.242) se mantuvo normalmente estabilizada entre 34 y 36 °C, salvo pequeños problemas técnicos.

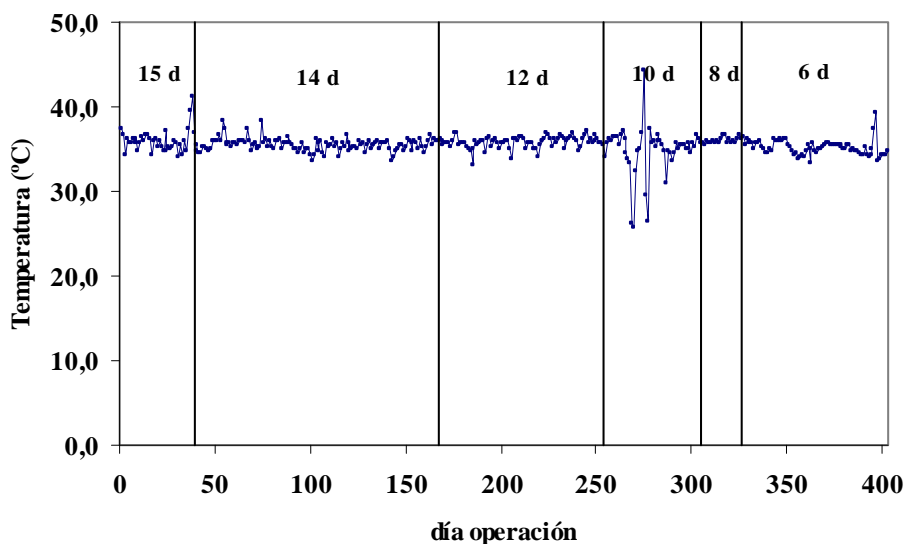


Figura 5.242. Evolución de la temperatura.

La tendencia mostrada por el potencial redox se muestra en la figura 5.243 y en ella se puede apreciar valores adecuados del parámetro para tiempos de residencia de 15 y 14 días. Para 12, 10 y 8 días, el potencial redox mostró respuestas acordes con un adecuado ambiente óxido-reductor del reactor. Sin embargo, para 6 días, se puede apreciar un descenso de esta variable conforme se va produciendo el empeoramiento de las condiciones de operación de la planta piloto.

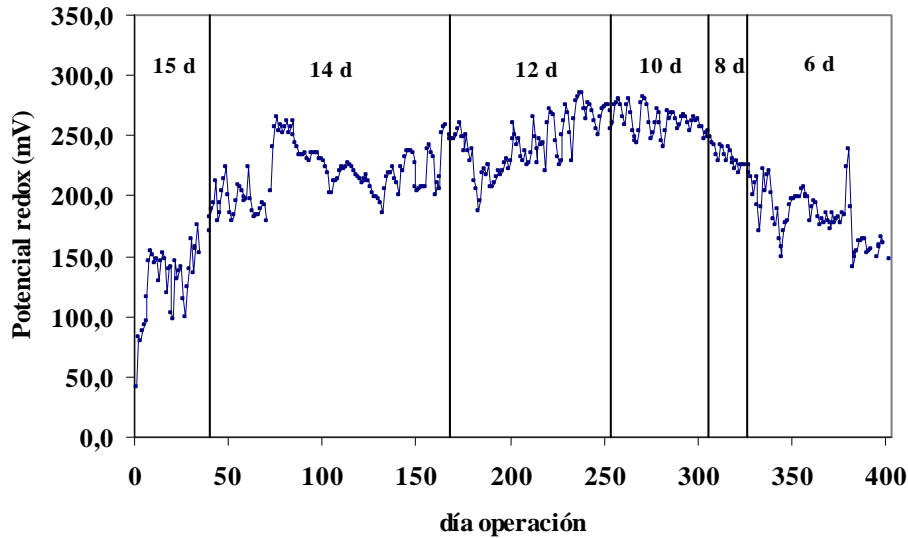


Figura 5.243. Evolución del potencial redox.

La evolución alcanzada por el pH del licor mezcla se muestra en la siguiente figura:

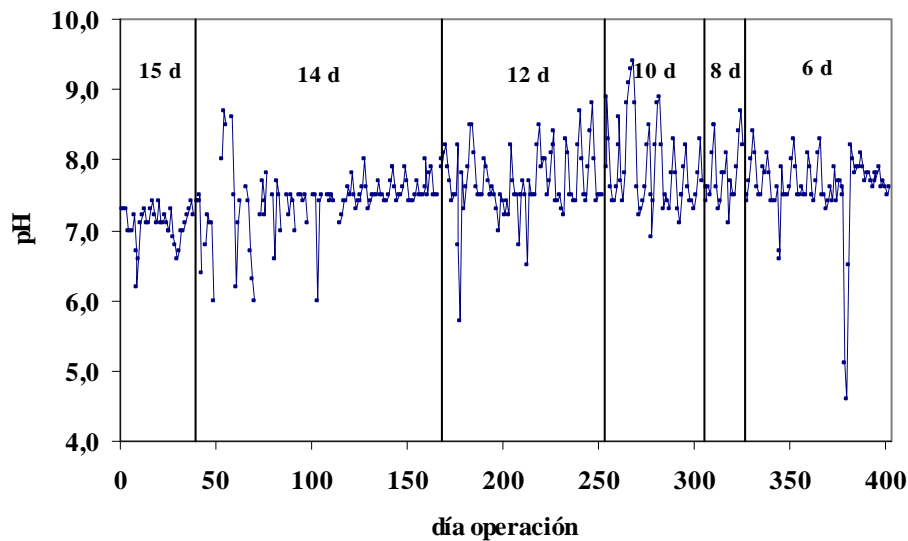


Figura 5.244. Evolución del pH.

En la gráfica se observa que ha existido cierto desfase en el parámetro debido principalmente a la dificultad surgida con cada cambio en el tiempo de residencia y con la dosis diaria de ácido sulfúrico que era necesario añadir para mantener el pH. Aunque se ha procurado siempre, en la medida de lo posible, mantener el pH dentro de los márgenes recomendados, pH entre 6,5 y 7,5, en aquellos días en los que se vio reducida la capacidad de ajuste (fines de semana y festivos) se obtuvieron normalmente valores superiores a los deseados.

Las cantidades medias diarias utilizadas de ácido sulfúrico al 98 % en la planta piloto para cada uno de los tiempos de residencia hidráulicos ensayados así como la carga equivalente de ácido correspondiente a la planta real se recogen en la tabla 5.38 y

en ella se puede apreciar que con el descenso en el tiempo de residencia se produce un aumento importante del gasto de ácido (de unos 900 a 3100 kg/h).

Tabla 5.38. Dosis diaria de ácido sulfúrico.

TRH (d)	15	14	12	10	8	6
caudal H ₂ SO ₄ (ml/d)	1,41	2,33	2,58	3,10	3,76	4,72
carga equivalente (kg/h)	932	1540	1705	2049	2485	3119

Experimentalmente, se pudo comprobar que existió además una alta relación lineal, figura 5.245, entre el consumo y el tiempo de residencia en las dos experiencias realizadas.

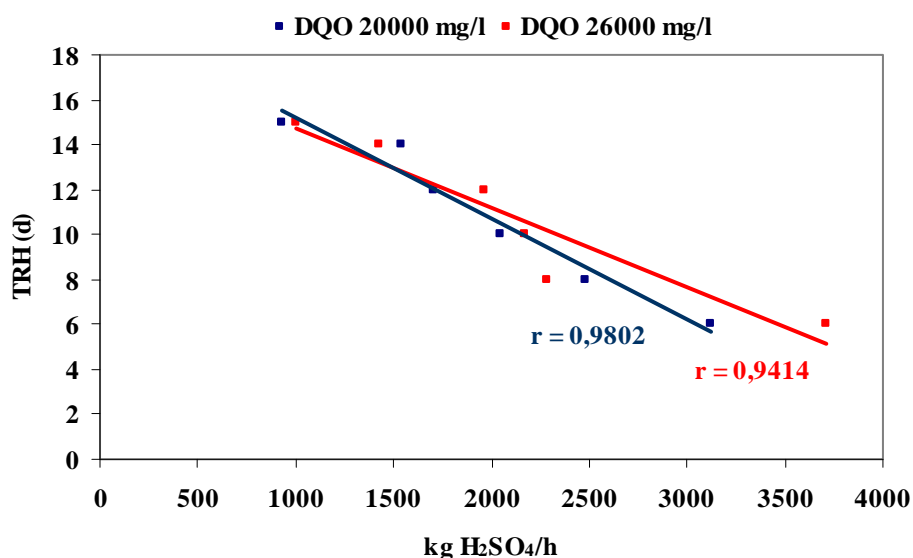


Figura 5.245. Relación entre consumo de ácido sulfúrico y el tiempo de residencia en la planta real.

En la figura 5.246 se encuentra representada la tendencia observada en la concentración del oxígeno en el tanque de aireación. En ella puede observarse que este parámetro se mantuvo normalmente entre 2 y 5 mg/l.

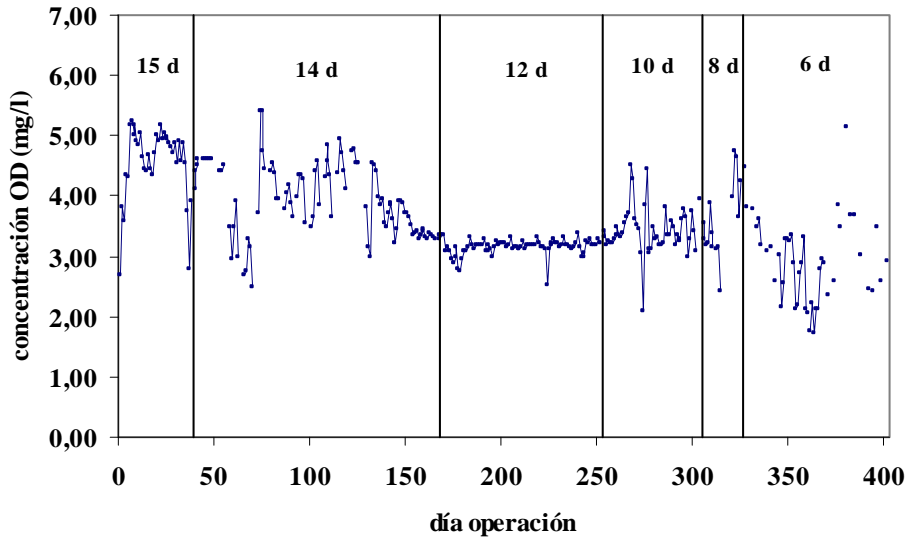


Figura 5.246. Evolución del oxígeno disuelto.

5.9.3.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

En la figura 5.247 aparece representado el tiempo de residencia hidráulico para el influente y en ella se puede apreciar que el control realizado al caudal propició un ajuste adecuado del parámetro ya que éste se encuentra bien definido en cada una de las seis etapas en que ha consistido esta fase de la experimentación.

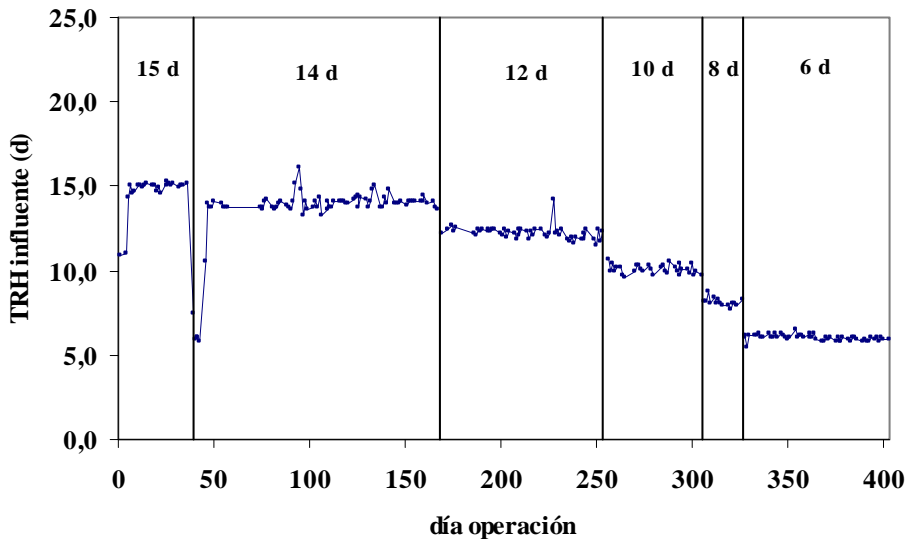


Figura 5.247. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.

Para el efluente, los datos obtenidos en la figura 5.248 muestran que el tiempo de residencia se adaptó a los valores fijados para este parámetro durante este estudio: 15, 14, 12, 10, 8 y 6 días.

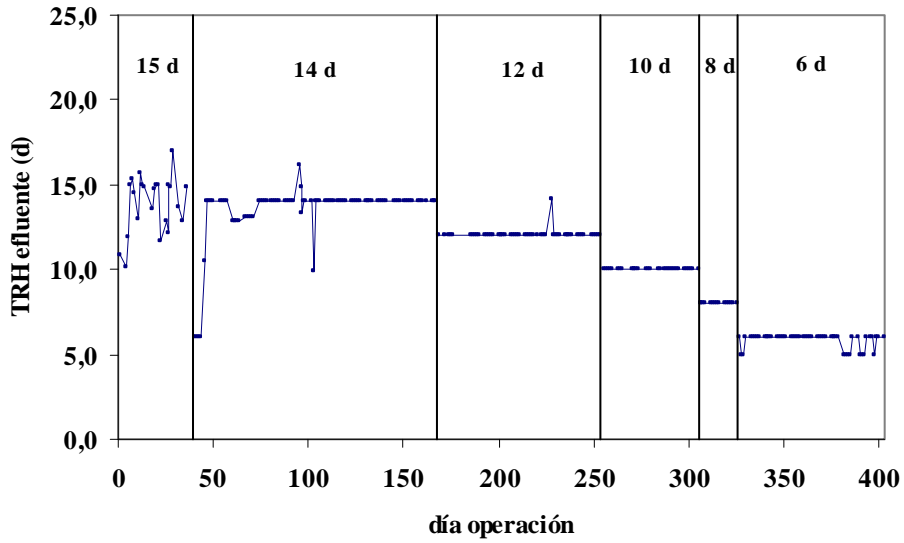


Figura 5.248. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.

5.9.4.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Las evoluciones tanto de la concentración de carbón como la de biomasa aparecen reflejadas en las figuras 5.249 y 5.250. En la figura 5.251 se representa la relación PAC / Biomasa.

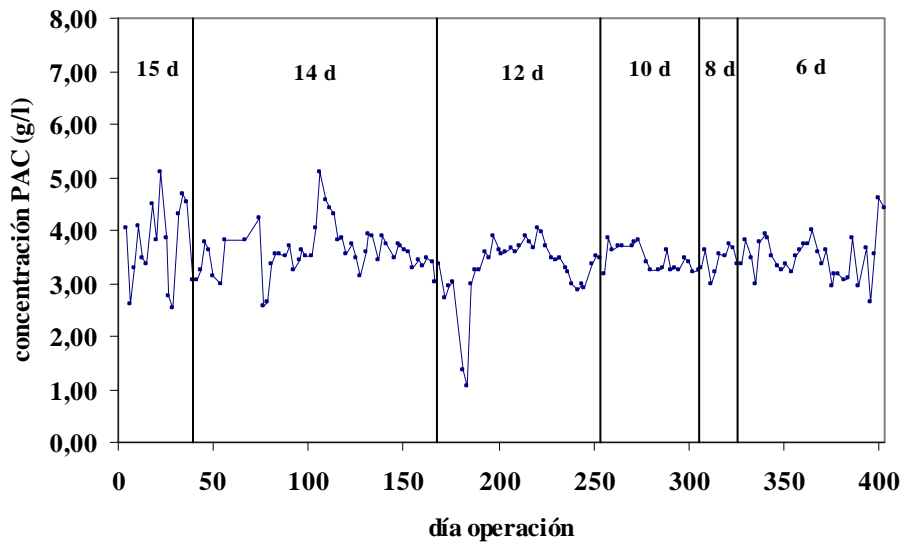


Figura 5.249. Evolución de la concentración de carbón.

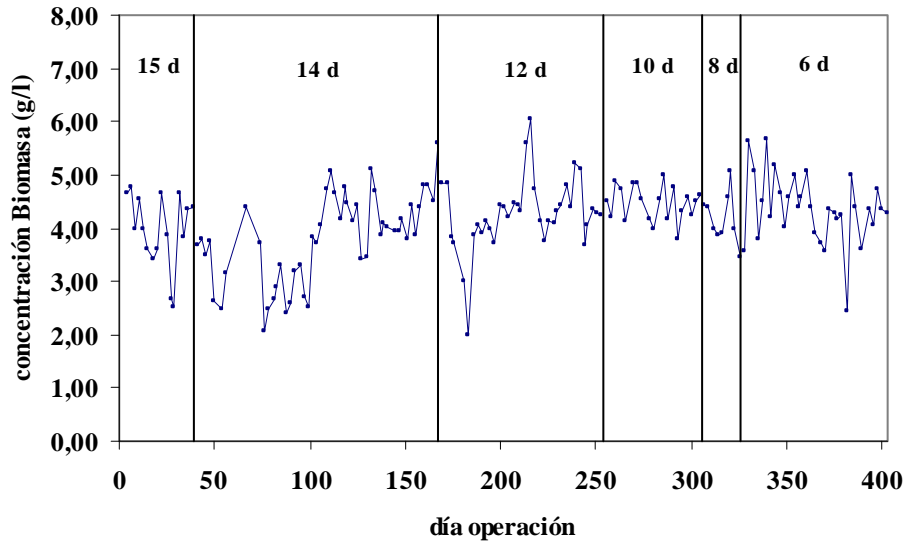


Figura 5.250. Evolución de la concentración de biomasa.

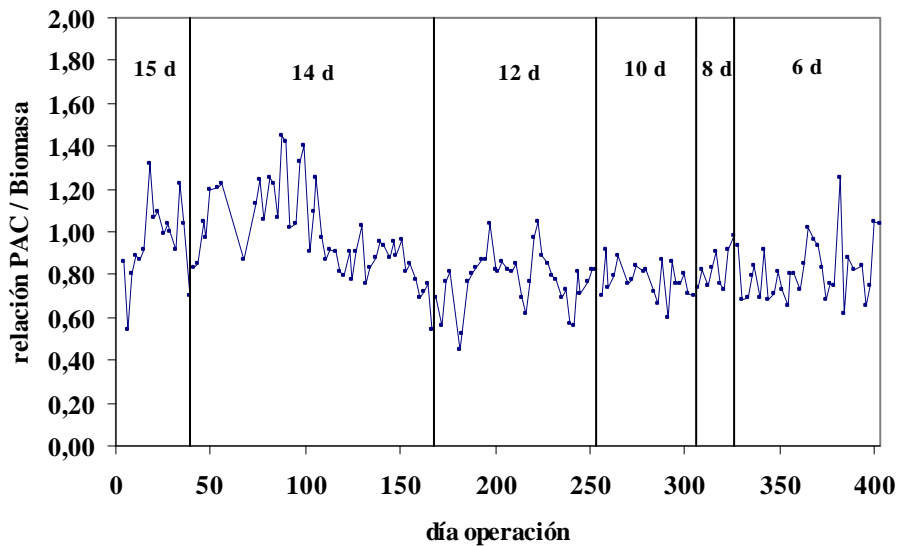


Figura 5.251. Evolución de la relación PAC / Biomasa.

En la tabla 5.39 se recogen los valores medios obtenidos de las muestras tomadas del reactor biológico en condiciones de una adecuada homogeneización del licor mezcla para el carbón activo, la biomasa y la correspondiente relación PAC / Biomasa. Como puede apreciarse, se procuró trabajar con una concentración de microorganismos superior a 4,0 g/l para poder mejorar el rendimiento de eliminación de la DQO mientras que el PAC en el interior del reactor biológico se optó por situarlo en torno al valor mínimo recomendado para la reproducción del parámetro (PAC = 3,5 g/l) para evitar, en la medida de lo posible, un exceso de carbón en el sistema y en el efluente. De acuerdo con la tabla, los valores de la relación PAC / Biomasa han estado comprendidos entre 0,8 y 1,0 aunque, en ocasiones, han alcanzado cifras por debajo de 0,8 (valor límite inferior fijado para este parámetro) como consecuencia de que la concentración de carbón activo ha resultado ser, a veces, más baja de lo esperado por su

acumulación en la planta de fangos activos y por la pérdida del mismo a través del efluente.

Tabla 5.39. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.

TRH (d)	Periodo	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
15	estabilización	3,67	3,76	0,98
14	estabilización	3,33	4,66	0,71
12	estabilización	3,19	4,29	0,74
10	estabilización	3,31	4,34	0,76
8	estabilización	3,50	4,14	0,85
6		3,50	4,37	0,80

5.9.5.- RELACIÓN F / M.

La tendencia experimentada por la relación F / M (figura 5.252) muestra que, a medida que se disminuye el tiempo de residencia, se produce un aumento de la relación F / M.

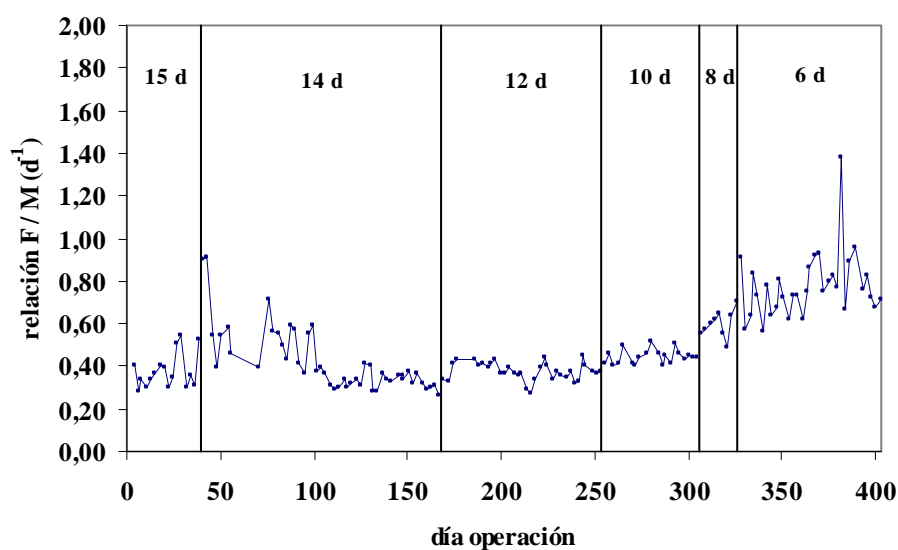


Figura 5.252. Evolución de la relación F / M.

El promedio de la relación F / M correspondientes al periodo de estabilización de la planta para cada uno de los tiempos de residencia empleados se muestra en la tabla 5.40:

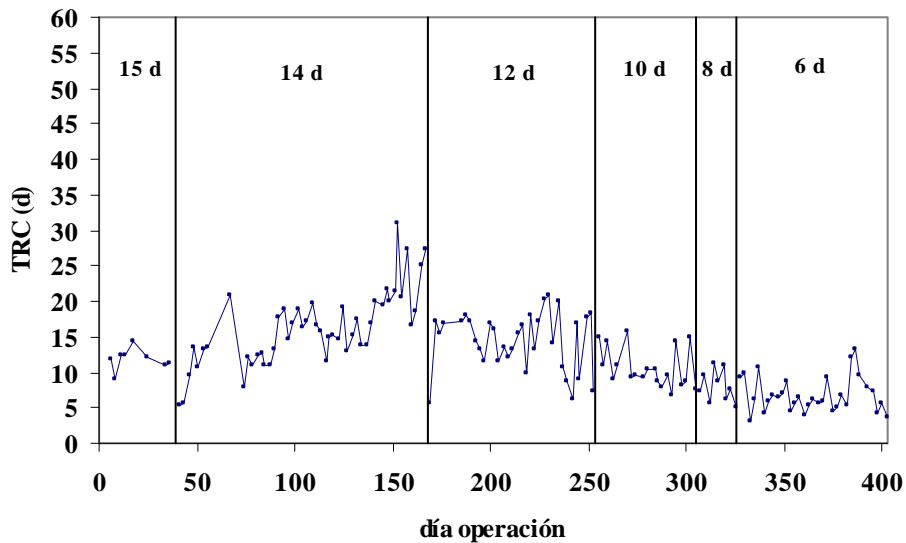
Tabla 5.40. Relación F/M.

TRH (d)	F/M (d ⁻¹)
15	0,32
14	0,33
12	0,39
10	0,46
8	0,61
6	0,78

Como ha podido comprobarse, con todos los tiempos de residencia hidráulicos estudiados para una alimentación con una DQO de 20000 mg/l el valor límite de operación del parámetro F / M es 0,6 d⁻¹, que corresponde a un tiempo de residencia hidráulico de 8 días. Este valor coincide con el máximo recomendado para procesos convencionales de fangos activos en el tratamiento de aguas urbanas (Metcalf & Eddy, 2000).

5.9.6.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

La evolución experimentada por el tiempo de retención celular aparece recogida en la figura 5.253:

**Figura 5.253.** Evolución del tiempo de retención celular.

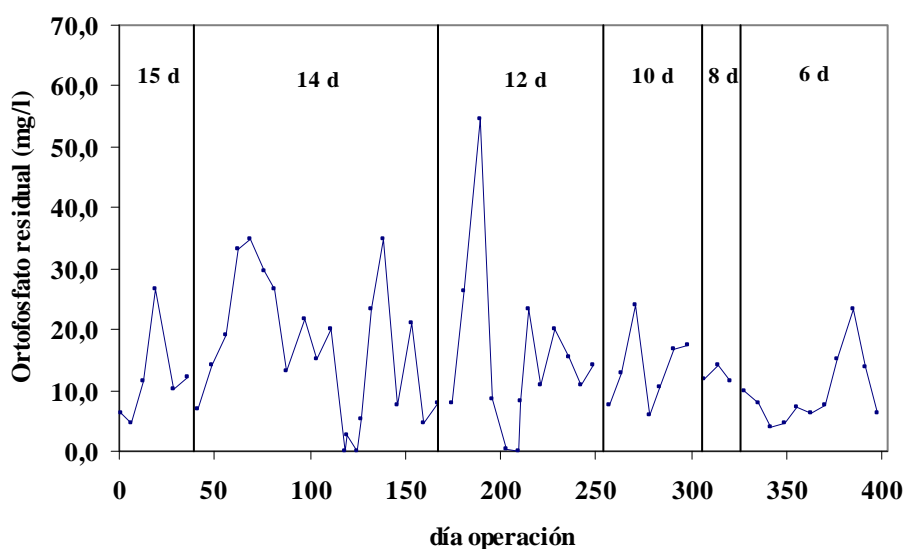
En general y salvo para el tiempo de residencia hidráulico de 15 d (tabla 5.41), los valores de los dos tiempos se hacen muy similares y se observa una fuerte dependencia que conduce, para los tiempos de residencia hidráulicos inferiores, a valores prácticamente idénticos.

Tabla 5.41. Valores medios del tiempo de retención celular.

TRH (d)	TRC (d)
15	11,8
14	16,1
12	14,4
10	10,6
8	8,0
6	6,8

5.9.7.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

La evolución observada en el fósforo residual (ortofosfato) se muestra en la figura 5.254 y en ella puede apreciarse que la concentración de fósforo se ha procurado siempre situarla dentro del intervalo fijado por la Empresa para la reproducción del parámetro (5-20 mg/l) procediendo a interrumpir el suministro de nutriente cuando el ortofosfato residual era superior a los 20 mg/l y a incrementar la dosis cuando el fósforo en el efluente se situaba por debajo de los 5 mg/l.

**Figura 5.254.** Evolución del fósforo residual.

Los valores de las concentraciones tanto del nitrógeno amoniacal como del nitrógeno total aparecen representados en la siguiente gráfica:

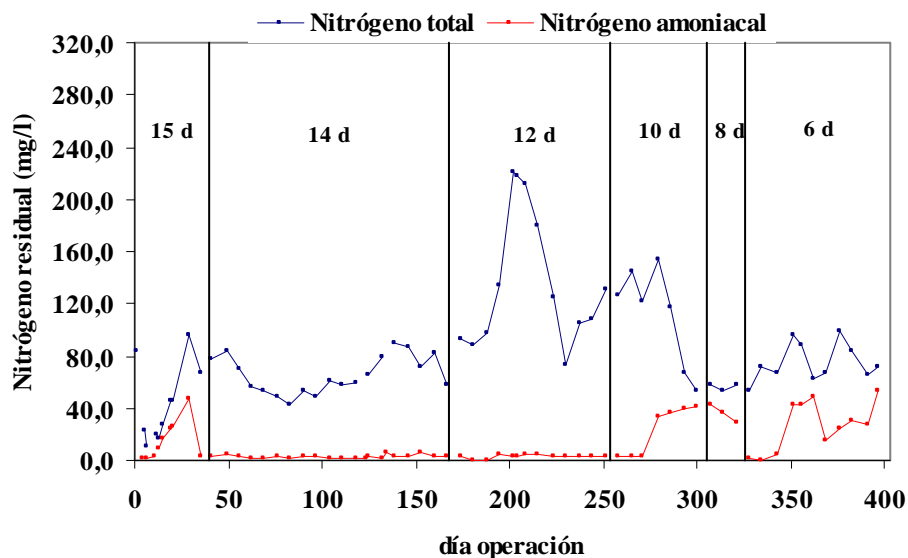


Figura 5.255. Evolución del nitrógeno residual.

Al inicio de la experimentación se realizó cada día la adición de sulfato amónico para poder obtener una concentración de nitrógeno residual superior a 2 mg/l (valor mínimo establecido para este parámetro). Para un tiempo de residencia de 14 y 12 días, debido a que el amonio se situaba por debajo de los 2 mg/l, fue necesario ir aumentando progresivamente la dosis diaria de nutriente. Cuando el amonio alcanzó valores adecuados, se redujo la dosis de sulfato amónico produciéndose con ello un descenso en el nitrógeno total. Para 10 días, todavía seguía siendo recomendable añadir $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ aunque como consecuencia de la introducción de un agua residual con una alta concentración en nitrógeno amoniacal (la caracterización del influente utilizado durante la investigación se recoge en el apartado 9.1 del apéndice IX) tuvo que suspenderse el aporte extra de nitrógeno obteniéndose entonces un apreciable descenso en el nitrógeno total. El cese de adición de nutriente tuvo lugar hasta que se empezó a utilizar un tiempo de residencia de 6 días ya que debido al alto consumo observado fue preciso añadir de nuevo el sulfato amónico.

5.9.8.- FENOL RESIDUAL.

En la figura 5.256 aparecen representados los datos mostrados en el apartado 9.9 del apéndice IX y se puede observar que durante toda la investigación se ha obtenido normalmente una concentración de fenol en el efluente inferior a 1 mg/l.

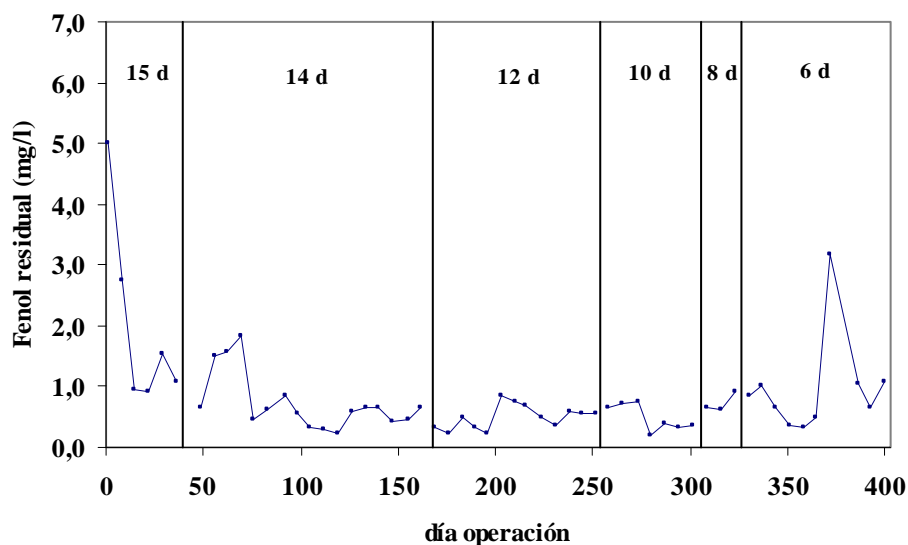


Figura 5.256. Evolución del fenol residual.

Como consecuencia de estos bajos valores, ha sido posible alcanzar buenos rendimientos de eliminación (tabla 5.42). Estos porcentajes, obtenidos cuando la planta se encontraba totalmente estabilizada, han estado comprendidos desde el 99 % para un tiempo de residencia de 15 días hasta un 92 % para uno de 14 días. En el cuadro puede apreciarse un ligero aumento en la eficiencia a partir de la utilización de un tiempo de residencia de 10 días atribuido a que, a partir de entonces, las alimentaciones empleadas contenían una mayor concentración de compuestos fenólicos (véase apartado 9.1 del apéndice IX). Nuevamente es necesario señalar el espectacular rendimiento del sistema PACT en eliminación de fenoles, reduciendo su valor desde 123 mg/l a 1 mg/l (figura 5.256), mostrando además el proceso una gran estabilidad en la reducción del parámetro independiente de fluctuaciones de la alimentación (figura 5.256 y apéndice IX).

Tabla 5.42. Rendimiento de eliminación de fenol residual.

TRH (d)	Fenol (mg/l)	Rendimiento (%)
15	1,31	99,7
14	0,55	92,6
12	0,56	93,4
10	0,34	97,5
8	0,76	93,9
6	0,87	97,5

5.9.9.- SÓLIDOS RESIDUALES.

La tendencia de los sólidos residuales se muestra en la figura 5.257 y en ella se puede observar que, para TRH entre 15 y 8 días, el valor de SST se sitúa en torno a 1,5 g/l y de SSF alrededor de 0,5 g/l. Para 6 días, los sólidos (sobre todo los totales) han mostrado una evolución ascendente de manera que se repite el hecho de que un tiempo

de residencia hidráulico de 6 días resulta inapropiado para realizar el tratamiento de depuración de corrientes al producirse el lavado de los microorganismos.

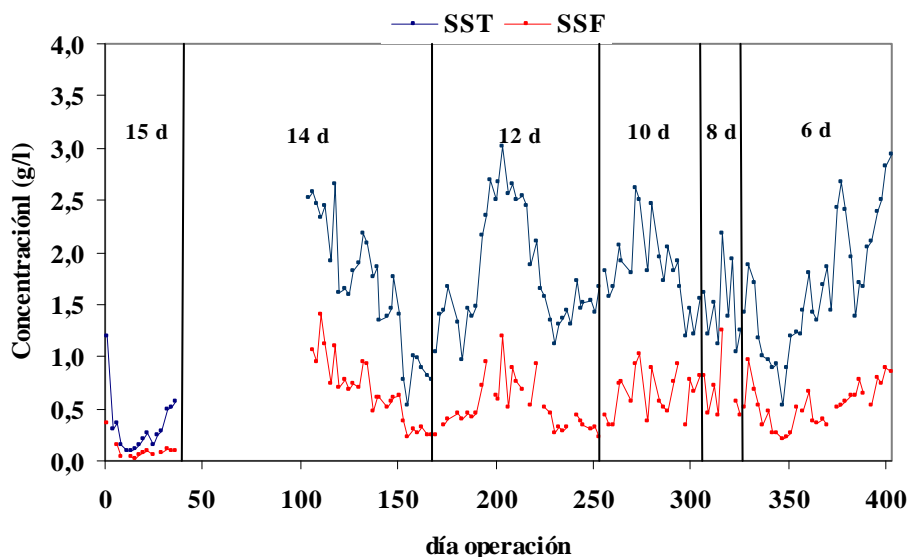


Figura 5.257. Evolución de los sólidos residuales.

5.9.10.- ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO.

En los análisis microbiológicos realizados en el microscopio óptico se pudieron observar flóculos compactos, bien formados y muy poblados de bacterias sin estructuras filamentosas destacables en todos los tiempos de residencia ensayados (figuras 5.258-5.263). Para tiempos de 15 y 14 días, fue posible observar que el número de bacilos y cocos en el medio líquido era bajo coincidiendo además con un notable desarrollo de ciliados libres y reptantes y de protozoos flagelados (figuras 5.264 y 5.265): en estas dos etapas se han conseguido los mejores resultados de la depuración de efluentes de la Planta de Producto Intermedio. En este último periodo, se pudo apreciar de nuevo la aparición de los protozoos de pequeño tamaño y poca movilidad aunque su presencia fue transitoria (en la mayor parte de este estudio su población fue superior en número a la de los ciliados) ya que, al igual que lo sucedido en el apartado 5.8.10., volvieron prácticamente a desaparecer. A medida que se fue produciendo la subida de caudal de alimentación en la planta piloto de fangos activos, las muestras tomadas del reactor presentaron mayor turbidez atribuible al aumento de bacterias en el líquido (figuras 5.266 y 5.267) y al descenso en la población de protozoos (en primer lugar, los ciliados de mayor tamaño y, por último, los flagelados que aún permanecían en el licor mezcla) a pesar de haberse producido un ligero aumento temporal para 8 y 6 días. Aunque con el descenso del tiempo de residencia apenas se ha producido una ligera subida en el número de formaciones filamentosas uniendo flóculos (figuras 5.268 y 5.269), este aumento no ha sido determinante para el proceso. El empeoramiento de la planta ha sido debido a la alta concentración de bacterias en el medio líquido que, con su salida del sistema (lavado de microorganismos), ocasionaba un aumento en la DQO del efluente.

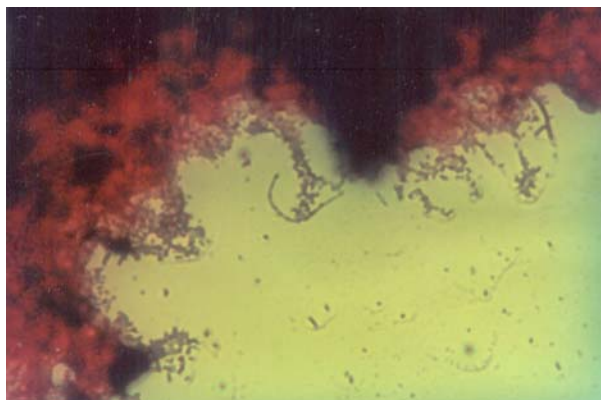


Figura 5.258. (X 400): TRH = 15 días

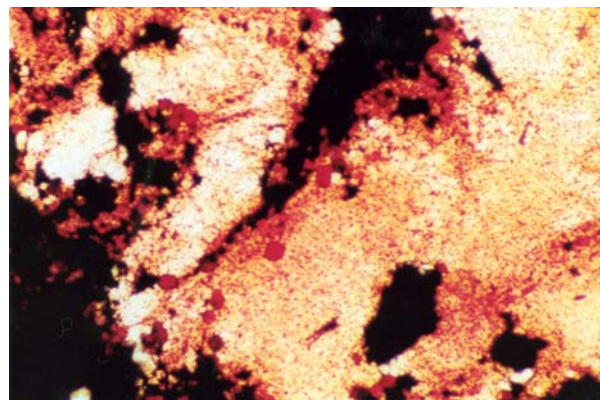


Figura 5.259. (X 100): TRH = 14 días

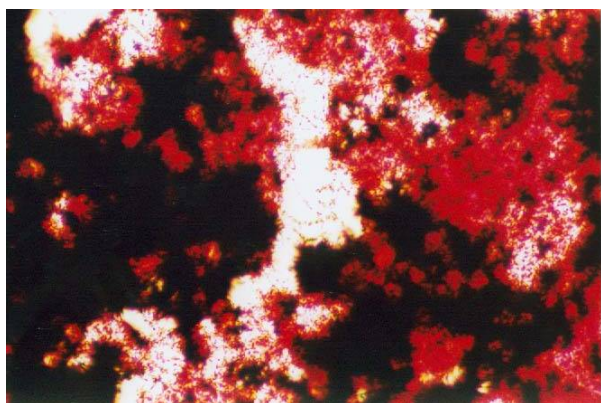


Figura 5.260. (X 400): TRH = 12 días

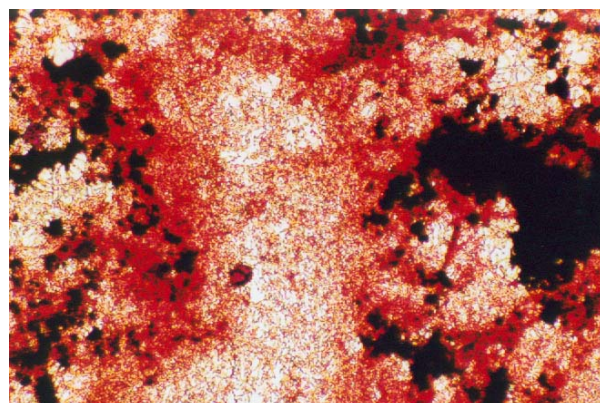


Figura 5.261. (X 100): TRH = 10 días

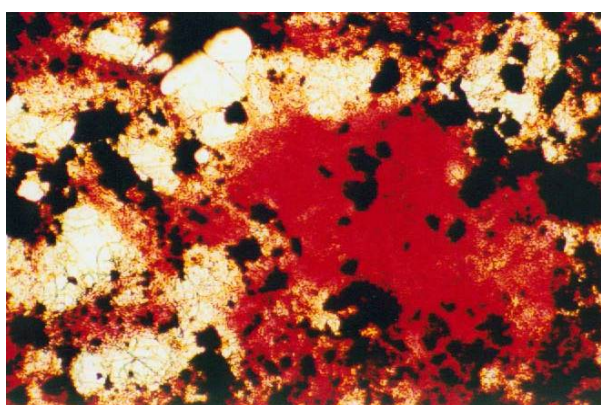


Figura 5.262. (X 100): TRH = 8 días

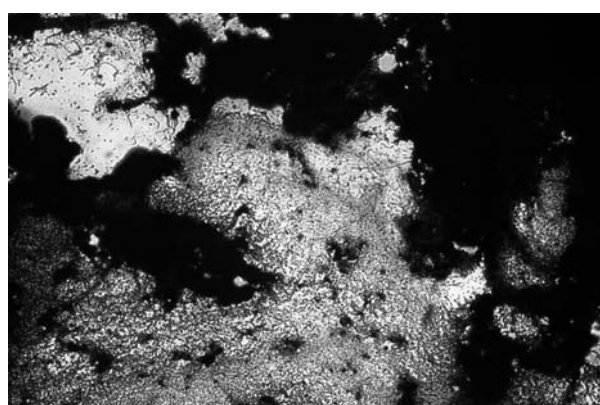


Figura 5.263. (X 100): TRH = 6 días

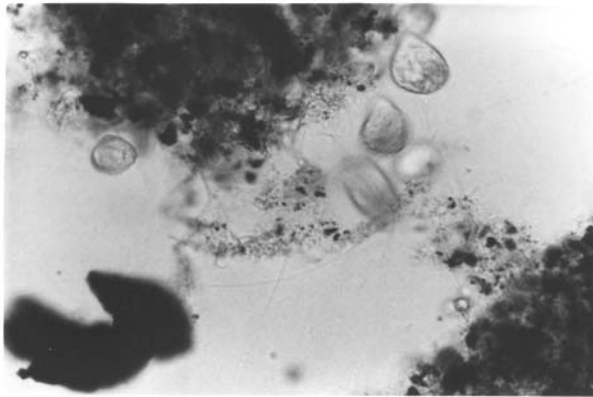


Figura 5.264. (X 400): TRH = 15 días

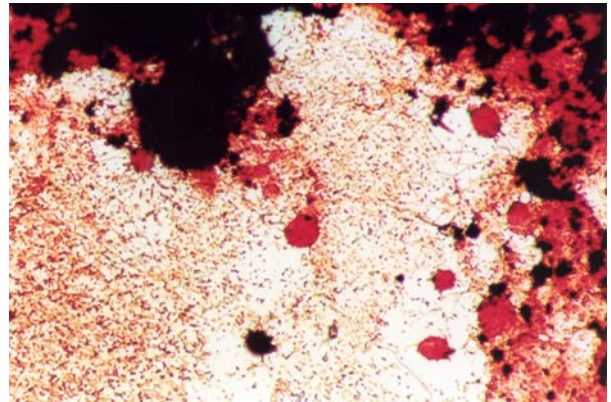


Figura 5.265. (X 200): TRH = 14 días

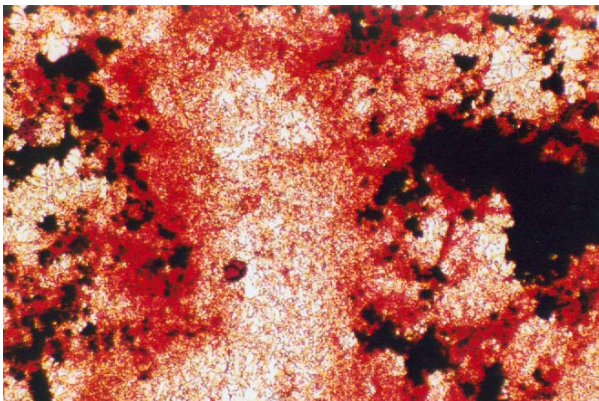


Figura 5.266. (X 100): TRH = 10 días

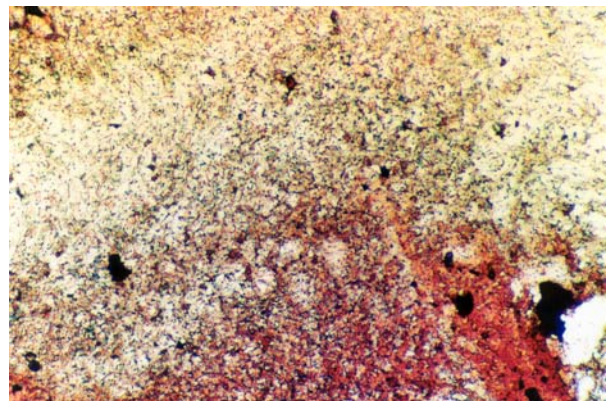


Figura 5.267. (X 100): TRH = 6 días

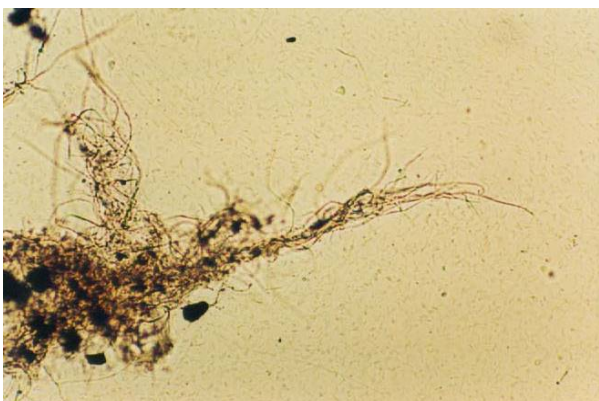


Figura 5.268. (X 100): TRH = 8 días

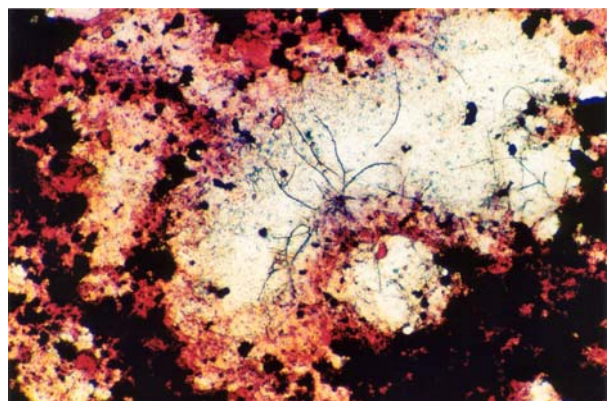


Figura 5.269. (X 100): TRH = 6 días

5.10.- ASPECTOS EN LA OPTIMIZACIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO PARA OPERACIÓN CON CARGA ELEVADA Y MEDIA.

5.10.1.- DQO.

En la figura 5.270 se muestra la evolución del rendimiento de eliminación de la DQO del sistema en las dos experiencias realizadas para una alimentación con una DQO de 20000 mg/l y para otra con una DQO de 26000 mg/l.

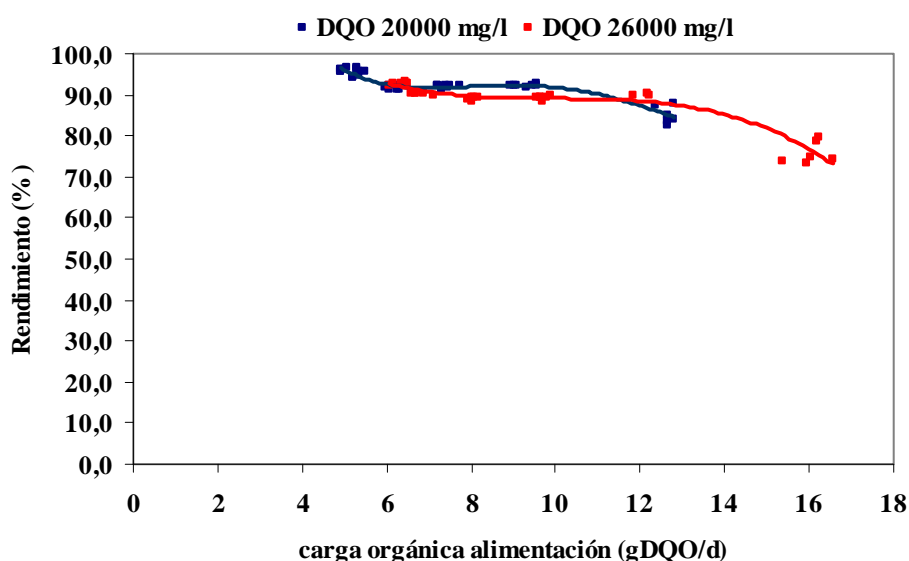


Figura 5.270. Evolución del rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.

Como pudo observarse, para el mismo tiempo de residencia hidráulico se consiguen alcanzar mejores porcentajes de depuración para corrientes con una menor DQO como consecuencia de la mayor concentración de materia orgánica aportada por el influente de 26000 mg/l. A igualdad de carga en el sistema, se puede apreciar un aumento del rendimiento para alimentaciones con una DQO de 20000 mg/l, a pesar de la utilización de tiempos de residencia más bajos. Para cargas orgánicas superiores a 12 gDQO/d se observa que el sistema no actúa adecuadamente ya que no logra admitir estos aportes de materia orgánica repitiéndose el valor de la carga máxima admisible en la planta piloto: 12 gDQO/d que correspondía a 4350 kgDQO/d en la planta real de la Empresa.

5.10.2.- RELACIÓN F / M.

En la experimentación se ha podido demostrar que el proceso PACT aplicado a la depuración de corrientes procedentes de la fabricación de primeras materias plásticas permite operar hasta relaciones F / M máximas de 0,8 d⁻¹ (figura 5.271). Sin embargo, para este valor el sistema puede desestabilizarse siempre y cuando se usen tiempos de residencia hidráulicos inferiores a 8 días ya que la DQO aportada por el elevado caudal de alimentación utilizado no logra asimilarse completamente de modo que se propicia la salida de un efluente de baja calidad.

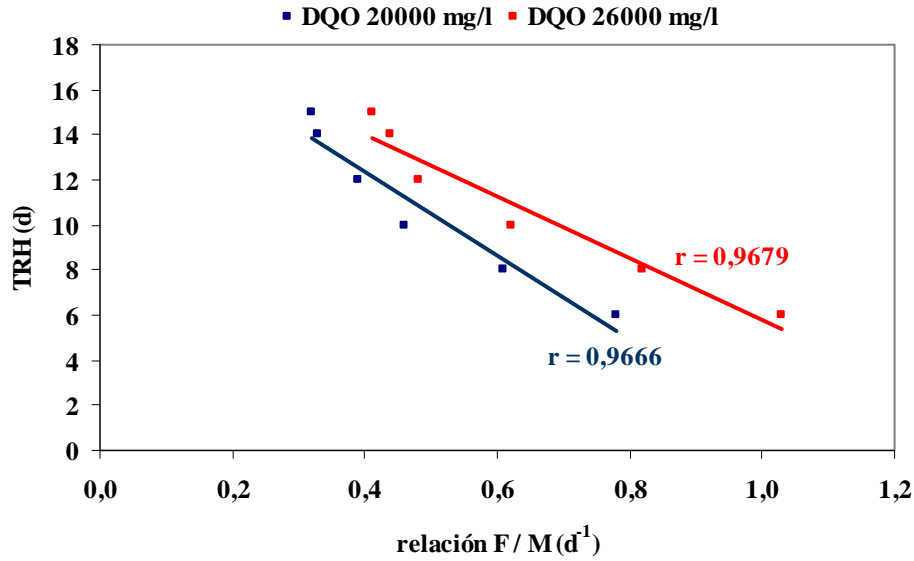


Figura 5.271. Evolución de la relación F / M.

5.10.3.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

En la figura 5.272 se muestra la evolución del tiempo de retención celular para cada una de las alimentaciones empleadas y en ella se puede apreciar que, excluyendo los valores pertenecientes a una DQO de influente de 20000 mg/l y un tiempo de residencia de 20000 mg/l y un tiempo de residencia de 15 días y el relativo a una DQO de 26000 mg/l y un tiempo de 14 días que corresponden a periodos de operación en los que se observó un excesivo crecimiento de la biomasa y representan por tanto un comportamiento distinto al observado en los restantes tiempos de residencia ensayados, existe una fuerte correlación entre el tiempo de residencia hidráulico y el tiempo de retención celular.

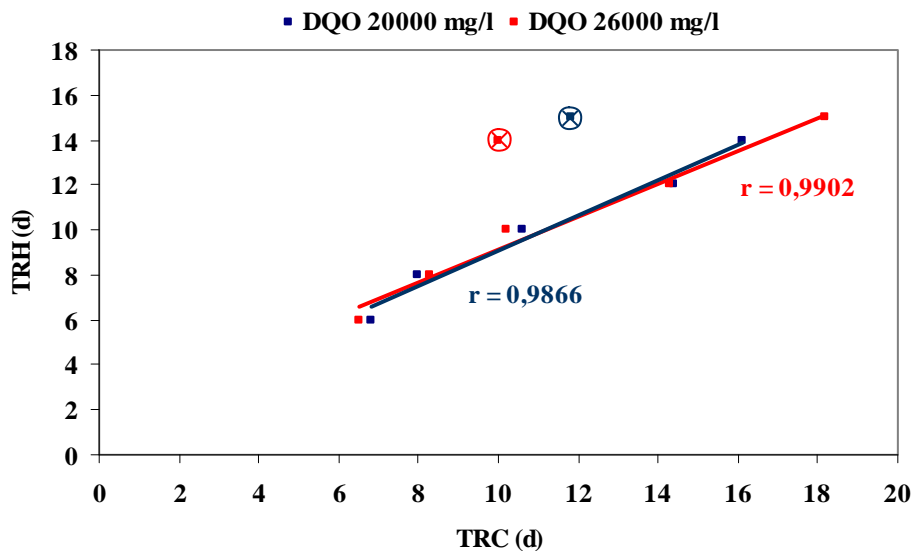


Figura 5.272. Evolución del tiempo de retención celular.

5.11.- MODELO DE PREDICCIÓN DE DQO.

Para determinar el comportamiento de la DQO en el tratamiento de depuración realizado sobre las aguas residuales generadas en la fabricación de primeras materias plásticas, en este apartado se va a desarrollar el modelo de fangos activos número 1: ASM1 (Henze *et al.*, 1986) aplicado al proceso PACT. El ASM 1 (Activated Sludge Model number 1) es un modelo dinámico propuesto por el grupo de Modelado Matemático de la IWA (International Water Association). Este modelo ha sido mejorado y calibrado durante la década de los años 90 (Henze *et al.*, 1995; Gujer *et al.*, 1995; Gujer *et al.*, 1999) y ha sido validado (ensayado en plantas de tratamiento de aguas residuales) durante la década de los años 2000 (Rieger *et al.*, 2001; Smets *et al.*, 2003). Como todo modelo dinámico su objetivo es describir el comportamiento en régimen no estacionario, es decir, predecir las perturbaciones características de las plantas de tratamiento reales. Este modelo basado en la formulación de balances de materia de los componentes de un sistema de fangos activos formado por una sola etapa y en el que tiene lugar la eliminación biológica de la materia orgánica carbonosa junto con procesos de nitrificación-desnitrificación proporciona una simulación adecuada del proceso.

El tratamiento PACT empleado en este trabajo de investigación se ha realizado en una planta piloto de fangos activos formada por un reactor biológico y un decantador. Como consecuencia de su pequeño volumen y la alta velocidad de recirculación utilizada, el sistema formado por el tanque de aireación y la recirculación puede ser considerado como un reactor de mezcla completa (figura 5.273):

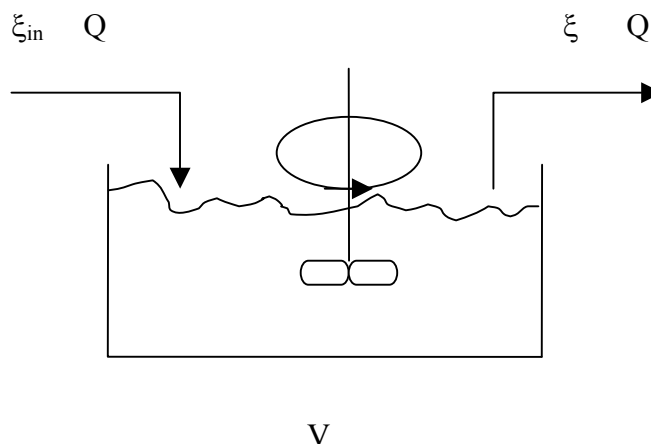


Figura 2.273. Reactor CSTR.

donde:

ξ = vector de concentraciones de variables en el reactor y efluente, (masa/volumen).

ξ_{in} = vector de concentraciones de variables de entrada, (masa/volumen).

Q = caudal, (volumen/tiempo).

V = volumen del reactor, (volumen).

En este caso, la formulación general del balance de materia es de la forma:

$$\text{acumulación} = \text{entrada} - \text{salida} + \text{variación}$$

$$V \frac{d\xi}{dt} = Q\xi_{in} - Q\xi + V r(\xi) \quad [5.1.]$$

$$\frac{d\xi}{dt} = \frac{Q}{V} (\xi_{in} - \xi) + r(\xi) \quad [5.2.]$$

$$\frac{d\xi}{dt} = \frac{1}{\theta} (\xi_{in} - \xi) + r(\xi) \quad [5.3.]$$

siendo:

$r(\xi)$ = vector de conversión de la variable ξ , (masa/volumen·tiempo).

θ = tiempo de residencia hidráulico, (tiempo).

Para describir el proceso de fangos activos el modelo ASM1 incluye 8 procesos fundamentales j :

- $j = 1$ crecimiento aerobio de biomasa heterótrofa
- $j = 2$ crecimiento anóxico de biomasa heterótrofa
- $j = 3$ crecimiento aerobio de biomasa autótrofa
- $j = 4$ muerte celular de biomasa heterótrofa
- $j = 5$ muerte celular de biomasa autótrofa
- $j = 6$ amonificación de nitrógeno orgánico soluble
- $j = 7$ hidrólisis de materia orgánica atrapada
- $j = 8$ hidrólisis de nitrógeno orgánico atrapado

y utiliza 13 componentes i clasificados en variables de estado solubles (S) y variables de estado particuladas (X):

- $i = 1$ materia orgánica soluble e inerte, S_I (mg O_2/l)
- $i = 2$ sustrato rápidamente biodegradable, S_S (mg O_2/l)
- $i = 3$ materia orgánica particulada e inerte, X_I (mg O_2/l)
- $i = 4$ sustrato lentamente biodegradable, X_S (mg O_2/l)
- $i = 5$ biomasa heterótrofa activa, X_{BH} (mg SSV/l)
- $i = 6$ biomasa autótrofa activa, X_{BA} (mg SSV/l)
- $i = 7$ productos particulados que proceden de la descomposición de la biomasa, X_P (mg SSV/l)
- $i = 8$ oxígeno disuelto, S_O (mg O_2/l)
- $i = 9$ nitrógeno procedente de nitrato y nitrito, S_{NO} (mg N/l)
- $i = 10$ nitrógeno amoniacal, S_{NH} (mg N/l)
- $i = 11$ nitrógeno orgánico biodegradable y soluble, S_{ND} (mg N/l)
- $i = 12$ nitrógeno orgánico biodegradable y particulado, X_{ND} (mg N/l)
- $i = 13$ alcalinidad, S_{ALK} (mol/l)

Los correspondientes balances de materia para cada uno de estos componentes se definen en las siguientes expresiones:

$$\text{para } S_I: \frac{dS_I}{dt} = \frac{1}{\theta}(S_{Iin} - S_I) \quad [5.4.]$$

$$\begin{aligned} \text{para } S_S: \frac{dS_S}{dt} = & -\frac{\mu_H}{Y_H} \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & + k_h \frac{X_S / X_{BH}}{K_X + (X_S / X_{BH})} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & + \frac{1}{\theta}(S_{Sin} - S_S) \end{aligned} \quad [5.5.]$$

$$\text{para } X_I: \frac{dX_I}{dt} = \frac{1}{\theta}(X_{Iin} - X_I) \quad [5.6.]$$

$$\begin{aligned} \text{para } X_S: \frac{dX_S}{dt} = & (1 - f_p) b_H X_{BH} + (1 - f_p) b_A X_{AH} \\ & - k_h \frac{X_S / X_{BH}}{K_X + (X_S / X_{BH})} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & + \frac{1}{\theta}(X_{Sin} - X_S) \end{aligned} \quad [5.7.]$$

$$\begin{aligned} \text{para } X_{BH}: \frac{dX_{BH}}{dt} = & \mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & - b_H X_{BH} + \frac{1}{\theta}(X_{BHin} - X_{BH}) \end{aligned} \quad [5.8.]$$

$$\text{para } X_{BA}: \frac{dX_{BA}}{dt} = \mu_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} - b_A X_{BA} + \frac{1}{\theta}(X_{BAin} - X_{BA}) \quad [5.9.]$$

$$\text{para } X_P: \frac{dX_P}{dt} = f_p b_H X_{BH} + f_p b_A X_{BA} + \frac{1}{\theta}(X_{Pim} - X_P) \quad [5.10.]$$

$$\begin{aligned} \text{para } S_O: \frac{dS_O}{dt} = & -\frac{1 - Y_H}{Y_H} \mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_{BH} \\ & - \frac{4,57 - Y_A}{Y_A} \mu_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + \frac{1}{\theta}(S_{Oin} - S_O) \end{aligned} \quad [5.11.]$$

$$\text{para } S_{NO}: \frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{1-Y_H}{2,86Y_H} \mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_g X_{BH} + \frac{\mu_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + \frac{1}{\theta} (S_{NOin} - S_{NO}) \quad [5.12.]$$

$$\text{para } S_{NH}: \frac{dS_{NH}}{dt} = -\mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] i_{XB} X_{BH} - \mu_A \left(i_{XB} + \frac{1}{Y_A} \right) \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + k_a S_{ND} X_{BH} + \frac{1}{\theta} (S_{NHin} - S_{NH}) \quad [5.13.]$$

$$\text{para } S_{ND}: \frac{dS_{ND}}{dt} = -k_a X_{BH} S_{ND} + k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{ND} + \frac{1}{\theta} (S_{NDin} - S_{ND}) \quad [5.14.]$$

$$\text{para } X_{ND}: \frac{dX_{ND}}{dt} = b_H (i_{XB} - f_P i_{XP}) X_{BH} + b_A (i_{XB} - f_P i_{XP}) X_{BA} - k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{ND} + \frac{1}{\theta} (X_{NDin} - X_{ND}) \quad [5.15.]$$

$$\text{para } S_{ALK}: \frac{dS_{ALK}}{dt} = -\frac{\mu_H}{14} \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \frac{1-Y_H}{14 \times 2,86Y_H} \right] i_{XB} X_{BH} - \mu_A \left(\frac{i_{XB}}{14} + \frac{1}{7Y_A} \right) \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + \frac{1}{14} k_a S_{ND} X_{BH} + \frac{1}{\theta} (S_{ALKin} - S_{ALK}) \quad [5.16.]$$

Para resolver este sistema de ecuaciones diferenciales se realizaron previamente una serie de simplificaciones con el objetivo de disminuir el número de variables y/o procesos y facilitar de esta manera el cálculo de los balances de materia. El modelo propuesto en este trabajo asume que los componentes inertes, S_I y X_I , debido a su naturaleza no contribuyen en los procesos que tienen lugar en la planta de fangos

activos de modo que no se consideraron. También, según los resultados experimentales obtenidos a partir de las sondas de pH y de concentración de oxígeno disuelto del reactor biológico (apéndices VIII y IX), se descartó la alcalinidad, S_{ALK} , ya que se obtuvo un control óptimo del pH y no se consideró tampoco la concentración de oxígeno disuelto, S_O , por estar situada entre 3 y 5 mg/l para que el crecimiento de la biomasa no estuviese limitado. Al igual que el oxígeno disuelto, también se estimó una concentración suficiente de nutrientes para que el desarrollo de los microorganismos resultase óptimo en el tratamiento PACT. Se adoptó además que la biomasa fuese únicamente quimioheterótrofa de modo que se prescindió de la participación de los organismos autótrofos, X_{BA} , y, por consiguiente, de la existencia de los procesos de nitrificación-desnitrificación de manera que las especies de nitrógeno, S_{NO} , S_{NH} , S_{ND} y X_{ND} , no intervinieron en las ecuaciones del balance. Por otro lado, como consecuencia de la utilización en este trabajo de investigación de un influente con una DQO comprendida entre 20.000 y 26.000 mg/l, la disponibilidad de sustrato fue muy alta de modo que el término correspondiente a la muerte celular, X_P , se consideró despreciable. La materia orgánica de este agua residual, medida mediante el análisis de la DQO, puede ser fraccionada en diferentes partes (figura 5.274). Básicamente, los compuestos orgánicos biodegradables pueden ser divididos en función del tiempo de respuesta de eliminación de esas sustancias por la acción de los microorganismos en rápidamente biodegradables o lentamente biodegradables. El modelo ASM1 recoge que la materia rápidamente biodegradable, S_S , se trata como si fuera soluble ya que consta principalmente de moléculas sencillas mientras que los compuestos lentamente biodegradables, X_S , formados por sustancias complejas son considerados como particulados aunque alguna porción puede ser también soluble.

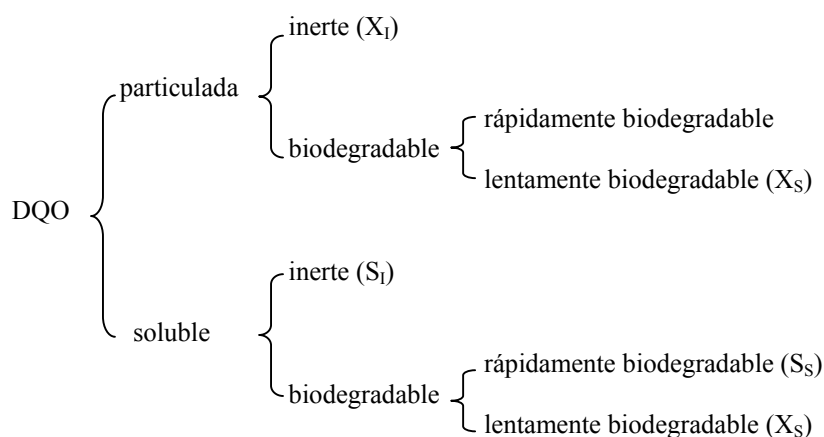


Figura 5.274. Composición de la materia orgánica carbonosa.

De acuerdo con los resultados experimentales obtenidos donde se ha podido comprobar la biodegradabilidad de efluentes de la Planta de Producto Intermedio en el sistema PACT y debido a la baja concentración de sólidos en suspensión en el efluente que permite considerar despreciable la hidrólisis de sustrato particulado, para la resolución del modelo se ha considerado solamente los compuestos rápidamente biodegradables (los únicos sustratos utilizados para el crecimiento de la biomasa heterótrofa bajo condiciones aerobias o anóxicas).

Con las restricciones y simplificaciones realizadas, el modelo inicial definido con trece variables resulta finalmente formado por dos componentes: el sustrato soluble rápidamente biodegradable, S_S , y la biomasa heterótrofa, X_{BH} . Para estos dos parámetros dinámicos, los balances de materia son de la forma:

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_H}{Y_H} \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_{BH} + \frac{1}{\theta} (S_{Sin} - S_S) \quad [5.17.]$$

$$\frac{dX_{BH}}{dt} = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_{BH} - b_H X_{BH} + \frac{1}{\theta} (X_{BHin} - X_{BH}) \quad [5.18.]$$

En este ASM1 en el que no se considera la eliminación de nutrientes (ni nitrógeno ni fósforo) y los balances de materia presentan un comportamiento tipo Monod debido a la presencia de coeficientes cinéticos introducidos para poder activar y desactivar los diferentes procesos dependiendo de las condiciones medioambientales y del estado metabólico de los organismos (Gujer *et al.*, 1995), el coeficiente de saturación media para oxígeno, K_{OH} , puede descartarse ya que la concentración de oxígeno disuelto en la tanque de aireación es mucho mayor: orden 0 respecto a la concentración de oxígeno debido a que $K_{OH} \ll S_O$. Con esta situación, las ecuaciones de los balances planteados quedan finalmente:

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_H}{Y_H} \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_{BH} + \frac{1}{\theta} (S_{Sin} - S_S) \quad [5.19.]$$

$$\frac{dX_{BH}}{dt} = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_{BH} - b_H X_{BH} + \frac{1}{\theta} (X_{BHin} - X_{BH}) \quad [5.20.]$$

Para conocer el comportamiento de la DQO, en este trabajo de experimentación se descartó evaluar directamente los coeficientes estequiométricos y los términos cinéticos ya que se ha formulado un modelo sencillo de ASM1 cuyo desenlace únicamente necesita conocer unas pocas variables dinámicas (S_{Sin} , S_S , X_{BH} , T y θ) y estimar algunos parámetros cinéticos que posteriormente podrían ser corregidos dependiendo del desarrollo del modelo. La resolución de la ecuación diferencial correspondiente al componente S_S permite predecir los valores de la DQO del efluente en el sistema PACT estudiado y para ello se empleó un software matemático integrado en el programa MATLAB 6.5. Esta aplicación permite calcular la evolución en el tiempo de sistemas de ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden, lineales y no lineales a partir de programas seleccionados o diseñados por el usuario.

Para la resolución numérica de las ecuaciones diferenciales utilizadas en el ASM1 propuesto se procedió a programar tratando de utilizar un código lo más sencillo

y ordenado posible además de los valores incluidos en las tablas del apéndice X que recoge la DQO del agua residual a la entrada, S_{Sin} , la concentración de biomasa del reactor biológico, X_{BH} , la temperatura de operación, T , y el tiempo de residencia hidráulico del influente, θ . En dichas programaciones, una para cada tiempo de residencia ensayado, se introdujeron también los parámetros cinéticos objetos de ajuste: μ_H , velocidad máxima de crecimiento específico para biomasa heterótrofa, Y_H , rendimiento de crecimiento de biomasa heterótrofa y K_S , coeficiente de saturación media para biomasa heterótrofa. Además, como MATLAB dispone de varias funciones para integrar sistemas de ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden, se seleccionó la función ODE45 que usa el método de *Runge-Kutta-Fehlberg* de cuarto/quinto orden (García de Jalón *et al.*, 2005) como herramienta de cálculo numérico para resolver el modelo planteado.

La solución de la ecuación [5.19.] ejecutando MATLAB 6.5 proporciona una respuesta en forma de valores de DQO a la salida de la planta, S_S , a lo largo del tiempo (figuras 5.275 y 5.276) donde los valores de la simulación se muestran coloreados en azul mientras que las concentraciones reales se presentan en verde. Con la programación realizada y validada en otros trabajos (Costa *et al.*, 2009) los resultados alcanzados en el modelo diseñado para el proceso PACT, para cada uno de los tiempos de residencia ensayados y para aguas residuales con una DQO comprendida entre 20.000 mg/l y 26.000 mg/l, muestran el efecto ocasionado por las variables dinámicas en el sistema y, en especial, por la concentración de biomasa, el tiempo de residencia hidráulico y la temperatura ya que sus oscilaciones pueden alterar significativamente la respuesta del modelo planteado.

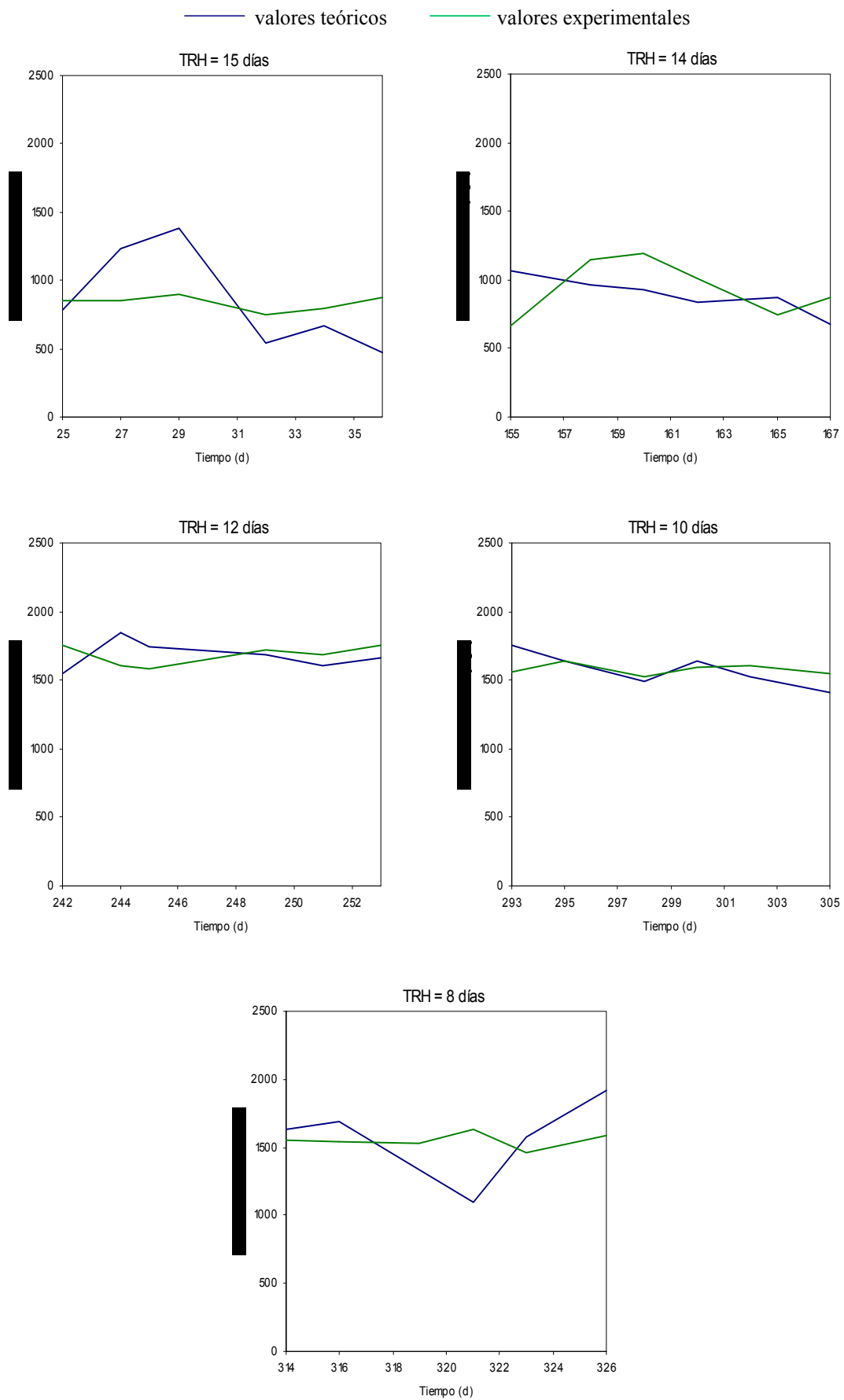


Figura 5.275. Soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 20.000 mg/l.

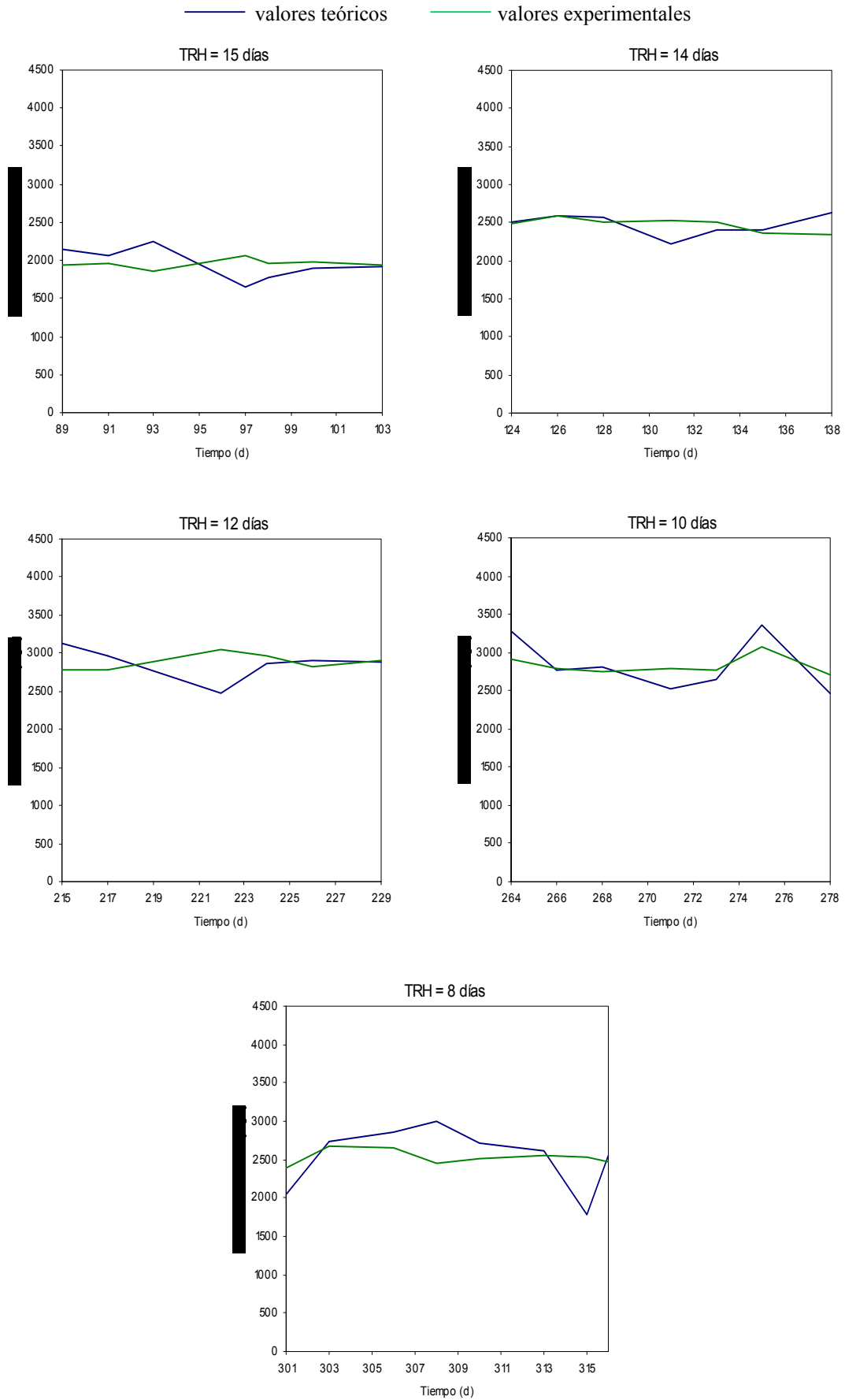


Figura 5.276. Soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 26.000 mg/l.

La comprobación de la validez de las concentraciones obtenidas en los modelos de DQO llevados a cabo con los resultados experimentales alcanzados en la planta piloto fue realizada a partir de la evaluación de sus errores relativos y su correspondiente error medio para cada tiempo de residencia empleado (tablas 5.43 y 5.44). De acuerdo con lo reflejado en las tablas, comparando datos experimentales con los valores simulados de MATLAB en los periodos en los que el proceso PACT operaba bajo condiciones estacionarias, se obtienen errores medios en cada uno de los ensayos muy bajos, en torno al 0 %, de manera que los modelos propuestos se ajustan satisfactoriamente a pesar de las perturbaciones lógicas de cualquier sistema dinámico.

Tabla 5.43. Errores relativos y error promedio para una alimentación de 20.000 mg/l

	Día de operación	Error relativo (%)	Error medio (%)
TRH = 15 días	25	-8,5	-0,2
	27	43,9	
	29	52,8	
	32	-27,2	
	34	-15,9	
	36	-46,3	
TRH = 14 días	155	61,6	0,1
	158	-16,1	
	160	-22,4	
	162	-17,2	
	165	16,9	
	167	-22,3	
TRH = 12 días	242	-11,6	0,3
	244	15,3	
	245	9,8	
	249	-1,5	
	251	-4,6	
	253	-5,5	
TRH = 10 días	293	12,2	-0,2
	295	-0,2	
	298	-2,0	
	300	3,0	
	302	-4,7	
	305	-9,2	
TRH = 8 días	314	4,6	-0,4
	316	9,7	
	319	-12,5	
	321	-32,4	
	323	7,4	
	326	21,1	

Tabla 5.44. Errores relativos y error promedio para una alimentación de 26.000 mg/l

	Día de operación	Error relativo (%)	Error medio (%)
TRH = 15 días	89	10,4	0,1
	91	5,5	
	93	20,8	
	97	-20,0	
	98	-10,1	
	100	-4,3	
	103	-1,2	
TRH = 14 días	124	1,3	0,2
	126	0,1	
	128	1,9	
	131	-12,2	
	133	-4,0	
	135	2,0	
	138	12,4	
TRH = 12 días	215	12,5	-0,1
	217	6,6	
	222	-18,7	
	224	-3,0	
	226	2,7	
	229	-0,4	
TRH = 10 días	264	12,9	0,2
	266	-0,7	
	268	2,4	
	271	-9,5	
	273	-4,5	
	275	9,1	
	278	-8,7	
TRH = 8 días	301	-14,9	0,2
	303	2,4	
	306	7,7	
	308	21,9	
	310	8,1	
	313	2,2	
	315	-29,2	
	316	3,2	

Para explicar la “sobrestimación”, producida cuando la solución del modelo resulta ser muy superior al valor experimental, y la “infraestimación”, en los casos en los que la simulación es muy inferior a los resultados obtenidos para la DQO del efluente, se ha considerado que las variables X_{BH} , θ y T son independientes, continuas y normales mientras que el resto de parámetros dinámicos, S_{Sm} y S_S , se contemplaron como constantes ya que éste es el tratamiento que recibieron en la programación efectuada en MATLAB.

La independencia estadística de la biomasa, tiempo de residencia y temperatura se verificó mediante la obtención de sus coeficientes de autocorrelación en el programa matemático SPSS para cada uno de los tiempos de residencia ensayados y para cada alimentación empleada (apéndice X). Para estas mismas condiciones de operación, la

normalidad de los datos se garantizaron mediante la realización de test de Kolmogorov-Smirnov a los valores de X_{BH} , θ y T correspondientes (apéndice X). Los resultados obtenidos en SPSS han permitido demostrar que cada una de estas tres variables presentan una distribución normal con su media, μ_i , y desviación típica, σ_i , características. Estos dos elementos matemáticos serán empleados, junto con otros aspectos, para justificar los valores atípicos observados en los modelos obtenidos.

Para dar a conocer las causas de la sobrestimación-infraestimación se ha partido de la base de que los resultados experimentales en la DQO del efluente para cada tiempo de residencia y para cada alimentación forman distribuciones gaussianas, los ensayos de Kolmogorov-Smirnov así lo atestiguan, de modo que en el intervalo $[\mu_i - 2\sigma_i, \mu_i + 2\sigma_i]$ es donde se encuentran aproximadamente el 95 % de las observaciones. Como consecuencia de esta circunstancia, aquellos valores que no se localizan en el interior de este margen van a representar situaciones en las que la simulación se ha distanciado de manera muy significativa de los datos experimentales. Como puede apreciarse en las gráficas de las figuras 5.277 y 5.278 donde se han reproducido los intervalos $[\mu_i - 2\sigma_i, \mu_i + 2\sigma_i]$ en forma de líneas discontinuas de color rojo para cada ensayo realizado, se observa que la mayoría de las concentraciones experimentales y simuladas de sustrato en efluente se encuentran dentro del intervalo de confianza fijado, alrededor del 95 % de los valores de una distribución normal están a una distancia $\pm 2 \sigma$ de la media, aunque existen casos de sobrestimación y/o infraestimación para algunos de los tiempos de residencia hidráulicos empleados.

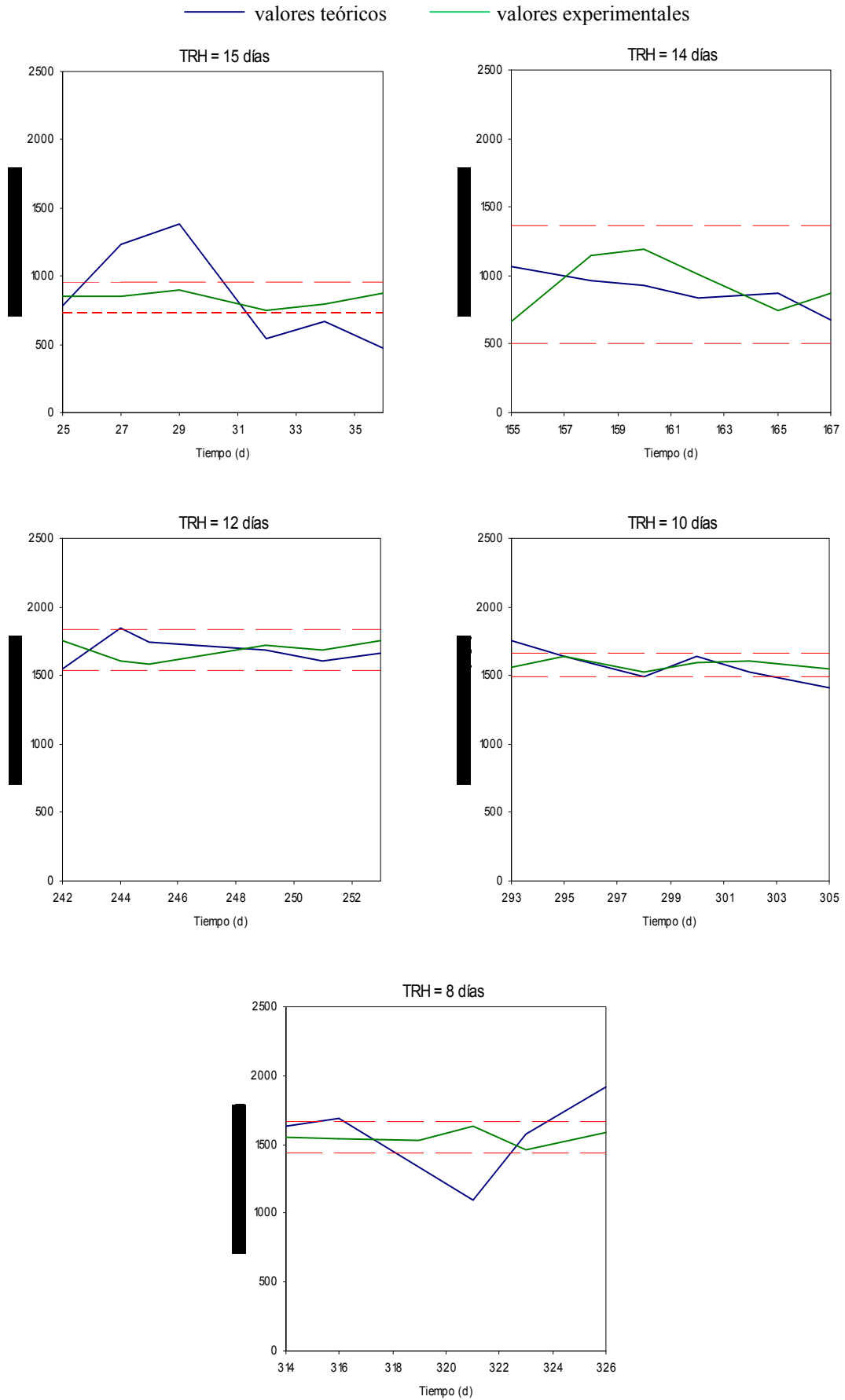


Figura 5.277. Intervalos de confianza en las soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 20.000 mg/l.

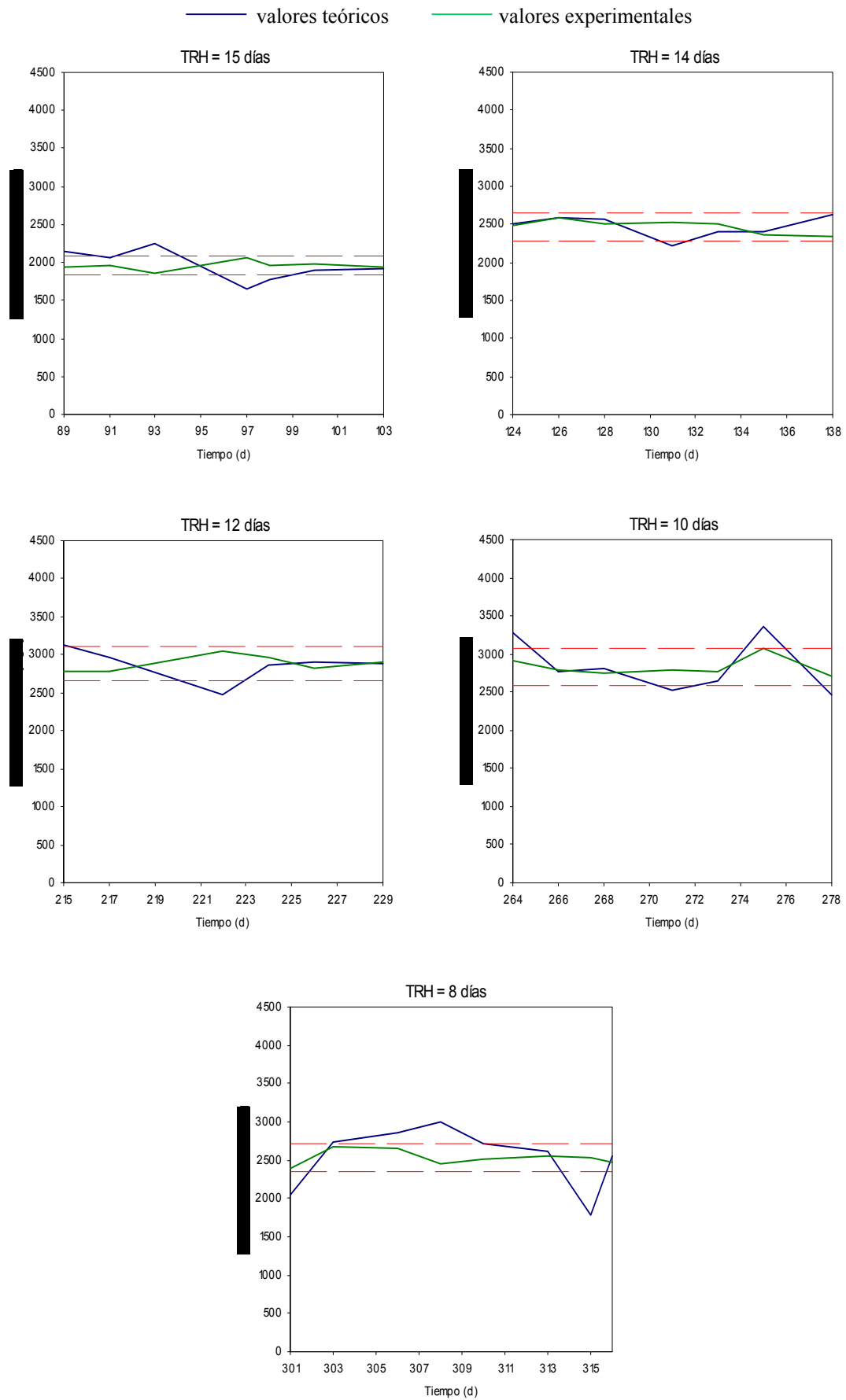


Figura 5.278. Intervalos de confianza en las soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 26.000 mg/l.

Para poder explicar el efecto de las magnitudes dinámicas sobre esta sobreestimación-infraestimación se utilizó como criterio restrictivo, al seguir X_{BH} , θ y T una distribución normal, que todos aquellos valores de cada una de estas variables que fuesen superiores o inferiores a los márgenes $[\mu_i + \sigma_i]$ y $[\mu_i - \sigma_i]$ afectan a la simulación de los modelos con la aparición de resultados excesivamente más altos o más bajos que los experimentales como resultado del distanciamiento de los datos de los parámetros dinámicos de sus correspondientes valores promedios. Así, para la resolución de la sobreestimación-infraestimación, se evaluaron los promedios, μ_i , desviaciones típicas, σ_i , y los términos $(\mu_i + \sigma_i)$ y $(\mu_i - \sigma_i)$ de las tres variables dinámicas para cada tiempo de residencia y para cada alimentación utilizada (tablas 5.45 y 5.46):

Tabla 5.45. Parámetros estadísticos para una alimentación de 20.000 mg/l

		Biomasa (g/l)	TRH i. (días)	Temperatura (°C)
TRH = 15 días	promedio	3,65	15,1	35,7
	desviación	0,88	0,2	0,9
	$\mu + \sigma$	4,53	15,3	36,6
	$\mu - \sigma$	2,77	15,0	34,7
TRH = 14 días	promedio	4,66	14,1	35,8
	desviación	0,58	0,3	0,6
	$\mu + \sigma$	5,23	14,4	36,4
	$\mu - \sigma$	4,08	13,8	35,1
TRH = 12 días	promedio	4,29	12,2	36,1
	desviación	0,47	0,3	0,7
	$\mu + \sigma$	4,76	12,4	36,8
	$\mu - \sigma$	3,83	11,9	35,5
TRH = 10 días	promedio	4,34	10,1	35,2
	desviación	0,30	0,3	0,4
	$\mu + \sigma$	4,64	10,4	35,6
	$\mu - \sigma$	4,04	9,9	34,8
TRH = 8 días	promedio	4,14	8,1	35,9
	desviación	0,58	0,2	0,3
	$\mu + \sigma$	4,72	8,2	36,2
	$\mu - \sigma$	3,56	7,9	35,5

Tabla 5.46. Parámetros estadísticos para una alimentación de 26.000 mg/l

		Biomasa (g/l)	TRH i. (días)	Temperatura (°C)
TRH = 15 días	promedio	4,13	15,4	37,1
	desviación	0,20	0,4	0,6
	$\mu + \sigma$	4,34	15,8	37,7
	$\mu - \sigma$	3,93	14,9	36,4
TRH = 14 días	promedio	3,98	14,3	36,1
	desviación	0,15	0,4	0,8
	$\mu + \sigma$	4,13	14,7	36,9
	$\mu - \sigma$	3,83	13,9	35,3
TRH = 12 días	promedio	4,46	12,1	35,5
	desviación	0,25	0,1	0,3
	$\mu + \sigma$	4,70	12,2	35,9
	$\mu - \sigma$	4,21	12,0	35,2
TRH = 10 días	promedio	4,26	10,0	35,8
	desviación	0,67	0,1	1,0
	$\mu + \sigma$	4,93	10,1	36,8
	$\mu - \sigma$	3,59	9,9	34,8
TRH = 8 días	promedio	3,79	8,1	35,5
	desviación	0,58	0,1	0,6
	$\mu + \sigma$	4,37	8,2	36,0
	$\mu - \sigma$	3,20	7,9	34,9

Para demostrar con las suposiciones planteadas, distribución normal de los valores experimentales, intervalo de confianza del 95 % para las concentraciones de sustrato en efluente y desviaciones máximas de $\pm 1 \sigma$ para cada uno de los parámetros dinámicos, la aparición de sobreestimación y/o infraestimación en el modelo de DQO planteado se construyó una “matriz de sobreestimación-infraestimación”. Esta matriz ha consistido en identificar, para cada día de operación y en cada una de las simulaciones, estos fenómenos anotando en dicha matriz el resultado de las observaciones: signo +, en la columna denominada “desviación”, si se trata de una sobreestimación y símbolo – si es una infraestimación. Además, para cumplimentar la matriz, se analizaron las variables dinámicas en cada intervalo de tiempo aplicando signo + cuando el valor de dicha variable se encuentra por encima del intervalo $[\mu_i + \sigma_i]$ y símbolo – si se sitúa por debajo del rango $[\mu_i - \sigma_i]$. En aquellos casos en los que S_S se encuentra dentro del margen $[\mu_i - 2\sigma_i, \mu_i + 2\sigma_i]$ y/o los datos de X_{BH} , θ y T se hallen dentro del intervalo $[-\sigma_i, +\sigma_i]$, la celda correspondiente permanecerá en blanco e indicará que las variaciones en las variables dinámicas no fueron lo suficientemente importantes como para producir variaciones significativas en las respuestas del modelo. De acuerdo con estas premisas, la matriz para cada uno de los influentes empleados se muestran en las tablas 5.47 y 5.48:

Tabla 5.47. Matriz de sobreestimación-infraestimación para una alimentación de 20.000 mg/l

	Día de operación	Desviación	Biomasa	TRH i.	Temperatura
TRH = 15 días	25				
	27	+	-		
	29	+	-		
	32	-	+	-	
	34	-			
	36	-			+
TRH = 14 días	155				
	158				
	160				
	162				
	165				
	167				
TRH = 12 días	242				
	244	+	-		
	245				
	249				
	251				
	253				
TRH = 10 días	293	+	-		
	295				
	298				
	300				
	302				
	305	-		-	+
TRH = 8 días	314				
	316	+			+
	319	-			
	321	-	+		
	323				
	326	+	-	+	+

Tabla 5.48. Matriz de sobreestimación-infraestimación para una alimentación de 26.000 mg/l

	Día de operación	Desviación	Biomasa	TRH i.	Temperatura
TRH = 15 días	89	+			-
	91				
	93	+	-		
	97	-	+	+	
	98	-		+	
	100				
	103				
TRH = 14 días	124				
	126				
	128				
	131	-	+	+	
	133				
	135				
	138				
TRH = 12 días	215	+	-	-	
	217				
	222	-	-		+
	224				
	226				
	229				
TRH = 10 días	264	+	-		
	266				
	268				
	271	-			
	273				
	275	+	-		
	278	-	+		
TRH = 8 días	301	-	+	+	
	303	+			
	306	+			
	308	+			-
	310	+			
	313				
	315	-	+		+
	316				

De las tablas obtenidas, puede deducirse que la sobreestimación:

1. Se produce principalmente cuando la concentración de biomasa se ha situado muy por debajo del margen de operación, biomasa = 4,0-4,5 g/l, de manera que al resultar insuficiente la población bacteriana en el proceso PACT se origina una subida en la DQO del efluente.
2. En un menor número de casos, también tiene lugar si se aumenta el caudal del tratamiento.
3. Presenta una respuesta de tal forma que un descenso en la temperatura de trabajo habitual, 35 °C, ocasiona un aumento de la DQO del agua residual que abandona la depuradora.

4. Normalmente es causada por la variación significativa de una sola de las tres variables dinámicas.
5. Sólo en pocas ocasiones y para alimentaciones con una DQO de 20.000 mg/l ocurre que, para valores de tiempo de residencia y temperatura superiores al intervalo $[\mu_i + \sigma_i]$, sucede la sobreestimación de S_S .

Para la infraestimación podría concluirse que:

1. Aparece con mayor frecuencia cuando es producida como combinación de variables, principalmente X_{BH} y θ o X_{BH} y T .
2. De las tres, la biomasa resulta ser el parámetro más importante pues es el que más se presenta y siempre que su concentración sea superior a los valores habituales de trabajo ocasiona una mejora del rendimiento de eliminación de la DQO.
3. El tiempo de residencia hidráulico influye de tal forma que un descenso en el caudal del influente en el sistema PACT provoca un descenso significativo de S_S . Para aguas residuales con una DQO de 20.000 mg/l, incluso es posible obtener infraestimación en algunos de los ensayos realizados si se disminuye puntualmente el tiempo de residencia.
4. Si se aumenta en ocasiones la temperatura de operación en la planta de fangos activos por encima de la condición de trabajo habitual tiene lugar un descenso en la DQO del efluente.

Con este procedimiento detallado y fundamentado matemáticamente se ha podido explicar una gran cantidad de las desviaciones en los resultados de las simulaciones acontecidas, en torno al 90 % de los sucesos. No obstante, para poder justificar el resto de valores “anormales”, habría que considerar efectos sinérgicos de las variables X_{BH} , θ y/o T cuando algunos de sus valores se encuentren próximos a los extremos superior e inferior de los intervalos $[\mu_i + \sigma_i]$ y $[\mu_i - \sigma_i]$ respectivamente. Sólo en estas ocasiones, la sinergia provoca la aparición de sobreestimación- infraestimación de S_S en el modelo de DQO planteado.

Una vez explicada la sobreestimación-infraestimación en las simulaciones, el estudio en MATLAB ha permitido calibrar los parámetros cinéticos que han intervenido en el proceso PACT y en la programación de la aplicación informática. Así, para cada uno de los influentes y ensayos utilizados en la planta piloto, se han obtenido la velocidad máxima de crecimiento específico para la biomasa heterótrofa, $\mu_{H, \max}$, la velocidad de crecimiento específico para la biomasa heterótrofa considerando la dependencia de este parámetro con la temperatura de operación (Smets *et al.*, 2003), μ_H , el rendimiento de crecimiento de la biomasa heterótrofa, Y_H , y el coeficiente de saturación media para biomasa heterótrofa, K_S , siguientes:

Tabla 5.49. Parámetros cinéticos para una alimentación de 20.000 mg/l

	$\mu_{H, \max}$ (d ⁻¹)	μ_H (d ⁻¹)	Y_H	K_S (mg/l)
$\theta = 15$ días	0,50	$0,50 \times 1,072^{(T-35)}$	0,72	790
$\theta = 14$ días	0,31	$0,31 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	780
$\theta = 12$ días	0,29	$0,29 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	780
$\theta = 10$ días	0,37	$0,37 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	770
$\theta = 8$ días	0,48	$0,48 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	790

Tabla 5.50. Parámetros cinéticos para una alimentación de 26.000 mg/l

	$\mu_{H, \max}$ (d ⁻¹)	μ_H (d ⁻¹)	Y_H	K_S (mg/l)
$\theta = 15$ días	0,40	$0,40 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	1950
$\theta = 14$ días	0,49	$0,49 \times 1,072^{(T-35)}$	0,72	1950
$\theta = 12$ días	0,40	$0,40 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	1960
$\theta = 10$ días	0,51	$0,51 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	1940
$\theta = 8$ días	0,80	$0,80 \times 1,072^{(T-35)}$	0,60	1960

MATLAB permitió comprobar que para cada uno de los tiempos de residencia hidráulicos investigados, independientemente de la alimentación empleada, no existe una única solución pues pueden obtenerse varias simulaciones. De entre todas las posibles, en este trabajo se ha optado por elegir aquel modelo que ha presentado un error promedio en el estado estacionario mínimo y que proporcionase a su vez los parámetros cinéticos más apropiados al proceso PACT objeto de estudio manteniendo Y_H constante. De acuerdo con esto, para los dos influentes ensayados:

a) Los valores obtenidos en μ_H son evidentemente bajos por los altos tiempos de residencia usados y característicos de aguas residuales no urbanas. Experimentalmente se ha podido comprobar que existe cierta relación entre la velocidad y el tiempo de residencia hidráulico (figura 5.279): hasta un θ de 12 días la tasa de crecimiento específico puede resultar prácticamente constante para las dos alimentaciones aunque se obtienen valores más altos para corrientes con una DQO de 26.000 mg/l debido a la mayor disponibilidad de sustrato. A partir de los 12 días, con el aumento del caudal de tratamiento, se eleva significativamente la velocidad resultando más acusado este ascenso para un influente con una DQO mayor. Es importante destacar que para las etapas correspondientes a unos tiempos de residencia de 15 y 14 días y aguas de la Planta de Producto Intermedio con una DQO de 20.000 y 26.000 mg/l respectivamente, los ajustes iniciales no fueron del todo adecuados por lo que se modificó Y_H para mejorarlos. Con este procedimiento y para un rendimiento de 0,72, se obtuvo en ambos casos un aumento de $\mu_{H, \max}$ lo que implica que la cinética biológica del proceso PACT sea necesariamente más alta y, por consiguiente, sus tiempos de retención celulares. En la práctica, en estos dos periodos, pudo observarse que estos tiempos de retención celular presentaron valores alejados de la fuerte tendencia lineal mostrada por el resto de etapas (véase figura 5.272) de modo que MATLAB ha podido proporcionar de manera acertada el comportamiento del sistema PACT. La aplicación informática ha permitido detectar los resultados “anómalos” del tiempo de retención celular mostrando

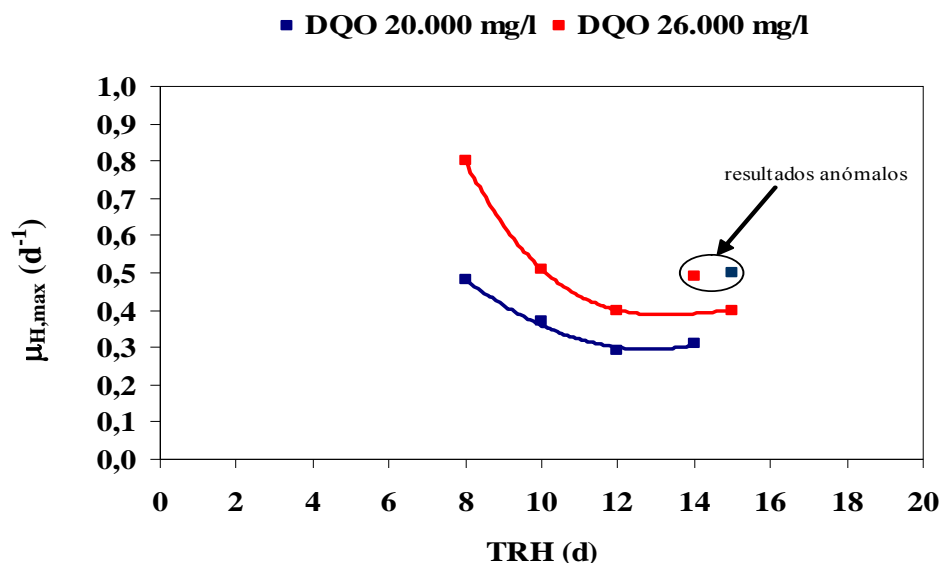


Figura 5.279. Evolución de la velocidad de crecimiento específico con el tiempo de residencia hidráulico.

mostrando que Y_H y μ_H deben alcanzar unos valores más altos en estas 2 fases además de predecir soluciones coherentes a los resultados experimentales obtenidos.

b) Para Y_H se obtienen datos comprendidos entre 0,60 y 0,72. Estos resultados resultan acordes a las características del agua residual influente así como del efluente: son aguas relativamente biodegradables que permiten un crecimiento bacteriano suficiente ya que más de la mitad de sustrato utilizado se convierte en biomasa.

c) Para cada una de las dos alimentaciones ensayadas, el coeficiente de saturación media, κ_S , mostró un valor característico no necesariamente constante debido a la diversidad de corrientes de la Planta de Producto Intermedio empleadas, los modelos son muy sensibles a la modificación de la composición del influente (Gerney *et al.*, 2004), siendo además muy altos, mayor para DQO de 26.000 mg/l que para DQO de 20.000 mg/l, ya que son aguas residuales industriales con una elevada carga de materia orgánica:

$$\text{DQO } 20.000 \text{ mg/l: } \kappa_S = 780 \pm 10 \text{ mg/l}$$

$$\text{DQO } 26.000 \text{ mg/l: } \kappa_S = 1.950 \pm 10 \text{ mg/l}$$

Debido a que la naturaleza del influente afecta significativamente a la cinética de los procesos, la gran diferencia entre una y otra κ_S podría ser atribuida a que las alimentaciones, para el caso de la DQO de 26.000 mg/l, presentan en su composición sustancias más complejas debido probablemente a condiciones de operación menos exigentes de temperatura, presión, concentración de reactivos y/o tiempos de residencia en la unidad WAO que es de donde procede una de las corrientes mayoritarias que componen la corriente de la Planta de Producto Intermedio estudiada, ya sea para DQO de 20.000 mg/l como para la de 26.000 mg/l.

6.- CONCLUSIONES

Las principales conclusiones que pueden obtenerse del presente trabajo de Tesis Doctoral han sido las siguientes:

1.- La instalación experimental utilizada como planta piloto (unidad Husmann) para el proceso PACT en efluentes procedentes de la fabricación de primeras materias plásticas reproduce adecuadamente las condiciones de operación y respuestas de una planta industrial, factor de conversión = 10^8 . Este hecho supone que no hay necesidad de efectuar un cambio de escala para la validación de los resultados y evitar inversiones costosas y gastos innecesarios derivados de la optimización de los procesos *in situ*.

2.- El sistema PACT utilizado es un sistema de tratamiento de aguas residuales muy versátil y completo pues ha mostrado un excelente comportamiento ante diferentes modos de operación y composición del influente:

- modificación de la temperatura del reactor biológico
- variación en la composición del influente:
 - introducción de cianuros en la alimentación
 - adición de nutriente nitrogenado $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
 - aumento de la carga orgánica

Este sistema también ha permitido la optimización y control de sus parámetros operacionales más importantes:

- concentración de biomasa
- relación PAC / biomasa
- tiempo de retención celular
- tiempo de residencia hidráulico

3.- En condiciones normales del proceso (T de operación = 35-39 °C, TRH = 15 días y TRC = 12 días) y con la planta estabilizada es posible conseguir, para un influente con una DQO en torno a 20000 mg O_2/l , un efluente con una DQO inferior a 900 mg O_2/l y rendimientos de eliminación de este parámetro muy elevados: 96 %.

- Además de la materia orgánica, también se puede obtener máxima eliminación del fenol, 99 %, y concentraciones al final del tratamiento inferiores a 2 mg/l, de modo que la presencia de este compuesto no parece afectar a la oxidación biológica de la materia orgánica.

- En estas condiciones, la flora microbiológica fundamentalmente está compuesta por bacterias granulares Gram (+) y Gram (-), en mayor número, formando flóculos compactos y densos y sin formaciones filamentosas de interés y con una importante comunidad de protozoos ciliados.

4.- La subida de la temperatura en el sistema a 45-48 °C durante un periodo de tiempo prolongado daña parcialmente la comunidad biológica del proceso PACT, a pesar del efecto de amortiguación que realiza el carbón sobre las sustancias coloidales y en suspensión, pues se incrementa la turbidez del efluente como resultado de la defloculación de los fangos (restos de células muertas).

- Este ascenso en la turbidez comporta un aumento en el valor de la DQO, el nitrógeno total y los sólidos en suspensión (parámetros habitualmente muy relacionados entre sí en cualquier estado de operación).

- Para este caso, en el que las condiciones de óxido-reducción (OD y potencial redox) empeoran y la biomasa disminuye, se favorece la aparición y el desarrollo de organismos filamentosos y se reduce la diversidad microbiana (ciliados, hongos o diatomeas).

5.- Los efluentes industriales estudiados han mostrado cierta variación en su composición aunque se han caracterizado en todos los casos por su alto contenido en materia orgánica (DQO = 19000-27000 mg O₂/l) y ST (12700-28700 mg/l) y por la presencia de aceites y grasas (416-1667 mg/l), fenoles (5,5-460 mg/l) y ciertos metales tóxicos como el Pb, Ni o Cu debido a su origen industrial tan particular.

6.- El aporte de una corriente con cianuros en la alimentación supone reducir principalmente, entre otros parámetros, la DQO y los ST y aumentar en cambio el nitrógeno amoniacal y los metales.

- A pesar del descenso en la carga orgánica y una vez acondicionada la biomasa al nuevo influente, la DQO del efluente (total y soluble) permanece prácticamente independiente de la proporción de cianuro en la alimentación (desde 1/6 hasta 1/3). El sistema se adapta y se modifican los procesos de nitrificación-desnitrificación especialmente para concentraciones de cianuros más altas (mayor concentración de nitrógeno).

- En esta etapa de la investigación, se ha producido un importante consumo de nutriente nitrogenado (concentración en influente de amonio de hasta 218 mg/l). Las transformaciones químicas de este compuesto en la planta piloto, mediante reacciones de nitrificación-desnitrificación y de asimilación celular, permite eliminar el 99% del N en la planta y estimular el tratamiento de los cianuros pues se obtienen rendimientos de eliminación máximos de un 96 % y concentraciones residuales de cianuro libre en torno a 0,12 mg/l.

- En cuanto a los sólidos, se observan pocos SST y SSF en el efluente que presenta una fuerte coloración amarillenta.

- La presencia de cianuros y su influencia en el sistema (reducción de la relación F/M y aumento de la demanda de nitrógeno) modifica la flora bacteriana del reactor biológico y beneficia la aparición de nuevas especies de organismos filamentosos.

7.- El efecto de la adición de una corriente de sulfato amónico en la alimentación con una DQO de 26000 mg O₂/l para que el nitrógeno total en el efluente no supere los 120 mg/l no supone mejorar los rendimientos de eliminación de la DQO ni del fenol y tampoco logra reducir los SST en efluente. La biomasa ha presentado una composición microbiológica similar a la observada cuando se ha utilizado la corriente de cianuros, aunque se ha producido un aumento de bacterias libres como consecuencia de la subida de la carga orgánica.

- En este estudio, la dosis máxima en la planta piloto que es capaz de tolerar el proceso PACT con efluentes de una Planta Petroquímica se encuentra fijada en 68 mg/d NH_4^+ (272 mg N- NH_3 /l) aunque es posible realizar adiciones puntuales ligeramente superiores durante periodos cortos de tiempo, inferiores a 10 días.

8.- La influencia de la biomasa en el tratamiento PACT, para una carga orgánica constante, no ha resultado ser concluyente en los resultados obtenidos de eliminación de la DQO ya que parecen independientes de su concentración. No obstante, debido a que la demanda de N es similar en los intervalos ensayados (de 3,5 a 8,5 g/l), es probable que la biomasa activa que actúa sobre la degradación de la materia orgánica sea análoga de manera que las diferencias en las concentraciones de biomasa sea material flocular inerte.

- Del estudio, lo que se manifiesta como evidente, es la necesidad de operar con una concentración de microorganismos elevada, preferentemente entre 4,0 y 6,5 g/l, como resultado de la alta DQO de la alimentación. La biomasa máxima que puede alcanzarse y mantenerse en el reactor biológico está establecida en 7,0 g/l y existe una fuerte dependencia lineal entre los parámetros biomasa y tiempo de retención celular: cuanto más alta sea la concentración de microorganismos mayor es el valor del θ_c para poder estabilizar la biomasa en el margen deseado.

- Con carga orgánica variable y concentración de microorganismos estabilizada entre 4,0 y 4,5 g/l, la adaptación de la biomasa a las nuevas condiciones es adecuada a medida que se sube el caudal de agua residual a tratar. En estas circunstancias, se observa un aumento en la velocidad de crecimiento de microorganismos que conlleva a una disminución en los tiempos de retención celular para mantener la concentración de biomasa.

- Los análisis microbiológicos mostraron que la composición biótica de la biomasa está influenciada por las condiciones y modos de operación del sistema además de las características físicas y químicas del agua residual influente de manera que controlando estas variables es posible actuar sobre las propiedades fisiológicas y bioquímicas del fango activado.

- En definitiva, variaciones realizadas en la alimentación y/o en el proceso y cuando se modifica también el diseño de la planta afectan a la biomasa y su estado y, por consiguiente, a los resultados del tratamiento PACT.

9.- Con las distintas relaciones PAC / Biomasa que se han utilizado en el reactor (0,4-0,5; 0,8-1,0 y 1,4-1,5) con el fin de determinar el valor más adecuado para el proceso con la máxima concentración de biomasa posible, se puede afirmar que para las relaciones más bajas se aumenta la eficacia del sistema PACT.

- La obtención de menores concentraciones en el efluente de la DQO, el nitrógeno amoniacal y total, el fenol y los SST y SSF así como otras ventajas operativas aconsejaría emplear relaciones PAC / Biomasa comprendidas entre 0,4 y 0,5.

- Además, por motivos económicos, no resulta conveniente utilizar altas relaciones de PAC / Biomasa por el coste que supone el empleo de dosis altas de carbón regenerado y carbón virgen.

- Como contrapartida, pueden existir inconvenientes por emplear bajos valores de la relación PAC / Biomasa ya que ha sido observado un alto consumo de nutriente nitrogenado y una elevada concentración de nitrato residual (796 mg/l) que provocan la aparición de bacterias filamentosas en los flóculos y en el medio líquido para bajas relaciones F / M ($0,19 \text{ d}^{-1}$).

10.- Para la optimización del tiempo de retención celular, en la que se utilizaron las condiciones habituales de operación (alimentación con una DQO de 20000 mg O_2/l y un tiempo de residencia hidráulico de 15 días), se ensayaron distintos tiempos: 15, 23, 28 y 35 días.

- De la investigación realizada puede deducirse que la DQO disminuye con el descenso en el θ_c pudiéndose conseguir rendimientos de eliminación de DQO de hasta el 98% para tiempos inferiores a 25 días. Con 15 y 23 días, el efluente presenta una altísima calidad, con una DQO total similar a DQO soluble y una DBO_5 mínima ($< 20 \text{ mg } \text{O}_2/\text{l}$) lo que indica que la optimización del proceso PACT es máxima.

- Aparte de la bajada en la DQO, con la disminución en el tiempo de retención celular, también es posible obtener otros beneficios como la mejora del ambiente óxido-reductor en el tanque de aireación, la eliminación del N total y amoniacal, la degradación del fenol residual y la reducción de los sólidos en el efluente.

- Para todos los tiempos de residencia celulares evaluados, los flóculos se han mostrado compactos y densos de bacterias, aunque a medida que se iba disminuyendo el θ_c , y aumentando la demanda de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, se favoreció la aparición de más protozoos y mayor fue la presencia de organismos filamentosos.

- En la planta se ha observado situación de *bulking* filamentoso aunque este efecto en el proceso PACT se ve reducido ya que no se ha visto perjudicado el rendimiento de depuración del tratamiento.

11.- Se ha realizado el estudio del comportamiento de la instalación alimentada con aguas residuales reales de distinta carga (DQO = 20000 mg O_2/l y DQO = 26000 mg O_2/l) y operando con distintos tiempos de residencia hidráulicos (6, 8, 10, 12, 14 y 15 días) con la finalidad de determinar las condiciones límite de operación.

- Aunque el sistema amortigua los primeros días de variación del parámetro (circunstancia que se ha repetido habitualmente en otras etapas de la investigación), el efecto del cambio del caudal se aprecia en forma de subida de DQO cuando se alcanza el θ correspondiente de manera que se obtienen un descenso en el rendimiento de eliminación de DQO.

- Para diferentes alimentaciones y el mismo tiempo de residencia se consiguen mejores rendimientos de depuración para aquellas que presenten menor carga.

- A igualdad de carga, se ve aumentada la degradación para influentes con una menor DQO a pesar de que se suba el caudal de tratamiento.

- En cualquier caso, aparece dificultad de funcionamiento en la planta para cargas orgánicas superiores a 12 g/d (carga equivalente en planta industrial = 4350 kg/h) ya que el proceso no logra asumir todo el sustrato disponible.
- Se puede operar con relaciones F / M máximas de $0,8 \text{ d}^{-1}$ y θ superiores a 8 días: sistema PACT, posibilidad de un tratamiento de agua residual en menor tiempo o volumen de reactor más pequeño que un proceso convencional.
- En este estudio se ha observado que existe una fuerte correlación lineal entre el tiempo de residencia hidráulico y el tiempo de retención celular: subida en la velocidad de crecimiento de los microorganismos con el descenso en el θ lo que implica disminución en el θ_c para mantener estable la concentración de biomasa (4,0-4,5 g/l) que ha realizado un consumo moderado de nutriente nitrogenado.
- Con la bajada en el tiempo de residencia hidráulico, la población de bacterias filamentosas sube, se ve reducida la diversidad microbiana (protozoos, diatomeas,...) y se favorece el crecimiento disperso de bacterias libres en el medio líquido originándose un efluente cada vez más turbio.
- Para θ de 6 días, independientemente de la carga orgánica, se colapsa el sistema como resultado de la alta presencia de sólidos residuales: exceso de carga y lavado de microorganismos.

12.- La recuperación del sistema PACT a las condiciones normales de operación (T de operación = 35-39 °C, TRH = 15 días y TRC = 12 días) una vez realizadas modificaciones de operación y/o en la composición del influente depende del estado en que se encuentre la planta ya que han podido ser observados periodos de corta duración, 2-3 semanas, y etapas muy duraderas, superiores a 3 meses. Estos últimos casos, producidos fundamentalmente cuando se ha pasado de alimentar el reactor biológico con un agua residual de una DQO de 26000 mg O_2/l a un influente con una DQO de 20000 mg O_2/l , han resultado difíciles aún disminuyendo la carga orgánica y aumentando notablemente el tiempo de residencia hidráulico.

13.- En el presente trabajo de investigación, para describir el comportamiento de la planta piloto de laboratorio y poder predecir la respuesta a escala industrial, se ha aplicado un modelo dinámico basado en el ASM1 (Activated Sludge Model nº 1). El modelo ha sido adaptado a las especiales condiciones de funcionamiento del sistema y, dada su complejidad, ha sido simplificado en lo posible, facilitando la predicción del valor simulado en función de las variables más destacadas a escala industrial, tanto los parámetros de operación, como los parámetros cinéticos. Se ha elaborado un programa de simulación en el entorno MATLAB, formulando la rutina de cálculo y planteando la resolución de la ecuación diferencial con variables dinámicas mediante un *solver* ODE45. Las principales conclusiones obtenidas son las siguientes:

- Para las 2 alimentaciones ensayadas de las aguas residuales de la Planta de Producto Intermedio, con valores de carga orgánica de 20000 y 26000 mg O_2/l en DQO, los errores promedio entre los valores simulados y analizados no sobrepasan en ningún caso el 0,4%.

- Se observan errores puntuales en algunos casos elevados, en torno al 40-60% para una alimentación de 20000 mg O₂/l en DQO y en torno al 20-30% para 26000 mg O₂/l en DQO. Este comportamiento es característico de todo modelo dinámico de esta complejidad, donde cualquier modificación de las variables consideradas produce una respuesta apreciable en el parámetro de salida. Hay que considerar que el modelo incluye variables dinámicas que son analizadas en el laboratorio y dadas las características del sistema (elevada concentración de sólidos, biomasa, DQO) puede haber una importante variabilidad de resultados.
- Para las necesidades de la aplicación del proceso PACT a escala industrial en el tratamiento de las aguas residuales, el modelo dinámico predice adecuadamente los valores de salida de DQO, con una desviación no superior a 500 unidades de DQO en los casos con mayor desviación y en general no superior a 200 unidades en la mayoría de los casos, donde el valor de salida se encuentra en el entorno 1.000-3.000 mg / O₂l en DQO.
- El dinamismo del modelo permite predecir en régimen no estacionario las respuestas positivas (aumento del parámetro) y negativas (disminución del mismo), consecuencia de las variaciones de las diferentes variables del sistema. Este comportamiento es de una enorme utilidad a escala industrial, donde la variación de las variables del sistema produce una respuesta en el parámetro de salida que debe ser predicha con antelación.
- La independencia estadística de las 3 variables dinámicas, concentración de biomasa (X_{BH}), tiempo de residencia hidráulico (θ) y temperatura (T) ha sido verificada mediante el programa matemático SPSS, normalizando los datos mediante la realización del test de Kolmogorov-Smirnov, que ha demostrado la distribución gaussiana de los valores experimentales del parámetro de salida (DQO).
- El análisis estadístico de los datos permite justificar y cuantificar adecuadamente las causas de sobreestimación e infraestimación del modelo dinámico, revelando las variables que más afectan al parámetro de salida y por tanto, señalando dónde debe controlarse el proceso industrial.
- La sobreestimación del modelo (el valor de predicción es superior al analizado) se produce, en la mayoría de los casos, cuando la concentración de biomasa (X_{BH}) se sitúa muy por debajo del margen de operación. En un menor número de casos se produce al reducirse el tiempo de residencia hidráulico (θ) y, en menos ocasiones, cuando la temperatura (T) desciende por debajo del valor normal de operación.
- Estos resultados señalan claramente a la concentración de biomasa como la variable fundamental del sistema y en menor importancia, al tiempo de residencia hidráulico y temperatura, en las condiciones de funcionamiento de la planta piloto de laboratorio.
- Por otra parte, la sobreestimación consecuencia de los bajos valores de concentración de biomasa indica que el parámetro analizado no representa fielmente la concentración de células activas del sistema. Es decir, el peso de sólidos filtrables como biomasa tiene una parte activa y otra inerte. Puede descender la concentración de inertes y no tanto de biomasa activa y esto produce sobreestimación en la DQO de salida porque el modelo considera biomasa activa.

- El análisis estadístico de infraestimación (el valor de predicción es inferior al analizado) es también concluyente respecto a la variable más importante en este sistema: la concentración de biomasa. Cuando esta variable aumenta por encima de los valores normales de operación, el modelo predice un valor del parámetro de salida inferior al real. La explicación de este comportamiento es que el valor analizado (concentración de sólidos filtrables) aumenta, pero no así tanto la biomasa activa.
- La infraestimación se produce también, en menos ocasiones, cuando las variables dinámicas tiempo de residencia hidráulico y temperatura aumentan por encima de los valores normales de operación. Seguramente la situación real es que el sistema es menos sensible a estos parámetros que el modelo dinámico, porque la comunidad de microorganismos amortigua las variaciones de variables de operación para mantener una situación estable.
- La aplicación del modelo dinámico permite obtener los parámetros cinéticos propios de la comunidad de microorganismos en el proceso PACT aplicado al tratamiento de las aguas residuales. Los valores de los parámetros son variables en función de las condiciones de operación y pueden considerarse como se describe a continuación:

Alimentación DQO 20000 mg O₂/l:

$$\mu_{H, \max} = 0,40 \pm 0,11 \text{ d}^{-1}$$

$$Y_H = 0,65 \pm 0,07$$

$$K_S = 780 \pm 10 \text{ mg/l}$$

Alimentación DQO 26000 mg O₂/l:

$$\mu_{H, \max} = 0,60 \pm 0,20 \text{ d}^{-1}$$

$$Y_H = 0,65 \pm 0,07$$

$$K_S = 1950 \pm 10 \text{ mg/l}$$

Los valores de la velocidad específica máxima ($\mu_{H, \max}$) son muy inferiores a los correspondientes al tratamiento de aguas urbanas, como corresponde a un sistema con largos tiempos de residencia y un agua industrial. Los valores del coeficiente de crecimiento celular (Y_H) están en el intervalo normal (0,6-0,7) y el valor de la constante de media saturación (K_S) es elevado, muy superior a los valores propios de aguas urbanas, puesto que en este caso la alimentación presenta una elevada carga.

7.- NOMENCLATURA

b_A	coeficiente de muerte celular para biomasa autótrofa (d^{-1})
b_H	coeficiente de muerte celular para biomasa heterótrofa (d^{-1})
d	diámetro de poro (nm)
D_n	parámetro estadístico
DBO	demanda bioquímica de oxígeno (mg O_2/l)
DQO	demanda química de oxígeno (mg O_2/l)
E	rendimiento de eliminación de la materia orgánica (%)
f_P	fracción de biomasa que produce productos particulados (adimensional)
F	parámetro estadístico
F(y)	distribución normal
F/M	relación alimento-microorganismos (d^{-1})
gl	grados de libertad
H_0	hipótesis nula
H_1	hipótesis alternativa
i_{XB}	relación N/DQO en biomasa (mg N/mg O_2)
i_{XP}	relación N/DQO en productos procedentes de biomasa (mg N/mg O_2)
k	coeficiente cinético de Eckenfelder (l/mg O_2d)
\hat{k}	coeficiente cinético de McKinney (mg SSV/mg O_2d)
k_a	velocidad máxima específica de amonificación (d^{-1})
k_h	velocidad máxima específica de hidrólisis (d^{-1})
\hat{k}_s	coeficiente de saturación media de Contois (mg O_2/mg SSV)
K_S	coeficiente de saturación media de Monod (mg O_2/l)
K_S	coeficiente de saturación media para biomasa heterótrofa (mg O_2/l)
K_X	coeficiente de saturación media para hidrólisis de sustrato lentamente biodegradable (mg O_2/l)
K_{NH}	coeficiente de saturación media de amonio para biomasa autótrofa (mg N- NH_3/l)
K_{NO}	coeficiente de saturación media de nitrato para biomasa heterótrofa (mg N- NO_3^-/l)
K_{OA}	coeficiente de saturación media de oxígeno para biomasa autótrofa (mg O_2/l)
K_{OH}	coeficiente de saturación media de oxígeno para biomasa heterótrofa (mg O_2/l)
N	número total de datos
OD	oxígeno disuelto (mg O_2/l)
pH	constante de concentración de protones
pK_a	constante de disociación ácida
PAC	concentración de carbón activo en polvo en el licor mezcla (mg/l)
Q	caudal (l/d)
Q_e	caudal del efluente (l/d)
Q_o	caudal del influente (l/d)
Q_w	caudal de purga (l/d)
r	radio de poro (nm)
r	coeficiente de autocorrelación
r_i	velocidad de conversión (mg/l·d)
r_g	velocidad de crecimiento celular (mg SSV/l·d)

r_{su}	velocidad de degradación de sustrato (mg O ₂ /l·d)
$r(\xi)$	vector de conversión de la variable ξ (mg/l·d)
s^2	varianza
ROB	requerimiento de oxígeno bioquímico (mg O ₂ /l)
S	matriz estequiométrica
S_e	concentración de sustrato en el efluente expresado en forma de DQO (mg O ₂ /l)
S_h	concentración de sustrato difícilmente biodegradable expresado en forma de DQO (mg O ₂ /l)
S_o	concentración de sustrato en el influente expresado en forma de DQO (mg O ₂ /l)
S_I	materia orgánica soluble e inerte (mg O ₂ /l)
S_O	oxígeno disuelto (mg O ₂ /l)
S_S	sustrato rápidamente biodegradable (mg O ₂ /l)
S_{ND}	nitrógeno orgánico biodegradable y soluble (mg N/l)
S_{NH}	nitrógeno amoniacal (mg N/l)
S_{NO}	nitrógeno procedente de nitrato y nitrito (mg N/l)
S_{ALK}	alcalinidad (mol/l)
SF	sólidos fijos (mg/l)
SS	sólidos en suspensión (mg/l)
ST	sólidos totales (mg/l)
SFF	sólidos filtrables fijos (mg/l)
SFT	sólidos fijos totales (mg/l)
SFV	sólidos filtrables volátiles (mg/l)
SSF	sólidos en suspensión fijos (mg/l)
SST	sólidos en suspensión totales (mg/l)
SVT	sólidos volátiles totales (mg/l)
SSFLM	sólidos en suspensión fijos del licor mezcla (mg/l)
SSTLM	sólidos en suspensión totales del licor mezcla (mg/l)
SSVLM	sólidos en suspensión volátiles del licor mezcla (mg/l)
t	tiempo (d)
T	temperatura (°C)
TRC	tiempo de retención celular (d)
TRH	tiempo de residencia hidráulico (d)
U	tasa de utilización específica (d ⁻¹)
V	volumen del reactor (l)
W	parámetro estadístico
X	concentración de biomasa en el reactor (mg SSV/l)
X_e	concentración de biomasa en el efluente (mg SSV/l)
X_i	dosis de carbón activo en polvo (mg/l)
X_r	concentración de biomasa en la recirculación (mg SSV/l)
X_I	materia orgánica particulada e inerte (mg O ₂ /l)
X_p	productos particulados que proceden de la descomposición de la biomasa (mg SSV/l)
X_S	sustrato lentamente biodegradable (mg O ₂ /l)
X_{BA}	biomasa autótrofa activa (mg SSV/l)
X_{BH}	biomasa heterótrofa activa (mg SSV/l)
X_{ND}	nitrógeno orgánico biodegradable y particulado (mg N/l)
y_{ij}	valor observado de la variable objeto de estudio correspondiente a la observación j-ésima del i-ésimo nivel del factor

$\bar{y}_{..}$	media total
$\bar{y}_{.j}$	media de grupo o nivel j.
Y	rendimiento de crecimiento de biomasa (adimensional)
Y_A	rendimiento de crecimiento de biomasa autótrofa (adimensional)
Y_H	rendimiento de crecimiento de biomasa heterótrofa (adimensional)
Z	parámetro estadístico
α	nivel de significación
ε_{ij}	error experimental
η_g	factor de corrección para crecimiento anóxico de biomasa heterótrofa (adimensional)
η_h	factor de corrección para hidrólisis anóxica (adimensional)
μ	valor medio de las j poblaciones
μ	velocidad específica de crecimiento de biomasa (d^{-1})
$\mu_{m\acute{a}x}$	velocidad máxima de crecimiento específico de biomasa (d^{-1})
μ_A	velocidad específica de crecimiento de biomasa autótrofa (d^{-1})
μ_H	velocidad específica de crecimiento de biomasa heterótrofa (d^{-1})
ν_{ij}	coeficiente estequiométrico
θ	tiempo de residencia hidráulico (d)
θ_c	tiempo de retención celular (d)
ρ_j	velocidad del proceso (mg/ l·d)
$\rho(\xi)$	vector de las cinéticas de reacción (mg/ l·d)
σ_i	desviación típica
τ_i	efecto diferencial del nivel i
ξ	vector de concentraciones de variables en el reactor y efluente (mg/l)
ξ_{in}	vector de concentraciones de variables de entrada (mg/l)

8.- BIBLIOGRAFÍA

-
- Adams, C.E.; Eckenfelder, W.W.; Hovious, J.C.: "A kinetic model for design of completely mixed activated sludge treating variable strength industrial waste water". *Water Research* (9), pp. 37-42 (1975).
 - Akcil, A.; Karahan, A.G.; Ciftci, H.; Sagdic, O.: "Biological treatment of cyanide by natural isolated bacteria (*Pseudomonas* sp.)". *Minerals Engineering* (16), pp. 643-649 (2003).
 - Aktaş, Ö; Çeçen, F.: "Bioregeneration of activated carbon: A review". *International Biodeterioration & Biodegradation* (59), pp. 257-272 (2007).
 - Andern, E.; Lockett, W.T.: "Experiment in the oxidation of sewage without the aids of filters". *J. Soc. Chem. Ind.* (33), pp.523-539 (1914).
 - Andreozzi, R.; Caprio, V.; Insola, A.: "Kinetics and mechanisms of polyethyleneglycol fragmentation by ozone in aqueous solution". *Water Research* (30), pp. 2955-2960 (1996).
 - Andreozzi, R.; Caprio, V.; Insola, A.; Marotta, R.: "Advanced oxidation process (AOP) for water purification and recovery". *Catalysis Today* (53), pp. 51-59 (1999).
 - Arutchelvan, V.; Kanakasabai, V.; Nagarajan, S.; Muralikrishnan, V.: "Isolation and identification of novel high strength phenol degrading bacterial strains from phenol-formaldehyde resin manufacturing industrial wastewater". *Journal of Hazardous Materials* (127), pp. 238-243 (2005).
 - A.P.H.A.; A.W.W.A.; W.P.C.F.: "Métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales". Ed. Díaz Santos (1992).
 - Bailey, J.E; Ollis, D.F.: "Biochemical engineering fundamentals". Ed. McGraw-Hill, pp. 394-395 (1986).
 - Badosz, T.J.: "Inverse Gas Chromatography at Infinite Dilution as a Method to Determine the Structural and Chemical Features of Activated Carbon Surface". En: "Encyclopedia of Surface and Colloid Science" (3), pp. 2827-2841 (2002).
 - Barker, P.S.; Dold, P.L.: "General model for biological nutrient removal activated sludge systems: model presentation". *Water Environmental Research* (69), pp. 969-984 (1997).
 - Barker, D.J., Stuckey, D.C.: "A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems". *Water Research* (33), pp. 3063-3082 (1999).
 - Battersby, N.S.; Sherren, A.J.; Bumpus, R.N.; Eagle, R.; Molade, I.K.: "The fate of linear alcohol ethoxylates during activated sludge sewage treatment". *Chemosphere* (45), pp. 109-121 (2001).
 - Beccari, M.; Majone, M.; Massanisso, P.; Ramadori, R.: "A bulking sludge with high storage selected under intermittent feeding". *Water Research* (32), pp. 3403-3413 (1998).

- Beltrán, F.J.: "Ozone-UV Radiation-Hydrogen Peroxide Oxidation Technologies". En: "Chemical Degradation Methods for Wastes and Pollutants: Environmental and Industrial Applications" editado por M.A.Tarr, CRC Press, Ohio, pp. 1-76 (2003).
- Benedek, P.; Major, V.; Takács, I.: "Mathematical model suggested for a carbon-activated sludge system". *Water Research* (19), pp. 407-413 (1985).
- Bernhard, M.; Eubeler, J.P.; Zok, S.; Knepper, T.: "Aerobic biodegradation of polyethylene glycols of different molecular weights in wastewater and seawater". *Water Research* (42), pp. 4791-4801 (2008).
- Boehm, H.P.: "Some aspects of the surface chemistry of carbon blacks and other carbons". *Carbon* (32), pp. 759-769 (1994).
- Bornhardt, C.; Drewes, J.E.; Jekel, M.: "Removal of organic halogens (AOX) from municipal wastewater by powdered activated carbon (PAC)/activated sludge (AS) treatment". *Water Science and Technology* (35), pp. 147-153 (1997).
- Box, G.E.P.; Hunter, W.G.; Hunter, J.S.: "Estadística para investigadores: introducción al diseño de experimentos, análisis de datos y construcción de modelos". Ed. Reverté, pp. 19-38 (1967).
- Burriel, F.; Lucena, F.; Arribas, S.; Hernández, J.: "Química Analítica Cualitativa", Ed. Paraninfo, 13ª Edición, pp. 200 (1989).
- Carta, F.; Álvarez, P.; Romero, F.; Pereda, J.: "Aerobic purification of dairy wastewater in continuous regime; reactor with support". *Process Biochemistry* (34), pp. 613-619 (1999).
- Casey, T.G.; Wentzel, M.C.; Ekama, G.A.; Loewenthal, R.E.; Marais, G.R.: "A hypothesis for the cause of low F / M filament bulking in nutrient removal activated sludge systems". *Water Research* (26), pp. 867-869 (1992).
- CEE (Comunidad Económica Europea): "Draft Directive on the approximation of the laws of the Member States relating to the methods of testing the biodegradability of non-ionic surfactants". Brussels, Feb. (1976).
- Chausset, M. N. : "Synthese et étude physico-chimique de polymères amphiphiles: application á la dépollution des eaux. DEA report. Université Pierre et Marie Curie, Ecole Nationale Supérieure de Chimie de Paris, Paris. France. Pp.45 (1989).
- Charpentier, J.; Martin, G., Wacheux, H.; Gilles, P.: "ORP regulation and activated sludge: 15 years of experience". *Water Science Technology* (38), pp. 197-208 (1998).
- Cheremisinoff, P.N.; Morresi, A.C.: "Carbon adsorption applications". En: "Carbon Adsorption Handbook" editado por P.N. Cheremisinoff y F. Ellerbursch para Ann Arbor Science Publishers Inc., Ann Arbor, Michigan, pp.1-53 (1978).

-
- Chudoba, J.; Ottová, V.; Madera, V.: "Control of activated sludge filamentous bulking-I. Effect of the hydraulic regime or degree of mixing in an aeration tank". *Water Research* (7), pp. 1163-1182 (1973).
 - Chudoba, J.; Grau, P.; Ottová, V.: "Control of activated-sludge filamentous bulking-II. Selection of microorganisms by means of a selector". *Water Research* (7), pp. 1398-1406 (1973).
 - Chudoba, J.: "Inhibitory effect of refractory organic compounds produced by activated sludge micro-organisms on microbial activity and flocculation". *Water Research* (19), pp. 197-200 (1985).
 - Contois, D.E.: "Kinetics of bacterial growth, relationship between population density and specific growth rate of continuous cultures". *J. Gen. Microbiol.* (21), pp.40-50 (1959).
 - Costa, C.; Márquez, M.C.: "Kinetics of the PACT process". *Water Research* (32), pp. 107-114 (1998).
 - Costa, C.; Rodríguez, J.; Márquez, M.C.: "A simplified dynamic model for the activated sludge process with strength wastewaters". *Environ Model Asses* (14), pp. 739-747 (2009).
 - Coughlin, R.W.; Ezra, F.S.: "Role of surface acidity in the adsorption of organic pollutants on the surface of carbon". *Environ. Sci. Technol.* (2), pp. 291-297 (1968).
 - Curds, C.R.: "Protozoa". En: "Ecological Aspects of Used Water Treatment" editado por C.R. Curds y H.A.Hawkes para Academic Press, London, pp. 203-268 (1975).
 - Curtis, H.; Due Barnes, N.: "Biología". Ed. Médica Panamericana, pp. 476-477 (2000).
 - Dąbrowski, A.; Podkościelny, P.; Hubicki, Z.; Barczak, M.: "Adsorption of phenolic compounds by activated carbon-a critical review". *Chemosphere* (58), pp. 1049-1070 (2005).
 - Dalmacija, B.; Karlovic, E.; Tamas, Z.; Miskovic, D.: "Purification of high-salinity wastewater by activated sludge process". *Water Research* (30), p. 295-298 (1996).
 - Dan, N.P.; Visvanathan, C.; Basu, B.: "Comparative evaluation of yeast and bacterial treatment of high salinity wastewater base don biokinetic coefficients". *Bioresource Technology* (87), pp. 51-56 (2003).
 - De Beer, D.; Schramm, A.; Santegoeds, C.M.; Nielsen, H.K.: "Anaerobic process in activated sludge". *Water Sci. Technol.* (37), pp. 605-608 (1998).
 - De Jonge, R.J. de; Breure, A.M.; Van Andel, J.G.: "Bioregeneration of powdered activated carbon (PAC) loaded with aromatics compounds". *Water Research* (30), pp. 875-882 (1996).

- Debellefontaine, H.; Foussard, J.N.: "Wet air oxidation for the treatment of industrial wastes. Chemical aspects, reactor design and industrial applications in Europe". Waste Management (20), pp. 15-25 (2000).
- Degremont: "Manual técnico del agua". Editorial Degremont (1979).
- DeWalle, F.; Chian, E.S.K.; Small, E.M.: "Organic matter removal by powdered activated carbon added to activated sludge". J. Water Pollution Control Federation (49), pp. 593-599 (1975).
- DeWalle, F.; Chian, E.S.K.: "Biological regeneration of powdered activated carbon added to activated sludge units". Water Research (11), pp. 439-446 (1977).
- Domènech, X.; Jardim, W.F.; Litter, M.I.: "Procesos avanzados de oxidación para la eliminación de contaminantes". En: "Eliminación de colorantes por catálisis heterogénea" editado por M.A.Blesa. (para CYTED) en La Plata (Argentina), pp.3-26 (2001).
- Donnet, J.B.: "The chemical reactivity of carbons". Carbon (6), pp. 161-176 (1968).
- Eckenfelder, W.W.: "Industrial Water Pollution Control". Ed. McGraw-Hill, New York (1966).
- Ehrhardt, H.M.; Rehm, H.J.: "Phenol degradation by microorganisms adsorbed on activated carbon". Appl. Microbiol. Biotech. (21), pp. 32-35 (1985).
- Eikelboom, D.H.: "Filamentous organisms observed in activated sludge". Water Research (9), pp. 365-388 (1975).
- Eikelboom, D.H.: "Identification of filamentous organisms in bulking activated sludge". Prog Water Technol (8), pp. 153-162 (1977).
- Eikelboom, D.H.; Geurkink, B.: "Filamentous micro-organisms observed in industrial activated sludge plants". Water Science and Technology (46), pp. 535-542 (2002).
- European Council of Chemical Manufacturer's Federations (CEFIC): "Test methods for activated carbon". CEFIC Brussels, p.7 (1986).
- Fischer, A.; Halm, C.: "Biotic and abiotic degradation behaviour of ethylene glycol monomethyl ether (EGME)". Water Research (39), pp. 200-207 (2005).
- Flynn, B.P.: "The determination of bacterial kinetics in a powdered activated carbon reactor". Proceeding of the 29th Industrial Waste Conference, Purdue University, pp. 302-318 (1974).
- Flynn, B.P.: "A model for the powdered activated carbon-activated sludge system". Proceeding of the 30th Industrial Waste Conference, Purdue University, pp. 233-252 (1975).

-
- Forster, C.F.: "Factors involved in the settlement of activated sludge-II. The binding of polyvalent metals". *Water Research* (19), p. 1265 (1985).
 - Franz, M.; Arafat, H.A.; Pinto, N.G.: "Effect of chemical surface heterogeneity on the adsorption mechanism of dissolved aromatics on activated carbon". *Carbon* (38), pp.1807-1819 (2000).
 - García, J.C.; Gutiérrez, A.; Díaz, J.M.: "Reactor continuo de lodos activados: competencia entre microorganismos granulares y filamentosos". *Tecnología del Agua* (85), pp. 17-24 (1991).
 - García de Jalón, J.; Rodríguez, J.I.: "Aprenda Matlab 7.0 como si estuviera en primero". *Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales. Universidad Politécnica de Madrid*, p. 86 (2005).
 - Garten, V.A.; Weiss, D.E.. *Aust. J. Chem.* (10), p. 309 (1957).
 - Gernaey, K.V.; Van Loosdrecht, M.C.M.; Henze, M.; Lind, M.; Jørgensen, S.B.: "Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of art". *Environmental Modelling & Software* (19), pp.763-783 (2004).
 - Glaze, W.H.; Kang, J.W.; Chapin, D.H.: "The chemistry of water treatment processes involving ozone, hydrogen peroxide and ultraviolet radiation". *Ozone: Science & Engineering* (9), pp. 335-352 (1987).
 - Gogate, P.R.; Pandit, A.B.: "A review of imperative technologies for wastewater treatment I: oxidation technologies at ambient conditions". *Advances in Environmental Research* (8), pp. 501-551 (2004a).
 - Gogate, P.R.; Pandit, A.B.: "A review of imperative technologies for wastewater treatment I: oxidation technologies at ambient conditions". *Advances in Environmental Research* (8), pp. 553-597 (2004b).
 - Goldberg, S.; Doyle, R.J.; Rosenberg, M.: "Mechanism of Enhancement of microbial cell hydrophobicity by cationic polymers". *Journal of Bacteriology* (172), pp. 5650-5654 (2000).
 - Grau, P.; Dohányos, M.; Chudoba, J.: "Kinetics of multicomponent substrate removal by activated sludge". *Water Research* (9), pp. 637-642 (1975).
 - Gujer, W.; Henze, M.; Mino, T.; Matsuo, T.; Wentzel, M.C.M.; Marais, G.V.R.: "The activated sludge model no. 2: biological phosphorus removal". *Water Science and Technology* 31(2), pp. 1-11 (1995).
 - Gujer, W.; Henze, M.; Mino, T.; Van Loosdrecht, M.C.M.: "Activated sludge model no.3". *Water Science and Technology* 39(1), pp. 183-193 (1999).
 - Gulyas, H.: "Process for the removal of recalcitrant organics from industrial wastewaters". *Water Science and Technology* (36), pp. 9-16 (1997).

- Ha, S.R.; Vinitnantharat, S.: “Competitive removal of phenol and 2,4-dichlorophenol in biological activated carbon system”. *Environmental Technology* (21), pp.387-396 (2000).
- Han, L.; Zhu, J.; Kang, J.; Liang, Y.; Sun, Y.: “Catalytic wet air oxidation of high-strength organic coking Wastewater”. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering* (4), pp. 624–627 (2009).
- Henze, M.; Grady, C.P.L.; Gujer, W.; Marais, G.V.R.; Matsuo, T.: “Activated sludge model no. 1 (en IAWPRC Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment Process”. *Scientific and Technical Report 1, IAWPRC, London, (1986).*
- Henze, M.; Grady, C.P.L.; Gujer, W.; Marais, G.V.R.; Matsuo, T.: “A general model for single-sludge wastewater treatment systems”. *Water Research* 21(5), pp. 505-515 (1987).
- Henze, M.; Gujer, W.; Mino, T.; Matsuo, T.; Wentzel, M.C.M.; Marais, G.V.R.: “Activated sludge model no. 2”. *Scientific and Technical Report 3, IWA, London, (1995).*
- Henze, M.; Gujer, W.; Mino, T.; Matsuo, T.; Wentzel, M.C.M.; Marais, G.V.R.; Van Loosdrecht, M.C.M.: “Activated sludge model no. 2d, ASM2D”. *Water Science and Technology* 39(1), pp. 165-182 (1999).
- Henze, M.; Gujer, W.; Mino, T.; Van Loosdrecht, M.C.M.: “Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2D and ASM3”. Editado por IWA Publishing , Alliance House, London, pp. iii (2000).
- Heukelekian, H.; Heller, A.: “Relations between food concentration and surface for bacterial growth”. *J. Bact.* (40), pp. 547-558 (1940).
- Huang, C.P.; Dong, C.; Tang, Z.: “Advanced chemical oxidation: Its present role and potential future in hazardous waste treatment”. *Waste Management* (13), pp. 361-377 (1993).
- Hunsberger, J.F.: “Standard reduction potentials”. En: “*Handbook of Chemistry and Physics, 58th ed.*” editado por R.C. Weast, CRC Press, Ohio (1977).
- Hutton, D.G.; Robertaccio, F.L.. *Waste water treatment. USA duPont de Nemours, E.I. and Co., US 3904518 750909, US 702846 700114, pp.9 (1975).*
- Hutton, D.G.: “Combined powdered activated carbon-biological treatment”. En: “*Carbon Adsorption Handbook*” editado por P.N. Cheremisinoff y F. Ellerbusch para Ann Arbor Science Publishers Inc., Ann Arbor, Michigan, pp.389-447 (1978).
- Jenkins, D.; Richard, M.G.; Daigger, G.T.: “Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming”, 2ª Ed.. Michigan: Lewis Publishers (1993).

-
- Jeppsson, U.; Olsson, G.: “Reduced order models for on-line parameter identification of the activated sludge process”. *Water Science Technology* 28 (11-12), pp.173-183 (1993).
 - Julien, S.; Lessard, P.; Babary, J.P.: “A reduced order model for control of a single reactor activated sludge process”. *Math Comput Model Dyn Systems* 5 (4), pp. 337-350 (1999).
 - Jung, M.W.; Ahn, K.H.; Lee, Y.; Kim, K.P.; Rhee, J.S.; Park, J.T.; Paeng, K.J.: “Adsorption characteristics of phenol and chlorophenols on granular activated carbons (GAC)”. *Microchemical Journal* (70), pp. 123-131 (2001).
 - Kabouris, J.C.; Georgakakos, A.P.: “Accounting for different time scales in activated sludge process control”. *Water Science Technology* 26 (5-6), pp.1381-1390 (1992).
 - Kalinske, A.A.: “Enhancement of biological oxidation of organic waste using activated carbon in microbial suspension”. *Water Sewage Wks.* (199), pp. 62-64 (1972).
 - Keesman, K.J.; Spanjers, H.; Van Straten, G.: “ Analysis of endogenous process behaviour”. *Water Science Technology* 37 (12), pp.227-235 (1998).
 - Kim, K.H.; Ihm, S.K.: “Heterogeneous catalytic wet air oxidation of refractory organic pollutants in industrial wastewaters: A review”. *Journal of Hazardous Materials* (186), pp. 16-34 (2011).
 - Kitis, M.; Adams, C.D.; Daigger, G.T.: “The effects of Fenton’s reagent pretreatment on the biodegradability of nonionic surfactants”. *Water Research* (33), pp. 2561-2568 (1999).
 - Kitis, M.; Adams, C.D.; Kuzhikannil, J.; Daigger, G.T.: “Effects of ozone/hydrogen peroxide pre-treatment on aerobic degradability of non-ionic surfactants and polypropylene glycol”. *Environmental Science & Technology* (34), pp. 2305-2310 (2000).
 - Klimenko, N.; Winther-Nielsen, M; Smolin, S.; Nevynna, L.; Sydorenko, J.: “Role of the physico-chemical factors in the purification process of water from surface-active matter by biosorption”. *Water Research* (36), pp. 5132-5140 (2002).
 - Koppe, P.; Imhoff, K.R.; Herkelmann, H.; Sebasta, G.: “Some practical aspects of the “biocarbon process”. *Water Research* (13), pp. 865-871 (1979).
 - Langford, K.H.; Scrimshaw, M.D.; Birkett, J.W.; Lester, J.N.: “Degradation of nonylphenolic surfactants in activated sludge batch tests”. *Water Research* (39), pp. 870-876 (2005).
 - LaPara, T.; Alleman, J.: “Review paper, thermophilic aerobic biological treatment”. *Water Research* (33), pp. 895-908 (1999).

- LaPara, T.; Nakatsu, C.; Pantea, L.; Alleman, J.: "Aerobic biological treatment of a pharmaceutical wastewater: effect of temperature on COD removal and bacterial community development". *Water Research* (35), pp. 4417-4425 (2001).
- Lee, J.H.; Jang, A.; Bhadri, P.R.; Myers, R.R.; Timmons, W.; Beyette, F.R.; Bishop, P.L.; Papautsky, I.: "Fabrication of microelectrode arrays for in situ sensing of oxidation-reduction potentials". *Sensors and Actuators B: Chemical*, in press (2005).
- León y León, C.A.; Radovic, L.R.. En: "Chemistry and Physics of Carbon" (24) editado por P.A. Throver en Marcel Dekker (New York), pp.151-214 (1994).
- Levenspiel, O.: "Ingeniería de las reacciones químicas". Ed Reverté, pp.142 (1989).
- Li, B.; Bishop, P.L.: "The application of ORP in activated sludge wastewater treatment process". *Environ Eng Sci* (18), 309-321 (2001).
- Li, B.; Bishop, P.L.: "Oxidation reduction potential (ORP) regulation of nutrient removal in activated sludge wastewater treatment plants". *Water Environ Res*, in press (2003).
- Li, C.T.; Zhuang, H.K.; Hsieh, L.T.; Lee, W.J.; Tsao, M.C.: "PAH emission from the incineration of the three plastic wastes". *Environmental International* (27), pp.61-67 (2001).
- Liao, B.Q.; Allen, D.G.; Droppo, I.G.; Leppard, G.G.; Liss, S.N.: "Surface properties of sludge and their role in bioflocculation and settleability". *Water Research* (35), pp. 339-350 (2001).
- Lin, S.H.; Lin, C.S.: "Reclamation of wastewater effluent from a chemical fiber plant". *Desalination* (120), pp. 185-195 (1998).
- Lin, C.K.; Tsai, T.Y.; Liu, J.C.; Chen, M.C.: "Enhanced biodegradation of petrochemical wastewater using ozonation and bac advanced treatment system". *Water Research* (35), pp. 699-704 (2001).
- Liss, S.N.: "Biofilms, The Encyclopedia of Environmental Microbiology". Ed. H.C. Flemming, Wiley, New York (2002).
- Madigan, M.T.; Martinko, J.M.; Parker, J.: "Brock. Biología de los Microorganismos. 10ª Edición". Ed. Pearson-Prentice Hall, pp. 151-152 y 158-159 (2004).
- Madoni, P.: "A sludge biotic index (SBI) for the evaluation of the biological performance of activated sludge plants based on the microfauna analysis". *Water Research* (28), pp. 67-75 (1994).
- Mai, C.; Majcherczyk, A.; Schormann, W.; Hüttermann, A.: "Degradation of acrylic copolymers by Fenton's reagent". *Polymer Degradation and Stability*, pp. 107-112 (2002).

-
- Mantzavinos, D.; Livingston, A.G.; Hellenbrand, R.; Metcalfe, I.S.: Wet air oxidation of polyethylene glycols; mechanisms, intermediates and implications for integrated chemical-biological wastewater treatment". *Chemical Engineering Science* (51), 4219-4235 (1996a).
 - Mantzavinos, D.; Hellenbrand, R.; Livingston, A.G.; Metcalfe, I.S.: "Catalytic wet air oxidation of polyethylene glycol". *Applied Catalysis B: Environmental* (11), pp. 99-119 (1996b).
 - Mantzavinos, D.; Sahibzada, M.; Livingston, A.G.; Metcalfe, I.S.; Hellgardt, K.: "Wastewater treatment: wet air oxidation as a precursor to biological treatment". *Catalysis Today* (53), pp. 93-106 (1999).
 - Mantzavinos, D.; Lauer, E.; Sahibzada, M.; Livingston, A.G.; Metcalfe, I.S.: "Assesment of partial treatment of polyethylene glycol wastewaters by wet air oxidation". *Water Research* (34), pp. 1620-1628 (2000).
 - Marco, A.; Esplugas, S.; Saum, G.: "How and why combine chemical and biological process for wastewater treatment". *Water Science and Technology* (35), pp. 321-327 (1997).
 - Martins, A.M.P.; Heijnen, J.J.; Van Loosdrecht, M.C.M.: "Effect of dissolved oxygen concentration on sludge settleability". *Applied Microbiology and Biotechnology* (62), pp. 586-593 (2003).
 - Martins, A.M.P.; Van Loosdrecht, M.C.M.; Heijnen, J.J.: "Effect of feeding pattern and storage on the sludge settleability under aerobic conditions". *Water Research* (37), pp. 2555-2570 (2003).
 - Martins, A.M.P.; Pagilla, K.; Heijnen, J.J.; Van Loosdrecht, M.C.M.: "Filamentous bulking sludge-a critical review". *Water Research* (38), pp. 793-817 (2004).
 - Mathews, C.K.; Van Holde, K.E.; Ahern, K.G.: "Bioquímica 3ª Edición". Ed. Addison Wesley, pp. 463-473 (2002).
 - Mattson, J.S.; Mark, H.B.; Malbin; M.D.; Weber, W.J.; Critenden, J.C.: "Surface chemistry of active carbon: specific adsorption of phenols". *J. Colloid Interface Sci.* (31), p. 116-130 (1969).
 - Mattson, J.S.; Mark, H.B.: "Activated Carbon, Surface Chemistry and Adsorption from Solution". Marcel Dekker, New York (1971).
 - Maugans, C.B.; Ellis, C.: "Wet Air Oxidation: A Review of Commercial Sub-critical Hydrothermal Treatment". Presentado en: IT3'02 Conference, May 13-17, New Orleans, Louisiana (2002).
 - Mazet, M.; Baudu, B.F.: "Influence of heat or chemical treatment of activated carbon onto the adsorption of organic compounds". *Water Research* (28), pp. 1609-1617 (1994).

- McGinnis, B.D.; Adams, V.D.; Middlebrooks, E.J.: “Degradation of ethylene glycol in photo Fenton systems”. *Water Research* (34), pp. 2346-2354 (2000).
- McGinnis, B.D.; Adams, V.D.; Middlebrooks, E.J.: “Degradation of ethylene glycol using Fenton’s reagent and UV”. *Chemosphere* (45), pp. 101-108 (2001).
- McKinney, R.E.: “Microbiology for Sanitary Engineers”. Ed. McGraw-Hill, New York (1962).
- Meidl, J.A.: “Responding to changing conditions: how powdered activated carbon systems can provide the operational flexibility necessary to treat contaminated groundwater and industrial wastes”. *Carbon* (35), pp. 1207-1216 (1997).
- Meidl, J.A.: “Use of the PACT System to Treat Industrial Wastewater for Direct Discharge or Reuse”. Jubilee XX Conference of Science & Technology. Katowice (Poland), October 14-15 (1999).
- Meriç, S.; Kabdaşh, I.; Tünay, O.; Orhon, D.: “Treatability of strong wastewaters from polyester manufacturing industry”. *Water Science and Technology* (39), pp. 1-7 (1999).
- Metcalf & Eddy: “Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización”. Ed. McGraw-Hill, pp.293-294, 409-493, 605-686 (2000).
- Método analítico de Empresa: “Determinación de fenoles en corrientes similares empleado en la Planta Industrial”. Volumen V-Manual de métodos analíticos, pp. 1-4 (1993).
- Método analítico de Empresa: “Determinación de: ortofosfato y fósforo total en aguas de servicios y aguas residuales”. MC5-Manual de métodos analíticos, pp. 1-4 (1999).
- Método analítico de Empresa: “Determinación de: cianuros libres y cianuros totales de aguas plantas servicios”. MC05-Manual de métodos analíticos, pp. 1-5 (2000a).
- Método analítico de Empresa: “Determinación de la relación PAC / Biomasa en aguas residuales”. MC-05-Manual de métodos analíticos, pp. 1-5 (2000b).
- Método analítico de Empresa: “Determinación de nitrógeno (-.-) en aguas de servicios y residuales”. MC05-Manual de métodos analíticos, pp. 1-4 (2000c).
- Mettler-Toledo: “Operating Instruction for NO₃- Ion-Selective Electrode”. Mettler-Toledo AG, Switzerland (2001a).
- Mettler-Toledo: “Operating Instruction for NH₄⁺ Ion-Selective Electrode”. Mettler-Toledo AG, Switzerland (2001b).
- Mikkelsen, L.H.; Gotfredsen, A.K.; Agerbaek,M.L.; Nielsen, P.H.; Keiding, K.: “Effect of colloidal on clarification and dewatering of activated sludge”. *Water Sci. Technol.* (34), pp. 449-457 (1996).

-
- Mikkelsen, L.H.: "The shear sensitivity of activated sludge. Relations to filterability, rheology and surface charge". *Colloids Surf. A: Physicochem. Eng. Aspects* (182), pp. 1-14 (2001).
 - Monod, J.: "The growth of bacterial cultures". *Ann. Rev. Microbiol.* (3), pp. 371-394 (1949).
 - Moreno-Castilla, C.; Rivera-Utrilla, J.; López-Ramón, M.V.; Carrasco-Marín, F.: "Adsorption of some substituted phenols on activated carbons from a bituminous coal". *Carbon* (33), pp. 845-851 (1995)
 - Morgan-Sagastume, F.; Allen, D.G.: "Effects of temperature transient conditions on anaerobic biological treatment of wastewater". *Water Research* (37), pp. 3590-3601 (2003).
 - Morgan-Sagastume, F.; Allen, D.G.: "Activated sludge deflocculation under temperature upshifts from 30 to 45 °C". *Water Research* (39), pp.1061-1074 (2005).
 - Morgan-Sagastume, F.; Allen, D.G.: "Physicochemical properties and stability of activated sludge flocs under temperature upshifts from 30 to 45 °C". *Journal of Colloid and Interface Science* (281), pp. 136-145 (2005).
 - Morinaga, H.; Nishijima, W.; Okada, M.: "Stimulation of bacterial activity by the addition of different PACS". *Environmental Technology* (24), pp. 179-186 (2003).
 - Musvoto, E.V.; Lacay, M.T.; Casey, T.G.; Wentzel, M.C.; Ekama, G.A.: "Filamentous organism bulking in nutrient removal activated sludge systems. Paper 8: The effect of nitrate and nitrite". *Water SA* (25), pp. 397-407 (1999).
 - Nair, C.I.; Jayachandran, K.; Shashidhar, S.: "Biodegradation of phenol: review". *African Journal of Biotechnology* (7), pp. 4951-4958 (2008).
 - Neyens, E.; Baeyens, J.: "A review of classic Fenton's peroxidation as an advanced oxidation technique". *Journal of Hazardous Materials* (B98), pp. 33-50 (2003).
 - Ng, A.S.; Stenstrom, M.K.; Marrs, D.R.: "Nitrification enhancement in the powdered activated carbon-activated sludge process for the treatment of petroleum refinery wastewaters". *J. Water Poll. Control Fed.* (59), pp. 199-211 (1987).
 - Ng, A.S.; Stenstrom, M.K.: "Nitrification in powdered -activated carbon-activated sludge process". *J. Envir.Engng.* (113), pp. 1285-1301 (1987).
 - Nicolau, A.; Nicolina, D.; Mota, M.; Lima, N.: "Trends in the use of protozoa in the assessment of wastewater treatment". *Res. Microbiol.* (152), pp. 621-630 (2001).
 - Olmstead, K.P.; Weber, W.J.: "Interactions between microorganisms and activated carbon in water and waste treatment operations". *Chemical Engineering Communications* (108), pp. 113-125 (1991).

- O'Neill, M.; Horan, N.J.: "Achieving simultaneous nitrification and denitrification of wastewaters at reduce cost". *Water Science & Technology* (32), pp. 303-312 (1995).
- Orshansky, F.; Narkis, N.: "Characteristics of organics removal by PACT simultaneous adsorption and biodegradation". *Water Research* (31), pp.391-398 (1997).
- Otal, E.; Mantzavinos, D.; Delgado, M.V.; Hellenbrand, R.; Lebrato, J.; Metcalfe, I.S.; et al.: "Integrated wet air oxidation and biological treatment of polyethylene glycol-containing wastewater". *J. Chem. Tech. Biotech.* (70), pp. 147 (1997).
- Palm, J.C.; Jenkins, D.; Parker, D.S.: "Relationship between organic loading, dissolved oxygen concentration and sludge settleability in the complete-mixed activated sludge process". *J. Water Poll. Control Fed.* (52), pp. 2484-2506 (1980).
- Parachuri, Y.L.; Shivaraman, N.; Kumaran, P.: "Microbial transformation of thiocyanate". *Environmental Pollution* (68), pp. 15-28 (1990).
- Pedrerol, J.; Ruiz, S.; Maugans, C.B.: "The Use of Wet Oxidation and PACT for the Treatment of Propylene Oxide / Styrene Monomer (PO / SM) Industrial Wastewaters at the Repsol PO / SM Plant in Tarragona, Spain". CHISA 2002, Praha, The Czech Republic, August 25-29 (2002).
- Pera-Titus, M.; García-Molina, V.; Baños, M.A.; Giménez, J.; Esplugas, S.: "Degradation of chlorophenols by means of advanced oxidation processes: a general review". *Applied Catalysis B: Environmental* (47), pp. 219-256 (2004).
- Pérez, C.: "Técnicas Estadísticas con SPSS 12. Aplicaciones al análisis de datos". Ed. Pearson-Prentice Hall, pp. 437-461 (2005).
- Perroti, A.E.; Rodman, C.A.: "Factors involved with biological regeneration of activated carbon". *Water Am. Inst. Chem. Engr. Symp. Ser.* (144), pp. 316-325 (1974).
- Perry, R.H.; Green, D.W.: "Manual del Ingeniero Químico" volumen III. Ed. McGraw-Hill, Madrid, pp.11-16 (2001).
- Pipes, W.O.: "Bulking of activated sludge". *Adv. Appl. Microbiol.* (9), pp. 185-234 (1967).
- PlasticsEurope: "Los plásticos en 2007: un análisis de la producción, la demanda y la recuperación de los plásticos en Europa en 2007", pp. 10 (2008).
- PlasticsEurope: "Plastics-the fact 2010: an analysis of European Plastics production, demand and recovery for 2009", pp. 10-11 (2010).
- Popa-Nita, S.; Rochas, C.; David, L.; Domard, A.: "Structure of natural polyelectrolyte solutions: role of the hydrophilic /hydrophobic interaction balance". *Langmuir* (25), pp. 6460-6468 (2009).

-
- Ramakrishna, C.; Kar, D.; Desai, J.D.: "Biotreatment of acrylonitrile plant effluent by powdered activated carbon-activated sludge process". *Journal of Fermentation and Bioengineering* (67), pp. 430-432 (1989).
 - Ramalho, R.S.: "Tratamiento de aguas residuales". Ed. Reverté, pp. 253-409 (1996).
 - Ramis, G.; García, M.C.: "Quimiometría". Ed. Síntesis, Madrid, pp. 30-79 (2001).
 - Rattanakawin, C.; Hogg, R.: "Aggregate size distributions in flocculation". *Colloids Surface* (177), pp. 87-98 (2001).
 - Real Decreto 849/1986, del 11 de abril de 1986, por el que se aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico que desarrolla los Títulos Preliminar Preliminar I, IV, V, VI y VII de la Ley 29/1985, de 2 de agosto, de Aguas.
 - Real Decreto 606/2003, del 23 de mayo de 2003, sobre la modificación del Real Decreto 849/1986, del 11 de abril de 1986, que aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico que desarrolla los Títulos Preliminar I, IV, V, VI y VIII de la Ley 29/1985, de 2 de agosto, de Aguas.
 - Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el Texto Refundido de la Ley de Aguas.
 - REPSOL-YPF: "Planta de tratamiento de aguas residuales de las nuevas plantas de OP / SM y derivados de REPSOL-YPF en el complejo industrial de Tarragona". *Tecnología del agua* (217), pp. 67-71 (2001).
 - Rice, R.G.: "Applications of ozone for industrial wastewater treatment-A review". *Ozone: Science & Engineering* (18), pp. 477-515 (1997)
 - Rice; R.G.; Robson, C.M.: "Biological activated Carbon: Enhanced Aerobic Biological Activity in GAC Systems". *Ann Arbor Sci. Pub., Ann Arbor, Mich.* (1982).
 - Richardson & Lokensgard: "Industria del plástico. Plástico industrial". Ed. Paraninfo, pp. 513-515 (1999).
 - Rieger, L.; Koch, G.; Kühni, M.; Gujer, W.; Siegrist, W.: "The EAWAG Bio-P module for activated sludge model no.3". *Water Research* 35(16), pp. 3887-3903 (2001).
 - Rijnaarts, H.H.M.; Norde, W.; Bouwer, E.J.; Lyklema, J.; Zehnder, A.J.B.: "Reversibility and mechanism of bacterial adhesion". *Colloids and Surface B: Biointerfaces* (4), pp. 5-22 (2000).
 - Robertaccio, F.L.; Grulich, G.; Hutton, D.G.; Glotzer, H.L.: "Treatment of organic chemicals plant wastewater with DuPont PACT process". 70th National Meeting of the American Institute of Chemical Engineers. Dallas (USA), AIChE Symposium Series No. 125, Vol. 65 (1972).

- Rodman, C.A.; Shunney, E.L.: "Bioregenerated activated carbon treatment of textile dye wastewater". E.P.A., Water Pollut. Control Research Serv. 12090-DWM-01/71, Washington D.C.(1971).
- Rodman, C.A.; Shunney, E.L.; Perrotti, A.E.: "Biological regeneration of activated carbon". En: "Carbon Adsorption Handbook" editado por P.N. Cheremisinoff y F. Ellerbursch para Ann Arbor Science Publishers Inc., Ann Arbor, Michigan, pp.449-483 (1978).
- Rodríguez- Reinoso, F.; Molina-Sabio, M.; González, M.T.: "The use of steam and CO₂ as activating agents in the preparation of activated carbons". Carbon (33), pp. 15-23 (1995).
- Rodríguez- Reinoso, F.: "Activated carbon: Structure characterization, preparation and applications". En: "Introduction to Carbon Technologies" editado por H. Marsh, E.A. Heintz, F. Rodríguez-Reinoso. Capítulo 2, p.35 (1997).
- Rodríguez- Reinoso, F.: "Carbón Activado: estructura, preparación y aplicaciones". Química en Uniandes (1), pp. 59-67 (2004).
- Roeleveld, P.J.; Van Loosdrecht, M.C.M.: "Experience with guidelines for wastewater characterisation in The Netherlands". Water Science Technology 45 (6), pp. 77-87.
- Ronzano, E.; Dapena, J.L.. "Tratamiento biológico de las aguas residuales". Ed. Díaz de Santos, pp. 125-150 (2002).
- Sabio, E.; Zamora, F.; González, J.F.; González García, C.M.; Román, S.; Al-Kassir, A.: "Characterisation under static and dynamic conditions of commercial activated carbons for their use in wastewater plants". Applied Surface Science, in press (2005).
- Salvadó, H.; Gracia, M.P.; Amigó, J.P.: "Capability of ciliated protozoa as indicators of effluent quality in activated sludge plants". Water Research (29), pp. 1041-1050 (1995).
- Schramm, A.; Santegoeds, C.M.; Nielsen, H.K.; Wagner, M.; Pribyl, M.; Wanner, J.; Amann, R.; De Beer, D.: "On the occurrence of anoxic microniches, denitrification, and sulphate reduction in aerated activated sludge". Appl. Environ. Microbiol. (65), pp. 4189-4196 (1999).
- Schulthess, R.; Wild, D.; Gujer, W.: "Nitric and nitrous oxide from denitrifying activated sludge at low oxygen concentrations". Water Science & Technology (30), pp. 123-132 (1994).
- Schultz, J.R.; Keinath, T.M.: "Powdered activated carbon treatment process mechanism". Water Pollution Control Federation (56), pp. 143-151 (1984).
- Scott, J.P.; Ollis, D.F.: "Integration of chemical and biological oxidation processes for water treatment: review and recommendations". Environmental Progress (14), pp. 88-103 (1995).

-
- Sher, M.I.; Arbuckle, W.B.; Shen, Z.: "Oxygen uptake rate inhibition with PACT sludge". *Journal of Hazardous Materials* (73), pp.129-142 (2000).
 - Skoog, D.A.; West, D.M.; Holler, F.J.; Crouch, S.R.: "Fundamentos de Química Analítica, octava edición". Thomson Editores Spain, pp. 612-629 (2005).
 - Smets, I.Y.; Haegebaert, J.V.; Carrete, R.; Van Impe, J.F.: "Linearization of the activated sludge model ASM1 for fast and reliable predictions". *Water Research* 37, pp. 1831-1851 (2003).
 - Smets, I.Y.; Banadda, E.N.; Deurinck, J.; Renders, N.; Jenné, R.; Van Impe, J.F.: "Dynamic modelling of filamentous bulking in lab-scale activated sludge process". *Journal of Process Control* (16), pp. 313-319 (2006).
 - Sobek, D.C.; Higgins, M.: "Examination of three theories for mechanisms of cation-induced bioflocculation". *Water Research* (36), pp. 527-538 (2002).
 - Specchia, V.; Gianetto, A.: "Powdered activated carbon in an activated sludge treatment plant". *Water Research* (18), pp. 133-137 (1984).
 - Specchia, V.; Ruggeri, B.; Gianetto, A.: "Mechanisms of activated carbon bioremoval". *Chem. Eng. Comm.* (68); pp. 99-117 (1988).
 - Speitel, G.E.; Lu, C.J.; Zhu, X.J.; Turakhia, M.H.: "Biodegradation and adsorption of a bisolute mixture GAC columns". *J. Wat. Poll. Control. Fed.* (61), pp.221-229 (1989).
 - Stanier, R.Y.; Adelberg, E.A.; Ingraham, J.L.: "The microbial world". 5 th edition, Prentice-Hall (Englewood Cliffs, N.J.) (1986).
 - Steffens, M.A.; Lant, P.A.; Newell, R.B.: "A systematic approach for reducing complex biological wastewater treatment models". *Water Research* 31 (3), pp. 590-606 (1997).
 - Steiner, A.E.; McLaren, D.A.; Forster, C.F.: "The nature of activated sludge flocs". *Water Research* (10), p. 25 (1976).
 - Suárez, D.; Menéndez, J.A.; Fuente, E.; Montes-Morán, M.A.: "Contribution of pyrone-type structures to carbon basicity: An ab-initio study". *Langmuir* (15), pp. 3897-3904 (1999).
 - Suarez-Ojeda, M. E.; Guisasola, A.; Baeza, J.A.; Fabregat, A.; Stüver, F.; Fortuny, A.; Font, J.; Carrera, J. "Integrated catalytic wet air oxidation and aerobic biological treatment in a municipal WWTP of a high-strength o-cresol wastewater". *Chemosphere* (66), pp. 2096-2105 (2007).
 - Suarez-Ojeda, M. E.; Carrera, J.; Metcalfe I. S.; Font, J. "Wet air oxidation (WAO) as a precursor to biological treatment of substituted phenols: Refractory nature of the WAO intermediates" *Chemical Engineering Journal* (144), pp. 205-212 (2008).

- Sublette, K.L.; Snider, E.H.; Sylvester, N.D.: "A review of the mechanism of powdered activated carbon enhancement of activated sludge treatment". *Water Research* (16), pp. 1078-1082 (1982).
- Suh, Y.J.; Park, J.M.; Yang, J.W.: "Biodegradation of cyanide compounds by *Pseudomonas fluorescens* immobilized on zeolite". *Enzyme and Microbial Technology* (16), pp. 529-533 (1994).
- Suvilampi, J.; Rintala, J.: "Comparison of activated sludge processes at different temperatures: 35 °C, 27-55 °C and 55 °C". *Environ Technol.* (23), pp. 1127-1134 (2002).
- Suvilampi, J.; Lehtomäki, A.; Rintala, J.: "Comparative study of laboratory-scale thermophilic and mesophilic activated sludge processes". *Water Research* (39), pp. 741-750 (2005).
- Swinkels, P.L.J.; van der Weijden, R.D.; Ajah, A.N.; Arifin, Y.; Loe, H.L.; Manik, M.H.; Siriski, I.; Reuter, M.A.: "Conceptual process design as a prerequisite for solving environmental problems; a case study of molybdenum removal and recovery from wastewater". *Minerals Engineering* (17), pp. 205-215 (2004).
- Szymansky, A.; Wyrwas, B.; Bubien, E.; Kurosz, T.; Hreczuch, W.; Zembrzuski, W.; Lukaszewski, Z.: "Biodegradation of oxo-alcohol ethoylates in the continuous flow activated sludge simulation test". *Water Research* (36), pp. 3378-3386 (2002).
- Tay, J.H.; Liu, Q.S.; Liu, Y.: "Aerobic granulation in sequential sludge blanket reactor". *Water Sci. Technol.* (46), pp.13-18 (2002).
- Tenney, M.W.; Echelberger, W.F.; Coffey, J.J.; McAloon, J.T.: "Chemical conditioning of biological sludges for vacuum filtration". *J. Wat. Pollut. Control Fed.* (42), (1970).
- Terzyk, A.P.: "Further insights into the role of carbon surface functionalities in the mechanism of phenol adsorption". *J. Colloid Interf. Sci.* (268), pp. 301-329 (2003).
- Terzyk, A.P.; Rychlicki, G.; Biniak, Ilukaszewicz, J.P.: "New correlations between the composition of the surface layer of carbon and its physicochemical properties exposed while paracetamol is adsorbed at different temperatures and pH". *J. Colloid Interf. Sci.* (257), pp. 13-30 (2003).
- Tripathi, C.; Allen, D.: "Comparison of mesophilic and termophilic aerobic biological treatment in sequencing batch reactors treating bleached kraft pulp mill effluent". *Water Research* (33), pp 836-846 (1999).
- Turan-Ertas, T.; Gurol, M.D.: "Oxidation of diethylene glycol with ozone y modified Fenton processes". *Chemosphere* (47), pp. 293-301 (2002).
- Urbain, V.; Block, J.C.; Manem, J.: "Bioflocculation in activated sludge: an analytic approach". *Water Research* (27), pp. 829-938 (1993).

-
- Van Schie, P.M.; Young, L.Y.: "Biodegradation of phenol: mechanisms and applications". *Bioremediation Journal* (4), pp. 1-18 (2000).
 - Van Veldhuizen, H.M.; Van Loosdrecht, M.C.M.; Heijnen, J.J.: "Modelling biological phosphorous and nitrogen removal in a full scale activated sludge process". *Water Research* 33(16), pp. 3459-3468 (1999).
 - Vavilin, V.A.: "The theory and design of aerobic biological treatment". *Biotechnol. Bioengng.* (24), pp. 1721-1747 (1982).
 - Veeresh, G.S.; Kumar, P.; Mehrotra, I.: "Treatment of phenol and cresols in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) processes: a review". *Water Research* 39, pp. 154-170 (2005).
 - Vian, A.: "Introducción a la Química Industrial". Ed. Reverté (1999).
 - Vidic, R.D.; Suidan, M.T.; Brenner, R.C.: "Oxidative coupling of phenols on activated carbon: impact on adsorption equilibrium". *Environ. Sci. Technol.* (27), pp. 2079-2085 (1993).
 - Vogelaar, J.; Bouwhuis, E.; Klapwijk, A.; Spanjers, H.: "Mesophilic and termophilic activated sludge post treatment of paper mill process water". *Water Research* (36), pp. 1869-1879 (2002a).
 - Vogelaar, J.; Van Lier, J.; Klapwijk, A.; De Vries, M.; Lettinga, G.: "Assesment of effluent turbidity in mesophilic and termophilic activated sludge reactors origin of effluent colloidal material". *Appl. Microbiol. Biotechnol.* (59), pp. 105-111 (2002b).
 - Vogelaar, J.; Klapwijk, A.; Temmink, H.; Van Lier, J.: "Kinetics of mesophilic and termophilic aerobic biomass grown on acetate". *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.* (59), pp. 81-88 (2003).
 - Wauquier, J.P.: "El refinó del petróleo. Petróleo crudo. Productos petrolíferos. Esquemas de fabricación". Ed. Díaz de Santos, pp. 1-15, 361-408 (2004).
 - Wanner, J.; Grau, P.: "Identification of filamentous microorganisms from activated sludge: a compromise between wishes, needs and possibilities". *Water Research* (23), pp. 883-891 (1989).
 - Weber, W.J.Jr.; Ying, W.C.: "Integrated biological and physicochemical treatment for reclamation of wastewater". *Proceedings of the International Association of Water Pollution Research, Johannesburg, South Africa* (1977).
 - White, J.B.: "Wastewater Engineering". Ed. E. Arnold, London, pp. 311-312 (1978).
 - Widjaja; T.; Miyata, T.; Nakano, Y.; Nishijima, W.; Okada, M.: "Adsorption capacity of powdered activated carbon for 3,5-dichlorophenol in activated sludge". *Chemosphere* (57), pp. 1219-1224 (2004).

- Wilén, B.M.; Jin, B.; Lant, P.: “The influence of key chemical constituents in activated sludge on surface and flocculating properties”. *Water Research* (37), pp. 2127-2139 (2003).
- Xiaojian, Z.; Zhansheng, W.; Xiasheng, G.: “Simple combination of biodegradation and carbon adsorption-the mechanism of the biological activated carbon process”. *Water Research* (25), pp. 165-172 (1991).
- Yang, S.; Liu, Z.; Huang, X.; Zhang, B.: “Wet air oxidation of epoxy acrylate monomer industrial wastewater”. *Journal of Hazardous Materials* (178), pp.786-791 (2010).
- Ying, W.C.; Weber, W.J.Jr.: “Bio-physicochemical adsorption on model systems for wastewater treatment”. *J. Wat. Pollut. Control Fed.* (51), pp. 2661-2677 (1979).
- Yu, R.F.; Liaw, S.L.; Chang, C.N.; Lu, H.J.; Cheng, W.Y.: “Monitoring and control using on-line ORP on the continuous-flow activated sludge batch reactor system”. *Water Science Technology* (35), pp. 57-56 (1997).
- Zhao, H.; Isaacs, S.H.; Søbereg, H.; Kümmel, M.: “An analysis of nitrogen removal and control strategies in an alternating activated sludge process”. *Water Research* 29 (2), pp.535-544 (1995).
- Zita, A.; Hermansson, A.: “Effect of ionic strength on bacterial adhesion and stability of flocs in a wastewater activated sludge system”. *Appl. Environ. Microbiol.* (60), pp. 3041-3048 (1994).
- Zita, A.; Hermansson, A.: “Effects of bacterial cell surface structures and hydrophobicity on attachment to activated sludge flocs”. *Appl. Environ. Microbiol.* (63), pp. 1168-1170 (1997).
- Zobell, C.E.: “The influence of solid surfaces upon the physiological activities of bacteria in sea water”. *J. Bact.* (33), p. 86 (1937).
- Zobell, C.E.: “The effect of solid surfaces upon bacterial activity”. *J. Bact.* (46), pp. 36-54 (1943).

9.- APÉNDICES

APÉNDICE I.- PUESTA EN MARCHA DEL PROCESO PACT.

1.1.- AGUA RESIDUAL.

	corriente PPI ⁽¹⁾
DQO (mg/l)	19048
DQO soluble (mg/l)	16905
DBO ₅ (mg/l)	9800
Aceites y grasa (mg/l)	827,4
Fenoles (mg/l)	130,0
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	1,8
Ortofosfato (mg/l)	0,44
Fósforo total (mg/l)	0,56
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	19,14
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	18,74
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,5
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	13,00
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,16
Conductividad (µS/m)	5,41
pH	7,6

(1) Nota: PPI = Planta de Producto Intermedio

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
Corriente PPI	2130,0	14,0	*	8,8	42,0	*	2,4	0,7

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni	As	Cd
Corriente PPI	*	0,1	0,9	0,3	#	#	#	#

Nota: # = no detectado, * = no analizado

1.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	Rendimiento (%)
1	283	98,5
2	459	97,5
4	642	96,5
6	624	96,6
7	655	96,5
8	782	95,8
9	836	95,5
10	931	95,1
13	1228	93,6
14	1465	92,4
15	1683	90,3
16	2020	88,4
17	2435	86,0
20	5577	69,8
21	7212	60,9
22	9135	50,5
24	8911	51,1
27	9726	47,1
28	10049	45,3
29	11318	36,2
30	12923	27,1
31	15091	14,9

1.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
1	19,9	9,0	9,2	8,80
2	21,3	-23,1	9,3	7,90
3	21,5	-67,0	9,3	
4	20,6	-138,1	9,4	4,50
5	20,0	-191,8	9,4	
6	21,7	-264,8	9,3	5,88
7	21,0	-298,7	9,3	1,38
8	21,3	-273,0	9,3	6,87
9	21,1	-356,5	9,4	7,99
10	20,6	-407,8	9,4	8,36
11	18,8	-521,4	9,4	
12	18,0	-479,6	9,4	
13	18,6	-210,1	9,5	5,13
14	20,2	-268,2	9,3	6,10
15	20,8	-258,8	9,4	6,54
16	21,5	-141,4	9,3	4,80
17	21,8	-466,4	9,2	4,62
18	21,5	-457,6	9,1	
19	21,0	-507,6	9,1	

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
20	22,3	-513,5	9,1	4,31
21	23,0	-388,1	9,0	4,05
22	22,6	-211,6	8,9	4,68
23	21,9	-203,7	8,8	5,78
24	21,4	-218,8	8,3	6,45
25	20,9	-234,7	8,4	5,34
26	18,9	-243,0	8,5	
27	20,2	-229,7	8,2	6,18
28	20,6	-268,1	7,9	5,07
29	21,1	-294,3	7,5	6,46
30	21,5	-157,6	7,2	7,68
31	21,4	-123,8	6,7	7,95
32	18,6	-95,6	6,9	
33	13,8	-136,5	7,2	
34	21,0	-104,6	6,9	3,37
35	32,3	-180,2	7,1	3,30
36	33,9	-177,3	7,4	1,76

1.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)
1	0,085	30,6
2	0,121	21,5
6	0,169	15,4
7	0,182	14,3
8	0,183	14,2
9	0,190	13,7
10	0,190	13,7
13	0,190	13,7
14	0,168	15,5
15	0,170	15,3
16	0,177	14,7
17	0,168	15,5
20	0,168	15,5
21	0,170	15,3
22	0,171	15,2
24	0,158	16,5
25	0,173	15,0
27	0,168	15,5
28	0,169	15,4
29	0,172	15,1
30	0,172	15,1
31	0,171	15,2
34	0,170	15,3
35	0,165	15,8
36	0,170	15,3

1.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
1	2,38	6,18	0,38
6	2,16	4,57	0,47
8	5,68	2,26	2,51
10	4,45	2,46	1,81
14	1,62	3,21	0,50
15	2,45	1,35	1,81
16	7,50	1,60	4,69
17	2,00	1,28	1,56
21	1,64	5,78	0,28
22	1,64	2,52	0,65
24	1,77	3,45	0,51
27	1,85	2,37	0,78
28	1,71	2,21	0,77
29	2,04	2,78	0,73
30	1,92	3,01	0,64
31	2,00	2,80	0,71
34	2,64	3,53	0,75
35	3,34	2,92	1,14

1.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
1	0,10
6	0,26
14	0,39
17	0,88
22	0,48
28	0,54
31	0,42
35	0,37

APÉNDICE II.- PROCESO PACT A DIFERENTES TEMPERATURAS: OPERACIÓN A 35-39 °C Y TRATAMIENTO A 45-48 °C.

2.1.- AGUA RESIDUAL.

	corriente PPI días 1-30	corriente PPI días 31-125
DQO (mg/l)	19048	20348
DQO soluble (mg/l)	16905	18402
DBO ₅ (mg/l)	9800	10469
Aceites y grasa (mg/l)	827,4	1666,8
Fenoles (mg/l)	130,0	460,0
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	1,8	2,4
Ortofosfato (mg/l)	0,4	
Fósforo total (mg/l)	0,6	1,6
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	19,14	20,46
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	18,74	19,31
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,5	0,16
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	13,00	10,45
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,16	0,04
Conductividad	5,41 µS/m	10400 µmhos/cm
pH	7,6	9,8

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
Corriente PPI días 1-30	2130,0	14,0	*	8,8	42,0	*	2,4	0,7
Corriente PPI días 31-125	2632,1	841,8	118,3	10,5	4,6	2,8	1,6	0,5

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni	As	Cd
Corriente PPI días 1-30	*	0,1	0,9	0,3	#	#	#	#
Corriente PPI días 31-125	1,4	0,1	0,1	0,01	0,05	0,01	#	#

Nota: # = no detectado, * = no analizado

2.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
T = 35-39 °C			
7	82510		0,0
8	50198		0,0
9	50477		0,0
10	47808		0,0
13	29939		0,0
14	25931		0,0
15	19979		0,0
17	9284		49,9
20	3320		82,1
21	3230		83,0
22	1732		90,6
23	2109		88,6
24	1016		94,6
27	717		96,2
28	908		95,2
29	876		95,4
30	833		95,6
31	913		95,2
34	1151		93,9
36	1230		93,5
37	1009		94,7
38	1414		92,5
41	1484		92,2
43	1377		92,7
44	1627	266	91,4
45	1605		91,5
48	1594		92,5
49	1554		92,9
50	1699	727	92,2
51	1884		91,4
52	1788		91,8
55	1490		93,0
56	1665		92,1
57	1619		93,4
58	1672		92,4
59	1609		93,4
62	1788	760	91,9

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
63	1810		91,1
T = 45-48 °C			
64	1551		92,4
65	1776		91,3
66	1430		93,0
69	1463		92,8
70	1463		92,8
71	1408		93,1
72	1508		92,6
73	1516		92,5
76	1822		91,0
77	1704		91,6
78	1764		91,3
79	1842		90,9
84	2527		87,5
85	2470	552	87,9
86	2470		87,9
Recuperación			
90	1099		94,6
93	934	704	95,4
97	467		97,7
100	368	314	98,2
101	327		98,4
104	428		97,9
105	409		98,0
107	544	317	97,4
111	855		95,9
113	855		95,9
115	903	444	95,7
118	744		96,4
120	791		96,2
122	872	332	95,8

2.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
T = 35-39 °C				
1	38,0	80,1	7,4	5,69
2	38,0	95,4	7,1	
3	37,9	97,1	7,0	4,96
4	38,1	71,3	7,4	
5	36,8	67,3	7,3	
6	37,6	68,8	7,1	4,98
7	37,9	46,4	7,1	5,00
8	37,1	21,7	7,1	4,40
9	38,2	1,1	7,1	3,90
10	38,1	-5,0	7,1	5,02
11	39,1	-35,1	7,0	2,44

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
12	41,5	-1,8	7,2	3,34
13	36,8	-66,9	7,3	4,80
14	37,3	-85,3	7,2	4,80
15	39,0	-32,4	6,9	4,35
16	35,8	-209,1	7,8	3,10
17	37,6	-215,4	7,9	5,30
18	37,5	30,4	7,5	3,30
19	37,0	81,8	6,3	
20	35,8	87,1	6,9	3,90
21	37,3	53,9	7,5	3,70
22	38,0	83,8	7,5	4,30
23	36,0	59,9	7,5	5,10
24	36,9	20,1	7,4	5,87
25	36,2	32,6	7,2	5,73
26	36,1	-41,6	7,7	
27	36,9	25,5	7,6	5,10
28	36,2	13,4	7,5	5,52
29	36,3	-54,2	7,7	5,17
30	38,0	-89,0	7,6	4,66
31	37,3	-73,2	7,8	4,94
32	36,8	-97,1	7,8	4,79
33	36,0	-90,6	7,6	4,69
34	35,4	-70,4	7,5	4,94
35	35,6	59,0	7,0	4,74
36	39,9	69,1	7,5	3,85
37	37,6	165,6	7,7	4,84
38	36,8	124,7	8,0	4,64
39	33,4	88,5	8,3	3,10
40	33,4	87,9	8,3	5,00
41	35,1	171,3	7,0	4,86
42	36,9	165,1	6,9	4,90
43	38,5	141,7	7,3	4,70
44	36,0	162,0	7,1	4,18
45	36,4	123,8	7,0	3,50
46	33,7	30,9	7,0	3,86
47	35,5	-89,8	6,9	3,79
48	36,3	-19,6	6,8	4,23
49	38,3	166,9	7,0	5,93
50	35,0	155,7	6,9	3,00
51	36,2	127,9	7,2	5,23
52	35,6	134,6	7,1	5,61
53	35,7	128,3	7,2	5,21
54	33,7	127,4	7,1	5,47
55	35,5	99,6	7,0	4,96
56	36,3	74,2	7,1	4,79
57	35,9	29,2	7,0	4,67
58	35,5	30,1	7,0	4,85
59	35,9	45,6	7,0	5,10
60	35,5	91,5	7,0	5,01
61	33,6	125,1	7,0	5,12
62	35,1	75,2	7,0	4,88

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
63	37,0	80,8	6,7	4,45
T = 45-48 °C				
64	40,2	69,3	7,1	4,70
65	46,0	51,8	7,3	4,62
66	45,2	36,7	7,3	3,83
67	45,5	5,6	7,4	2,92
68	43,9	57,0	7,4	3,36
69	45,2	20,8	7,6	2,79
70	45,1	71,4	6,8	2,34
71	45,6	50,4	6,9	2,16
72	45,7	65,5	6,6	1,82
73	45,8	73,0	6,8	2,25
74	45,6	83,7	6,9	2,37
75	44,6	104,0	6,5	2,71
76	45,6	100,4	6,8	2,86
77	45,8	106,5	6,8	2,41
78	45,8	106,5	6,8	2,41
79	45,5	85,5	7,3	2,57
80	46,4	95,9	6,9	2,53
81	45,8	65,0	6,7	1,92
82	43,8	58,7	6,6	2,25
83	44,4	15,4	7,3	2,42
84	45,8	28,7	7,3	2,48
85	45,2	36,2	7,2	2,64
86	39,3	69,1	7,1	2,97
Recuperación				
87	37,3	59,4	7,1	2,41
88	36,7	41,4	7,3	2,68
89	34,4	83,2	7,3	3,80
90	36,3	79,5	7,3	3,58
91	35,7	87,3	7,0	4,36
92	35,7	92,3	7,0	4,30
93	36,2	95,8	7,0	5,16
94	35,7	116,5	7,2	5,23
95	36,3	146,0	6,7	5,01
96	34,8	154,2	6,2	5,19
97	35,8	150,3	6,6	4,90
98	36,4	144,1	7,1	4,85
99	35,9	147,3	7,2	5,03
100	36,6	129,0	7,3	4,66
101	36,6	145,2	7,1	4,45
102	36,3	151,8	7,1	4,40
103	34,2	148,3	7,3	4,68
104	35,9	120,1	7,4	4,45
105	36,2	140,0	7,2	4,33
106	35,3	141,1	7,1	4,71
107	35,9	103,6	7,4	5,00
108	35,3	97,9	7,1	4,92
109	34,8	146,7	7,1	5,18
110	37,1	130,4	7,2	4,93
111	34,7	137,6	7,1	5,04

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
112	35,3	141,1	7,0	4,93
113	34,9	115,0	7,0	4,96
114	35,3	99,9	7,3	4,88
115	35,9	124,6	6,9	4,82
116	35,8	140,0	6,8	4,72
117	34,1	164,8	6,6	4,88
118	35,4	136,5	6,7	4,53
119	34,4	155,7	7,0	4,91
120	35,9	157,8	7,0	4,57
121	34,7	175,3	7,1	4,87
122	37,3	153,2	7,2	4,54
123	39,6	-36,1	7,3	3,74
124	41,3	-76,9	7,4	2,80
125	36,8	-40,0	7,2	3,93

2.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
T = 35-39 °C				
1	0,680	3,8		
2	0,375	6,9	0,164	15,9
3	0,381	6,8	0,167	15,6
6	0,303	8,6	0,130	20,0
7	0,306	8,5	0,137	19,0
8	0,309	8,4		
9	0,317	8,2		
10	0,195	13,3	0,219	11,9
11	0,166	15,7		
12	0,158	16,5	0,175	14,9
13	0,186	14,0		
14	0,161	16,2	0,179	14,5
15	0,167	15,6	0,222	11,7
17	0,160	16,3	0,196	13,3
18	0,160	16,3	0,196	13,3
19			0,185	14,0
20	0,160	16,3	0,173	15,0
21	0,155	16,8		
22			0,187	13,9
23	0,179	14,5	0,227	11,5
24	0,175	14,9	0,210	12,4
25	0,158	16,5		
27	0,155	16,8	0,217	12,0
28	0,159	16,4	0,158	16,5
29	0,165	15,8	0,154	16,9
30	0,169	15,4	0,170	15,3
31	0,170	15,3	0,153	17,0
32	0,169	15,4	0,170	15,3
34	0,168	15,5	0,201	12,9
36	0,170	15,3	0,170	15,3

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
37	0,168	15,5	0,170	15,3
38	0,172	15,1		
41	0,168	15,5	0,173	15,0
42			0,222	11,7
43	0,172	15,1	0,173	15,0
44	0,169	15,4	0,152	17,1
45	0,171	15,2	0,160	16,2
46	0,174	14,9	0,163	15,9
48			0,160	16,2
49	0,168	15,5	0,165	15,7
50	0,168	15,5	0,171	15,2
51	0,169	15,4	0,174	14,9
52	0,167	15,6	0,187	13,9
53	0,171	15,2	0,208	12,5
55	0,180	14,4	0,184	14,1
56	0,170	15,3	0,198	13,1
57	0,177	14,7	0,198	13,1
58	0,177	14,7		
59	0,177	14,7	0,197	13,2
60	0,184	14,1		
62	0,173	15,0	0,208	12,5
63	0,173	15,0	0,174	14,9
T = 45-48 °C				
65	0,242	10,8	0,289	9,0
66	0,241	10,8	0,237	11,0
67	0,243	10,7	0,234	11,1
69	0,239	10,9		
70	0,241	10,8	0,226	11,5
71	0,242	10,8	0,236	11,0
72	0,241	10,8	0,257	10,1
73	0,249	10,4		
76	0,241	10,8	0,238	10,9
77	0,239	10,9	0,240	10,8
78	0,242	10,8	0,244	10,7
83	0,239	10,9	0,253	10,3
84	0,240	10,8	0,201	12,9
85	0,242	10,8	0,227	11,5
86	0,245	10,6	0,297	8,8
Recuperación				
87	0,238	10,9	0,241	10,8
90	0,237	11,0	0,255	10,2
91	0,182	14,3	0,218	11,9
92	0,175	15,0	0,174	15,0
93	0,178	14,6	0,170	15,3
94	0,177	14,7	0,180	14,5
97	0,173	15,0	0,200	13,0
98	0,174	15,0	0,166	15,7
99	0,175	14,9	0,174	15,0
100	0,174	15,0	0,175	14,9
101	0,171	15,2		
104	0,174	15,0	0,192	13,6

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
105	0,172	15,1	0,177	14,7
106	0,177	14,7	0,174	15,0
107	0,175	14,9	0,174	15,0
108	0,178	14,6	0,223	11,7
111	0,170	15,3	0,202	12,9
112	0,174	15,0	0,213	12,2
113	0,171	15,2	0,174	15,0
114	0,172	15,1	0,176	14,8
115	0,171	15,2	0,153	17,0
118	0,175	14,9	0,190	13,7
119	0,172	15,1		
120	0,174	15,0	0,203	12,8
122	0,171	15,2	0,176	14,8
125	0,346	7,5		

2.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
T = 35-39 °C			
7	5,32	3,99	1,33
10	4,14	2,37	1,75
11	3,10	3,48	0,89
13	3,37	3,60	0,94
14	3,19	3,60	0,88
15	4,24	4,20	1,00
17	2,99	4,78	1,60
20	2,67	3,01	0,88
22	2,05	3,53	0,58
23	3,72	3,70	1,00
27	4,71	3,94	1,19
29	6,76	5,18	1,30
31	3,39	2,52	1,34
32	2,76	2,14	1,28
34	4,02	3,38	1,19
36	4,01	2,27	1,77
38	5,75	3,05	1,88
41	4,23	2,55	1,66
43	5,38	2,28	2,36
45	5,88	3,25	1,81
46	3,92	2,87	1,36
50	3,55	2,96	1,20
52	3,40	2,46	1,38
55	3,20	3,02	1,06
57	2,33	2,24	1,04
59	3,33	2,94	1,13
60	3,15	1,68	1,87
T = 45-48 °C			
66	3,26	2,59	1,26
67	3,44	3,18	1,08

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
69	3,78	1,94	1,94
71	2,86	2,17	1,30
73	2,44	2,49	0,98
74	2,79	2,61	1,07
77	4,26	2,84	1,50
Recuperación			
90	4,02	4,67	0,86
92	2,60	4,78	0,54
94	3,27	4,00	0,80
97	4,07	4,55	0,89
100	3,47	3,97	0,87
101	3,35	3,62	0,92
104	4,48	3,40	1,32
106	3,80	3,62	1,07
108	5,10	4,67	1,09
111	3,85	3,88	0,99
113	2,77	2,66	1,04
115	2,51	2,51	1,00
118	4,29	4,66	0,92
120	4,67	3,84	1,22
122	4,53	4,35	1,04
125	3,07	4,39	0,70

2.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
T = 35-39 °C	
7	0,55
10	0,61
13	0,25
15	0,29
20	0,38
27	0,29
29	0,23
31	0,49
32	0,58
34	0,54
36	0,55
38	0,41
41	0,48
43	0,55
45	0,38
46	0,44
50	0,44
52	0,53
55	0,47
57	0,62
59	0,47
60	0,86

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
T = 45-48 °C	
66	0,73
67	0,60
69	0,96
71	0,87
73	0,78
77	0,66
Recuperación	
90	0,40
92	0,28
94	0,34
97	0,30
100	0,34
101	0,37
104	0,40
106	0,39
108	0,30
111	0,35
113	0,51
115	0,54
118	0,30
120	0,36
122	0,31
125	0,53

2.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC aproximado (d)	TRC total (d)
T = 35-39 °C			
7	300		
8	300		
9	300		
10	300		
11	300		
12	300		
13	100		
14	300		
15	300	12,5	8,9
16	300		
17	500	7,5	3,9
18	300		
19	300		
20	300		
21	300		
22	300	12,5	5,6
23	300	12,5	9,0
24	400		
25	300		
26	300		

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC aproximado (d)	TRC total (d)
27	300	12,5	11,2
28	300		
29	500	7,5	7,2
30	300		
31	600	6,2	5,8
32	300		
33	300		
34	300	12,5	10,2
35	300		
36	50	75,0	36,7
38	300		
39	300		
40	300		
41	300	12,5	10,4
42	300		
43	250	15,0	12,7
45	200		
46	100		
47	300		
48	300		
50	50	75,0	30,9
51	300		
52	300	12,5	9,8
53	300		
54	300		
55	250	15,0	11,8
56	300		
57	300	12,5	9,0
58	300		
59	200	18,7	13,0
60	300		
61	250		
62	200		
T = 45-48 °C			
64	100		
65	100		
67	50		27,7
68	50		
69	200		
70	50		
71	100		19,8
72	50		
73	50		
74	50		
77	50		19,4
83	50		
85	100		
Recuperación			
87	70		
90	50		52,7
91	300		

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC aproximado (d)	TRC total (d)
92	300		11,8
93	300		
94	400		9,1
95	300		
96	300		
97	300		12,3
98	300		
99	300		12,3
100	300		
101	250		
102	250		
103	250		
104	250		14,3
106	50		59,0
107	250		
108	50		54,7
110	300		
111	300		12,0
112	150		
113	50		52,5
115	50		52,3
118	50		48,5
120	300		11,1
121	300		
122	300		11,3
125	50		

2.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
T = 35-39 °C			
13	2,3	0,8	
15		0,2	
17		2,8	
20	7,4	3,0	
22		2,5	5,6
24		16,4	61,2
27	12,2	0,5	22,2
29	11,1	1,1	33,4
31		0,1	27,8
34	6,5	12,3	33,4
36			44,5
38		2,8	52,8
41		2,9	55,6
43	3,6	2,9	55,6
45		2,9	55,6
48	0,0	2,3	44,5
50		2,8	52,8
52		2,3	44,5

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
55	1,1	3,0	56,3
57		3,2	61,9
59		3,0	56,3
62	0,4	1,9	36,6
63	5,6		
T = 45-48 °C			
64		11,8	50,6
66		3,0	50,6
69		27,9	56,3
71	7,3		61,9
72		7,0	61,9
84		1,4	111,2
85		2,8	116,8
Recuperación			
87	6,2		83,4
90		2,1	
91			22,2
92	4,6	1,4	11,1
97		2,8	
98			19,7
99	11,6	9,8	16,9
101		16,9	28,1
105	26,7	23,9	45,0
106		25,3	45,0
115	10,3	47,8	95,7
122	12,3	2,8	67,5

2.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
T = 35-39 °C	
17	3,12
31	0,88
38	1,57
45	0,36
52	1,72
59	0,80
T = 45-48 °C	
64	2,70
73	3,37
80	2,43
Recuperación	
87	5,00
94	2,75
101	0,94
108	0,93
115	1,54
122	1,09

2.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
T = 35-39 °C		
13	1,60	
15	1,66	0,80
17	1,76	0,84
22	1,19	
23	1,28	0,29
24	0,87	
27	0,51	0,11
29	0,63	0,13
31	0,76	0,01
34	0,91	0,10
36	0,86	0,10
37	0,98	0,17
38		0,07
41	1,03	0,08
43	1,00	0,11
48	0,93	0,18
50	1,03	0,07
52	1,04	0,22
55	0,93	0,01
57	0,95	0,14
59	1,02	0,17
62	0,94	0,15
T = 45-48 °C		
64	1,04	0,14
66	0,79	
69	0,58	0,09
71	0,55	0,04
72	0,94	0,17
76	0,98	0,17
78	1,18	
Recuperación		
87	1,19	0,360
90	0,30	
92	0,36	0,150
94	0,16	0,042
97	0,10	0,004
99	0,10	0,040
101	0,11	0,020
104	0,15	0,060
106	0,21	0,070
108	0,27	0,092
111	0,16	0,060
113	0,24	
115	0,28	0,070
118	0,49	0,110
120	0,52	0,090
122	0,57	0,100

APÉNDICE III.- OPERACIÓN EN PRESENCIA DE CIANUROS.

3.1.- AGUA RESIDUAL.

	corriente PPI	corriente con cianuros	Influente 1	Influente 2	Influente 3	Influente 4
DQO (mg/l)	20348	1904	17274	15737	14200	25925
DQO soluble (mg/l)	18402	1762	15629	14241	12855	25462
Aceites y grasa (mg/l)	1666,8	46,4	1369,7	1261,7	1126,7	786,0
Fenoles (mg/l)	460,0	1,2	383,5	345,3	307,0	36,1
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	2,4	649,4	110,2	164,1	218,1	22,0
Fósforo total (mg/l)	1,6	0,17	1,4	1,27	1,15	1,25
ST a 105 °C (g/l)	20,46	5,39	17,95	16,68	15,44	23,69
SDT a 105 °C (g/l)	19,31	4,78	16,25	15,67	14,46	22,72
SST a 105 °C (g/l)	0,16	0,037	0,14	0,13	0,12	0,04
SSF a 550 °C (g/l)	10,45	1,94	9,02	8,31	7,62	15,04
SSF a 550 °C (g/l)	0,04	0,007	0,038	0,035	0,031	0,014
Conductividad (µmhos/cm)	10400	4950	9492	9037	8583	11100
pH	9,8	6,2	9,2	8,9	8,6	6,9
Cianuros libres (mg/l)		8,22	1,37	2,05	2,73	

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
Corriente PPI	2632,1	841,8	118,3	10,5	4,6	2,8	1,6	0,5
Corriente con cianuros	265,5	10,5	1018,2	72,2	215,7	46,4	39,0	0,2
Influente 4	4842,3	285,5	270,0	22,4	58,6	40,8	32,9	0,7

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni
Corriente PPI	1,4	0,1	0,1	0,01	0,05	0,01
Corriente con cianuros	#	#	9,8	1,2	27,9	7,3
Influente 4	*	0,2	4,1	2,0	28,6	7,2

Nota: # = no detectado, * = no analizado

3.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
Influyente 1			
1	1160	563	93,4
3	1105		93,7
4	1005		94,2
7	965		94,5
9	915		94,8
11	1010	502	94,2
14	1036		94,1
16	1010		94,2
18	1054	770	94,0
21	970		94,5
23	952		94,6
25	956	662	94,5
28	873		95,0
30	841		95,2
Influyente 2			
32	858	580	94,6
35	872		94,5
37	872		94,5
39	888	638	94,4
42	878		94,5
44	1002		93,7
46	970	655	93,9
49	1014		93,6
51	1116		93,0
53	1144	697	92,8
56	1091		93,2
58	1012		93,7
Influyente 3			
60	1031	703	93,5
63	932		93,4
65	965		93,2
67	1030	634	92,7
70	1030		92,7
72	1089		92,3
74	1021	739	92,8
77	968		93,2
79	968		93,2
81	928	577	93,5
Influyente 4			
84	942		93,5
86	938		95,3
88	997	631	96,1
91	1240		95,2
93	1396		94,6
95	1419	531	94,5
98	1540		94,0
100	1666		93,5

3.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
Influyente 1				
1	34,4		7,5	4,68
2	32,2	63,4	7,5	5,04
3	32,7	85,7	6,6	4,92
4	33,6	99,8	6,4	4,76
5	35,0		6,7	4,39
6	35,0		7,0	4,41
7	36,0		7,4	4,17
8	36,8	111,8	6,8	4,25
9	35,3	119,2	7,2	4,45
10	35,5	123,2		4,42
11	35,9	114,7	7,1	4,35
12	36,0	119,0		4,29
14	36,2	107,2	7,0	4,23
15	37,3	115,7	6,8	4,06
16	36,0	106,5	7,0	4,19
17	37,0	102,1	6,8	4,11
18	37,3	89,5	6,9	4,10
19	36,9	83,2		4,25
20	34,8	87,3	7,6	4,51
21	35,3	96,0	7,8	4,37
22	36,1	102,0	7,3	4,02
23	36,9	106,8	7,1	4,21
24	37,0	119,0	7,0	4,08
25	36,3	132,3	6,9	4,24
26	35,7	146,8	6,7	4,25
27	35,2	137,3	6,9	
28	35,8	118,5	7,1	4,69
29	35,7	123,8	7,1	4,68
30	35,9	132,7	6,8	4,62
31	36,6	143,0	6,7	4,30
Influyente 2				
32	36,2	152,0	6,6	4,16
33	35,5		6,9	4,70
34	35,0		6,5	4,50
35	34,9		6,7	4,48
36	35,5	198,2	7,1	4,77
37	34,8	205,6	7,0	4,99
38	35,5	204,8	7,2	5,01
39	36,0	203,3	7,4	4,80
40	35,2	207,4	7,2	4,85
41	34,5	212,7	6,9	4,59
42	35,5	202,9	7,6	4,60
43	35,2	211,7	6,7	4,51
44	35,7	211,2	6,7	4,37
45	35,5	208,9	6,9	4,88
46	36,3	192,9	6,9	4,74

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
47	35,3	180,2	6,9	4,85
48	34,4	184,0	6,9	4,89
49	35,2	179,8	7,3	4,62
50	36,1	179,1	7,3	4,42
51	35,8	177,1	7,1	4,47
52	36,4	181,6	6,8	4,65
53	35,5	183,7	6,9	4,56
54	34,5	188,5	6,8	4,40
55	35,0	189,2	6,8	4,68
56	35,7	188,8	6,8	4,79
57	35,8	189,4	6,8	4,82
58	35,3	192,7	6,7	4,53
59	34,8	193,8	6,7	4,75
Influente 3				
60	35,0	195,1	6,7	4,99
61	35,2	195,2	6,8	4,88
62	34,4	195,9	6,8	4,57
63	34,4	194,8	6,8	4,70
64	35,7	196,2	6,9	4,02
65	36,1	199,1	7,1	4,71
66	36,0	199,1	7,0	4,73
67	36,4	196,4	7,3	4,73
68	36,1	195,6	7,4	4,78
69	36,4	195,3	7,3	4,65
70	36,2	195,0	7,2	4,52
71	35,2	194,4	7,3	4,85
72	34,9	194,3	7,2	4,74
73	35,5	189,8	7,5	4,34
74	35,2	192,5	7,4	4,90
75	34,7	199,5	7,1	5,09
76	34,6	198,9	7,1	4,67
77	35,5	175,4	7,4	4,36
78	36,2	193,1	7,2	4,79
79	36,7	191,9	7,1	4,86
80	36,4	195,8	7,0	4,80
81	35,8	197,5	7,0	4,66
82	35,5	202,8	6,8	4,85
83	35,5	201,4	7,1	4,61
Influente 4				
84	36,0	199,5	7,1	4,36
85	36,4	192,8	7,3	4,55
86	35,7	194,2	7,4	4,51
87	35,9	190,0	7,5	4,62
88	35,5	188,8	7,4	4,75
89	35,7	188,2	7,3	4,90
90	35,7	182,5	7,1	4,82
91	35,2	169,5	7,0	4,91
92	35,0	171,9	8,8	4,10
93	35,9	181,1	8,8	3,24
94	34,9	183,4	8,7	5,22
95	34,6	184,6	8,5	5,57

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
96	33,6	190,4	8,5	5,78
97	34,2	193,4	8,2	5,27
98	35,2	199,2	7,0	4,47
99	35,7	181,7	7,0	4,75
100	35,9	182,2	6,7	4,60
101	36,1	180,8	7,0	4,99

3.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
Influyente 1				
1	0,168	15,5		
2	0,175	14,9	0,174	15,0
7	0,178	14,6	0,175	14,9
8	0,176	14,8	0,208	12,5
9	0,177	14,7	0,174	15,0
10	0,172	15,1	0,182	14,3
11	0,174	15,0	0,173	15,0
14	0,176	14,8	0,185	14,0
15	0,177	14,7	0,167	15,6
16	0,177	14,7	0,168	15,5
17	0,177	14,7	0,168	15,5
18	0,182	14,3	0,153	17,0
21	0,178	14,6	0,173	15,0
22	0,180	14,5	0,180	14,5
23	0,177	14,7	0,170	15,3
24	0,170	15,3	0,164	15,9
25	0,173	15,0	0,170	15,3
28	0,173	15,0	0,177	14,7
30	0,177	14,7	0,173	15,0
31	0,174	15,0	0,175	14,9
Influyente 2				
32	0,174	15,0	0,173	15,0
35	0,174	15,0	0,177	14,7
36	0,174	15,0	0,182	14,3
38	0,176	14,8	0,152	17,1
39	0,175	14,9	0,175	14,9
42	0,175	14,9	0,156	16,7
43	0,175	14,9	0,177	14,7
44	0,178	14,6	0,177	14,7
45	0,173	15,0	0,174	15,0
46	0,174	15,0	0,175	14,9
49	0,171	15,2	0,173	15,0
50	0,174	15,0	0,177	14,7
51	0,175	14,9	0,175	14,9
52	0,174	15,0	0,182	14,3
53	0,170	15,3	0,176	14,8
56	0,170	15,3	0,199	13,0
57	0,177	14,7	0,173	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
Influyente 3				
60	0,164	15,9	0,173	15,0
63	0,176	14,8	0,174	15,0
64	0,171	15,2	0,173	15,0
65	0,167	15,6	0,176	14,8
66	0,169	15,4	0,170	15,3
67	0,167	15,6	0,163	16,0
70	0,180	14,5	0,177	14,7
71	0,175	14,9	0,171	15,2
72	0,171	15,2	0,170	15,3
73	0,170	15,3	0,167	15,6
74	0,167	15,6	0,174	15,0
77	0,169	15,4	0,170	15,3
78	0,170	15,2	0,170	15,3
80	0,168	15,5	0,170	15,3
81	0,173	15,0	0,174	15,0
Influyente 4				
84	0,168	15,5	0,171	15,2
85	0,159	16,4	0,156	16,7
86	0,158	16,5	0,168	15,5
87	0,180	14,5	0,174	15,0
88	0,166	15,7	0,164	15,9
91	0,167	15,6	0,170	15,3
92	0,166	15,7	0,163	16,0
93			0,170	15,3
95	0,166	15,7	0,167	15,6
96	0,170	15,3	0,180	14,5
97	0,164	15,9		
98	0,161	16,2	0,173	15,0
99	0,172	15,1	0,173	15,0
100	0,188	13,8	0,173	15,0
101	0,166	15,7	0,173	15,0

3.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
Influyente 1			
4	4,43	5,99	0,74
7	5,61	5,00	1,12
9	4,87	3,96	1,23
11	4,85	3,28	1,48
14	4,52	3,64	1,24
16	4,21	4,08	1,23
18	4,18	3,80	1,10
21	3,79	5,23	0,72
23	4,17	4,56	0,91
25	5,42	4,89	1,11
28	4,17	4,26	0,98
30	3,85	4,07	0,94

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
Influente 2			
32	3,87	4,52	0,86
35	4,35	5,50	0,79
37	3,57	4,48	0,80
39	3,90	4,11	0,95
42	3,48	3,99	0,87
44	3,66	4,17	0,88
46	3,55	4,26	0,83
49	3,67	4,61	0,80
51	3,59	3,73	0,96
53	4,22	4,93	0,85
56	3,94	4,42	0,89
58	3,42	4,60	0,74
Influente 3			
60	3,37	4,06	0,83
63	4,19	3,86	1,08
65	3,99	4,33	0,92
67	3,85	3,65	1,05
70	3,75	3,65	1,03
72	3,25	3,93	0,83
74	3,49	4,24	0,82
77	3,53	4,28	0,82
79	3,56	4,44	0,80
81	3,16	4,67	0,68
Influente 4			
84	3,33	4,71	0,71
86	3,53	4,29	0,82
88	3,30	4,39	0,75
91	3,70	3,97	0,93
94	3,59	4,93	0,73
96	2,86	4,98	0,57
98	3,67	4,93	0,74
100	3,49	4,20	0,83

3.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
Influente 1	
7	0,24
9	0,30
11	0,37
14	0,33
16	0,29
18	0,32
21	0,23
23	0,26
25	0,24
28	0,27
30	0,29

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
Influente 2	
32	0,23
35	0,19
39	0,26
42	0,27
44	0,26
46	0,25
49	0,23
51	0,29
53	0,21
56	0,24
Influente 3	
60	0,22
63	0,25
65	0,21
67	0,25
70	0,27
72	0,24
74	0,22
77	0,22
79	0,21
81	0,20
Influente 4	
84	0,20
86	0,28
88	0,38
91	0,42
96	0,34
98	0,32
100	0,45

3.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
Influente 1		
1	50	
2	300	
3	300	
4	300	
5	50	
7	300	11,7
8	300	
9	300	11,6
10	50	
11	100	28,6
14	50	41,4
15	50	
16	50	66,5

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
17	50	
18	100	31,0
20	50	
21	50	59,4
22	300	
23	100	32,9
24	300	
25	100	34,6
26	300	
27	300	
28	100	31,9
29	300	
30	100	31,1
31	50	
Influente 2		
32	100	32,6
35	50	60,7
36	300	
37	300	
38	50	
39	300	11,8
40	50	
41	50	
42	100	32,5
43	50	
44	100	30,7
45	100	
46	100	31,9
48	50	
49	100	32,0
50	300	
51	50	49,9
53	100	
55	300	
56	300	11,5
57	100	
58	100	
59	300	
Influente 3		
60	100	31,7
61	100	
63	125	
64	50	
65	100	32,5
66	150	
67	100	31,1
68	50	
69	50	
70	50	52,6
71	50	
72	60	49,1

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
73	50	
74	50	56,8
75	50	
76	50	
77	50	57,3
78	100	
79	50	
80	50	
81	100	31,8
83	100	
Influente 4		
84	100	
85	200	
86	100	
87	100	
88	100	
89	100	
90	100	
91	100	
92	100	
93	100	
94	150	
95	400	16,7
96	300	12,5
97	300	12,5
98	300	12,5
99	400	16,7
100	300	12,5
101	300	12,5

3.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
Influente 1			
1	14,7	2,8	56,3
7	30,0	11,2	50,6
10	14,4		
16	30,7	38,2	71,3
18	30,6	29,3	
20	28,8	14,0	
22	28,0	3,8	
24	27,5	1,3	35,7
26		3,8	
28	24,7		
29		2,5	
30	25,8		
31	24,7	8,9	38,2
Influente 2			
38		1,3	35,7

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
40		1,3	
42		1,3	
44		28,0	
45		38,2	81,5
49		1,3	
51		11,5	
52		11,5	66,2
56		58,5	
57		54,7	
59		38,2	
Influente 3			
60			73,9
66	14,9	2,5	45,9
67		1,3	
68		3,8	
71		1,8	
73		14,0	48,4
74	32,6		
75		4,4	
77	32,9	1,9	
80		20,4	48,4
81	34,3		
Influente 4			
84		2,5	
86	33,4		
87		11,4	40,8
95			73,4
96	24,5		
98		40,3	84,8
100	16,3		
101		30,8	116,5

3.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
Influente 1	
4	1,81
11	2,33
18	3,61
25	1,37
Influente 2	
39	2,60
46	6,37
53	2,45
59	2,45
Influente 3	
67	2,27
74	3,20
81	3,49

Día de operación	Fenoles (mg/l)
Influente 4	
88	3,79
95	1,93

3.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
Influente 1		
1	0,65	0,09
7	0,42	0,08
9	0,36	0,15
11	0,42	0,06
14	0,55	0,33
16	0,14	0,08
18	0,37	0,08
21	0,27	
23	0,24	
25	0,15	
28	0,26	0,11
30	0,32	0,11
Influente 2		
32	0,30	0,05
35	0,26	0,06
37	0,15	0,08
39	0,31	
42	0,27	0,06
44	0,36	0,07
46	0,30	0,06
49	0,31	
51	0,38	0,07
53	0,40	0,05
56	0,38	0,10
Influente 3		
60	0,29	
65	0,30	
66	0,37	
67	0,36	0,07
70	0,30	
72	0,30	
74	0,30	0,05
77	0,27	0,04
79	0,25	
81	0,32	0,05
Influente 4		
84	0,32	0,06
86	0,32	0,06
88	0,34	
91	0,59	0,08
93	0,73	0,15

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
95	0,78	0,08
98	0,90	0,12
100	1,09	0,20

3.11.- CIANUROS LIBRES.

Día de operación	Cianuros libres (mg/l)
Influente 1	
31	0,15
Influente 2	
39	0,13
45	0,11
50	0,12
57	0,12
Influente 3	
65	0,13
72	0,12
78	0,11

APÉNDICE IV.- OPERACIÓN CON SULFATO AMÓNICO: EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL (NH₄)₂SO₄ EN LA ALIMENTACIÓN.

4.1.- AGUA RESIDUAL.

	250 mg/l de amonio	300 mg/l de amonio	Corriente PPI rec.	Corriente PPI rec.
DQO (mg/l)	25925	25925	25925	26975
DQO soluble (mg/l)	25462	25462	25462	26700
Aceites y grasa (mg/l)	786,0	786,0	786,0	777,0
Fenoles (mg/l)	36,1	36,1	36,1	39,5
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	272,0	322,0	22,0	23,2
Ortofosfato (mg/l)	0,22	0,22	0,22	0,18
Fósforo total (mg/l)	1,25	1,25	1,25	1,31
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	23,69	23,69	23,69	23,52
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	22,72	22,72	22,72	21,80
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,04	0,04	0,04	0,03
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	15,04	15,04	15,04	13,61
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,014	0,014	0,014	0,008
Conductividad (µmhos/cm)	11100	11100	11100	12100
pH	6,9	6,9	6,9	7,3

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
Corriente PPI rec.	4842,3	285,5	270,0	22,4	58,6	40,8	32,9	0,7
Corriente PPI rec.	4988,4	277,0	271,6	22,1	58,3	37,6	31,2	0,5

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni
Corriente PPI rec.	*	0,2	4,1	2,0	28,6	7,2
Corriente PPI rec.	#	#	3,6	0,7	28,7	7,1

Nota: * = no analizado, # = no detectado

4.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
250 mg/l de amonio			
1	1686		93,5
3	2025		92,2
6	1701		93,4
8	1643		93,7
10	1630		93,7
13	1653	169	93,6
15	1874		92,8
17	1795	241	93,1
20	1831		92,9
22	1695		93,5
24	1542	289	94,0
300 mg/l de amonio			
27	1473		94,3
29	1483		94,3
31	1354	391	94,8
34	1427		94,5
36	1623		93,7
38	1558	309	94,0
41	1861		92,8
43	1885		92,7
45	2023	262	92,2
48	1897		92,7
50	1953		92,5
52	2101	197	91,9
55	2294		91,1
57	2372		90,8
Recuperación			
59	2421		90,7
62	1523		94,1
64	2120		91,8
66	2176		91,6
69	2127		91,8
71	2155		91,7
72	2285		91,2
76	2637		90,2
78	2916		89,2
80	3276		87,8
83	3846		85,7
86	3909		85,8
87	4101		84,8
90	4712		82,5
92	4855		82,0
94	5061		81,2
97	4784		82,3
98	4725		82,5
99	4818		82,1
101	13005		51,8

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
104	19607		27,3
105	18466		31,5
106	16341		39,4
107	14773		45,2
111	9205		65,9
113	7399		72,6
115	6279		76,7
118	4312		84,0
120	3631		86,5
122	2940		89,1
125	2791		89,6
127	2717		89,9
129	2652		90,2
132	2585		90,4
134	2460		90,9
136	2509		90,7
139	2256		91,6
141	2223		91,7
143	2195	641	91,9
146	1948		92,8
148	1963		92,7
150	1855		93,1
154	2074		92,3
155	1968		92,7
157	1986		92,6
160	1934		92,5

4.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
250 mg/l de amonio				
1	35,5	187,7	7,5	4,64
2	36,5	185,8		4,34
3	36,3	187,0		4,27
4	36,1	191,4	7,3	4,38
5	36,1	187,1	7,4	4,13
6	35,8	187,4	7,6	4,51
7	36,0	195,0	7,3	4,72
8	35,7	196,0	7,3	4,87
9	36,1	197,8	7,2	4,60
10	35,5	197,9	7,2	4,82
11	36,3	178,3	6,8	4,76
12	35,9	175,4	7,0	4,46
13	36,0	173,5	7,1	4,30
14	36,0	177,3	7,1	4,83
15	35,5	177,9	6,8	4,82
16	35,2	177,0	7,3	4,79
17	35,2	178,0	7,0	4,45

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
18	35,6	174,6	7,4	4,59
19	35,5	169,5		4,04
20	35,8	174,4	7,4	4,29
21	36,0	174,0	7,5	4,74
22	35,5	185,8	7,0	4,20
23	35,4	182,9	6,8	4,00
24	35,1	176,3	7,6	4,43
300 mg/l de amonio				
25	35,2	172,9		4,13
26	34,7	170,2	7,9	4,14
27	35,5	184,3	7,3	4,63
28	36,2	183,9	7,3	3,83
29	36,2	181,1	7,1	4,04
30	36,2	180,8	7,4	4,13
31	35,7	183,2	7,2	4,38
32	35,7	188,5	7,2	4,50
33	35,5	184,6		4,08
34	34,6	186,2	7,3	5,00
35	34,3	197,4	7,2	4,73
36	35,3	198,7	6,7	4,55
37	35,6	188,7	7,3	3,90
38	36,9	191,0	7,4	4,10
39	38,4	187,2		4,62
40	33,7	197,0	7,5	5,40
41	34,8	192,9	7,1	5,00
42	35,7	180,1	7,0	4,43
43	35,6	178,0	7,4	4,56
44	35,5	180,3	7,4	4,70
45	35,7	183,1	7,4	4,57
46	36,6	181,9	7,4	4,34
47	36,1	182,4		4,45
48	36,4	185,9	7,4	4,52
49	36,7	188,9	6,8	4,81
50	35,9	183,0	7,4	4,40
51	36,1	187,9	7,1	4,59
52	35,8	191,8	6,9	4,38
53	35,8	186,3	7,5	4,20
54	34,9	185,7	7,6	4,07
55	34,7	190,5	7,3	4,59
56	35,4	192,6	7,1	4,42
57	35,5	192,6	7,2	4,27
Recuperación				
58	36,2	192,4	7,3	4,59
59	36,4	193,0	7,3	4,31
60	36,7	192,6	7,4	5,04
61	36,3	189,8	7,7	5,20
62	36,1	189,4	7,8	5,01
63	35,6	196,8	7,5	5,29
64	35,2	198,7	7,4	5,43
65	35,7	199,8	7,4	5,07
66	36,3	195,2	7,5	4,67

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
67	35,6	195,3	7,6	5,04
68	35,2	189,8	7,8	4,71
69	35,4	185,1	7,5	3,46
70	35,8	197,4	7,0	4,47
71	35,3	200,3	6,3	
72	36,1	177,5	7,6	
73	36,1	171,3	7,5	
74	36,2	152,1	7,7	
75	36,7	129,6	7,8	
76	36,3	158,6	7,3	4,65
77	36,5	147,5	7,5	4,50
78	35,9	143,2	7,0	4,65
79	36,3	154,1	6,7	4,53
80	36,1	142,0	6,8	4,42
81	37,5	129,4	7,0	4,31
82	36,1	96,4	7,6	4,57
83	35,7	99,8	7,7	4,26
84	36,2	99,5	7,4	4,48
85	35,7	98,4	7,3	5,02
86	35,5	96,8	7,0	4,75
87	36,4	96,5	6,9	4,87
88	38,3	89,7	7,1	4,50
89	35,8	83,3	7,1	4,85
90	35,3	85,5	7,3	4,96
91	36,0	118,0	6,6	4,84
92	35,5	98,2	7,0	4,68
93	35,7	94,1	6,9	4,60
94	35,6	82,0	7,2	4,65
95	35,2	66,8	7,6	4,10
96	35,0	59,6	7,6	
97	35,9	96,5	7,5	4,66
98	36,7	122,1	7,2	4,30
99	35,8	144,0	6,9	5,01
100	36,5	158,7	6,1	4,71
101	36,7	125,0	6,7	3,20
102	35,6	111,7	7,0	
103	35,2	95,8	7,3	
104	35,6	128,5	6,9	4,45
105	37,2		6,5	
106	35,8	141,7	6,4	3,11
107	36,2	146,5	6,5	3,47
108	35,5	139,4	7,7	4,30
109	40,3	131,8	8,1	
110	35,0	129,5	8,3	
111	35,5	117,4	7,9	4,58
112	35,5	141,8	7,4	
113	36,2	149,5	7,0	3,72
114	36,9	141,8	7,2	2,99
115	36,2	146,4	7,3	3,49
116	36,0	149,7	7,6	3,99
117	35,1	145,4	7,8	3,75

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
118	36,0	146,0	7,6	3,94
119	36,5	145,5	7,4	4,18
120	35,4	144,7	7,5	4,12
121	35,8	147,7	7,4	4,18
122	35,5	154,5	7,4	4,95
123	35,6	145,6	8,1	4,56
124	34,1	151,5	8,5	4,19
125	35,5	164,6	7,6	4,77
126	35,3	179,6	6,6	5,34
127	35,9	153,4	7,5	5,27
128	36,1	163,0	7,3	4,34
129	35,7	163,8	7,2	4,05
130	35,6	167,1	7,3	4,16
131	33,8		7,5	3,94
132	35,5	160,6	7,2	4,52
133	35,7	158,2	7,2	4,92
134	35,7	167,6	7,1	4,94
135	36,4	171,8	7,0	4,71
136	36,3	181,1	6,8	4,41
137	36,3	190,7	6,5	4,18
138	35,2	176,9	7,9	4,94
139	36,1	177,0	7,5	4,78
140	36,5	182,5	7,3	4,85
141	36,2	178,8	7,4	4,95
142	36,3	175,8	7,5	5,12
143	35,5	176,8	7,5	4,95
144	35,4	170,8	7,5	4,72
145	34,0	167,6	7,4	4,79
146	35,8		7,4	4,32
147	35,7	167,8	7,5	4,21
148	37,6	167,9	7,5	4,22
149	37,7	175,0	7,2	4,28
150	36,9	177,4	7,3	4,51
151	36,9	171,4	8,0	4,70
152	35,6	168,3	8,4	5,09
153	36,7	158,7	8,4	4,77
154	37,6	165,8	7,6	4,71
155	37,4	178,9	7,3	4,59
156	38,0	179,5	7,2	4,26
157	37,4	182,8	7,2	4,73
158	37,0	179,1	7,4	4,90
159	35,2	184,5	7,2	4,96
160	36,9	184,7	7,0	4,57

4.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
250 mg/l de amonio				
1	0,173	15,0	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
2	0,174	15,0	0,174	15,0
3	0,172	15,1	0,173	15,0
6	0,172	15,1	0,173	15,0
7	0,174	15,0	0,173	15,0
8	0,175	14,9	0,173	15,0
9	0,171	15,2	0,173	15,0
10	0,173	15,0	0,173	15,0
13	0,176	14,8	0,173	15,0
14	0,173	15,0	0,173	15,0
15	0,175	14,9	0,173	15,0
16	0,174	15,0	0,173	15,0
17	0,173	15,0	0,173	15,0
20	0,171	15,2	0,173	15,0
21	0,170	15,3	0,173	15,0
22	0,171	15,2	0,173	15,0
23	0,175	14,9	0,173	15,0
24	0,178	14,6	0,173	15,0
300 mg/l de amonio				
27	0,178	14,6	0,173	15,0
28	0,173	15,0	0,173	15,0
29	0,177	14,7	0,173	15,0
31	0,177	14,7	0,173	15,0
34	0,178	14,6	0,173	15,0
35	0,178	14,6	0,173	15,0
36	0,172	15,1	0,173	15,0
37	0,174	15,0	0,173	15,0
38	0,173	15,0	0,173	15,0
41	0,174	15,0	0,173	15,0
42	0,177	14,7	0,173	15,0
43	0,178	14,6	0,173	15,0
44	0,177	14,7	0,173	15,0
45	0,175	14,9	0,173	15,0
48	0,175	14,9	0,173	15,0
49	0,172	15,1	0,173	15,0
50	0,169	15,4	0,173	15,0
51	0,178	14,6	0,173	15,0
52	0,173	15,0	0,173	15,0
55	0,175	14,9	0,173	15,0
56	0,175	14,9	0,173	15,0
57	0,175	14,9	0,173	15,0
Recuperación				
58	0,174	15,0	0,173	15,0
59	0,174	15,0	0,173	15,0
76	0,165	15,8		
77	0,172	15,1	0,174	15,0
78	0,173	15,0	0,174	15,0
79	0,171	15,2	0,174	15,0
80	0,168	15,5	0,174	15,0
85	0,173	15,0	0,174	15,0
86	0,175	14,9	0,174	15,0
87	0,173	15,0	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
90	0,170	15,3		
91	0,171	15,2	0,174	15,0
92	0,174	15,0	0,174	15,0
93	0,174	15,0	0,211	12,3
94	0,174	15,0	0,174	15,0
97	0,171	15,2		
98	0,171	15,2	0,174	15,0
99	0,169	15,4	0,174	15,0
100	0,172	15,1		
101	0,173	15,0	0,174	15,0
104	0,171	15,2	0,174	15,0
105	0,170	15,3		
106	0,173	15,0	0,174	15,0
107	0,170	15,3	0,174	15,0
111	0,170	15,3	0,174	15,0
112	0,172	15,1	0,174	15,0
113	0,168	15,5	0,174	15,0
114	0,168	15,5		
115	0,167	15,6	0,174	15,0
118	0,166	15,7	0,174	15,0
119	0,167	15,6	0,174	15,0
120	0,177	14,7	0,174	15,0
121	0,174	15,0	0,174	15,0
122	0,163	16,0	0,174	15,0
125	0,167	15,6	0,174	15,0
126	0,169	15,4		
127	0,171	15,2	0,174	15,0
128	0,171	15,2	0,174	15,0
129	0,171	15,2	0,174	15,0
132	0,173	15,0	0,174	15,0
133	0,174	15,0	0,174	15,0
134	0,171	15,2	0,174	15,0
135	0,171	15,2	0,174	15,0
136	0,164	15,9	0,174	15,0
139	0,170	15,3	0,174	15,0
140	0,166	15,7	0,174	15,0
141	0,172	15,1	0,174	15,0
142	0,177	14,7	0,174	15,0
146	0,174	15,0	0,174	15,0
147	0,170	15,3	0,174	15,0
148	0,173	15,0	0,174	15,0
149	0,170	15,3	0,174	15,0
150	0,172	15,1	0,174	15,0
153	0,169	15,4	0,174	15,0
154	0,162	16,1	0,174	15,0
155	0,165	15,8	0,174	15,0
156	0,172	15,1	0,174	15,0
157	0,169	15,4	0,174	15,0
160	0,172	15,1	0,174	15,0

4.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
250 mg/l de amonio			
1	4,57	3,88	1,18
3	3,59	4,50	0,80
6	3,97	4,49	0,88
8	3,98	4,47	0,89
10	3,83	4,37	0,88
13	3,59	4,20	0,85
15	3,27	4,24	0,77
17	3,06	4,32	0,71
20	3,43	4,25	0,81
22	3,29	3,97	0,83
24	3,31	3,78	0,87
300 mg/l de amonio			
27	3,42	4,21	0,81
29	3,76	4,12	0,91
31	3,61	4,31	0,84
34	3,60	4,26	0,84
36	3,30	4,09	0,81
38	3,83	4,30	0,89
43	4,57	4,11	1,11
44	3,88	4,05	0,96
45	4,05	3,83	1,06
48	3,66	3,49	1,05
50	3,47	3,54	0,98
52	3,35	3,64	0,92
55	3,53	4,04	0,87
57	3,71	4,20	0,88
Recuperación			
59	3,62	3,74	0,97
62	1,50	2,94	0,51
64	1,69	3,38	0,50
66	1,37	2,93	0,47
69	1,06	2,64	0,40
71	1,40	2,97	0,47
76	4,63	4,28	1,08
78	4,09	3,79	1,08
80	4,18	3,05	1,37
83	4,06	2,86	1,42
85	4,05	2,58	1,57
87	4,22	3,43	1,23
90	4,25	2,16	1,97
92	3,57	2,87	1,24
94	3,87	2,74	1,41
97	4,12	3,11	1,32
99	3,99	3,45	1,16
100	4,86	4,35	1,11
104	4,25	4,43	0,96
106	3,95	4,43	0,89

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
107	3,82	3,74	1,02
111	5,16	3,91	1,32
113	3,86	4,98	0,77
115	3,84	3,91	0,98
118	3,46	4,39	0,79
120	3,35	4,69	0,71
122	3,30	4,90	0,67
125	3,73	4,19	0,89
127	3,43	4,17	0,82
129	3,36	3,99	0,84
132	2,82	4,44	0,63
134	3,34	3,89	0,86
136	3,03	4,30	0,70
139	4,07	4,36	0,93
141	3,68	4,77	0,77
142	3,44	4,76	0,72
147	3,98	3,87	1,03
149	2,79	4,42	0,63
150	3,35	3,86	0,88
153	3,90	4,77	0,82
155	3,53	4,01	0,88
157	3,62	4,08	0,89
160	3,82	4,41	0,87

4.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
250 mg/l de amonio	
1	0,44
3	0,38
6	0,38
8	0,39
10	0,39
13	0,42
15	0,41
17	0,40
20	0,40
22	0,43
24	0,47
300 mg/l de amonio	
27	0,42
29	0,43
31	0,41
34	0,42
36	0,42
38	0,40
43	0,43
44	0,43
45	0,45

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
48	0,50
50	0,47
52	0,47
55	0,43
57	0,41
Recuperación	
59	0,46
76	0,40
78	0,47
80	0,57
85	0,70
87	0,52
90	0,81
92	0,63
94	0,66
97	0,57
99	0,51
100	0,41
104	0,40
106	0,40
107	0,47
111	0,45
113	0,35
115	0,44
118	0,39
120	0,39
122	0,34
125	0,41
127	0,42
129	0,44
132	0,40
134	0,46
136	0,39
139	0,40
141	0,37
142	0,38
147	0,45
149	0,40
150	0,46
153	0,37
155	0,42
157	0,39
160	0,40

4.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
250 mg/l de amonio		
1	100	18,4

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
2	50	
3	100	19,0
4	100	
5	100	
6	100	21,9
7	200	
8	200	
9	200	
10	200	13,9
11	250	
12	250	
13	250	11,7
14	250	
15	250	11,2
16	250	
17	250	11,4
18	250	
19	250	
20	250	11,6
21	300	
22	300	10,3
23	300	
24	300	10,2
300 mg/l de amonio		
25	250	
26	250	
27	250	12,0
28	250	
29	250	12,3
30	250	
31	250	12,4
32	250	
33	250	
34	250	
35	260	
36	270	11,2
37	270	
38	270	11,0
39	250	
40	250	
41	250	
42	300	
43	250	11,2
44	250	
45	250	11,0
46	200	
47	200	
48	200	12,1
49	100	
50	100	18,2
51	50	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
52	100	18,7
53	50	
54	50	
55	100	17,6
56	100	
57	100	17,5
Recuperación		
58	150	
59	150	16,3
62	500	6,2
64	300	8,8
66	300	8,5
69	450	6,2
71	100	15,9
72	300	
76	250	11,7
77	200	
78	200	13,5
79	50	
80	150	15,9
83	50	26,2
84	25	
85	50	26,9
87	50	33,8
90	50	24,5
92	40	35,9
94	40	33,1
97	40	38,9
99	40	29,4
100	60	31,4
101	200	
102	200	
103	200	
104	200	12,9
105	200	
106	200	13,0
107	200	
108	200	
109	200	
110	200	
111	200	11,3
113	40	23,9
114	250	
115	200	10,9
116	200	
117	200	
118	40	25,3
119	150	
120	150	14,5
121	200	
122	400	7,5

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
124	200	
125	200	11,8
127	50	23,3
128	100	
129	150	13,7
130	100	
131	100	
132	100	16,7
133	200	
134	200	11,1
136	100	17,2
137	100	
139	150	15,1
140	150	
141	170	14,2
142	200	12,4
143	200	
144	200	
145	200	
146	200	
147	200	
148	50	
149	100	
150	150	15,4
151	150	
152	150	
153	100	
154	200	
156	50	
157	100	19,4
158	100	
159	100	
160	100	19,9

4.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
250 mg/l de amonio			
1		19,1	99,0
2		17,5	112,7
3	10,5		116,1
6	12,2		123,0
9		35,9	104,2
10	10,0	38,9	122,0
13		21,8	95,6
14	7,6	22,5	108,8
15			112,1
16		28,9	95,6
17	11,0	22,0	100,6

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
20		25,9	108,8
21		18,1	95,6
22		15,2	95,6
23		16,6	94,0
24	8,8	20,5	89,0
300 mg/l de amonio			
27		16,2	85,7
29		16,6	79,2
31	11,8	15,6	82,5
34		13,8	87,4
36		22,7	90,6
38	9,8	22,1	98,9
41		14,8	118,7
42		12,1	118,7
43		13,4	119,5
44		13,0	121,1
45	5,1	14,7	125,3
48		16,4	134,1
50		14,6	148,0
52	6,9	22,8	153,4
55		19,5	161,9
57	11,6	15,8	177,9
Recuperación			
64		14,4	140,3
66	11,8	13,2	136,3
71		10,1	101,2
72	10,4		
77		10,3	75,9
79	12,9		
84		9,6	53,0
87	10,3		
91			45,2
94	15,9		
97		2,4	65,3
101	24,4	1,6	57,1
104		4,1	54,2
106	22,2		
112		25,5	75,6
115	4,8		
119		28,2	74,0
121	2,5		
126	11,4		
128		20,8	50,1
133	6,8	25,6	64,5
136		2,1	
139		1,6	
140	9,6	10,9	60,8
142		1,4	
147	24,4	1,4	
148		1,9	96,1
150		2,4	

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
154		1,0	
155	23,9	2,2	108,2
156		2,3	
160			116,5

Día de operación	Nitrógeno nítrico (mg/l)	Nitrógeno (mg/l)
250 mg/l de amonio		
15	142,6	32,2
16	141,1	31,8
17	151,9	34,3
21	152,4	34,4
22	147,1	33,2
23	167,8	37,9
300 mg/l de amonio		
27	161,8	36,5
29	168,8	38,1
31	169,1	38,2
34	172,2	38,9
36	167,0	37,7
38	165,2	37,3
41	186,7	42,1
42	246,3	55,6
43	146,9	33,2
44	186,6	42,1
45	176,5	39,8

4.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
250 mg/l de amonio	
4	0,48
11	0,24
18	0,78
300 mg/l de amonio	
25	0,66
32	0,54
38	0,62
49	0,33
52	1,59
Recuperación	
59	0,50
66	0,52
76	1,62
87	5,12
107	3,31
115	0,60
122	1,03
129	1,15

Día de operación	Fenoles (mg/l)
136	0,71
143	0,18
150	0,14
157	0,10

4.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
250 mg/l de amonio		
1	1,62	0,49
3	1,78	0,34
6	1,30	
9	1,43	
10	1,26	0,16
13	1,20	0,16
15	1,46	0,25
17	1,38	0,32
20	1,24	
22	1,04	0,18
24	1,04	0,20
300 mg/l de amonio		
27	1,03	0,20
29	0,94	0,11
31	0,87	0,16
35	1,16	0,19
36	1,09	0,16
38	1,24	0,27
41	1,37	0,23
43	1,36	0,16
45	1,39	0,19
48	1,51	0,16
50	1,54	0,13
52	1,50	0,19
55	1,86	0,25
57	1,91	0,12
Recuperación		
59	1,19	0,24
62	1,23	
64	1,74	
66	1,65	0,60
69	1,60	
71	1,61	
72	1,52	0,50
76	1,19	0,30
78	1,15	
80	1,03	
83	1,09	
85	0,95	
87	0,84	0,19

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
90	0,91	
92	0,78	
94	0,80	0,15
97	0,73	0,17
99	1,20	
100	1,06	
101	1,10	
104	1,62	
106	1,56	0,27
111	2,10	
113	2,32	
115	2,30	0,40
118	1,92	
120	2,04	
122	1,98	1,50
125	1,96	
127	1,86	
129	1,98	0,60
132	2,26	
134	2,15	
136	2,04	0,50
139	1,74	0,58
141	1,82	
143	1,98	0,50
146	1,32	0,50
148	1,48	0,34
150	1,46	
155	1,54	0,30
156	1,64	0,42
157	1,54	0,32
160	1,58	0,38

APÉNDICE V.- OPTIMIZACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE BIOMASA.**5.1.- AGUA RESIDUAL.**

	Biomasa 5,5 y 3,5 g/l	Biomasa 8,5 y 3,5 g/l	Biomasa 8,5 g/l	Biomasa 7,5 y 6,5 g/l
DQO (mg/l)	20166	20065	19414	19958
DQO soluble (mg/l)	19100	19501	19131	19516
Aceites y grasa (mg/l)	616,0	466,0	415,8	664,0
Fenoles (mg/l)	123,2	85,8	60,2	55,4
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	66,4	61,1	14,8	52,7
Ortofosfato (mg/l)	0,94	0,72	0,50	0,09
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	21,82	20,23	15,85	14,49
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	21,73	20,21	15,84	14,42
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,086	0,016	0,006	0,073
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	14,69	13,33	9,88	7,75
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,050	0,009	0,001	0,040
pH	8,7	9,1	8,6	7,7

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
Biomasa 5,5 y 3,5 g/l	6450,0	707,5	*	10,0	13,5	10,5	*	*
Biomasa 8,5 y 3,5 g/l	5284,5	510,0	*	8,1	11,3	9,5	5,2	0,1
Biomasa 8,5 g/l	3950,0	65,8	*	7,6	14,0	#	#	#
Biomasa 7,5 y 6,5 g/l	2983,0	181,1	*	7,0	26,8	#	#	#

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni
Biomasa 5,5 y 3,5 g/l	*	*	*	*	*	*
Biomasa 8,5 y 3,5 g/l	0,5	0,1	0,2	*	*	*
Biomasa 8,5 g/l	0,2	#	#	#	#	#
Biomasa 7,5 y 6,5 g/l	*	#	#	#	#	*

Nota: # = no detectado, * = no analizado

5.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
Biomasa = 8,5 g/l			
3	2261		88,7
5	2247		88,8
7	2334	1076	88,3
12	6738		66,3
14	5207	3222	74,0
17	3930		80,3
19	3043		84,8
21	3043	1504	84,8
26	3043		84,8
28	2850	1565	85,7
33	21491		0,0
35	16727	15264	16,4
38	10690		46,5
40	6770		66,1
42	5057	3174	74,7
45	4437		77,8
47	3798		81,1
49	3608	2085	82,0
52	3105		84,5
54	3132		84,3
56	2502	1249	87,5
59	2301		88,5
61	2399		88,0
63	2402	924	88,0
66	2291		88,5
68	2025	913	89,9
73	2008		90,0
75	2167	1017	89,2
77	2064		89,7
81	1996		90,0
83	2110	1015	89,4
84	2164		89,2
87	2030		89,8
89	1941	901	90,3
91	1952		90,2

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
94	1952		90,2
Biomasa = 7,5 g/l			
97	1801		91,0
99	1886	940	90,6
101	1945		90,3
104	2027		89,9
106	2004	1082	90,0
108	2025		89,9
111	2025		89,9
113	2055	1127	89,7
115	2179		89,1
118	2179		89,1
121	8269	7388	58,6
122	8635		56,8
125	6243		68,8
127	5406	4920	73,0
129	4525		77,4
132	3091		84,5
134	2838	1970	85,8
136	2844		85,8
139	2647		86,8
141	2592	1498	87,0
143	2475		87,6
146	2720		86,4
148	2577	1645	87,1
150	2426		87,9
154	2605		87,0
156	2678	1154	86,6
157	2626		86,9
160	2687		86,6
Biomasa = 6,5 g/l			
162	2863	1433	85,7
164	2800		86,0
167	2847		85,8
169	2917	1470	85,4
171	2861		85,7
175	2961		85,2
177	2568	1432	87,2
178	2733		86,3
181	1880		90,6
183	1821	1278	90,9
185	1557		92,2
188	1774		91,1
190	1700	1147	91,5
192	1665		91,7
195	1636		91,8
197	1585	1168	92,1
Biomasa = 5,5 g/l			
199	3480	1357	82,6
201	3556		82,2
204	3529		82,3

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
206	3435		82,8
208	3479	1243	82,6
211	3512		82,4
215	3356	1265	83,2
218	3221		83,9
220	3511		82,4
222	3662	1735	81,7
225	3203		84,0
227	3023		84,9
229	3156	1798	84,2
232	3254		83,7
234	3398		83,0
236	3091	1619	84,5
239	2996		85,0
241	2995		85,0
243	2775	1408	86,1
246	2746		86,3
248	2843		85,8
250	2749	1411	86,2
253	2573		87,1
255	2541		87,3
257	2501	1173	87,5
260	2526		87,4
262	2441		87,8
264	2406	1091	88,0
267	2426		87,9
269	2358		88,2
271	2495	985	87,5
Biomasa = 3,5 g/l			
274	2261		88,7
276	2213		88,9
278	2256	958	88,7
281	2462		87,7
283	2522		87,4
285	2294	938	88,5
288	2333		88,3
290	2456		87,8
292	2589	1053	87,0
295	2696		86,5
297	2624		86,7
299	2397	924	88,0
303	2383		88,1
305	2408		88,0
306	2398	1009	88,0
309	2500		87,5
311	2598		87,0
313	2964	1078	85,2
316	3283		83,6
318	3347	1274	83,3
324	2890		85,5
326	2827		85,7

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
327	2563	1179	87,2
330	2682		86,6
332	2793		86,0
334	2706	1276	86,5
337	2625		86,9
339	2935		85,3
341	2832	1256	85,8

5.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
Biomasa = 8,5 g/l				
1	35,9	193,2	8,0	2,98
2	34,6	157,4	8,4	3,04
3	36,1	169,0	7,8	2,75
4	36,7	197,5	7,4	2,70
5	34,7	210,0	7,5	2,71
6	36,9	201,2	7,4	2,82
7	35,6	191,8	7,4	2,83
8	35,7	136,1	7,9	
9	34,1	113,0	8,4	
10	35,8	99,6	7,8	2,74
11	36,1	80,6	7,1	
12	35,7	99,3	7,3	2,62
13	36,6	129,2	7,9	
14	35,2	133,0	8,1	3,13
15	35,7		8,6	
16	34,7		8,9	
17	35,5	151,4	8,1	2,76
18	36,5	123,2	7,3	2,71
19	36,0	171,2	7,5	2,84
20	36,8	172,8	7,3	2,69
21	36,6	170,1	7,5	2,71
22	35,5	194,2	7,9	2,96
23	34,5	194,4	8,3	2,99
24	35,3	190,1	8,0	2,80
25	35,4		8,0	2,72
26	35,5	183,4	7,2	2,79
27	36,2	197,7	7,3	2,57
28	36,7	199,9	7,6	2,60
29	35,3	122,9	7,7	2,70
30	34,2	89,3	6,4	
31	36,3	97,3	6,9	3,10
32	37,1	107,1	6,8	2,65
33	35,5	118,7	6,8	3,40
34	35,6	113,5	7,0	2,65
35	34,2	115,1	7,3	3,24
36	33,3	107,2	8,5	

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
37	33,0	80,3	9,0	
38	34,7	100,0	8,4	3,27
39	36,2		8,0	3,50
40	36,2	122,1	7,7	4,70
41	36,5	133,9	7,6	4,75
42	36,7	123,7	7,9	3,10
43	36,3	160,2	8,5	2,63
44	34,7	163,2	8,6	2,53
45	35,3	178,8	8,0	2,61
46	35,5	187,5	7,8	2,62
47	36,1	193,7	7,7	2,68
48	36,8	195,9	7,4	2,59
49	36,5	191,1	7,4	2,42
50	36,1	193,3	8,0	2,40
51	35,5	191,1	8,3	2,69
52	35,9	194,0	7,9	2,52
53	36,1	204,1	7,4	2,87
54	36,3	200,3	7,5	2,77
55	36,3	196,2	7,4	2,84
56	36,5	201,8	7,6	2,65
57	36,3	202,4	8,2	2,66
58	35,9	201,4	8,5	2,77
59	36,2	196,7	8,0	2,52
60	36,4	200,0	7,4	2,56
61	36,2	204,6	7,5	2,87
62	36,4	207,6	7,5	3,25
63	36,2	207,9	7,6	3,16
64	36,0	208,4	7,9	3,14
65	35,7	204,3	8,2	3,17
66	36,5	207,1	7,8	3,06
67	37,6	209,8	7,4	3,16
68	36,9	211,8	7,6	3,09
69	36,8	212,4	8,0	3,25
70	36,7	208,5	8,3	3,41
71	36,7	203,1	8,6	3,46
72	36,0	199,7	8,7	3,67
73	35,6	190,7	8,2	3,21
74	36,1	201,8	7,5	3,27
75	36,1	204,5	7,5	3,18
76	36,4	205,6	7,5	3,06
77	36,5	205,4	7,7	3,00
78	36,3	210,0	7,8	3,22
79	35,6	212,4	8,1	3,50
80	36,3	211,3	8,3	3,49
81	36,3	195,7	7,8	3,11
82	36,2	209,0	7,5	3,09
83	36,2	204,6	7,5	2,78
84	35,7	204,4	7,6	2,63
85	35,4	207,8	7,9	2,99
86	34,6	208,7	8,3	3,34
87	34,8	204,3	7,9	3,18

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
88	35,2	213,6	7,5	3,06
89	35,8	209,9	7,5	2,84
90	36,1	210,2	7,5	2,81
91	35,6	208,5	7,7	2,82
92	35,3	206,1	7,9	2,85
93	34,6	204,2	8,2	2,97
94	35,3	200,4	7,9	2,71
Biomasa = 7,5 g/l				
95	36,1	215,7	7,9	3,37
96	36,2	216,5	8,2	3,41
97	36,0	222,6	7,7	3,41
98	36,0	228,9	7,5	3,43
99	35,9	229,3	7,6	3,36
100	36,3	233,6	7,5	3,29
101	36,5	225,8	7,7	3,26
102	36,5	216,7	8,1	3,36
103	36,4	216,0	8,4	3,47
104	36,8	221,7	7,8	3,08
105	37,0	219,8	7,5	2,69
106	36,3	227,3	7,4	3,01
107	36,4	233,6	7,5	3,05
108	36,0	229,4	7,6	3,14
109	35,5	230,7	7,9	3,09
110	35,4	229,9	8,2	3,12
111	35,0	222,5	8,0	3,28
112	35,0	216,0	7,6	3,37
113	35,4	213,3	7,6	3,16
114	36,0	208,2	7,6	2,90
115	35,7	204,9	7,7	3,15
116	35,7	200,2	8,2	3,31
117	36,0	191,5	8,5	3,26
118	36,0	197,2	8,0	3,10
119	36,3	200,3	7,6	2,88
120	36,2	173,8	7,5	2,16
121	35,6	137,4	7,5	1,84
122	35,4	142,9	7,5	2,26
123	35,0	106,3	7,8	3,23
124	35,2	92,5	7,8	
125	37,4	88,0	7,9	2,61
126	36,1	78,4	8,0	2,27
127	35,5	114,5	7,8	2,54
128	35,6	147,5	7,7	2,23
129	35,5	132,3	7,9	2,18
130	35,6		8,2	
131	35,8		8,5	
132	35,6	125,6	8,3	2,32
133	35,7	192,2	7,5	2,30
134	35,6	201,3	7,6	2,50
135	35,7	208,8	7,6	2,18
136	35,2	215,2	7,7	2,45
137	35,3	209,1	8,1	2,34

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
138	35,2	203,4	8,4	2,50
139	35,3	214,9	7,7	2,46
140	35,6	221,2	7,4	2,06
141	35,6	219,0	7,5	2,00
142	35,9	222,5	7,5	1,75
143	35,6	219,9	7,6	1,97
144	33,0	220,7	8,1	3,02
145		228,2	8,4	4,84
146	34,4	224,4	7,6	2,30
147	34,6	224,9	7,4	2,07
148	35,4	223,0	7,4	2,37
149	35,7	222,5	7,4	2,03
150	35,8	219,6	7,6	1,92
151	35,7	215,5	7,9	1,93
152	35,5	210,3	8,2	2,08
153	35,3	206,3	8,4	2,28
154	34,8	206,5	7,9	1,94
155	35,0	212,2	7,5	1,93
156	34,4	218,8	7,4	2,23
157	34,0	224,0	7,2	2,23
158	34,8	212,0	7,3	1,99
159	35,0	206,7	6,9	1,95
160	34,7	195,9	8,6	1,95
Biomasa = 6,5 g/l				
161	34,4	204,4	8,5	2,24
162	34,9	206,2	8,3	2,12
163	34,9	204,4	8,4	2,22
164	35,0	203,0	8,3	2,39
165	34,9	204,8		2,38
166	34,9	204,1		2,40
167	35,4	208,6	8,2	2,26
168	35,3	208,1	8,3	2,29
169	35,0	204,5	8,3	2,46
170	35,2	209,5	8,3	2,27
171	35,7	209,4	8,0	1,92
172	36,1	206,0		1,83
173	36,2	211,4		2,14
174	34,8	203,4		2,44
175	34,8	205,6	8,3	2,51
176	35,0	207,9	8,2	2,46
177	35,9	210,6	8,1	2,38
178	35,9	207,0	8,1	2,34
179	36,1	204,9		2,02
180	37,0	199,8		1,99
181	35,0	190,0	8,1	2,16
182	33,9	201,6	8,2	2,33
183	34,7	207,2	8,0	2,57
184	35,2	212,8	7,9	2,17
185	35,5	209,5	7,5	2,34
186	35,3	207,9		1,97
187	35,0	205,5		2,12

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
188	35,1	189,6	7,9	2,25
189	35,1	212,2	7,8	2,30
190	35,6	211,5	7,6	2,35
191	35,3	212,4	7,8	2,21
192	35,2	210,5	7,8	2,22
193	35,0	211,0		2,17
194	34,8	205,2		2,19
195	34,4	205,0	7,9	2,30
196	34,3	210,1	7,5	2,33
197	34,8	212,2	7,6	2,32
Biomasa = 5,5 g/l				
198	35,1	144,5	7,6	
199	35,0	161,5	7,6	3,37
200	35,0	174,1	7,6	
201	34,9	173,9	7,8	3,35
202	35,1	174,3	8,0	
203	35,0	173,1	8,2	
204	35,2	173,1	8,0	3,56
205	35,3	178,4	7,5	1,99
206	35,2	178,7	7,4	2,43
207	35,3	177,9	7,5	1,99
208	34,9	186,1	7,6	2,95
209	34,5	185,4	7,8	2,53
210	34,5	178,9	8,0	2,26
211	34,5	178,5	7,8	2,86
212	34,8	182,7	7,5	3,05
213	34,6	178,8	7,8	2,53
214	35,3	174,0	7,7	2,09
215	35,7	170,6	7,8	2,50
216	35,3	177,4	8,1	2,54
217	35,2	174,6	8,3	
218	34,9	171,5	7,7	
219	33,8	196,3	6,0	
220	33,5	178,6	7,5	
221	34,3	181,5	7,1	
222	34,9	215,8	5,2	
223	35,3	159,9	7,6	
224	35,4	132,1	8,3	
225	35,4	129,0	7,7	3,20
226	35,3	145,6	7,5	3,60
227	35,7	136,9	7,5	
228	35,3	153,7	6,9	2,70
229	35,3	192,2	5,9	2,50
230	34,9	98,8	8,0	
231	34,3	70,4	8,3	
232	34,5	93,5	8,3	2,97
233	35,3	93,5	7,6	2,40
234	35,1	139,3	7,3	2,76
235	35,8	173,4	7,2	2,98
236	35,5	169,5	7,6	2,63
237	35,3	176,0	8,0	2,74

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
238	35,4	173,7	8,3	2,09
239	35,9	174,2	8,2	2,00
240	36,1	185,8	7,5	2,41
241	35,7	197,6	7,3	3,23
242	35,9	194,7	7,3	2,57
243	35,9	189,5	7,4	2,61
244	35,0	191,0	7,8	2,90
245	34,4	188,8	8,1	2,86
246	34,9	160,9	7,7	2,30
247	34,3	140,1	7,6	2,13
248	34,6	176,9	7,7	2,68
249	36,2	165,2	7,4	2,83
250	36,3	162,0	7,5	2,62
251	35,9		7,8	2,70
252	35,5		8,0	2,39
253	35,8	163,8	7,7	2,38
254	35,7	187,2	7,3	2,58
255	36,1	186,9	7,3	2,59
256	35,9	190,3	7,3	3,04
257	35,4	193,0	7,5	2,91
258	34,7	195,9	7,7	2,89
259	34,3	196,1	8,0	2,96
260	35,0	202,2	7,7	3,11
261	35,7	208,9	7,4	3,30
262	35,2	209,2	7,3	2,64
263	35,4	213,1	7,3	2,09
264	35,3	212,8	7,5	2,20
265	35,1	213,2	7,7	2,59
266	34,5	211,2	8,0	2,57
267	34,3	204,4	8,1	2,67
268	35,9	203,6	7,5	2,30
269	36,0	194,5	7,4	2,21
270	35,6	203,8	7,3	2,42
271	35,4	192,8	7,6	2,22
Biomasa = 3,5 g/l				
272	34,7	181,8	8,1	2,54
273	33,5	178,1	8,3	2,67
274	34,1	187,3	7,9	2,53
275	35,3	212,5	7,3	2,29
276	35,6	207,8	7,3	2,11
277	36,3	206,3	7,3	2,10
278	35,8	209,1	7,5	2,25
279	35,0	214,6	7,9	2,37
280	33,4	206,0	8,3	2,51
281	34,4	191,3	8,0	2,22
282	36,1	189,7	7,3	1,84
283	36,1	189,3	7,3	1,77
284	36,2	207,7	7,3	2,03
285	35,9	210,2	7,4	2,26
286	35,2	208,8	7,9	2,51
287	34,4	195,7	8,2	2,53

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
288	35,8	183,7	7,8	2,21
289	35,6	204,9	7,2	2,25
290	36,0	203,3	7,1	2,12
291	35,7	210,3	7,1	2,11
292	36,1	210,8	7,5	2,06
293	34,8	213,8	8,0	2,49
294	33,6	211,6	8,4	2,57
295	34,8	209,3	7,9	2,49
296	36,7	214,7	7,2	2,30
297	36,2	212,9	7,3	2,25
298	36,5	213,1	7,4	2,20
299	35,6	227,3	7,5	2,82
300	35,0	232,0	7,8	3,05
301	33,5	232,6	8,1	3,27
302	34,0	226,4	8,2	3,17
303	34,8	226,2	7,8	2,99
304	34,9	227,6	7,9	2,95
305	35,4	222,2	7,5	2,68
306	36,1	216,3	7,4	2,43
307	35,5	215,9	7,7	2,38
308	34,4	210,9	8,0	2,35
309	35,5	200,3	8,0	2,20
310	35,8	195,8	7,5	1,93
311	35,8	189,8	7,5	
312	34,8	203,2	7,2	3,05
313	34,6	209,2	7,6	3,12
314	34,2	207,5	8,1	3,13
315	33,3	204,5	8,4	2,96
316	34,1	204,3	7,7	2,49
317	34,8	198,3	7,6	2,22
318	34,6	206,3	7,6	2,24
319	35,0	207,0	7,9	1,78
320	34,5	202,2	7,8	1,44
321	34,3	197,9	7,8	
322	34,3	189,1	7,8	
323	35,2	174,2	8,1	
324	35,4	177,6	7,8	2,12
325	35,6	205,3	7,4	2,34
326	35,4	218,3	7,5	2,81
327	35,1	224,1	7,6	2,77
328	34,8	224,6	7,9	2,92
329	33,9	218,5	8,3	3,08
330	35,1	214,8	7,9	2,88
331	35,4	211,6	7,9	2,86
332	35,8	198,2	8,2	2,69
333	37,1	181,3	8,2	2,34
334	35,8	190,3	7,6	2,38
335	35,8	190,9	7,8	2,47
336	35,4	173,2	8,2	2,35
337	35,6	169,4	7,6	2,05
338	35,9	194,8	7,4	2,44

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
339	36,9	194,3	7,4	2,35
340	37,3	196,3	7,3	2,26
341	37,1	181,3	7,6	2,55

5.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
Biomasa = 8,5 g/l				
3	0,170	15,3	0,174	15,0
4	0,170	15,3	0,174	15,0
5	0,165	15,8	0,174	15,0
6	0,169	15,4	0,174	15,0
7	0,167	15,6	0,174	15,0
10	0,158	16,5	0,174	15,0
11	0,169	15,1	0,174	15,0
12	0,166	15,7	0,174	15,0
13	0,182	14,3	0,174	15,0
14	0,181	14,4	0,174	15,0
17	0,172	15,1	0,174	15,0
18	0,173	15,0	0,174	15,0
19	0,171	15,2	0,174	15,0
20	0,172	15,1	0,174	15,0
21	0,164	15,9	0,174	15,0
26	0,166	15,7	0,174	15,0
27	0,166	15,7	0,174	15,0
28	0,166	15,7	0,174	15,0
31	0,167	15,6	0,174	15,0
32	0,158	16,5	0,174	15,0
33	0,172	15,1	0,174	15,0
34	0,186	14,0	0,174	15,0
35	0,159	16,4	0,174	15,0
38	0,184	14,1	0,174	15,0
39	0,222	11,7	0,222	11,7
40	0,177	14,7	0,174	15,0
41	0,182	14,3	0,174	15,0
42	0,173	15,0	0,174	15,0
45	0,171	15,2	0,174	15,0
46	0,165	15,8	0,174	15,0
47	0,170	15,3	0,174	15,0
48	0,170	15,3	0,174	15,0
49	0,168	15,5	0,174	15,0
52	0,171	15,2	0,174	15,0
53	0,180	14,5	0,174	15,0
54	0,170	15,3	0,174	15,0
55	0,175	14,9	0,174	15,0
56	0,175	14,9	0,174	15,0
59	0,182	14,3	0,174	15,0
60	0,179	14,5	0,174	15,0
61	0,170	15,3	0,174	15,0
62	0,177	14,7	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
63	0,165	15,8	0,174	15,0
66	0,170	15,3	0,174	15,0
67	0,180	14,5	0,174	15,0
68	0,176	14,8	0,174	15,0
73	0,177	14,7	0,174	15,0
74	0,181	14,4	0,174	15,0
75	0,172	15,1	0,174	15,0
76	0,180	14,5	0,174	15,0
77	0,173	15,0	0,174	15,0
81	0,171	15,2	0,174	15,0
82	0,175	14,9	0,174	15,0
83	0,183	14,2	0,174	15,0
84	0,175	14,9	0,174	15,0
87	0,172	15,1	0,174	15,0
88	0,168	15,5	0,174	15,0
89	0,169	15,4	0,174	15,0
90	0,186	14,0	0,174	15,0
91	0,170	15,3	0,174	15,0
94	0,169	15,4	0,174	15,0
Biomasa = 7,5 g/l				
97	0,168	15,5	0,174	15,0
98	0,173	15,0	0,174	15,0
99	0,168	15,5	0,174	15,0
100	0,166	15,7	0,174	15,0
101	0,170	15,3	0,174	15,0
104	0,167	15,6	0,174	15,0
105	0,167	15,6	0,174	15,0
106	0,172	15,1	0,174	15,0
107	0,165	15,8	0,174	15,0
108	0,170	15,3	0,174	15,0
111	0,173	15,0	0,174	15,0
112	0,160	16,3	0,174	15,0
113	0,176	14,8	0,174	15,0
114	0,185	14,1	0,174	15,0
115	0,181	14,4	0,174	15,0
118	0,174	15,0	0,174	15,0
119	0,180	14,5	0,174	15,0
120	0,172	15,1	0,174	15,0
121	0,178	14,6	0,174	15,0
122	0,163	16,0	0,174	15,0
125	0,165	15,8	0,174	15,0
126	0,178	14,6	0,174	15,0
127	0,172	15,1	0,174	15,0
128	0,172	15,1	0,174	15,0
129	0,168	15,5	0,174	15,0
132	0,176	14,8	0,174	15,0
133	0,170	15,3	0,174	15,0
134	0,168	15,5	0,174	15,0
135	0,163	16,0	0,174	15,0
136	0,172	15,1	0,174	15,0
139	0,160	16,3	0,174	15,0
140	0,178	14,6	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
141	0,165	15,8	0,174	15,0
142	0,165	15,8	0,174	15,0
143	0,171	15,2	0,174	15,0
146	0,170	15,3	0,174	15,0
147	0,162	16,1	0,174	15,0
148	0,173	15,0	0,174	15,0
149	0,170	15,3	0,174	15,0
150	0,167	15,6	0,174	15,0
154	0,182	14,3	0,174	15,0
155	0,183	14,2	0,174	15,0
156	0,170	15,3	0,174	15,0
157	0,179	14,5	0,174	15,0
160	0,173	15,0	0,174	15,0
Biomasa = 6,5 g/l				
161	0,183	14,2	0,174	15,0
162	0,176	14,8	0,174	15,0
163	0,175	14,9	0,174	15,0
164	0,181	14,4	0,174	15,0
167	0,180	14,5	0,174	15,0
168	0,182	14,3	0,174	15,0
169	0,179	14,5	0,174	15,0
170	0,180	14,5	0,174	15,0
171	0,187	13,9	0,174	15,0
175	0,185	14,1	0,174	15,0
176	0,175	14,9	0,174	15,0
177	0,187	13,9	0,174	15,0
178	0,192	13,6	0,174	15,0
181	0,173	15,0	0,174	15,0
182	0,180	14,5	0,174	15,0
183	0,167	15,6	0,174	15,0
184	0,178	14,6	0,174	15,0
185	0,176	14,8	0,174	15,0
188	0,177	14,7	0,174	15,0
189	0,177	14,7	0,174	15,0
190	0,177	14,7	0,174	15,0
191	0,177	14,7	0,174	15,0
192	0,180	14,5	0,174	15,0
195	0,171	15,2	0,174	15,0
196	0,175	14,9	0,174	15,0
197	0,164	15,9	0,174	15,0
Biomasa = 5,5 g/l				
198	0,241	10,8	0,434	6,0
199	0,233	11,2	0,233	11,2
200	0,243	10,7	0,156	16,7
201	0,252	10,3	0,252	10,3
204	0,230	11,3	0,230	11,3
205	0,232	11,2	0,232	11,2
206	0,218	11,9	0,218	11,9
207	0,179	14,5	0,174	15,0
208	0,163	16,0	0,174	15,0
211	0,167	15,6	0,174	15,0
212	0,167	15,6	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
214	0,182	14,3	0,174	15,0
215	0,188	13,8	0,174	15,0
219	0,201	12,9	0,174	15,0
220	0,201	12,9	0,174	15,0
221	0,187	13,9	0,174	15,0
222	0,208	12,5	0,174	15,0
225	0,197	13,2	0,174	15,0
226	0,194	13,4	0,174	15,0
227	0,201	12,9	0,174	15,0
228	0,208	12,5	0,174	15,0
229	0,208	12,5	0,174	15,0
232	0,196	13,3	0,174	15,0
233	0,182	14,3	0,174	15,0
234	0,179	14,5	0,174	15,0
235	0,180	14,5	0,174	15,0
236	0,192	13,6	0,174	15,0
239	0,177	14,7	0,174	15,0
240	0,172	15,1	0,174	15,0
241	0,181	14,4	0,174	15,0
242	0,176	14,8	0,174	15,0
243	0,170	15,3	0,174	15,0
246	0,168	15,5	0,174	15,0
248	0,166	15,7	0,174	15,0
249	0,180	14,5	0,174	15,0
250	0,166	15,7	0,174	15,0
253	0,170	15,3	0,174	15,0
254	0,177	14,7	0,174	15,0
255	0,164	15,9	0,174	15,0
256	0,170	15,3	0,174	15,0
257	0,168	15,5	0,174	15,0
260	0,154	16,9	0,174	15,0
261	0,174	15,0	0,174	15,0
262	0,171	15,2	0,174	15,0
263	0,159	16,4	0,174	15,0
264	0,177	14,7	0,174	15,0
268	0,169	15,4	0,174	15,0
269	0,175	14,9	0,174	15,0
270	0,168	15,5	0,174	15,0
271	0,167	15,6	0,174	15,0
Biomasa = 3,5 g/l				
274	0,157	16,6	0,174	15,0
275	0,165	15,8	0,174	15,0
276	0,171	15,2	0,174	15,0
277	0,186	14,0	0,174	15,0
278	0,166	15,7	0,174	15,0
281	0,165	15,8	0,174	15,0
282	0,167	15,6	0,174	15,0
283	0,170	15,3	0,174	15,0
284	0,173	15,0	0,174	15,0
285	0,164	15,9	0,174	15,0
288	0,172	15,1	0,174	15,0
289	0,175	14,9	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
290	0,167	15,6	0,174	15,0
291	0,165	15,8	0,174	15,0
292	0,181	14,4	0,174	15,0
295	0,173	15,0	0,174	15,0
296	0,172	15,1	0,174	15,0
297	0,164	15,9	0,174	15,0
298	0,165	15,8	0,174	15,0
299	0,161	16,2	0,174	15,0
303	0,158	16,5	0,174	15,0
305	0,183	14,2	0,174	15,0
306	0,177	14,7	0,174	15,0
			0,156	16,7
310	0,156	16,7	0,174	15,0
311	0,174	15,0	0,174	15,0
312	0,174	15,0	0,174	15,0
313	0,174	15,0	0,174	15,0
317	0,174	15,0	0,174	15,0
318	0,174	15,0	0,174	15,0
324	0,178	14,6	0,174	15,0
325	0,178	14,6	0,174	15,0
326	0,170	15,3	0,174	15,0
327	0,170	15,3	0,174	15,0
330	0,170	15,3	0,174	15,0
332	0,167	15,6	0,174	15,0
334	0,171	15,2	0,174	15,0
337	0,158	16,5	0,174	15,0
338	0,172	15,1	0,174	15,0
339	0,166	15,7	0,174	15,0
340	0,172	15,1	0,174	15,0
341	0,169	15,4	0,174	15,0

5.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
Biomasa = 8,5 g/l			
3	2,94	2,32	1,27
5	4,01	2,60	1,54
7	3,83	2,23	1,72
10	5,22	5,59	0,93
12	5,03	5,35	0,94
14	4,34	5,19	0,84
17	4,30	6,03	0,71
19	4,25	4,72	0,90
21	3,95	4,70	0,84
26	3,81	4,74	0,80
28	3,20	4,28	0,75
31	6,48	11,68	0,55
33	5,77	10,50	0,55
35	6,06	10,61	0,57

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
38	5,04	9,32	0,54
40	5,49	9,89	0,55
42	5,18	9,86	0,52
45	5,06	8,63	0,59
47	4,49	8,31	0,54
49	4,62	7,93	0,58
52	5,76	8,43	0,68
54	5,28	8,46	0,62
56	6,01	7,93	0,76
59	6,34	7,92	0,80
61	6,72	6,79	0,99
63	7,06	7,61	0,93
66	6,35	8,04	0,79
68	5,94	7,15	0,83
73	6,48	7,00	0,92
75	5,87	8,48	0,69
77	6,85	8,49	0,81
81	6,84	8,53	0,80
83	7,93	9,25	0,86
84	8,20	9,42	0,87
87	7,28	8,40	0,87
89	7,39	8,09	0,91
91	7,27	8,43	0,86
94	7,48	8,00	0,93
Biomasa = 7,5 g/l			
97	9,06	6,62	1,37
99	8,58	6,49	1,32
101	8,30	6,61	1,25
104	8,27	5,94	1,39
106	8,13	6,03	1,35
108	7,84	6,54	1,20
111	4,25	3,35	1,27
113	4,13	3,87	1,07
115	4,32	3,49	1,24
118	3,11	2,97	1,05
121	5,96	7,78	0,77
122	5,74	8,51	0,67
125	4,90	6,63	0,74
127	5,11	6,41	0,80
129	5,64	7,12	0,79
132	5,81	6,87	0,84
134	5,72	6,68	0,86
136	5,79	6,91	0,84
139	5,80	7,06	0,82
141	6,02	7,38	0,81
143	6,54	7,14	0,91
146	5,98	7,83	0,76
148	6,34	7,26	0,87
150	6,14	7,56	0,81
154	6,11	7,50	0,81
156	5,89	7,77	0,76

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
157	5,55	7,42	0,75
160	6,18	7,76	0,80
Biomasa = 6,5 g/l			
162	6,19	7,38	0,84
167	5,35	6,75	0,79
169	5,89	7,70	0,76
171	6,18	7,35	0,84
175	5,16	6,67	0,77
177	4,32	5,58	0,77
178	4,52	5,05	0,89
181	6,17	7,11	0,87
183	6,15	7,57	0,81
185	5,09	6,97	0,73
188	4,98	7,00	0,71
190	5,28	6,92	0,76
192	5,63	6,93	0,81
195	5,61	6,61	0,85
197	4,99	6,51	0,79
Biomasa = 5,5 g/l			
199	3,87	4,12	0,94
201	3,48	4,00	0,87
204	3,07	3,89	0,79
206	3,10	4,47	0,69
208	3,41	4,26	0,80
211	3,21	3,90	0,82
215	2,35	3,20	0,73
218	2,93	3,81	0,77
220	2,08	2,66	0,78
222	1,37	2,58	0,53
225	0,79	1,77	0,45
227	0,73	1,64	0,44
229	0,56	1,67	0,43
232	3,06	3,52	0,87
234	3,22	4,42	0,73
236	4,05	3,61	1,12
239	3,18	3,63	0,88
241	3,87	3,83	1,01
243	3,54	3,70	0,96
246	4,23	4,65	0,91
248	4,79	4,70	1,02
250	4,89	4,53	1,08
253	4,57	5,61	0,81
255	4,34	5,65	0,77
257	4,83	5,22	0,92
260	4,53	5,11	0,89
262	4,44	4,98	0,89
264	4,36	5,22	0,83
269	3,81	5,69	0,67
271	3,62	5,60	0,65
Biomasa = 3,5 g/l			
274	2,23	4,25	0,52

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
276	3,39	4,06	0,83
278	2,84	3,28	0,86
283	3,26	5,00	0,65
285	2,80	4,06	0,69
288	3,37	3,61	0,93
290	3,00	3,58	0,84
292	3,06	3,54	0,86
295	3,02	4,05	0,74
297	4,28	4,50	0,95
299	3,72	3,88	0,96
303	3,48	3,70	0,94
305	3,45	3,75	0,92
306	3,52	2,87	1,23
309	2,00	3,70	0,54
311	2,25	3,14	0,72
313	1,79	4,20	0,43
316	1,81	3,66	0,49
318	2,36	3,30	0,71
324	3,04	4,81	0,63
326	3,82	4,43	0,86
327	3,80	3,93	0,97
330	3,86	3,68	1,05
334	2,88	3,41	0,84
337	2,73	3,74	0,73
339	5,15	3,68	1,40
341	5,18	3,80	1,36

5.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
Biomasa = 8,5 g/l	
3	0,56
5	0,49
7	0,57
10	0,22
12	0,24
14	0,27
17	0,22
19	0,28
21	0,27
26	0,27
28	0,30
31	0,11
33	0,13
35	0,11
38	0,15
40	0,14
42	0,13
45	0,15

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
47	0,16
49	0,16
52	0,16
54	0,15
56	0,17
59	0,18
61	0,19
63	0,17
66	0,16
68	0,19
73	0,19
75	0,16
77	0,16
81	0,15
83	0,15
84	0,14
87	0,16
89	0,16
91	0,15
94	0,16
Biomasa = 7,5 g/l	
97	0,19
99	0,20
101	0,20
104	0,22
106	0,22
108	0,20
111	0,40
113	0,35
115	0,40
118	0,45
121	0,18
122	0,15
125	0,19
127	0,21
129	0,18
132	0,20
134	0,19
136	0,19
139	0,17
141	0,17
143	0,18
146	0,17
148	0,18
150	0,17
154	0,19
156	0,17
157	0,18
160	0,17
Biomasa = 6,5 g/l	
162	0,18

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
167	0,20
169	0,18
171	0,19
175	0,21
177	0,26
178	0,29
181	0,19
183	0,17
185	0,19
188	0,19
190	0,20
192	0,20
195	0,20
197	0,19
Biomasa = 5,5 g/l	
199	0,43
201	0,48
204	0,45
206	0,37
208	0,29
211	0,33
215	0,45
220	0,58
222	0,62
225	0,86
227	0,94
229	0,96
232	0,43
234	0,31
236	0,41
239	0,37
241	0,36
243	0,35
246	0,28
248	0,27
250	0,28
253	0,23
255	0,22
257	0,25
260	0,23
262	0,26
264	0,26
269	0,23
271	0,23
Biomasa = 3,5 g/l	
274	0,28
276	0,32
278	0,39
283	0,26
285	0,31
288	0,37

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
290	0,36
292	0,39
295	0,33
297	0,28
299	0,32
303	0,33
305	0,37
306	0,47
311	0,42
313	0,32
318	0,40
324	0,28
326	0,29
327	0,33
330	0,35
334	0,38
337	0,32
339	0,35
341	0,34

5.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
Biomasa = 8,5 g/l		
3	50	13,6
4	500	
5	100	12,5
7	30	14,7
10	30	26,5
12	30	23,1
14	30	23,2
17	30	27,9
19	40	21,8
21	30	22,3
26	30	27,8
28	30	20,0
31	30	51,5
32	500	
33	30	43,3
34	15	
35	30	41,4
38	30	33,6
40	30	34,3
42	320	9,7
45	100	21,5
47	30	37,5
49	30	37,6
52	30	37,6
54	30	40,1

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
56	30	37,2
59	30	43,0
61	30	39,2
63	30	39,1
66	30	47,8
68	30	44,7
73	30	48,6
75	30	52,1
77	30	49,0
81	30	56,1
83	30	51,8
84	30	48,4
86	500	
87	100	
89	30	44,0
91	30	47,2
94	30	46,9
Biomasa = 7,5 g/l		
97	100	24,3
99	50	35,3
101	100	24,5
104	150	17,3
106	100	23,3
108	105	21,1
111	570+30	25,6
113	30	29,0
115	30+370	27,3
118	30	23,7
121	30	34,7
122	30	48,3
125	30	42,9
127	30	41,4
129	30	42,4
132	30	41,5
134	30	41,7
136	30	36,0
139	30	42,7
141	30	35,5
143	30	40,6
146	30	39,1
148	50	33,6
150	30	41,1
154	50	29,3
156	50	33,9
157	30	40,9
160	30	39,3
Biomasa = 6,5 g/l		
162	65	28,5
164	65	
167	65	26,6
169	65	28,9

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
171	65	29,6
175	65	27,2
177	65	25,8
178	65	20,8
181	65	33,3
183	65	37,3
185	65	34,4
188	65	35,5
190	65	35,1
192	65	33,7
195	65	34,9
197	65	34,4
Biomasa = 5,5 g/l		
199	100	10,8
201	50	17,2
204	50	11,9
206	50	13,2
208	50	19,0
211	100	12,8
214	20	
215	100	16,2
218	50	18,5
220	100	9,1
222	50	15,1
225	50	11,1
227	75	8,5
229	50	11,4
232	100	19,7
234	30	19,5
235	15	
236	30	17,1
239	30	23,9
241	30	20,2
243	30	22,4
246	30	26,8
248	30	27,1
250	30	26,5
253	30	32,9
255	30	32,6
257	30	28,8
260	30	34,8
262	30	29,6
264	40	29,2
269	30	29,2
271	1030	27,3
Biomasa = 3,5 g/l		
274	30	26,1
276	100	16,0
278	50	22,0
283	30	29,8
284	650	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
285	150	21,7
288	50	18,0
290	30	20,3
292	30	22,5
295	30	24,9
297	100	14,7
298	690	
299	310	15,5
303	30	21,3
305	30	22,7
306	30	16,3
309	50	18,5
311	70	13,7
313	50	18,5
316	75	15,4
318	200	11,8
324	100	16,7
325	200	
326	300	8,7
327	250	9,7
330	100	15,0
334	50	14,7
337	50	16,7
339	50	16,6
341	1520	

5.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
Biomasa = 8,5 g/l			
6	7,5	19,5	40,6
12	5,0		
13		21,4	43,5
20	17,8	30,7	66,0
26	19,8		
27		28,6	62,0
34	7,9	24,5	62,0
41	11,7	24,7	70,0
48	24,1	23,0	86,1
55	26,2	20,6	79,7
61		36,6	81,3
62	32,3		
68	16,9	9,0	63,1
75	12,7	17,2	56,4
82	10,1	22,3	48,1
89	4,3	17,3	36,9
Biomasa = 7,5 g/l			
100	11,7	16,9	34,2
105	20,3	6,7	36,3

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
114	14,8	26,9	35,4
120	20,8	26,0	39,3
127	7,8	6,3	22,0
135	19,9	9,6	49,8
142	22,1	3,9	47,4
149	22,5	1,8	46,2
155	7,1	4,7	44,0
Biomasa = 6,5 g/l			
163	6,5	13,0	91,9
170	8,1	0,6	43,0
176	10,3	2,1	57,9
184	17,1	22,7	23,4
191	13,8	16,0	22,5
197	14,1		
Biomasa = 5,5 g/l			
198		20,2	78,7
200	16,9		
207	11,0	23,2	75,7
214	18,1	18,4	71,7
220	25,8	16,5	75,7
227	26,9	14,4	55,1
234	27,1		
235		20,6	81,2
242	26,6	41,6	70,7
248	13,8		
249		45,8	72,2
255	12,7		
256		38,7	68,7
263	13,6	33,8	61,8
270	16,0	30,0	61,8
Biomasa = 3,5 g/l			
277	19,3		
278		25,2	57,6
284	29,8	27,3	62,6
289	19,4	28,4	38,1
298	15,5	32,8	52,1
303	4,4		
305		23,7	45,1
311	1,9	28,9	50,8
318	2,8	28,5	60,7
324	6,7		
325		26,7	55,6
332		31,0	48,1
333	7,5		
339		22,5	55,6
340	8,4		

5.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
Biomasa = 8,5 g/l	
7	11,4
14	6,50
21	6,26
28	4,10
35	12,30
42	4,94
49	2,40
56	1,80
63	0,78
68	1,08
75	0,48
83	1,81
89	1,14
Biomasa = 7,5 g/l	
99	0,72
104	0,48
113	0,60
121	2,84
127	1,81
134	0,84
141	1,32
148	0,78
156	1,44
Biomasa = 6,5 g/l	
162	1,44
169	1,93
177	1,44
183	1,32
190	1,57
197	2,28
Biomasa = 5,5 g/l	
201	1,27
208	1,4
215	1,32
222	3,85
229	2,53
236	1,93
243	2,53
250	1,87
257	1,81
264	1,81
271	2,53
Biomasa = 3,5 g/l	
278	2,11
285	1,32
292	1,81
299	1,05

Día de operación	Fenoles (mg/l)
306	0,72
313	1,38
318	1,81
327	1,38
334	3,85
341	10,0

5.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
Biomasa = 8,0-8,5 g/l		
3	2,10	1,00
5	2,10	
7	2,00	0,70
10	2,48	0,82
12	2,86	1,28
14	2,78	1,34
17	2,54	1,00
19	2,70	1,14
21	2,60	1,00
26	2,00	0,84
28	2,68	1,06
31	2,22	
33	2,42	0,96
35	2,58	0,70
38	3,06	1,02
40	3,12	
42	2,56	0,90
45	2,56	1,08
47	2,34	1,20
49	2,20	
52	2,36	1,10
54	2,16	
56	2,26	1,02
59	1,80	1,02
61	1,82	0,78
63	2,00	0,84
66	1,56	
68	1,58	0,74
73	1,34	
75	1,44	
77	1,60	0,42
81	1,30	0,56
83	1,56	0,32
84	1,81	0,62
87	1,58	0,51
89	1,80	0,39
91	1,69	0,44
94	1,60	

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
Biomasa = 7,5 g/l		
97	1,44	0,41
99	1,49	0,42
101	1,42	0,50
104	1,59	0,42
106	1,50	0,29
108	1,87	0,65
111	1,56	0,46
113	1,54	0,55
115	1,53	0,33
118	1,53	0,34
121	2,34	1,00
122	1,65	0,41
125	1,52	
127	1,58	0,60
129	1,70	0,62
132	1,66	
134	1,62	0,32
136	2,03	0,79
139	1,66	0,32
141	2,24	0,80
143	1,81	0,34
146	2,08	0,52
148	1,80	0,43
150	1,83	0,45
154	2,35	0,74
156	1,87	0,49
157	1,84	0,48
160	2,06	0,62
Biomasa = 6,5 g/l		
162	1,98	0,72
164	1,96	0,39
167	2,06	0,46
169	2,01	0,46
171	1,80	0,34
175	1,96	0,38
177	1,82	0,58
178	2,34	1,02
181	1,35	0,42
183	1,08	0,32
185	1,24	0,55
188	1,16	0,59
190	1,16	0,51
192	1,28	0,51
195	1,11	0,32
197	1,15	0,49
Biomasa = 5,5 g/l		
199	3,04	0,72
201	2,96	0,72
204	3,10	1,12
206	3,34	1,46

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
208	3,08	0,84
211	3,00	0,98
215	2,56	0,68
218	2,32	0,76
220	3,32	1,26
222	2,42	0,72
225	2,04	0,68
227	2,40	0,90
229	2,10	1,08
232	2,07	0,82
234	2,90	1,12
236	2,74	1,12
239	1,86	0,74
241	2,40	0,72
243	2,06	0,88
246	2,04	0,74
248	2,06	0,84
250	2,04	
253	1,90	0,74
255	1,92	0,84
257	2,08	0,82
260	1,60	0,64
262	1,94	0,86
264	1,86	0,78
267	2,60	1,32
269	2,24	0,92
271	2,40	0,98
Biomasa = 3,5 g/l		
274	1,94	0,84
276	2,18	
278	1,60	0,66
281	2,24	0,72
283	1,94	
285	2,02	0,76
288	2,30	0,88
290	2,22	1,14
292	1,92	0,60
295	1,98	0,74
297	2,80	1,16
299	2,16	0,66
303	2,16	0,86
305	2,04	0,60
306	2,28	0,92
309	2,54	0,96
311	2,56	1,04
313	2,56	0,88
316	2,50	0,60
318	2,90	0,88
324	2,42	0,76
326	2,32	
327	2,18	0,78

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
330	2,20	0,74
332	2,38	0,76
334	2,82	1,18
337	2,61	1,07
339	2,62	0,94
341	2,36	

APÉNDICE VI.- OPTIMIZACIÓN DE LA RELACIÓN PAC / BIOMASA.

6.1.- AGUA RESIDUAL.

	1,4-1,5 y 0,8-1,0	1,4-1,5	0,8-1,0	0,4-0,5	0,4-0,5
DQO (mg/l)	19414	19958	20065	19820	20050
DQO soluble (mg/l)	19131	19516	19501	19402	19259
Aceites y grasa (mg/l)	415,8	664,0	466,0	498,0	1148,0
Fenoles (mg/l)	60,2	55,4	85,8	37,1	10,7
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	14,8	52,7	61,1	51,2	113,2
Ortofosfato (mg/l)	0,50	0,09	0,72	0,05	*
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	15,85	14,49	20,23	12,71	15,73
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	15,84	14,42	20,21	12,65	15,69
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,006	0,073	0,016	0,064	0,032
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	9,88	7,75	13,33	7,29	8,68
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,001	0,040	0,009	0,039	0,012
pH	8,6	7,7	0,009	5,5	8,3

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
1,4-1,5 y 0,8-1,0	3950,0	65,8	*	7,6	14,0	#	#	#
1,4-1,5	2983,0	181,1	*	7,0	26,8	#	#	#
0,8-1,0	5284,5	510,0	*	8,1	11,3	9,5	5,2	0,1
0,4-0,5	2772,0	190,5	*	6,2	15,7	#	#	#
0,4-0,5	3516,0	260,5	*	9,0	57,5	#	#	1,7

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni
1,4-1,5 y 0,8-1,0	0,2	#	#	#	#	#
1,4-1,5	*	#	#	#	#	*
0,8-1,0	0,5	0,1	0,2	*	*	*
0,4-0,5	*	#	#	#	#	*
0,4-0,5	*	#	0,2	#	#	*

Nota: # = no detectado, * = no analizado

6.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5			
2	2025	969	89,9
4	1942		90,3
7	1794		91,0
9	1853	870	90,7
11	1875		90,6
15	1968		90,2
17	2056	886	89,7
18	2090		89,5
21	2065		89,7
23	2155	812	89,2
25	1960		90,2
28	2048		89,8
30	2112	798	89,4
32	1981		90,1
35	2020		89,9
37	2063	842	89,7
39	2037		89,8
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,0			
44	2261		88,7
46	2247		88,8
48	2334	1076	88,3
53	6738		66,3
55	5207	3222	74,0
58	3930		80,3
60	3043		84,8
62	3043	1504	84,8
67	3043		84,8
69	2850	1565	85,7
74	21491		0,0
76	16727	15264	16,4
79	10690		46,5
81	6770		66,1
83	5057	3174	74,7
86	4437		77,8
88	3798		81,1
90	3608	2085	82,0
93	3105		84,5
95	3132		84,3
97	2502	1249	87,5
100	2301		88,5
102	2399		88,0
104	2402	924	88,0
107	2291		88,5
109	2025	913	89,9
114	2008		90,0
116	2167	1017	89,2
118	2064		89,7

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
122	1996		90,0
124	2110	1015	89,4
125	2164		89,2
128	2030		89,8
130	1941	901	90,3
132	1952		90,2
135	1952		90,2
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5			
136	229		98,8
139	229		98,8
141	277	206	98,6
143	251		98,7
146	273		98,6
148	288	176	98,6
150	299		98,5
153	261		98,7
155	238	174	98,8
157	238		98,8
160	229		98,8
162	229	159	98,8
164	238		98,8
167	206		99,0
169	213	174	98,9
171	161		99,2

6.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5				
1	35,7	203,8	7,5	3,24
2	35,6	205,8	7,5	3,07
3	36,0	207,6	7,5	2,92
4	36,3	200,8	7,4	2,58
5	36,7	209,6	8,0	2,90
6	41,6	201,8	8,4	2,47
7	35,5	201,3	8,0	3,24
8	36,0	216,0	7,4	3,25
9	35,9	205,7	7,6	2,92
10	36,2	207,5	7,5	3,16
11	36,3	200,2	7,5	2,81
12	36,5	220,8	7,4	2,88
13	36,3	220,2	7,7	2,84
14	36,1	209,5	8,1	2,63
15	35,6	201,3	8,1	2,69
16	35,9	211,6	7,5	3,21
17	35,7	206,0	7,5	2,92
18	35,1	218,1	7,4	2,91
19	35,2	220,0	7,4	2,85

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
20	35,4	215,7	7,4	2,91
21	36,2	207,6	7,5	2,84
22	36,2	218,3	7,4	3,11
23	35,6	221,7	7,4	3,06
24	35,6	219,9	7,3	3,18
25	35,3	220,5	7,5	3,17
26	35,1	230,6	7,6	3,52
27	35,0	228,5	7,8	3,64
28	34,5	228,1	7,6	3,45
29	34,7	229,2	7,4	3,55
30	34,9	230,8	7,4	3,49
31	35,8	234,6	7,5	3,38
32	36,2	212,4	7,7	2,93
33	36,1	225,6	7,9	3,18
34	35,5	228,8	8,1	3,35
35	35,3	228,1	7,8	3,42
36	35,8	228,1	7,4	3,42
37	36,2	229,9	7,3	3,21
38	36,7	229,5	7,4	3,09
39	36,3	220,8	7,5	3,22
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,0				
42	35,9	193,2	8,0	2,98
43	34,6	157,4	8,4	3,04
44	36,1	169,0	7,8	2,75
45	36,7	197,5	7,4	2,70
46	34,7	210,0	7,5	2,71
47	36,9	201,2	7,4	2,82
48	35,6	191,8	7,4	2,83
49	35,7	136,1	7,9	
50	34,1	113,0	8,4	
51	35,8	99,6	7,8	2,74
52	36,1	80,6	7,1	
53	35,7	99,3	7,3	2,62
54	36,6	129,2	7,9	
55	35,2	133,0	8,1	3,13
56	35,7		8,6	
57	34,7		8,9	
58	35,5	151,4	8,1	2,76
59	36,5	123,2	7,3	2,71
60	36,0	171,2	7,5	2,84
61	36,8	172,8	7,3	2,69
62	36,6	170,1	7,5	2,71
63	35,5	194,2	7,9	2,96
64	34,5	194,4	8,3	2,99
65	35,3	190,1	8,0	2,80
66	35,4		8,0	2,72
67	35,5	183,4	7,2	2,79
68	36,2	197,7	7,3	2,57
69	36,7	199,9	7,6	2,60
70	35,3	122,9	7,7	2,70

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
71	34,2	89,3	6,4	
72	36,3	97,3	6,9	3,10
73	37,1	107,1	6,8	2,65
74	35,5	118,7	6,8	3,40
75	35,6	113,5	7,0	2,65
76	34,2	115,1	7,3	3,24
77	33,3	107,2	8,5	
78	33,0	80,3	9,0	
79	34,7	100,0	8,4	3,27
80	36,2		8,0	3,50
81	36,2	122,1	7,7	4,70
82	36,5	133,9	7,6	4,75
83	36,7	123,7	7,9	3,10
84	36,3	160,2	8,5	2,63
85	34,7	163,2	8,6	2,53
86	35,3	178,8	8,0	2,61
87	35,5	187,5	7,8	2,62
88	36,1	193,7	7,7	2,68
89	36,8	195,9	7,4	2,59
90	36,5	191,1	7,4	2,42
91	36,1	193,3	8,0	2,40
92	35,5	191,1	8,3	2,69
93	35,9	194,0	7,9	2,52
94	36,1	204,1	7,4	2,87
95	36,3	200,3	7,5	2,77
96	36,3	196,2	7,4	2,84
97	36,5	201,8	7,6	2,65
98	36,3	202,4	8,2	2,66
99	35,9	201,4	8,5	2,77
100	36,2	196,7	8,0	2,52
101	36,4	200,0	7,4	2,56
102	36,2	204,6	7,5	2,87
103	36,4	207,6	7,5	3,25
104	36,2	207,9	7,6	3,16
105	36,0	208,4	7,9	3,14
106	35,7	204,3	8,2	3,17
107	36,5	207,1	7,8	3,06
108	37,6	209,8	7,4	3,16
109	36,9	211,8	7,6	3,09
110	36,8	212,4	8,0	3,25
111	36,7	208,5	8,3	3,41
112	36,7	203,1	8,6	3,46
113	36,0	199,7	8,7	3,67
114	35,6	190,7	8,2	3,21
115	36,1	201,8	7,5	3,27
116	36,1	204,5	7,5	3,18
117	36,4	205,6	7,5	3,06
118	36,5	205,4	7,7	3,00
119	36,3	210,0	7,8	3,22
120	35,6	212,4	8,1	3,50

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
121	36,3	211,3	8,3	3,49
122	36,3	195,7	7,8	3,11
123	36,2	209,0	7,5	3,09
124	36,2	204,6	7,5	2,78
125	35,7	204,4	7,6	2,63
126	35,4	207,8	7,9	2,99
127	34,6	208,7	8,3	3,34
128	34,8	204,3	7,9	3,18
129	35,2	213,6	7,5	3,06
130	35,8	209,9	7,5	2,84
131	36,1	210,2	7,5	2,81
132	35,6	208,5	7,7	2,82
133	35,3	206,1	7,9	2,85
134	34,6	204,2	8,2	2,97
135	35,3	200,4	7,9	2,71
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5				
136	35,7	254,5	7,5	2,45
137	35,2	252,1	7,8	2,59
138	34,5	246,9	8,0	2,59
139	34,6	246,7	7,6	2,37
140	35,6	251,9	7,5	2,28
141	35,8	245,5	7,6	2,24
142	36,2	247,8	7,5	2,31
143	36,5	248,9	7,5	2,19
144	36,4	248,8	7,5	2,22
145	35,4	244,3	7,7	2,37
146	35,8	240,5	7,6	2,34
147	35,8	247,5	7,2	2,36
148	35,4	246,3	7,2	2,34
149	36,5	244,4	7,2	2,38
150	36,2	242,7	7,1	2,30
151	35,9	242,0	7,3	2,32
152	34,9	236,9	7,6	2,59
153	37,0	232,3	7,6	2,47
154	36,5	240,9	7,2	2,21
155	35,1	235,4	7,4	2,16
156	37,8	233,6	7,4	2,12
157	35,5	233,0	7,4	2,05
158		226,8	7,6	2,08
159		215,4	7,8	2,19
160	36,5	206,0	7,4	1,98
161	36,2	210,9	7,2	1,93
162	36,8	195,5	7,4	3,80
163	37,3	189,1	7,4	3,36
164	36,6	229,0	7,4	3,50
165	37,0	252,9	7,6	
166	35,7	246,0	7,8	
167	35,7	236,9	7,7	4,27
168	36,0	232,7	7,4	4,00
169	36,5	230,8	7,5	3,61

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
170	36,4	229,4	7,5	3,89
171	35,8	222,1	7,5	3,90

6.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5				
1	0,171	15,2	0,174	15,0
2	0,179	14,5	0,174	15,0
3	0,170	15,3	0,174	15,0
4	0,177	14,7	0,174	15,0
7	0,177	14,7	0,174	15,0
8	0,177	14,7	0,174	15,0
9	0,174	15,0	0,174	15,0
10	0,173	15,0	0,174	15,0
11	0,178	14,6	0,174	15,0
15	0,165	15,8	0,174	15,0
16	0,172	15,1	0,174	15,0
17	0,170	15,3	0,174	15,0
18	0,175	14,9	0,174	15,0
21	0,171	15,2	0,174	15,0
22	0,173	15,0	0,174	15,0
23	0,166	15,7	0,174	15,0
24	0,173	15,0	0,174	15,0
25	0,177	14,7	0,174	15,0
28	0,172	15,1	0,174	15,0
29	0,175	14,9	0,174	15,0
30	0,172	15,1	0,174	15,0
31	0,173	15,0	0,174	15,0
32	0,172	15,1	0,174	15,0
35	0,173	15,0	0,174	15,0
36	0,170	15,3	0,174	15,0
37	0,172	15,1	0,174	15,0
38	0,172	15,1	0,174	15,0
39	0,163	16,0	0,174	15,0
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,0				
44	0,170	15,3	0,174	15,0
45	0,170	15,3	0,174	15,0
46	0,165	15,8	0,174	15,0
47	0,169	15,4	0,174	15,0
48	0,167	15,6	0,174	15,0
51	0,158	16,5	0,174	15,0
52	0,169	15,1	0,174	15,0
53	0,166	15,7	0,174	15,0
54	0,182	14,3	0,174	15,0
55	0,181	14,4	0,174	15,0
58	0,172	15,1	0,174	15,0
59	0,173	15,0	0,174	15,0
60	0,171	15,2	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
61	0,172	15,1	0,174	15,0
62	0,164	15,9	0,174	15,0
67	0,166	15,7	0,174	15,0
68	0,166	15,7	0,174	15,0
69	0,166	15,7	0,174	15,0
72	0,167	15,6	0,174	15,0
73	0,158	16,5	0,174	15,0
74	0,172	15,1	0,174	15,0
75	0,186	14,0	0,174	15,0
76	0,159	16,4	0,174	15,0
79	0,184	14,1	0,174	15,0
80	0,222	11,7	0,222	11,7
81	0,177	14,7	0,174	15,0
82	0,182	14,3	0,174	15,0
83	0,173	15,0	0,174	15,0
86	0,171	15,2	0,174	15,0
87	0,165	15,8	0,174	15,0
88	0,170	15,3	0,174	15,0
89	0,170	15,3	0,174	15,0
90	0,168	15,5	0,174	15,0
93	0,171	15,2	0,174	15,0
94	0,180	14,5	0,174	15,0
95	0,170	15,3	0,174	15,0
96	0,175	14,9	0,174	15,0
97	0,175	14,9	0,174	15,0
100	0,182	14,3	0,174	15,0
101	0,179	14,5	0,174	15,0
102	0,170	15,3	0,174	15,0
103	0,177	14,7	0,174	15,0
104	0,165	15,8	0,174	15,0
107	0,170	15,3	0,174	15,0
108	0,180	14,5	0,174	15,0
109	0,176	14,8	0,174	15,0
114	0,177	14,7	0,174	15,0
115	0,181	14,4	0,174	15,0
116	0,172	15,1	0,174	15,0
117	0,180	14,5	0,174	15,0
118	0,173	15,0	0,174	15,0
122	0,171	15,2	0,174	15,0
123	0,175	14,9	0,174	15,0
124	0,183	14,2	0,174	15,0
125	0,175	14,9	0,174	15,0
128	0,172	15,1	0,174	15,0
129	0,168	15,5	0,174	15,0
130	0,169	15,4	0,174	15,0
131	0,186	14,0	0,174	15,0
132	0,170	15,3	0,174	15,0
135	0,169	15,4	0,174	15,0
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5				
136	0,168	15,5	0,174	15,0
139	0,167	15,6	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
140	0,165	15,8	0,174	15,0
141	0,168	15,5	0,174	15,0
142	0,167	15,6	0,174	15,0
143	0,170	15,3	0,174	15,0
153	0,167	15,6	0,174	15,0
154	0,172	15,1	0,174	15,0
155	0,175	14,9	0,174	15,0
156	0,168	15,5	0,174	15,0
157	0,171	15,2	0,174	15,0
160	0,166	15,7	0,174	15,0
161	0,165	15,8	0,174	15,0
162	0,175	14,9	0,174	15,0
163	0,175	14,9	0,174	15,0
164	0,171	15,2	0,174	15,0
167	0,173	15,0	0,174	15,0
168	0,173	15,0	0,174	15,0
169	0,176	14,8	0,174	15,0
170	0,182	14,3	0,174	15,0
171	0,179	14,5	0,174	15,0

6.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5			
2	8,01	8,63	0,93
4	8,80	8,60	1,02
7	8,62	8,52	1,01
9	10,35	8,57	1,21
11	10,93	9,33	1,17
15	12,21	8,69	1,40
17	13,00	9,26	1,40
18	12,92	10,09	1,28
21	12,70	8,82	1,44
23	12,91	9,23	1,40
25	12,31	8,23	1,49
28	11,47	8,27	1,39
30	11,61	8,77	1,32
32	12,16	7,84	1,55
35	11,73	8,42	1,39
37	11,74	7,99	1,47
39	11,10	8,28	1,34
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,0			
44	2,94	2,32	1,27
46	4,01	2,60	1,54
48	3,83	2,23	1,72
51	5,22	5,59	0,93
53	5,03	5,35	0,94
55	4,34	5,19	0,84
58	4,30	6,03	0,71

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
60	4,25	4,72	0,90
62	3,95	4,70	0,84
67	3,81	4,74	0,80
69	3,20	4,28	0,75
72	6,48	11,68	0,55
74	5,77	10,50	0,55
76	6,06	10,61	0,57
79	5,04	9,32	0,54
81	5,49	9,89	0,55
83	5,18	9,86	0,52
86	5,06	8,63	0,59
88	4,49	8,31	0,54
90	4,62	7,93	0,58
93	5,76	8,43	0,68
95	5,28	8,46	0,62
97	6,01	7,93	0,76
100	6,34	7,92	0,80
102	6,72	6,79	0,99
104	7,06	7,61	0,93
107	6,35	8,04	0,79
109	5,94	7,15	0,83
114	6,48	7,00	0,92
116	5,87	8,48	0,69
118	6,85	8,49	0,81
122	6,84	8,53	0,80
124	7,93	9,25	0,86
125	8,20	9,42	0,87
128	7,28	8,40	0,87
130	7,39	8,09	0,91
132	7,27	8,43	0,86
135	7,48	8,00	0,93
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5			
136	4,02	5,24	0,77
139	3,83	5,88	0,65
141	3,63	5,99	0,61
143	3,47	5,89	0,59
146	2,87	5,80	0,49
148	2,99	6,14	0,49
150	2,71	5,79	0,47
153	3,02	6,06	0,50
155	3,23	6,80	0,47
157	3,07	7,02	0,44
160	3,08	7,16	0,43
162	2,98	7,13	0,42
164	3,00	7,02	0,43
167	2,96	6,92	0,43
169	2,76	7,17	0,38
171	3,16	7,09	0,44

6.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5	
2	0,16
4	0,16
7	0,16
9	0,15
11	0,15
15	0,15
17	0,14
18	0,13
21	0,15
23	0,14
25	0,16
28	0,16
30	0,15
32	0,17
35	0,16
37	0,16
39	0,15
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,0	
44	0,56
46	0,49
48	0,57
51	0,22
53	0,24
55	0,27
58	0,22
60	0,28
62	0,27
67	0,27
69	0,30
72	0,11
74	0,13
76	0,11
79	0,15
81	0,14
83	0,13
86	0,15
88	0,16
90	0,16
93	0,16
95	0,15
97	0,17
100	0,18
102	0,19
104	0,17
107	0,16
109	0,19
114	0,19

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
116	0,16
118	0,16
122	0,15
124	0,15
125	0,14
128	0,16
130	0,16
132	0,15
135	0,16
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5	
136	0,25
139	0,22
141	0,21
143	0,22
153	0,21
155	0,20
157	0,19
160	0,18
162	0,19
164	0,19
167	0,19
169	0,19
171	0,19

6.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5		
2	30	53,0
4	30	45,4
7	30	50,7
9	30	54,5
11	30	53,8
15	30	50,1
17	30	48,3
18	30	47,9
21	430	39,4
23	30	50,2
24	400	
25	100	24,3
28	50	36,9
30	30	49,8
31	350	
32	100	24,1
35	100	26,1
37	100	25,2
38	100	
39	500	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,1		
44	50	13,6
45	500	
46	100	12,5
48	30	14,7
51	30	26,5
53	30	23,1
55	30	23,2
58	30	27,9
60	40	21,8
62	30	22,3
67	30	27,8
69	30	20,0
72	30	51,5
73	500	
74	30	43,3
75	15	
76	30	41,4
79	30	33,6
81	30	34,3
83	320	9,7
86	100	21,5
88	30	37,5
90	30	37,6
93	30	37,6
95	30	40,1
97	30	37,2
100	30	43,0
102	30	39,2
104	30	39,1
107	30	47,8
109	30	44,7
114	30	48,6
116	30	52,1
118	30	49,0
122	30	56,1
124	30	51,8
125	30	48,4
127	500	
128	100	
130	30	44,0
132	30	47,2
135	30	46,9
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5		
136	30	115,6
139	30	116,0
141	30	118,2
143	30	116,2
146	50	
148	50	
150	50	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
153	30	119,6
155	30	121,4
157	30	119,6
160	30	122,0
162	30	121,5
164	30	119,6
167	30	117,9
169	30	128,0
171	30	123,7

6.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5			
3	7,1	16,2	35,3
9	9,9		
10		13,9	47,6
16	7,7	9,3	49,5
23	3,2	19,6	69,4
30	5,7	10,3	50,7
36	8,4	23,7	52,3
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,0			
47	7,5	19,5	40,6
53	5,0		
54		21,4	43,5
61	17,8	30,7	66,0
67	19,8		
68		28,6	62,0
75	7,9	24,5	62,0
82	11,7	24,7	70,0
89	24,1	23,0	86,1
96	26,2	20,6	79,7
102		36,6	81,3
103	32,3		
109	16,9	9,0	63,1
116	12,7	17,2	56,4
123	10,1	22,3	48,1
130	4,3	17,3	36,9
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5			
136		1,0	12,8
140		1,2	
141	9,8		
143		2,0	8,6
148	10,6		
150		1,2	9,9
155	10,0	1,6	
157		4,5	15,4
162	9,4	2,7	
164		4,4	15,0

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
169	10,9	3,9	
171		5,0	20,0

6.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5	
2	0,93
9	0,72
16	0,48
23	0,48
30	0,48
37	0,72
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,0	
48	11,40
55	6,50
62	6,26
69	4,10
76	12,30
83	4,94
90	2,40
97	1,80
104	0,78
109	1,08
116	0,48
124	1,81
130	1,14
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5	
140	0,48
148	0,36
155	0,42
169	0,42

6.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
Relación PAC /Biomasa = 1,4-1,5		
2	1,42	0,47
4	1,82	0,49
7	1,53	0,48
9	1,33	0,55
11	1,48	0,57
15	1,58	0,52
17	1,77	0,52
18	1,95	0,70
21	2,34	1,04
23	1,66	0,37

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
25	1,82	0,72
28	1,72	0,50
30	1,62	0,50
32	1,77	0,48
35	1,47	0,51
37	1,55	0,40
39	1,65	
Relación PAC /Biomasa = 0,8-1,1		
44	2,10	1,00
46	2,10	
48	2,00	0,70
51	2,48	0,82
53	2,86	1,28
55	2,78	1,34
58	2,54	1,00
60	2,70	1,14
62	2,60	1,00
67	2,00	0,84
69	2,68	1,06
72	2,22	
74	2,42	0,96
76	2,58	0,70
79	3,06	1,02
81	3,12	
83	2,56	0,90
86	2,56	1,08
88	2,34	1,20
90	2,20	
93	2,36	1,10
95	2,16	
97	2,26	1,02
100	1,80	1,02
102	1,82	0,78
104	2,00	0,84
107	1,56	
109	1,58	0,74
114	1,34	
116	1,44	
118	1,60	0,42
122	1,30	0,56
124	1,56	0,32
125	1,81	0,62
128	1,58	0,51
130	1,80	0,39
132	1,69	0,44
135	1,60	
Relación PAC /Biomasa = 0,4-0,5		
136	0,06	0,04
139	0,04	0,03
141	0,04	0,03
143	0,05	

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
146	0,04	
148	0,04	
150	0,05	0,05
153	0,05	0,04
155	0,05	0,03
157	0,04	0,04
160	0,04	0,02
162	0,04	0,03
164	0,05	
167	0,05	0,02
169	0,01	
171	0,02	0,01

APÉNDICE VII.- OPTIMIZACIÓN DEL TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

7.1.- AGUA RESIDUAL.

	TRC 35, 28 y 23 días	TRC 23 y 15 días
DQO (mg/l)	19958	19820
DQO soluble (mg/l)	19516	19402
Aceites y grasa (mg/l)	664,0	498,0
Fenoles (mg/l)	55,4	37,1
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	52,7	51,2
Ortofosfato (mg/l)	0,09	0,05
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	14,49	12,71
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	14,42	12,65
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,073	0,064
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	7,75	7,29
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,040	0,039
pH	7,7	5,5

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
TRC 35, 28 y 23 días	2983,0	181,1	*	7,0	26,8	#	#	#
TRC 23 y 15 días	2772,0	190,5	*	6,2	15,7	#	#	#

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni
TRC 35, 28 y 23 días	*	#	#	#	#	*
TRC 23 y 15 días	*	#	#	#	#	*

Nota: # = no detectado, * = no analizado

7.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
TRC = 35 días			
2	2863	1433	85,7
4	2800		86,0
7	2847		85,8
9	2917	1470	85,4
11	2861		85,7
15	2961		85,2
17	2568	1432	87,2
18	2733		86,3
21	1880		90,6
23	1821	1278	90,9
25	1557		92,2
28	1774		91,1
30	1700	1147	91,5
32	1665		91,7
35	1636		91,8
37	1585	1168	92,1
TRC = 28 días			
39	1488		92,6
42	1553		92,2
44	1590	906	92,0
46	1476		92,6
49	1495		92,5
51	1409	832	92,9
53	1344		93,3
56	1305		93,5
58	1371	823	93,1
60	1380		93,1
63	1297		93,5
65	1354	968	93,2
67	1283		93,6
TRC = 23 días			
75	1332		93,3
77	1585	1062	92,1
79	1783		91,1
82	1194		94,0
84	1045	748	94,8
86	1050		94,7
89	1015		94,9
91	910	532	95,4
93	915		95,4
96	881		95,6
98	837	437	95,8
100	546		97,3
103	469		97,6
105	401	232	98,0
107	394		98,0
110	371		98,1

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
112	374	239	98,1
114	309		98,4
117	334		98,3
119	307	229	98,5
121	307		98,5
TRC = 15 días			
124	271		98,6
126	257	207	98,7
128	281		98,6
131	257		98,7
133	283	223	98,6
135	261		98,7
138	246		98,8
140	281	201	98,6

7.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
TRC = 35 días				
1	34,4	204,4	8,5	2,24
2	34,9	206,2	8,3	2,12
3	34,9	204,4	8,4	2,22
4	35,0	203,0	8,3	2,39
5	34,9	204,8		2,38
6	34,9	204,1		2,40
7	35,4	208,6	8,2	2,26
8	35,3	208,1	8,3	2,29
9	35,0	204,5	8,3	2,46
10	35,2	209,5	8,3	2,27
11	35,7	209,4	8,0	1,92
12	36,1	206,0		1,83
13	36,2	211,4		2,14
14	34,8	203,4		2,44
15	34,8	205,6	8,3	2,51
16	35,0	207,9	8,2	2,46
17	35,9	210,6	8,1	2,38
18	35,9	207,0	8,1	2,34
19	36,1	204,9		2,02
20	37,0	199,8		1,99
21	35,0	190,0	8,1	2,16
22	33,9	201,6	8,2	2,33
23	34,7	207,2	8,0	2,57
24	35,2	212,8	7,9	2,17
25	35,5	209,5	7,5	2,34
26	35,3	207,9		1,97
27	35,0	205,5		2,12
28	35,1	189,6	7,9	2,25
29	35,1	212,2	7,8	2,30

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
30	35,6	211,5	7,6	2,35
31	35,3	212,4	7,8	2,21
32	35,2	210,5	7,8	2,22
33	35,0	211,0		2,17
34	34,8	205,2		2,19
35	34,4	205,0	7,9	2,30
36	34,3	210,1	7,5	2,33
37	34,8	212,2	7,6	2,32
TRC = 28 días				
38	35,0	218,0		2,34
39	35,1	219,4	7,6	2,26
40	34,7	211,1		2,24
41	34,2	197,1		2,26
42	35,0	208,0	7,6	2,15
43	35,3	217,4	7,7	2,10
44	35,0	221,0	7,4	2,30
45	35,6	223,7	7,5	2,28
46	35,9	218,8	7,5	2,34
47	36,0	210,3	7,9	2,37
48	34,5	198,0	8,3	2,63
49	33,9	199,2	7,9	2,77
50	34,1	214,2	7,3	2,88
51	34,8	216,9	7,4	2,80
52	35,2	215,8	7,4	2,80
53	35,3	215,7	7,5	2,61
54	35,6	209,4	7,8	2,56
55	35,5	199,3	8,1	2,60
56	35,1	194,3	7,8	2,65
57	34,8	212,0	7,4	2,92
58	35,0	217,5	7,4	2,78
59	35,3	219,5	7,4	2,69
60	35,2	216,3	7,4	2,25
61	35,2	213,3	7,6	1,85
62	34,7	204,8	8,0	1,94
63	33,9	214,4	7,6	2,20
64	34,1	229,6	7,1	2,70
65	34,5	226,1	7,3	2,64
66	34,7	224,2	7,3	2,56
67	35,1	223,6	7,3	2,28
TRC = 23 días				
71	35,2	199,6	7,4	2,47
72	34,9	164,9	7,4	2,35
73	34,3	151,3	7,6	2,42
74	37,5	151,5	6,1	2,74
75	34,4	126,6	7,3	2,62
76	34,3	118,2	8,0	2,85
77	34,3	83,9	7,2	2,88
78	38,2	51,7	6,6	1,55
79	34,6	91,0	7,5	2,99
80	34,5	82,0	7,9	2,95
81	34,2	102,0	8,2	3,13

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
82	34,3	125,1	7,7	3,17
83	34,5	140,1	7,1	3,18
84	35,0	123,0	7,1	2,82
85	35,6	121,0	6,9	2,79
86	35,6	141,6	6,9	2,81
87	35,3	151,0	7,4	2,83
88	35,0	171,7	6,9	2,94
89	34,8	173,4	7,3	2,96
90	34,6	184,5	7,1	3,06
91	34,3	184,1	7,0	2,65
92	35,3	155,2	7,4	2,84
93	34,9	160,9	7,5	2,83
94	34,1	178,9	7,5	2,71
95	33,7	180,0	7,8	2,81
96	34,8	182,4	7,4	2,63
97	35,4	192,5	7,2	2,86
98	35,6	195,6	7,2	2,66
99	36,0	204,3	7,3	2,67
100	35,8	207,9	7,2	2,61
101	35,8	212,4	7,6	2,72
102	34,4	212,2	8,1	2,90
103	35,1	214,3	7,8	2,71
104	36,3	226,9	7,2	2,34
105	36,4	228,6	7,5	2,34
106	36,0	237,0	7,4	2,62
107	36,2	236,1	7,3	2,45
108	36,0	229,1	7,7	2,53
109	35,2	227,8	8,1	2,70
110	35,8	246,1	7,6	2,62
111	36,3	256,6	7,3	2,59
112	35,7	254,1	7,3	2,61
113	36,9	255,9	7,4	2,56
114	35,9	253,5	7,6	2,44
115	35,3	251,3	7,9	2,57
116	33,6	249,8	8,2	2,91
117	35,1	254,5	7,7	2,62
118	35,9	262,7	7,4	2,76
119	35,4	262,4	7,4	2,64
120	36,1	259,9	7,5	2,29
121	36,1	261,7	7,4	2,32
TRC = 15 días				
122	35,8	252,4	7,9	2,67
123	34,9	249,5	8,2	2,83
124	34,7	259,9	7,7	2,68
125	34,9	266,3	7,5	2,53
126	35,4	264,0	7,4	2,57
127	35,7	260,0	7,8	2,77
128	35,8	259,9	7,5	2,67
129	35,3	267,2	7,4	2,83
130	34,3	257,6	7,9	2,94
131	34,7	257,4	7,6	2,71

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
132	35,4	270,3	7,2	2,63
133	35,1	268,8	7,4	2,49
134	35,4	263,4	7,4	2,48
135	35,5	251,6	7,7	2,39
136	35,4	248,7	7,8	2,50
137	34,5	245,3	8,0	2,66
138	34,7	249,4	7,8	2,59
139	36,4	256,4	7,3	2,47
140	36,1	250,6	7,5	2,42
141	36,4	253,3	7,5	2,42

7.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
TRC = 35 días				
1	0,183	14,2	0,174	15,0
2	0,176	14,8	0,174	15,0
3	0,175	14,9	0,174	15,0
4	0,181	14,4	0,174	15,0
7	0,180	14,5	0,174	15,0
8	0,182	14,3	0,174	15,0
9	0,179	14,5	0,174	15,0
10	0,180	14,5	0,174	15,0
11	0,187	13,9	0,174	15,0
15	0,185	14,1	0,174	15,0
16	0,175	14,9	0,174	15,0
17	0,187	13,9	0,174	15,0
18	0,192	13,6	0,174	15,0
21	0,173	15,0	0,174	15,0
22	0,180	14,5	0,174	15,0
23	0,167	15,6	0,174	15,0
24	0,178	14,6	0,174	15,0
25	0,176	14,8	0,174	15,0
28	0,177	14,7	0,174	15,0
29	0,177	14,7	0,174	15,0
30	0,177	14,7	0,174	15,0
31	0,177	14,7	0,174	15,0
32	0,180	14,5	0,174	15,0
35	0,171	15,2	0,174	15,0
36	0,175	14,9	0,174	15,0
37	0,164	15,9	0,174	15,0
TRC = 28 días				
39	0,187	13,9	0,174	15,0
42	0,170	15,3	0,174	15,0
43	0,175	14,9	0,174	15,0
44	0,168	15,5	0,174	15,0
45	0,173	15,0	0,174	15,0
46	0,179	14,5	0,174	15,0
49	0,173	15,0	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
50	0,177	14,7	0,174	15,0
51	0,171	15,2	0,174	15,0
52	0,168	15,5	0,174	15,0
53	0,169	15,4	0,174	15,0
56	0,161	16,2	0,174	15,0
57	0,175	14,9	0,174	15,0
58	0,172	15,1	0,174	15,0
59	0,163	16,0	0,174	15,0
60	0,175	14,9	0,174	15,0
63	0,174	15,0	0,174	15,0
64	0,167	15,6	0,174	15,0
65	0,169	15,4	0,174	15,0
66	0,172	15,1	0,174	15,0
67	0,179	14,5	0,174	15,0
TRC = 23 días				
91	0,170	15,3	0,174	15,0
92	0,172	15,1	0,174	15,0
93	0,167	15,6	0,174	15,0
96	0,166	15,7	0,174	15,0
97	0,170	15,3	0,174	15,0
98	0,161	16,2	0,174	15,0
99	0,172	15,1	0,174	15,0
100	0,171	15,2	0,174	15,0
103	0,160	16,3	0,174	15,0
104	0,168	15,5	0,174	15,0
105	0,178	14,6	0,174	15,0
106	0,178	14,6	0,174	15,0
107	0,171	15,2	0,174	15,0
110	0,166	15,7	0,174	15,0
111	0,175	14,9	0,174	15,0
112	0,162	16,1	0,174	15,0
113	0,171	15,2	0,174	15,0
114	0,170	15,3	0,174	15,0
117	0,165	15,8	0,174	15,0
118	0,180	14,5	0,174	15,0
119	0,172	15,1	0,174	15,0
120	0,183	14,2	0,174	15,0
121	0,171	15,2	0,174	15,0
TRC = 15 días				
124	0,165	15,8	0,174	15,0
126	0,169	15,4	0,174	15,0
128	0,175	14,9	0,174	15,0
131	0,163	16,0	0,174	15,0
132	0,168	15,5	0,174	15,0
133	0,179	14,5	0,174	15,0
134	0,162	16,1	0,174	15,0
135	0,151	17,2	0,174	15,0
138	0,199	13,1	0,174	15,0
139	0,173	15,0	0,174	15,0
140	0,172	15,1	0,174	15,0
141	0,162	16,1	0,174	15,0

7.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
TRC = 35 días			
2	6,19	7,38	0,84
7	5,35	6,75	0,79
9	5,89	7,70	0,76
11	6,18	7,35	0,84
15	5,16	6,67	0,77
17	4,32	5,58	0,77
18	4,52	5,05	0,89
21	6,17	7,11	0,87
23	6,15	7,57	0,81
25	5,09	6,97	0,73
28	4,98	7,00	0,71
30	5,28	6,92	0,76
32	5,63	6,93	0,81
35	5,61	6,61	0,85
37	4,99	6,51	0,79
TRC = 28 días			
39	5,15	6,95	0,74
42	4,77	7,34	0,65
44	4,92	6,46	0,76
46	4,98	6,04	0,82
49	4,65	5,25	0,88
51	4,62	5,58	0,83
53	4,09	5,72	0,71
56	3,81	6,56	0,58
58	5,23	6,20	0,84
60	4,97	5,72	0,87
63	4,33	5,42	0,80
65	4,23	5,80	0,73
67	4,36	5,46	0,80
TRC = 23 días			
75	2,38	4,45	0,53
77	1,95	3,51	0,55
79	1,54	3,94	0,39
82	1,16	3,01	0,38
84	1,14	3,42	0,33
86	1,63	3,63	0,45
89	1,55	3,31	0,47
91	3,19	5,67	0,56
93	4,20	5,81	0,72
96	4,83	6,09	0,79
98	5,30	6,15	0,86
100	5,65	6,13	0,92
103	4,68	6,06	0,77
105	5,25	5,88	0,89
107	5,25	5,90	0,89
110	4,83	6,01	0,80
112	4,74	6,23	0,76

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
114	5,71	5,93	0,96
117	5,39	6,07	0,89
119	5,16	5,60	0,92
121	4,98	6,05	0,82
TRC = 15 días			
124	5,10	5,84	0,87
126	4,52	5,97	0,76
128	4,30	5,52	0,78
131	4,42	5,34	0,83
133	4,57	5,29	0,86
135	4,20	5,30	0,79
138	3,86	5,63	0,68
140	4,15	5,21	0,80

7.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
TRC = 35 días	
2	0,18
7	0,20
9	0,18
11	0,19
15	0,21
17	0,26
18	0,29
21	0,19
23	0,17
25	0,19
28	0,19
30	0,20
32	0,20
35	0,20
37	0,19
TRC = 28 días	
39	0,21
42	0,18
44	0,20
46	0,23
49	0,25
51	0,23
53	0,23
56	0,19
58	0,21
60	0,23
63	0,25
65	0,22
67	0,25
TRC = 23 días	
91	0,23

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
93	0,22
96	0,21
98	0,20
100	0,21
103	0,20
105	0,23
107	0,22
110	0,21
112	0,20
114	0,22
117	0,21
119	0,24
121	0,22
TRC = 15 días	
124	0,22
126	0,22
128	0,24
131	0,23
133	0,26
135	0,22
138	0,27
140	0,25

7.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
TRC = 35 días		
2	65	28,5
4	65	
7	65	26,6
9	65	28,9
11	65	29,6
15	65	27,2
17	65	25,8
18	65	20,8
21	65	33,3
23	65	37,3
25	65	34,4
28	65	35,5
30	65	35,1
32	65	33,7
35	65	34,9
37	65	34,4
TRC = 28 días		
39	106	27,4
42	106	27,5
44	106	27,5
46	106	26,6
49	106	25,9

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
51	106	27,9
53	106	26,8
56	106	28,9
58	106	26,7
60	106	27,8
63	106	29,0
65	106	28,6
67	106	27,7
TRC = 23 días		
91	160	20,2
93	160	21,1
96	160	21,5
98	160	21,5
100	160	21,5
103	160	22,1
105	160	23,0
107	160	22,6
110	160	23,0
112	160	22,7
114	160	22,5
117	160	22,8
119	160	22,8
121	160	22,9
TRC = 15 días		
124	245	15,1
126	245	15,2
128	245	15,1
131	245	15,0
133	245	15,1
135	245	15,2
138	245	15,3
140	245	15,2

7.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
TRC = 35 días			
3	6,5	13,0	91,9
10	8,1	0,6	43,0
16	10,3	2,1	57,9
24	17,1	22,7	23,4
31	13,8	16,0	22,5
37	14,1		
TRC = 28 días			
38		7,1	16,1
45	12,3	0,7	16,5
52	14,0	0,3	10,4
58	14,8	0,6	22,0
65	13,3	0,7	17,5

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
TRC = 23 días			
77	9,1	3,7	27,5
84	11,8	3,0	21,8
91	11,5	1,8	29,7
98	8,4		
99		8,2	37,7
105	5,1	5,4	28,2
112	10,8	2,5	24,8
119	14,8	2,0	19,0
TRC = 15 días			
126	11,4	0,0	15,3
133	7,2	0,2	
135		5,9	15,3
140	9,6		

7.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
TRC = 35 días	
2	1,44
9	1,93
17	1,44
23	1,32
30	1,57
37	2,28
TRC = 28 días	
44	2,89
51	1,20
58	1,93
TRC = 23 días	
77	0,66
84	0,78
91	1,29
98	1,57
105	0,24
112	1,44
119	0,78
TRC = 15 días	
126	0,24
133	0,48
140	0,08

7.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
TRC = 35 días		
2	1,98	0,72

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
4	1,96	0,39
7	2,06	0,46
9	2,01	0,46
11	1,80	0,34
15	1,96	0,38
17	1,82	0,58
18	2,34	1,02
21	1,35	0,42
23	1,08	0,32
25	1,24	0,55
28	1,16	0,59
30	1,16	0,51
32	1,28	0,51
35	1,11	0,32
37	1,15	0,49
TRC = 28 días		
39	0,83	0,25
42	0,89	0,23
44	0,80	0,25
46	0,84	0,22
49	0,79	0,47
51	0,66	0,44
53	0,77	0,51
56	0,63	0,39
58	0,86	0,38
60	0,66	0,38
63	0,52	0,24
65	0,60	
67	0,65	0,34
TRC = 23 días		
75	0,60	0,25
77	0,57	0,17
79	0,49	0,25
82		0,21
84	0,36	0,15
86	0,27	0,23
89	0,19	0,17
91	0,56	0,26
93	0,40	0,28
96	0,35	0,32
98	0,35	0,33
100	0,35	0,15
103	0,24	0,16
105	0,09	
107	0,16	0,10
110	0,10	0,06
112	0,12	0,04
114	0,16	0,13
117	0,13	0,10
119	0,09	0,05
121	0,07	0,02

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
TRC = 15 días		
124	0,09	0,020
126	0,04	
128	0,06	0,044
131	0,07	0,028
133	0,05	0,028
135	0,05	0,034
138	0,03	0,026
140	0,06	0,012

APÉNDICE VIII.- OPTIMIZACIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO: OPERACIÓN CON CARGA ELEVADA (DQO DE 26000 mg/l).

8.1.- AGUA RESIDUAL.

	TRH 15 días	TRH 15 y 14 días	TRH 14 y 12 días	TRH 12, 10 y 8 días	TRH 8 y 6 días
DQO (mg/l)	25925	26975	25999	26017	26194
DQO soluble (mg/l)	25462	26700	25480	25065	25063
Aceites y grasa (mg/l)	786,0	777,5	1158,0	1371,0	
Fenoles (mg/l)	36,1	39,5	364,4	351,8	316,9
Nitrógeno amoniacal (mg/l)	22,0	23,2	45,1	79,6	71,6
Ortofosfato (mg/l)	0,22	0,18	0,60	1,00	
Fósforo total (mg/l)	1,25	1,31			
Sólidos totales a 105 °C (g/l)	23,69	23,52	27,97	28,71	28,58
Sólidos disueltos totales a 105 °C (g/l)	22,72	21,80	27,71	28,46	28,48
Sólidos en suspensión totales a 105 °C (g/l)	0,04	0,03	0,26	0,25	0,10
Sólidos totales fijos a 550 °C (g/l)	15,04	13,61	19,19	22,32	
Sólidos en suspensión fijos a 550 °C (g/l)	0,014	0,008	0,09	0,08	0,06
Conductividad (µmhos/cm)	11100	12100	16000	14500	
pH	6,9	7,3	8,5	8,7	8,9

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
TRH 15 días	4842,3	285,5	270,0	22,4	58,6	40,8	32,9	0,7
TRH 15 y 14 días	4988,4	277,0	271,6	22,1	58,3	37,6	31,2	0,5
TRH 14 y 12 días	6775,2	620,7	82,9	15,7	6,6	3,9	3,6	0,9
TRH 12, 10 y 8 días	6408,0	569,0	95,0	15,0	1,5	24,0	2,2	0,9
TRH 8 y 6 días	6751,0	623,0	96,0	17,0	11,0	37,0	28,0	1,0

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni
TRH 15 días	#	0,2	4,1	2,0	28,6	7,2
TRH 15 y 14 días	#	#	3,6	0,7	28,7	7,1
TRH 14 y 12 días	0,6	0,2	0,1	#	#	#
TRH 12, 10 y 8 días	#	#	#	#	#	#
TRH 8 y 6 días	#	#	#	#	#	#

Nota: # = no detectado

8.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
TRH = 15 días			
2	2421		90,7
5	1523		94,1
7	2120		91,8
9	2176		91,6
12	2127		91,8
14	2155		91,7
15	2285		91,2
19	2637		90,2
21	2916		89,2
23	3276		87,8
26	3846		85,7
29	3909		85,8
30	4101		84,8
33	4712		82,5
35	4855		82,0
37	5061		81,2
40	4784		82,3
41	4725		82,5
42	4818		82,1
44	13005		51,8
47	19607		27,3
48	18466		31,5
49	16341		39,4
50	14773		45,2
54	9205		65,9
56	7399		72,6
58	6279		76,7
61	4312		84,0
63	3631		86,5
65	2940		89,1
68	2791		89,6
70	2717		89,9
72	2652		90,2

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
75	2585		90,4
77	2460		90,9
79	2509		90,7
82	2256		91,6
84	2223		91,7
86	2195	641	91,9
89	1948		92,8
91	1963		92,7
93	1855		93,1
97	2074		92,3
98	1968		92,7
100	1986		92,6
103	1934		92,5
TRH = 14 días			
104	1892		92,7
107	2228		91,4
111	2303		91,1
113	2362		90,9
114	2788		89,3
118	2452		90,6
119	2551		90,2
121	2362		90,9
124	2477		90,5
126	2588	655	90,0
128	2512		90,3
131	2529	435	90,3
133	2501		90,4
135	2354		90,9
138	2340	442	91,0
TRH = 12 días			
140	2623		89,9
142	2652		89,8
145	2623	551	89,9
147	2828		89,1
149	2935		88,7
152	3285	1607	87,4
154	3539		86,4
156	4008		84,6
159	4693	2825	81,9
161	4598		82,3
163	4745	3228	81,7
166	4903	3078	81,1
168	5415		79,2
170	5318		79,5
173	5416	3348	79,1
175	5485		78,9
177	5334	3155	79,5
180	5042		80,6
182	4876		81,2
184	4856		81,3
187	4731	2854	81,8

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
189	4801		81,5
191	4524		82,6
194	4345	2761	83,3
196	4395		83,1
198	4344		83,3
201	3881		85,1
203	4010		84,6
205	3646		86,0
208	3377	1994	87,0
210	3530		86,4
212	3063		88,2
215	2782	1503	89,3
217	2777		89,3
222	3052	1435	88,3
224	2958		88,6
226	2823		89,1
229	2902	1234	88,8
TRH = 10 días			
231	2652		89,8
233	2897		88,8
236	2857	1423	89,0
238	3319		87,2
240	2906		88,8
245	2350		91,0
246	2417	1185	90,7
247	2455		90,5
250	2542		90,2
252	2168		91,7
254	3015		88,4
258	2738	1355	89,5
259	3040		88,3
261	2816		89,2
264	2906	1493	88,8
266	2789		89,3
268	2754		89,4
271	2783	1119	89,3
273	2774		89,3
275	3070		88,2
278	2706		89,6
TRH = 8 días			
280	3043	1608	88,3
282	2772		89,3
285	2642	1226	89,8
287	2790		89,3
289	2971		88,6
292	2857	1322	89,0
294	2857		89,0
296	2814		89,2
299	2746		89,4
301	2397		90,8
303	2666	1080	89,7

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
306	2647		89,8
308	2462	1092	90,5
310	2517		90,3
313	2564		90,1
315	2527	1171	90,3
316	2471		90,5
TRH = 6 días			
322	4067	2710	84,3
324	4136		84,1
327	3791		85,4
329	4179	2891	83,9
331	4039		84,5
334	4952		80,9
335	5301		79,6
336	5529	3150	78,7
342	6555		74,8
344	6682	4217	74,3
345	6925		73,4
348	6820		73,8

8.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
TRH = 15 días				
1	36,2	192,4	7,3	4,59
2	36,4	193,0	7,3	4,31
3	36,7	192,6	7,4	5,04
4	36,3	189,8	7,7	5,20
5	36,1	189,4	7,8	5,01
6	35,6	196,8	7,5	5,29
7	35,2	198,7	7,4	5,43
8	35,7	199,8	7,4	5,07
9	36,3	195,2	7,5	4,67
10	35,6	195,3	7,6	5,04
11	35,2	189,8	7,8	4,71
12	35,4	185,1	7,5	3,46
13	35,8	197,4	7,0	4,47
14	35,3	200,3	6,3	
15	36,1	177,5	7,6	
16	36,1	171,3	7,5	
17	36,2	152,1	7,7	
18	36,7	129,6	7,8	
19	36,3	158,6	7,3	4,65
20	36,5	147,5	7,5	4,50
21	35,9	143,2	7,0	4,65
22	36,3	154,1	6,7	4,53
23	36,1	142,0	6,8	4,42
24	37,5	129,4	7,0	4,31

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
25	36,1	96,4	7,6	4,57
26	35,7	99,8	7,7	4,26
27	36,2	99,5	7,4	4,48
28	35,7	98,4	7,3	5,02
29	35,5	96,8	7,0	4,75
30	36,4	96,5	6,9	4,87
31	38,3	89,7	7,1	4,50
32	35,8	83,3	7,1	4,85
33	35,3	85,5	7,3	4,96
34	36,0	118,0	6,6	4,84
35	35,5	98,2	7,0	4,68
36	35,7	94,1	6,9	4,60
37	35,6	82,0	7,2	4,65
38	35,2	66,8	7,6	4,10
39	35,0	59,6	7,6	
40	35,9	96,5	7,5	4,66
41	36,7	122,1	7,2	4,30
42	35,8	144,0	6,9	5,01
43	36,5	158,7	6,1	4,71
44	36,7	125,0	6,7	3,20
45	35,6	111,7	7,0	
46	35,2	95,8	7,3	
47	35,6	128,5	6,9	4,45
48	37,2		6,5	
49	35,8	141,7	6,4	3,11
50	36,2	146,5	6,5	3,47
51	35,5	139,4	7,7	4,30
52	40,3	131,8	8,1	
53	35,0	129,5	8,3	
54	35,5	117,4	7,9	4,58
55	35,5	141,8	7,4	
56	36,2	149,5	7,0	3,72
57	36,9	141,8	7,2	2,99
58	36,2	146,4	7,3	3,49
59	36,0	149,7	7,6	3,99
60	35,1	145,4	7,8	3,75
61	36,0	146,0	7,6	3,94
62	36,5	145,5	7,4	4,18
63	35,4	144,7	7,5	4,12
64	35,8	147,7	7,4	4,18
65	35,5	154,5	7,4	4,95
66	35,6	145,6	8,1	4,56
67	34,1	151,5	8,5	4,19
68	35,5	164,6	7,6	4,77
69	35,3	179,6	6,6	5,34
70	35,9	153,4	7,5	5,27
71	36,1	163,0	7,3	4,34
72	35,7	163,8	7,2	4,05
73	35,6	167,1	7,3	4,16
74	33,8		7,5	3,94
75	35,5	160,6	7,2	4,52
76	35,7	158,2	7,2	4,92

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
77	35,7	167,6	7,1	4,94
78	36,4	171,8	7,0	4,71
79	36,3	181,1	6,8	4,41
80	36,3	190,7	6,5	4,18
81	35,2	176,9	7,9	4,94
82	36,1	177,0	7,5	4,78
83	36,5	182,5	7,3	4,85
84	36,2	178,8	7,4	4,95
85	36,3	175,8	7,5	5,12
86	35,5	176,8	7,5	4,95
87	35,4	170,8	7,5	4,72
88	34,0	167,6	7,4	4,79
89	35,8		7,4	4,32
90	35,7	167,8	7,5	4,21
91	37,6	167,9	7,5	4,22
92	37,7	175,0	7,2	4,28
93	36,9	177,4	7,3	4,51
94	36,9	171,4	8,0	4,70
95	35,6	168,3	8,4	5,09
96	36,7	158,7	8,4	4,77
97	37,6	165,8	7,6	4,71
98	37,4	178,9	7,3	4,59
99	38,0	179,5	7,2	4,26
100	37,4	182,8	7,2	4,73
101	37,0	179,1	7,4	4,90
102	35,2	184,5	7,2	4,96
103	36,9	184,7	7,0	4,57
TRH = 14 días				
104	36,6	176,0	7,5	4,79
105	37,0	169,4	8,0	4,81
106	37,1	170,5	8,0	4,86
107	36,9	175,8	7,7	4,15
108	36,3	178,6	7,7	4,17
109	34,3	178,9	8,2	4,77
110	35,6	172,3	7,9	4,83
111	35,6	167,4	7,5	4,30
112	36,2	156,4	7,9	3,82
113	36,2	156,5	7,9	3,20
114	36,4	170,7	7,5	3,60
115	35,9	187,5	7,2	4,09
116	33,9	193,4	6,9	4,46
117	35,8	182,0	6,7	4,43
118	36,2	171,7	7,3	4,17
119	36,1	172,3	7,3	3,48
120	36,4	171,9	7,1	3,59
121	35,4	186,1	6,8	3,50
122	34,9	199,2	6,1	3,92
123	34,5	165,0	8,2	3,70
124	35,2	166,9	8,0	3,85
125	35,5	166,7	7,8	3,90
126	35,7	167,7	7,5	3,95
127	36,3	165,4	7,5	3,98

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
128	36,2	173,3	7,6	4,40
129	35,8	168,2	7,9	4,38
130	34,4	168,6	7,9	4,62
131	36,7	174,9	7,4	3,83
132	36,9	181,8	7,0	3,93
133	36,6	176,7	7,4	3,82
134	36,8	173,0	7,6	3,78
135	37,2	168,3	8,0	3,95
136	35,9	173,9	8,0	4,48
137	34,2	176,5	8,0	4,77
138	35,2	175,0	8,0	4,94
TRH = 12 días				
140	36,2	176,2	7,4	4,67
141	36,4	169,6	7,4	4,03
142	36,8	162,6	7,5	4,02
143	36,0	161,4	7,6	4,13
144	34,7	157,4	7,9	4,47
145	36,1	163,4	7,7	3,86
146	36,5	171,6	7,5	4,05
147	35,4	173,5	7,5	4,53
148	35,8	169,9	7,4	4,88
149	35,9	166,6	7,1	4,60
150	35,6	153,3	7,6	4,32
151	33,6	169,1	6,8	4,70
152	35,4	144,0	7,9	3,97
153	35,7	153,0	7,5	3,94
154	35,9	149,8	7,6	4,01
155	36,1	148,0	7,6	4,40
156	38,6	154,0	7,8	4,32
157	34,9	173,5	6,8	5,27
158	32,7	197,8	6,2	5,38
159	35,1	146,6	8,2	3,29
160	34,9	161,5	7,5	4,23
161	35,5	159,2	7,4	4,23
162	35,7	158,7	7,3	4,30
163	35,2	162,9	7,2	4,61
164	35,2	154,3	7,7	4,70
165	34,1	148,3	8,2	5,03
166	35,3	151,5	7,8	4,66
167	35,9	153,9	7,5	4,58
168	35,4	160,2	7,1	5,02
169	36,4	147,5	7,5	4,72
170	37,0	149,7	7,6	4,63
171	36,3	140,8	8,4	5,09
172	35,2	136,7	9,1	5,24
173	36,3	142,8	8,6	5,04
174	36,5	170,7	6,7	4,84
175	36,5	152,2	7,5	4,81
176	36,5	152,0	7,5	4,68
177	35,9	152,5	7,4	4,73
178	36,0	144,8	8,0	4,45
179	34,6		8,4	4,40

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
180	35,8	146,6	7,9	4,61
181	36,6	152,0	7,5	4,67
182	36,4	147,9	7,8	4,88
183	36,3	145,3	7,6	4,99
184	35,7	148,8	7,5	4,82
185	35,7	144,4	7,6	4,04
186	34,4	140,1	7,5	4,26
187	35,0	148,7	7,3	4,77
188	35,9	152,4	7,3	5,18
189	35,0	150,0	7,3	5,31
190	36,2	146,2	7,5	4,58
191	35,7	143,0	7,5	4,33
192	35,9	137,4	8,0	4,23
193	34,6	137,9	7,9	4,24
194	35,7	141,8	7,4	4,23
195	35,8	141,0	7,5	4,40
196	35,7	139,5	7,6	4,77
197	36,0	135,5	7,5	4,79
198	36,0	137,8	7,5	4,89
199	35,9	142,4	7,4	4,99
200	34,8	142,5	7,4	5,07
201	35,8	158,0	6,7	4,89
202	36,2	140,9	7,5	3,83
203	35,4	139,8	7,5	4,26
204	35,7	137,1	7,6	4,23
205	34,9	132,5	7,7	3,65
206	35,6	127,7	7,9	
207	36,9	121,3	8,0	
208	41,0	134,2	7,6	4,33
209	35,6	140,0	7,4	4,23
210	35,9	139,8	7,4	3,85
211	35,8	140,9	7,5	3,75
212	35,2	137,9	7,6	3,36
213	35,1	133,8	7,7	
214	34,5	129,8	8,0	
215	35,2	135,6	7,5	3,77
216	35,5	138,1	7,5	4,09
217	35,8	140,5	7,5	3,44
218	35,3	142,9	7,6	
219	35,1	137,1	7,8	
220	34,4	131,5	8,0	
221	34,3	137,2	8,1	
222	36,0	145,7	7,3	4,25
223	36,2	150,4	7,3	4,84
224	35,3	150,0	7,4	4,99
225	35,4	149,9	7,3	4,70
226	35,4	144,0	7,5	4,30
227	35,6	140,6	7,6	4,21
228	35,5	139,2	7,8	
229	35,9	150,1	7,5	4,74
TRH = 10 días				
230	36,2	155,3	7,4	4,44

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
231	35,5	150,3	7,7	4,18
232	35,0	157,1	7,0	4,14
233	35,4	164,0	6,9	4,29
234	36,8	134,8	8,8	3,78
235	38,4	126,7	9,2	2,15
236	41,1	129,7	9,1	2,75
237	36,0	137,2	8,8	3,85
238	34,6	148,6	8,2	3,49
239	34,0	188,6	6,1	4,27
240	34,5	170,8	7,4	4,51
241	35,2	161,4	8,1	4,47
242	35,4	152,0	8,7	4,46
243	36,1	168,3	7,6	4,59
244	35,3	158,4	7,2	3,19
245	35,5	150,9	8,1	4,48
246	35,7	166,6	7,5	4,55
247	35,7	171,2	7,7	4,30
248	36,0	169,3	8,3	
249	35,3	158,7		
250	35,7	164,9	7,2	4,74
251	35,7	205,0	5,8	4,87
252	35,2	115,3	8,2	3,72
253	36,2	159,6	8,3	4,65
254	35,7	158,9	8,4	4,25
255	35,3	151,3	8,3	
256	34,2	134,8	8,8	
257	34,8	142,1	8,4	4,02
258	35,2	148,3	8,3	3,81
259	35,2	150,2	8,3	4,18
260	36,1	151,1	7,8	3,64
261	35,8	156,6	8,0	4,14
262	38,3	154,9	8,7	
263	34,9	153,6	9,0	
264	35,3	151,9	8,5	5,07
265	36,8	158,6	7,7	4,92
266	38,0	166,5	7,4	4,77
267	35,7	167,8	7,9	4,30
268	35,5	171,7	7,4	4,11
269	35,5	171,1	8,0	4,27
270	35,2	162,6	8,1	4,59
271	35,5	170,6	7,6	4,75
272	35,8	179,1	7,3	4,47
273	35,5	179,8	7,4	4,99
274	36,0	172,9	7,8	4,40
275	36,1	174,0	7,7	4,44
276	36,6	163,3	8,2	4,38
277	35,8	169,1	7,7	4,47
278	35,0	184,5	7,3	4,49
TRH = 8 días				
279	35,5	168,5	7,5	
280	35,1	164,1	7,5	4,51
281	35,5	169,7	7,5	3,96

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
282	35,8	154,4	8,2	2,73
283	36,3	141,6	8,2	2,22
284	36,3	134,5	8,3	1,68
285	35,7	149,6	7,7	1,50
286	36,8	160,0	7,3	
287	34,3	169,9	7,2	5,01
288	35,8	166,1	7,3	5,13
289	35,6	167,5	7,5	3,96
290	35,5	161,6	8,1	
291	34,7	154,6	8,1	
292	34,6	158,5	7,3	3,61
293	34,7	156,8	7,2	3,26
294	34,8	168,7	7,2	3,26
295	35,6	151,8	7,3	1,50
296	35,0	175,8	7,4	4,40
297	35,6	166,3	7,7	3,49
298	35,6	154,2	8,2	
299	35,5	163,9	7,4	3,00
300	35,4	187,4	7,1	3,34
301	35,2	176,6	7,2	3,48
302	36,2	167,4	7,5	
303	35,9	172,7	7,5	3,96
304	35,9	166,6	8,0	3,65
305	35,6	169,3	7,7	
306	35,4	168,3	7,5	4,57
307	35,2	169,0	7,5	
308	34,5	161,6	7,6	4,51
309	34,6	158,8	8,4	2,43
310	35,2	144,3	8,3	
311	36,4	124,6	8,3	
312	36,4	115,2	8,6	
313	35,9	156,6	8,2	
314	36,5	151,4	7,9	
315	36,3	181,4	6,7	
316	35,3	199,0	6,3	
317	35,4	147,6	7,9	
318	35,1	150,6	8,1	
319	34,8	150,8	7,5	
320	34,9	139,8	7,5	3,75
TRH = 6 días				
321	35,6	123,6	7,5	4,30
322	35,8	121,4	7,4	2,07
323	35,8	109,3	7,5	1,91
324	35,0	108,3	7,2	1,48
325	35,1	100,2	7,6	
326	35,6	92,2	8,0	
327	37,3	87,2	7,9	1,55
328	35,5	103,9	7,4	3,45
329	34,7	140,3	7,3	5,52
330	35,4	162,4	7,9	5,95
331	35,8	149,4	7,4	4,70
332	35,8	150,6	7,8	3,37

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
333	35,4	138,1	8,3	
334	35,4	109,6	7,7	2,57
335	35,7	124,8	7,7	3,15
336	35,6	108,7	8,0	2,30
337	36,4	105,6	8,8	0,90
338	37,6	93,2	9,2	
339	34,4	94,1	9,3	
340	34,0	87,3	9,2	
341	34,6	67,9	9,0	2,45
342	35,1	112,5	7,9	2,60
343	35,1	144,9	7,4	2,50
344	35,2	159,4	7,1	3,25
345	35,1	170,0	7,3	3,83
346	34,6	176,7	7,9	
347	34,6	182,2	8,3	
348	35,4	176,5	7,5	4,23

8.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
TRH = 15 días				
1	0,174	15,0	0,173	15,0
2	0,174	15,0	0,173	15,0
19	0,165	15,8		
20	0,172	15,1	0,174	15,0
21	0,173	15,0	0,174	15,0
22	0,171	15,2	0,174	15,0
23	0,168	15,5	0,174	15,0
28	0,173	15,0	0,174	15,0
29	0,175	14,9	0,174	15,0
30	0,173	15,0	0,174	15,0
33	0,170	15,3		
34	0,171	15,2	0,174	15,0
35	0,174	15,0	0,174	15,0
36	0,174	15,0	0,211	12,3
37	0,174	15,0	0,174	15,0
40	0,171	15,2		
41	0,171	15,2	0,174	15,0
42	0,169	15,4	0,174	15,0
43	0,172	15,1		
44	0,173	15,0	0,174	15,0
47	0,171	15,2	0,174	15,0
48	0,170	15,3		
49	0,173	15,0	0,174	15,0
50	0,170	15,3	0,174	15,0
54	0,170	15,3	0,174	15,0
55	0,172	15,1	0,174	15,0
56	0,168	15,5	0,174	15,0
57	0,168	15,5		
58	0,167	15,6	0,174	15,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
61	0,166	15,7	0,174	15,0
62	0,167	15,6	0,174	15,0
63	0,177	14,7	0,174	15,0
64	0,174	15,0	0,174	15,0
65	0,163	16,0	0,174	15,0
68	0,167	15,6	0,174	15,0
69	0,169	15,4		
70	0,171	15,2	0,174	15,0
71	0,171	15,2	0,174	15,0
72	0,171	15,2	0,174	15,0
75	0,173	15,0	0,174	15,0
76	0,174	15,0	0,174	15,0
77	0,171	15,2	0,174	15,0
78	0,171	15,2	0,174	15,0
79	0,164	15,9	0,174	15,0
82	0,170	15,3	0,174	15,0
83	0,166	15,7	0,174	15,0
84	0,172	15,1	0,174	15,0
85	0,177	14,7	0,174	15,0
89	0,174	15,0	0,174	15,0
90	0,170	15,3	0,174	15,0
91	0,173	15,0	0,174	15,0
92	0,170	15,3	0,174	15,0
93	0,172	15,1	0,174	15,0
96	0,169	15,4	0,174	15,0
97	0,162	16,1	0,174	15,0
98	0,165	15,8	0,174	15,0
99	0,172	15,1	0,174	15,0
100	0,169	15,4	0,174	15,0
103	0,172	15,1	0,174	15,0
TRH = 14 días				
104	0,184	14,1	0,184	14,1
106	0,182	14,3	0,184	14,1
107	0,184	14,1	0,180	14,5
110	0,184	14,1	0,183	14,2
111	0,191	13,6	0,184	14,1
113	0,184	14,1	0,189	13,8
114	0,186	14,0	0,186	14,0
118	0,183	14,2	0,186	14,0
119	0,184	14,1	0,186	14,0
120	0,193	13,5	0,186	14,0
121	0,185	14,1	0,186	14,0
124	0,178	14,6	0,186	14,0
125	0,181	14,4	0,186	14,0
126	0,190	13,7	0,186	14,0
127	0,188	13,8	0,186	14,0
128	0,184	14,1	0,186	14,0
131	0,176	14,8	0,186	14,0
132	0,173	15,0	0,186	14,0
133	0,179	14,5	0,186	14,0
134	0,187	13,9	0,186	14,0
138	0,183	14,2	0,186	14,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
TRH = 12 días				
140	0,204	12,8	0,204	12,8
141	0,223	11,7	0,217	12,0
142	0,216	12,0	0,217	12,0
145	0,217	12,0	0,217	12,0
146	0,218	11,9	0,217	12,0
147	0,217	12,0	0,217	12,0
148	0,220	11,8	0,217	12,0
149	0,219	11,9	0,217	12,0
152	0,218	11,9	0,217	12,0
153	0,211	12,3	0,217	12,0
154	0,212	12,3	0,217	12,0
155	0,219	11,9	0,217	12,0
156	0,217	12,0	0,217	12,0
159	0,216	12,0	0,217	12,0
160	0,215	12,1	0,217	12,0
161	0,214	12,2	0,217	12,0
162	0,213	12,2	0,217	12,0
163	0,211	12,3	0,217	12,0
166	0,216	12,0	0,217	12,0
167	0,215	12,1	0,217	12,0
168	0,214	12,2	0,217	12,0
169	0,216	12,0	0,217	12,0
170	0,216	12,0	0,217	12,0
173	0,214	12,2	0,217	12,0
174	0,213	12,2	0,217	12,0
175	0,213	12,2	0,217	12,0
176	0,214	12,2	0,217	12,0
177	0,213	12,2	0,217	12,0
180	0,210	12,4	0,217	12,0
181	0,212	12,3	0,217	12,0
182	0,216	12,0	0,217	12,0
183	0,214	12,2	0,217	12,0
184	0,217	12,0	0,217	12,0
187	0,214	12,2	0,217	12,0
188	0,213	12,2	0,217	12,0
189	0,217	12,0	0,217	12,0
190	0,215	12,1	0,217	12,0
191	0,216	12,0	0,217	12,0
194	0,215	12,1	0,217	12,0
195	0,215	12,1	0,217	12,0
196	0,215	12,1	0,217	12,0
197	0,212	12,3	0,217	12,0
198	0,212	12,3	0,217	12,0
201	0,197	13,2	0,197	13,2
202	0,214	12,2	0,217	12,0
203	0,219	11,9	0,217	12,0
204	0,215	12,1	0,217	12,0
205	0,216	12,0	0,217	12,0
208	0,216	12,0	0,217	12,0
209	0,214	12,2	0,217	12,0
210	0,218	11,9	0,217	12,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
211	0,216	12,0	0,217	12,0
212	0,216	12,0	0,217	12,0
215	0,218	11,9	0,217	12,0
216	0,216	12,0	0,217	12,0
217	0,215	12,1	0,217	12,0
222	0,214	12,2	0,217	12,0
223	0,215	12,1	0,217	12,0
225	0,216	12,0	0,217	12,0
226	0,214	12,2	0,217	12,0
229	0,212	12,3	0,217	12,0
TRH = 10 días				
230	0,247	10,5		
231	0,258	10,1	0,260	10,0
233	0,262	9,9	0,260	10,0
236	0,298	8,7	0,298	8,7
244	0,273	9,5	0,260	10,0
245	0,264	9,9	0,260	10,0
246	0,263	9,9	0,260	10,0
247	0,263	9,9	0,260	10,0
250	0,259	10,0	0,260	10,0
251	0,264	9,9	0,510	5,1
252	0,262	9,9	0,260	10,0
253	0,261	10,0	0,260	10,0
254	0,262	9,9	0,260	10,0
257	0,262	9,9	0,260	10,0
258	0,264	9,9	0,260	10,0
259	0,261	10,0	0,260	10,0
260	0,261	10,0	0,260	10,0
261	0,257	10,1	0,260	10,0
264	0,260	10,0	0,222	11,7
265	0,256	10,2	0,260	10,0
266	0,261	10,0	0,260	10,0
267	0,262	9,9	0,260	10,0
268	0,258	10,1	0,260	10,0
271	0,257	10,1	0,260	10,0
272	0,253	10,3	0,260	10,0
273	0,255	10,2	0,260	10,0
274	0,257	10,1	0,260	10,0
275	0,259	10,0	0,260	10,0
278	0,264	9,9	0,260	10,0
TRH = 8 días				
279	0,327	8,0	0,325	8,0
280	0,322	8,1	0,325	8,0
281	0,323	8,1	0,325	8,0
285	0,325	8,0	0,325	8,0
286	0,321	8,1	0,325	8,0
287	0,324	8,0	0,325	8,0
288	0,324	8,0	0,325	8,0
289	0,324	8,0	0,325	8,0
292	0,322	8,1	0,325	8,0
293	0,319	8,2	0,325	8,0
294	0,319	8,2	0,325	8,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
295	0,318	8,2	0,325	8,0
296	0,320	8,1	0,325	8,0
299	0,312	8,3	0,320	8,1
300	0,320	8,1	0,312	8,3
301	0,311	8,4	0,325	8,0
302	0,320	8,1	0,313	8,3
303	0,326	8,0	0,325	8,0
306	0,316	8,2	0,325	8,0
307	0,325	8,0	0,325	8,0
308	0,325	8,0	0,325	8,0
320	0,325	8,0	0,325	8,0
321	0,321	8,1	0,325	8,0
TRH = 6 días				
322	0,435	6,0	0,434	6,0
323	0,436	6,0	0,434	6,0
324	0,434	6,0	0,434	6,0
327	0,434	6,0	0,434	6,0
328	0,439	5,9	0,434	6,0
329	0,434	6,0	0,434	6,0
330	0,432	6,0	0,434	6,0
331	0,441	5,9	0,434	6,0
334	0,436	6,0	0,434	6,0
335	0,434	6,0	0,434	6,0
336	0,432	6,0	0,434	6,0
337	0,435	6,0		
341	0,438	5,9		
342	0,428	6,1	0,434	6,0
343	0,503	5,2	0,509	5,1
344	0,442	5,9	0,434	6,0
345	0,426	6,1	0,434	6,0
348	0,411	6,3	0,360	7,2

8.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
TRH = 15 días			
2	3,62	3,74	0,97
5	1,50	2,94	0,51
7	1,69	3,38	0,50
9	1,37	2,93	0,47
12	1,06	2,64	0,40
14	1,40	2,97	0,47
19	4,63	4,28	1,08
21	4,09	3,79	1,08
23	4,18	3,05	1,37
26	4,06	2,86	1,42
28	4,05	2,58	1,57
30	4,22	3,43	1,23
33	4,25	2,16	1,97
35	3,57	2,87	1,24

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
37	3,87	2,74	1,41
40	4,12	3,11	1,32
42	3,99	3,45	1,16
43	4,86	4,35	1,11
47	4,25	4,43	0,96
49	3,95	4,43	0,89
50	3,82	3,74	1,02
54	5,16	3,91	1,32
56	3,86	4,98	0,77
58	3,84	3,91	0,98
61	3,46	4,39	0,79
63	3,35	4,69	0,71
65	3,30	4,90	0,67
68	3,73	4,19	0,89
70	3,43	4,17	0,82
72	3,36	3,99	0,84
75	2,82	4,44	0,63
77	3,34	3,89	0,86
79	3,03	4,30	0,70
82	4,07	4,36	0,93
84	3,68	4,77	0,77
85	3,44	4,76	0,72
90	3,98	3,87	1,03
92	2,79	4,42	0,63
93	3,35	3,86	0,88
96	3,90	4,77	0,82
98	3,53	4,01	0,88
100	3,62	4,08	0,89
103	3,82	4,41	0,87
TRH = 14 días			
106	4,43	5,28	0,84
107	3,32	5,28	0,63
110	3,51	4,50	0,78
113	6,87	5,79	1,19
114	6,40	6,24	1,02
118	5,08	4,42	1,15
120	3,97	4,62	0,86
121	3,70	4,17	0,89
124	3,85	4,06	0,95
126	3,75	4,12	0,91
128	4,01	3,92	1,02
131	4,19	4,13	1,01
133	4,28	3,73	1,15
138	3,71	4,03	0,92
TRH = 12 días			
140	3,50	4,05	0,95
142	3,83	5,33	0,72
145	4,18	5,18	0,81
147	4,16	4,32	0,96
149	3,29	3,86	0,85
152	4,00	3,67	1,09
154	3,95	3,63	1,09

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
156	5,03	4,08	1,23
159	4,47	3,95	1,13
161	4,19	3,97	1,05
163	3,97	4,40	0,90
166	3,80	4,46	0,85
168	3,79	4,21	0,90
170	3,78	4,84	0,78
173	3,84	4,18	0,92
175	3,53	4,07	0,87
177	3,51	4,17	0,84
180	3,34	3,67	0,91
182	3,71	4,50	0,82
184	3,89	3,91	0,99
187	4,64	4,38	1,00
189	4,56	4,79	0,95
191	4,54	3,69	1,23
194	4,40	4,50	0,98
196	3,42	4,01	0,85
198	3,40	5,00	0,68
201	3,56	3,98	0,89
203	3,42	3,92	0,87
205	3,94	4,64	0,85
208	3,86	5,48	0,70
210	3,54	5,52	0,64
212	3,86	4,36	0,88
215	3,59	4,06	0,88
217	3,84	4,59	0,84
222	3,69	4,85	0,76
224	4,17	4,37	0,95
226	4,04	4,57	0,88
229	3,34	4,39	0,76
TRH = 10 días			
231	3,46	4,52	0,76
233	3,60	4,13	0,87
236	3,56	4,23	0,84
240	1,40	4,02	0,35
244	3,92	3,62	1,08
246	4,08	4,24	0,96
247	4,28	5,76	0,74
250	3,61	5,32	0,68
252	4,21	4,50	0,93
254	3,53	5,27	0,67
257	3,25	3,55	0,91
259	2,10	3,26	0,64
261	3,45	4,58	0,75
264	3,50	3,46	1,01
266	3,41	4,05	0,84
271	4,31	4,77	0,90
273	3,96	4,50	0,88
275	3,49	3,45	1,01
278	3,52	5,27	0,68
TRH = 8 días			

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
280	3,40	5,66	0,60
285	5,10	3,04	1,68
287	4,46	3,04	1,47
289	4,50	3,24	1,39
292	4,61	3,48	1,32
294	4,70	4,67	1,00
296	4,17	4,51	0,92
299	4,95	4,88	1,01
301	3,99	4,72	0,84
303	3,60	3,28	1,10
306	3,60	3,50	1,03
310	2,11	3,84	0,55
313	2,06	3,61	0,57
315	2,03	4,58	0,44
316	1,40	3,09	0,45
320	3,89	5,14	0,76
TRH = 6 días			
322	3,62	4,52	0,80
324	3,53	5,39	0,65
327	3,42	2,92	1,17
329	3,85	4,40	0,87
331	3,64	3,45	1,05
334	3,19	4,33	0,74
335	3,48	4,88	0,71
337	3,16	5,44	0,56
342	2,77	3,82	0,72
344	2,46	3,86	0,64
345	2,96	4,45	0,66
348	2,48	4,22	0,59

8.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
TRH = 15 días	
2	0,46
19	0,40
21	0,47
23	0,57
28	0,70
30	0,52
33	0,81
35	0,63
37	0,66
40	0,57
42	0,51
43	0,41
47	0,40
49	0,40
50	0,47
54	0,45

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
56	0,35
58	0,44
61	0,39
63	0,39
65	0,34
68	0,41
70	0,42
72	0,44
75	0,40
77	0,46
79	0,39
82	0,40
84	0,37
85	0,38
90	0,45
92	0,40
93	0,46
96	0,37
98	0,42
100	0,39
103	0,40
TRH = 14 días	
106	0,34
107	0,35
110	0,41
113	0,32
114	0,30
118	0,41
120	0,42
121	0,44
124	0,44
126	0,46
128	0,47
131	0,42
133	0,48
138	0,45
TRH = 12 días	
140	0,50
142	0,42
145	0,42
147	0,50
149	0,57
152	0,59
154	0,61
156	0,54
159	0,55
161	0,53
163	0,48
166	0,49
168	0,51
170	0,45
173	0,51

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
175	0,52
177	0,51
180	0,58
182	0,48
184	0,55
187	0,49
189	0,45
191	0,59
194	0,47
196	0,53
198	0,43
201	0,49
203	0,56
205	0,45
208	0,39
210	0,39
212	0,49
215	0,53
217	0,46
222	0,44
224	0,50
226	0,47
229	0,49
TRH = 10 días	
231	0,57
233	0,63
236	0,71
244	0,76
246	0,62
247	0,45
250	0,49
252	0,58
254	0,50
257	0,74
259	0,80
261	0,56
264	0,57
266	0,76
271	0,65
273	0,55
275	0,58
278	0,75
TRH = 8 días	
280	0,57
285	1,07
287	1,07
289	1,00
292	0,92
294	0,68
296	0,71
299	0,64
301	0,66

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
303	0,99
306	0,91
320	0,63
TRH = 6 días	
322	0,96
324	0,80
327	1,48
329	0,98
331	1,28
334	1,00
335	0,89
337	0,80
342	1,11
344	1,14
345	0,96
348	0,98

8.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
TRH = 15 días		
1	150	
2	150	16,3
5	500	6,2
7	300	8,8
9	300	8,5
12	450	6,2
14	100	15,9
15	300	
19	250	11,7
20	200	
21	200	13,5
22	50	
23	150	15,9
26	50	26,2
27	25	
28	50	26,9
30	50	33,8
33	50	24,5
35	40	35,9
37	40	33,1
40	40	38,9
42	40	29,4
43	60	31,4
44	200	
45	200	
46	200	
47	200	12,9
48	200	
49	200	13,0

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
50	200	
51	200	
52	200	
53	200	
54	200	11,3
56	40	23,9
57	250	
58	200	10,9
59	200	
60	200	
61	40	25,3
62	150	
63	150	14,5
64	200	
65	400	7,5
67	200	
68	200	11,8
70	50	23,3
71	100	
72	150	13,7
73	100	
74	100	
75	100	16,7
76	200	
77	200	11,1
79	100	17,2
80	100	
82	150	15,1
83	150	
84	170	14,2
85	200	12,4
86	200	
87	200	
88	200	
89	200	
90	200	
91	50	
92	100	
93	150	15,4
94	150	
95	150	
96	100	
97	200	
99	50	
100	100	19,4
101	100	
102	100	
103	100	19,9
TRH = 14 días		
104	125	
105	125	
106	100	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
107	250	10,6
108	300	
109	300	
110	300	
111	250	
112	250	
113	300	9,3
114	300	9,5
115	500	
116	400	
117	400	
118	300	9,4
119	300	
120	300	9,7
121	300	9,3
122	250	
123	250	
124	250	10,6
125	250	
126	250	10,2
127	250	
128	250	9,5
129	200	
130	200	
131	200	11,3
132	250	
133	220	10,1
134	50	
135	100	
136	100	
137	150	
138	200	10,4
TRH = 12 días		
140	100	12,3
141	50	
142	100	16,0
143	300	
144	400	
145	400	7,0
146	500	
147	500	5,4
148	300	
149	300	7,5
150	100	
151	100	
152	100	14,3
153	50	
154	50	17,0
155	50	
156	100	15,0
157	100	
158	100	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
159	120	13,8
160	120	
161	50	18,8
162		
163	100	14,5
164	100	
165	100	
166	100	14,8
167	100	
168	100	14,1
169	100	
170	100	17,0
171	100	
172	100	
173	100	15,1
174	100	
175	100	14,3
176	100	
177	100	13,5
178	100	
179	100	
180	100	12,9
181	50	
182	100	14,8
183	100	
184	100	14,1
185	80	
186	100	
187	100	15,6
188	100	
189	100	16
190	150	
191	100	14,4
192	50	
193	50	
194	50	20,3
195	125	
196	100	14,7
197	75	
198	100	17,0
199	150	
200	130	
201	100	21,0
202	80	
203	100	14,7
204	80	
205	100	16,6
206	110	
207	120	
208	100	17,6
209	300	
210	300	9,4

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
211	600	
212	300	9,3
213	200	
214	100	
215	100	16,7
216	100	
217	100	19,1
218	100	
219	100	
220	100	
221	100	
222	100	16,1
223	300	
224	150	11,7
225	300	
226	200	10,9
227	200	
228	200	
229	200	10,6
TRH = 10 días		
230	250	
231	250	9,0
232	150	
233	150	11,1
234	150	
235	150	
236	150	12,0
237	150	
238	150	
239	150	
240	150	
241	150	
242	150	
243	150	
244	150	
246	40	
247	100	15,4
248	300	
249	300	
250	300	8,5
251	300	
252	300	
253	250	
254	250	10,4
255	300	
256	300	
257	300	7,4
258	200	
259	250	7,9
261	100	14,5
262	300	
263	300	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
264	250	8,4
265	100	
266	200	10,5
267	100	
268	300	
269	400	
270	500	
271	250	8,5
272	200	
273	200	10,1
274	275	
275	250	7,3
276	250	
277	100	
278	150	12,3
TRH = 8 días		
279	390	
280	350	6,9
281	910	
282	550	
283	430	
284	360	
285	415	5,3
287	100	10,0
289	100	10,0
291	100	
292	100	8,9
294	100	10,2
295	290	
296	355	5,9
297	305	
298	325	
299	325	6,8
300	520	
301	400	6,1
302	400	
303	440	5,5
304	125	
305	130	
306	275	7,0
308	145	
309	150	
310	150	10,7
311	150	
312	150	
313	150	10,2
314	150	
315	150	11,1
316	150	9,3
317	150	
318	150	
319	150	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
320	150	
TRH = 6días		
321	455	
322	420	5,7
323	390	
324	380	6,4
325	500	
326	500	
327	550	4,1
329	100	11,1
330	410	
331	315	5,3
333	315	
334	150	7,4
335	150	7,8
336	930	
337	800	
341	520	
342	300	5,0
343	20	
344	150	5,9
345	100	
346	305	
348	200	

8.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
TRH = 15 días			
7		14,4	140,3
9	11,8	13,2	136,3
14		10,1	101,2
15	10,4		
20		10,3	75,9
22	12,9		
27		9,6	53,0
30	10,3		
34			45,2
37	15,9		
40		2,4	65,3
44	24,4	1,6	57,1
47		4,1	54,2
49	22,2		
55		25,5	75,6
58	4,8		
62		28,2	74,0
64	2,5		
69	11,4		
71		20,8	50,1
76	6,8	25,6	64,5

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
79		2,1	
82		1,6	
83	9,6	10,9	60,8
85		1,4	
90	24,4	1,4	
91		1,9	96,1
93		2,4	
97		1,0	
98	23,9	2,2	108,2
99		2,3	
103			116,5
TRH = 14 días			
104	15,0		
106		32,0	
107		23,1	89,1
111	13,4	46,4	66,4
114		31,0	93,4
118		1,3	
119			65,5
120	11,9	15,5	
121		7,2	
125		1,2	
126		2,4	
127	9,8	1,4	101,6
128		2,2	
132	9,8		154,6
134			144,6
138			60,4
TRH = 12 días			
141	19,5		45,7
143		1,9	
146		31,1	
148	4,2	5,8	46,7
152		11,9	
153	13,1	28,9	76,7
159			88,6
160	11,0	13,6	
161		17,0	
163			
167	9,3	1,7	92,0
169			
173		42,6	
174	11,6		102,2
181			92,0
182	10,5	54,7	
184		61,7	
188	10,3	56,4	
189			85,4
190		59,7	
191		71,5	
194		53,1	
195	5,8		

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
196		54,4	85,2
202	12,9		
204		56,2	85,2
209	16,7		
211		58,7	88,6
216	6,6	64,3	78,3
224		42,8	78,2
225	15,2		
TRH = 10 días			
231	11,2		
232		36,5	
233			74,2
238	14,3	39,3	73,2
245			216,3
246	3,5	89,6	
249		40,0	
252		36,2	80,8
253	12,9		
259		48,2	
260	9,7		70,3
267	4,7	37,6	75,6
273	4,9	41,1	75,6
TRH = 8 días			
280	17,6	29,7	71,0
287	3,9	31,9	74,2
289	5,2		
294		37,7	99
295	12,2		
300	21,7		
301		47,2	83,3
306		29,9	
308	9,4	34,1	70,7
315	16,5	54,6	67,9
TRH = 6 días			
323	27,1	46,5	102,5
329	17,5	50,1	70,0
337	5,2	3,7	96,7
344	0,2	5,7	115,1

8.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
TRH = 15 días	
2	0,50
9	0,52
19	1,62
30	5,12
50	3,31
58	0,60
65	1,03

Día de operación	Fenoles (mg/l)
72	1,15
79	0,71
86	0,18
93	0,14
100	0,10
TRH = 14 días	
107	0,47
115	0,28
121	0,48
127	1,08
134	1,20
TRH = 12 días	
141	1,35
149	1,66
155	2,44
163	5,45
170	4,40
177	4,80
184	4,10
189	5,40
198	5,05
203	4,75
212	4,35
217	2,99
226	3,31
TRH = 10 días	
233	4,58
238	3,61
247	1,85
254	1,76
260	3,83
267	2,58
274	3,28
TRH = 8 días	
288	2,26
295	2,43
303	3,28
308	3,69
315	5,12
TRH = 6 días	
322	6,63
329	3,55
336	4,34
343	1,26

8.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
TRH = 15 días		
2	1,19	0,24

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
5	1,23	
7	1,74	
9	1,65	0,60
12	1,60	
14	1,61	
15	1,52	0,50
19	1,19	0,30
21	1,15	
23	1,03	
26	1,09	
28	0,95	
30	0,84	0,19
33	0,91	
35	0,78	
37	0,80	0,15
40	0,73	0,17
42	1,20	
43	1,06	
44	1,10	
47	1,62	
49	1,56	0,27
54	2,10	
56	2,32	
58	2,30	0,40
61	1,92	
63	2,04	
65	1,98	1,50
68	1,96	
70	1,86	
72	1,98	0,60
75	2,26	
77	2,15	
79	2,04	0,50
82	1,74	0,58
84	1,82	
86	1,98	0,50
89	1,32	0,50
91	1,48	0,34
93	1,46	
98	1,54	0,30
99	1,64	0,42
100	1,54	0,32
103	1,58	0,38
TRH = 14 días		
104	1,60	0,18
107	2,04	0,26
111	1,78	0,50
113	2,25	
114	2,22	0,48
118	1,64	
120	1,50	
121	1,64	

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
124	1,60	
126	1,82	0,22
128	2,10	0,20
131	2,00	0,48
133	2,10	
138	2,40	0,40
TRH = 12 días		
140	2,66	0,40
142	2,32	0,42
145	2,30	0,52
147	2,64	0,74
149	2,44	
152	1,92	0,60
154	2,00	0,60
156	1,98	0,74
159	1,95	
161	1,91	0,53
163	2,24	0,88
166	2,19	0,64
168	2,24	
170	1,90	0,62
173	1,98	0,76
175	2,12	0,72
177	2,36	0,94
180	2,24	0,80
182	2,22	0,62
184	2,10	0,82
187	1,96	0,62
189	2,04	0,80
191	1,88	
194	1,96	0,56
196	1,98	
198	1,92	0,74
201	1,60	0,48
203	1,95	1,00
205	1,90	0,94
208	2,00	0,90
210	1,76	0,72
212	1,44	0,74
215	1,62	0,68
217	1,42	0,60
222	2,08	0,73
224	2,42	0,86
226	2,12	0,66
229	2,16	0,74
TRH = 10 días		
231	2,00	0,64
233	2,08	0,86
236	1,84	0,60
245	1,80	0,66
246	1,84	0,48
247	2,20	0,64

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
250	2,02	0,48
253	1,28	0,66
254	1,54	0,62
257	2,00	0,54
259	1,98	0,78
261	1,92	0,88
264	1,82	
266	1,72	
268	2,24	0,66
271	2,42	0,62
273	2,07	0,82
275	2,42	0,56
278	2,20	
TRH = 8 días		
280	2,38	
282	1,94	
285	1,86	0,56
287	1,79	0,78
289	1,90	
292	2,40	0,68
294	2,66	0,74
296	2,70	
299	2,32	
301	2,16	
303	1,70	
306	1,94	0,84
308	1,68	0,46
310	1,62	0,50
313	1,68	0,42
315	1,82	0,54
316	1,68	0,62
TRH = 6 días		
322	1,74	0,50
324	1,78	0,52
327	1,68	0,72
329	1,67	0,84
331	2,13	0,75
334	2,48	0,64
335	2,58	0,96
336	2,92	1,12
342	2,74	1,16
344	3,00	0,72
345	3,38	1,08
348	4,00	1,30

APÉNDICE IX.- OPTIMIZACIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO: OPERACIÓN CON CARGA MEDIA (DQO DE 20000 mg/l).

9.1.- AGUA RESIDUAL.

	TRH 15 días	TRH 14 días	TRH 14 y 12 días	TRH 12 y 10 días	TRH 10 y 8 días	TRH 8 y 6 días	TRH 6 días	TRH 6 días
DQO (mg/l)	20348	20171	19814	20090	20094	20180	20081	20166
DQO soluble (mg/l)	18402	19930	19649	18701	19665	19952	19849	19100
Aceites y grasa (mg/l)	1666,8	876,0	854,0	865,0	1020,0	436,0	605,0	616,0
Fenoles (mg/l)	460,0	5,49	7,41	8,49	13,58	12,1	12,7	123,2
Nitr. amoniacal (mg/l)	2,4	59,3	54,3	55,6	126,0	121,8	120,8	66,4
Ortofosfato (mg/l)		0,17	0,16	0,13	1,00	0,95	0,98	0,94
Fósforo total (mg/l)	1,64							
ST a 105 °C (g/l)	20,46	25,40	24,83	25,32	22,33	22,60	22,56	21,82
SDT a 105 °C (g/l)	19,31	25,37	24,81	25,29	22,31	22,58	22,53	21,73
SST a 105 °C (g/l)	0,160	0,030	0,017	0,030	0,020	0,021	0,027	0,086
STF a 550 °C (g/l)	10,45	17,38	16,99	17,07	14,65	14,62	14,46	14,69
SSF a 550 °C (g/l)	0,040	0,040	0,004	0,004	0,003	0,010	0,011	0,050
pH	9,8	8,7	9,1	9,2	9,2	8,8	8,5	8,7

Metales pesados (mg/l):

	Na	K	S	Mg	Ca	Si	Al	Cu
TRH 15 días	2632,1	841,8	118,3	10,5	4,6	2,8	1,6	0,5
TRH 14 días	6255,3	554,5	31,3	5,6	3,4	2,2	3,4	0,2
TRH 14 y 12 días	6683,4	587,4	28,7	4,9	4,7	4,6	3,6	0,1
TRH 12 y 10 días	6676,6	608,5	27,4	4,5	2,4	1,8	3,6	0,1
TRH 10 y 8 días	5513,5	677,5	*	5,5	3,5	9,0	*	*
TRH 8 y 6 días								
TRH 6 días	5745,0	875,5	*	7,0	5,5	5,0	*	*
TRH 6 días	6450,0	707,5	*	10,0	13,5	10,5	*	*

	P	Cr	Fe	Zn	Pb	Ni
TRH 15 días	1,4	0,06	0,1	0,01	0,05	0,01
TRH 14 días	#	#	0,1	#	#	#
TRH 14 y 12 días	#	0,2	0,2	#	#	#
TRH 12 y 10 días	#	0,1	0,1	#	#	#
TRH 10 y 8 días	*	*	*	*	*	*
TRH 8 y 6 días						
TRH 6 días	*	*	*	*	*	*
TRH 6 días	*	*	*	*	*	*

Nota: # = no detectado, * = no analizado

9.2.- DQO.

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
TRH = 15 días			
4	1099		94,6
7	934	704	95,4
11	467		97,7
14	368	314	98,2
15	327		98,4
18	428		97,9
19	409		98,0
21	544	317	97,4
25	855		95,9
27	855		95,9
29	903	444	95,7
32	744		96,4
34	791		96,2
36	872	332	95,8
TRH = 14 días			
41	6802		66,0
43	7914		60,4
46	8175		59,1
48	7731		61,3
50	7329		63,4
54	7574		62,1
56	7917	3698	60,4
57	7574		62,1
60	7593		62,0
62	6564	4971	67,2
64	6791		66,0
67	6582		67,1
69	5842	4169	70,8
71	4320		78,4
74	5895		70,5
76	4592	3409	77,0
78	5043		74,8
81	5304		73,5
83	5193	3689	74,0

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
85	5368		73,2
88	5267		73,7
90	4488	3334	77,6
92	4502		77,5
95	4269		78,6
97	4131	3562	79,3
99	4120		79,4
102	3779		81,1
104	4032	2855	79,8
106	4199		79,0
109	4117		79,4
111	3928	2875	80,4
113	3765		81,1
116	3448		82,8
118	3495	2433	82,5
120	3479		82,6
123	3304		83,5
125	3294	2349	83,5
127	3150		84,2
130	2841		85,6
132	2636	1268	86,8
134	2004		90,0
137	1797		91,0
139	1822	372	90,9
141	1436		92,8
145	1341		93,3
147	1436	188	92,8
148	1524		92,4
151	1303		93,5
153	836	257	95,8
155	662		96,7
158	1144		94,3
160	1194	235	94,0
162	1014		94,9
165	745		96,3
167	875	190	95,6
TRH = 12 días			
169	1121		94,4
172	1494		92,5
174	1613	175	91,9
176	1723		91,4
181	1378	393	93,1
183	1018		94,9
186	1287		93,6
188	1494	252	92,5
190	1486		92,6
193	1793		91,0
195	2022	121	89,9
197	2280		88,6
200	2460		87,7
202	2678	230	86,6

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
204	2682		86,6
207	2616		86,9
209	2541	240	87,3
211	2345		88,3
214	2350		88,2
216	2274	98	88,6
218	2174		89,1
221	1730	78	91,3
223	1601		92,0
225	1394		93,0
228	1010		94,9
230	1264	94	93,7
232	1254		93,7
235	1456		92,7
237	1485	62	92,6
239	1556		92,2
242	1753		91,2
244	1604	86	92,0
245	1585		92,1
249	1715		91,4
251	1688	161	91,6
253	1756		91,2
TRH = 10 días			
256	2056		89,7
258	1847	125	90,8
260	1975		90,1
263	1935		90,3
265	2019	268	89,9
270	1935		90,3
272	2352	210	88,2
274	2115		89,4
278	1995		90,0
279	2106	242	89,5
280	2032		89,8
284	1856		90,7
286	1844	257	90,8
288	1836		90,8
291	1766		91,2
293	1560	286	92,2
295	1644		91,8
298	1520		92,4
300	1593	338	92,0
302	1605		92,0
305	1553		92,2
TRH = 8 días			
307	1533	476	92,3
309	1465		92,7
312	1561		92,2
314	1558	546	92,2
316	1541		92,3
319	1532		92,3

Día de operación	DQO (mg/l)	DQO soluble (mg/l)	Rendimiento (%)
321	1627	756	91,9
323	1462		92,7
326	1585		92,1
TRH = 6 días			
328	1632	716	91,8
330	2097		89,5
333	1923		90,4
335	1750	692	91,2
337	1540		92,3
340	1223		93,9
342	1014	453	94,9
344	898		95,5
347	853		95,7
349	1144	308	94,3
351	1448		92,8
354	1746		91,3
356	1892	342	90,5
358	1775		91,1
361	1856		90,7
363	1742	498	91,3
365	1831		90,8
368	2201		89,0
370	2265	572	88,7
372	2545		87,3
375	2967		85,2
382	4889		75,5
384	2901	2028	85,5
386	2222		88,9
389	2183		89,1
391	2384	1041	88,1
393	2561		87,2
396	2989		85,0
398	3214	1314	83,9
400	3326		83,4
403	3521		82,4

9.3.- TEMPERATURA, POTENCIAL REDOX, pH Y CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
TRH = 15 días				
1	37,3	59,4	7,1	2,41
2	36,7	41,4	7,3	2,68
3	34,4	83,2	7,3	3,80
4	36,3	79,5	7,3	3,58
5	35,7	87,3	7,0	4,36
6	35,7	92,3	7,0	4,30
7	36,2	95,8	7,0	5,16
8	35,7	116,5	7,2	5,23

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
9	36,3	146,0	6,7	5,01
10	34,8	154,2	6,2	5,19
11	35,8	150,3	6,6	4,90
12	36,4	144,1	7,1	4,85
13	35,9	147,3	7,2	5,03
14	36,6	129,0	7,3	4,66
15	36,6	145,2	7,1	4,45
16	36,3	151,8	7,1	4,40
17	34,2	148,3	7,3	4,68
18	35,9	120,1	7,4	4,45
19	36,2	140,0	7,2	4,33
20	35,3	141,1	7,1	4,71
21	35,9	103,6	7,4	5,00
22	35,3	97,9	7,1	4,92
23	34,8	146,7	7,1	5,18
24	37,1	130,4	7,2	4,93
25	34,7	137,6	7,1	5,04
26	35,3	141,1	7,0	4,93
27	34,9	115,0	7,0	4,96
28	35,3	99,9	7,3	4,88
29	35,9	124,6	6,9	4,82
30	35,8	140,0	6,8	4,72
31	34,1	164,8	6,6	4,88
32	35,4	136,5	6,7	4,53
33	34,4	155,7	7,0	4,91
34	35,9	157,8	7,0	4,57
35	34,7	175,3	7,1	4,87
36	37,3	153,2	7,2	4,54
37	39,6		7,3	3,74
38	41,3		7,4	2,80
39	36,8		7,2	3,93
TRH = 14 días				
40	35,5	171,5	7,4	4,12
41	34,7	182,8	7,4	4,42
42	34,6	189,6	7,4	4,51
43	34,5	193,7	7,5	4,60
44	35,3	212,5	6,4	
45	35,3	179,9		
46	34,9	186,6	6,8	4,60
47	34,8	194,8	7,2	4,60
48	34,9	204,6	7,1	4,60
49	35,9	213,5	7,1	4,60
50	35,9	223,5	6,0	4,62
51	36,0	200,6		
52	36,6	185,1		
53	35,9	179,3		
54	38,4	183,9	8,0	4,42
55	37,5	196,2	8,7	4,40
56	35,4	209,8	8,5	4,50
57	35,7	207,2		
58	35,6	204,5		

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
59	35,2	199,8		
60	35,6	196,1	8,6	3,50
61	35,8	197,3	7,5	2,95
62	35,5	223,2	6,2	3,50
63	36,0	197,5	7,1	3,90
64	36,0	187,4	7,4	3,00
65	36,0	182,3		
66	35,6	184,9		
67	37,3	183,3	7,6	2,70
68	36,0	189,6	7,4	2,75
69	34,7	193,4	6,7	3,30
70	35,4	191,7	6,3	3,15
71	35,7	179,3	6,0	2,50
72	35,3			
73	35,0			
74	35,2	203,6	7,2	3,70
75	38,4	240,2	7,7	5,40
76	35,6	257,2	7,4	5,40
77	36,1	265,7	7,2	4,75
78	35,3	254,5	7,8	4,45
79	35,9	259,4		
80	35,2	252,9		
81	34,9	257,0	7,5	4,40
82	36,0	261,8	6,6	4,53
83	36,0	252,1	7,7	4,38
84	36,1	257,7	7,5	3,95
85	35,0	261,5	7,0	3,95
86	35,7	250,6		
87	35,6	244,4		
88	35,6	240,2	7,5	3,78
89	36,5	233,4	7,2	4,06
90	35,8	233,9	7,5	4,17
91	35,4	234,1	7,4	3,87
92	35,1	235,4	7,0	3,65
93	34,9	231,0		
94	34,5	229,3		
95	35,1	234,8	7,5	3,97
96	35,8	235,0	7,5	4,33
97	34,6	236,0	7,4	4,33
98	35,1	236,2	7,5	4,27
99	34,9	235,2	7,1	3,56
100	34,4	230,9		
101	33,5	230,4		
102	34,4	228,7	7,5	3,47
103	36,2	223,5	7,5	3,64
104	34,8	219,4	6,0	4,41
105	35,6	202,5	7,4	4,59
106	35,9	202,9	7,5	3,86
107	34,6	212,8		
108	34,0	212,6		
109	35,8	213,2	7,5	4,30

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
110	35,2	220,3	7,5	4,85
111	35,5	222,4	7,4	4,58
112	36,3	223,7	7,5	4,33
113	35,3	222,8	7,4	3,65
114	35,7	223,4		
115	34,1	227,6		
116	34,9	226,4	7,1	4,38
117	35,6	224,7	7,2	4,93
118	35,2	220,3	7,4	4,70
119	36,6	217,0	7,4	4,40
120	34,7	215,1	7,6	4,10
121	35,6	214,2	7,5	
122	35,1	211,0	7,8	
123	35,3	214,3	7,5	4,75
124	35,2	217,2	7,3	4,79
125	34,9	213,0	7,4	4,56
126	35,9	212,0	7,4	4,56
127	35,5	206,9	7,5	4,54
128	35,7	202,1	7,6	
129	34,6	198,8	8,0	
130	35,4	198,5	7,6	
131	36,0	197,7	7,3	3,80
132	35,0	194,8	7,4	3,15
133	35,4	185,8	7,5	3,00
134	35,6	205,1	7,5	4,55
135	36,0	216,1	7,5	4,51
136	35,1	219,4	7,7	4,42
137	35,8	219,3	7,5	3,99
138	35,8	219,1	7,5	3,86
139	35,8	223,5	7,4	3,96
140	35,8	214,5	7,4	3,54
141	36,0	211,4	7,5	3,50
142	34,9	200,7	7,7	3,73
143	33,6	224,5	7,9	3,88
144	34,1	221,0	7,9	3,84
145	34,7	232,4	7,6	3,63
146	35,1	237,5	7,4	3,22
147	35,4	236,9	7,5	3,45
148	35,4	237,0	7,5	3,90
149	34,8	235,7	7,6	3,93
150	35,3	227,0	7,9	3,87
151	36,1	207,0	7,7	3,71
152	36,0	204,6	7,4	3,70
153	34,7	206,3	7,4	3,64
154	35,8	207,6	7,4	3,53
155	36,0	207,6	7,5	3,36
156	35,8	207,2	7,7	3,38
157	35,0	238,4	7,5	3,43
158	36,1	241,8	7,5	3,28
159	35,3	236,1	7,5	3,35
160	34,5	231,5	7,6	3,44

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
161	35,2	200,4	8,0	3,42
162	36,0	210,2	7,5	3,33
163	36,7	205,2	7,8	3,27
164	35,5	215,5	7,9	3,40
165	36,2	252,4	7,5	3,34
166	35,9	257,4	7,5	3,31
167	35,9	259,3	7,5	3,29
TRH = 12 días				
168	36,2	250,2	8,0	3,35
169	36,0	247,8	7,9	3,29
170	35,5	247,1	8,1	3,35
171	35,8	247,3	8,2	3,34
172	35,7	250,0	7,9	3,08
173	35,7	255,7	7,7	3,16
174	35,3	260,8	7,4	3,10
175	36,0	249,5	7,5	2,95
176	36,9	249,4	7,5	2,87
177	37,0	237,9	8,2	3,00
178	35,5	249,8	6,8	3,15
179	35,8	237,4	5,7	2,80
180	35,6	229,0	7,8	2,74
181	35,7	238,3	7,3	2,94
182	35,3	212,4	7,6	3,07
183	35,1	205,3	7,9	3,10
184	34,8	188,2	8,5	3,15
185	33,2	196,3	8,5	3,33
186	34,9	218,9	8,1	3,19
187	36,0	222,0	7,6	3,12
188	35,5	216,9	7,5	3,17
189	35,6	226,4	7,5	3,20
190	35,9	225,6	7,5	3,18
191	36,0	207,1	8,0	3,18
192	34,5	207,5	7,9	3,28
193	36,1	210,4	7,7	3,10
194	36,5	215,1	7,5	3,08
195	35,2	220,4	7,5	3,18
196	36,0	216,7	7,6	3,13
197	36,1	220,2	7,5	3,00
198	35,7	227,0	7,3	3,14
199	34,9	231,1	7,0	3,24
200	35,7	221,6	7,5	3,18
201	35,8	229,2	7,4	3,22
202	35,6	247,0	7,2	3,23
203	35,9	261,2	7,4	3,21
204	35,9	250,7	7,2	3,16
205	35,1	241,5	8,2	3,20
206	33,8	246,6	7,7	3,32
207	36,2	231,9	7,5	3,13
208	36,1	228,5	7,5	3,16
209	35,9	237,7	6,8	3,16
210	36,4	225,8	7,5	3,13

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
211	36,5	227,8	7,5	3,12
212	36,1	235,0	7,7	3,15
213	35,1	265,4	7,5	3,24
214	35,7	248,4	6,5	3,11
215	35,7	227,2	7,7	3,20
216	35,7	238,1	7,5	3,18
217	35,1	246,7	7,5	3,17
218	35,1	242,3	7,5	3,18
219	34,9	244,1	8,2	3,20
220	34,1	220,7	8,5	3,32
221	35,5	260,0	7,9	3,22
222	36,0	272,5	8,0	3,16
223	36,1	268,5	8,0	3,16
224	36,9	267,4	7,5	3,11
225	36,7	245,8	7,7	2,51
226	36,2	231,8	8,1	3,12
227	35,2	225,3	8,4	3,23
228	36,2	229,0	8,2	3,17
229	35,8	250,2	7,4	3,27
230	36,3	261,7	7,4	3,23
231	36,6	275,6	7,5	3,21
232	36,5	268,6	7,3	3,16
233	36,2	251,5	7,2	3,18
234	34,9	229,7	8,3	3,33
235	36,0	263,6	8,1	3,20
236	36,1	279,5	7,5	3,20
237	36,4	281,7	7,5	3,16
238	36,8	285,8	7,4	3,12
239	36,3	285,9	7,4	3,14
240	36,0	272,7	8,2	3,22
241	34,7	263,7	8,7	3,38
242	35,2	272,1	8,0	3,16
243	36,3	277,6	7,5	3,00
244	36,6	275,5	7,5	3,00
245	37,1	270,1	7,4	3,04
246	35,6	262,7	7,9	3,26
247	36,3	256,1	8,4	3,22
248	35,7	251,3	8,8	3,27
249	36,0	265,0	8,0	3,20
250	36,6	271,7	7,4	3,20
251	36,1	273,5	7,5	3,17
252	35,8	275,8	7,5	3,27
253	35,8	275,3	7,5	3,22
TRH = 10 días				
254	35,4	270,8	7,9	3,32
255	34,1	254,8	8,9	3,43
256	35,6	260,4	8,3	3,20
257	36,2	274,7	7,6	3,26
258	35,9	277,5	7,4	3,23
259	36,5	280,4	7,4	3,23
260	36,5	274,7	7,6	3,27

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
261	36,4	265,6	8,2	3,36
262	35,4	259,1	8,6	3,47
263	36,6	275,1	7,7	3,34
264	37,2	281,1	7,4	3,31
265	36,3	268,8	7,8	3,37
266	34,6	253,6	8,8	3,54
267	33,7	248,9	9,1	3,66
268	33,3	245,3	9,3	3,73
269	26,3	243,6	9,4	4,51
270	25,6	253,8	8,8	4,29
271	32,3	276,8	7,6	3,61
272	34,7	281,7	7,2	3,52
273	35,0	280,3	7,3	3,44
274	37,0	275,8	7,4	3,04
275	44,4	261,2	7,6	2,08
276	29,5	246,5	8,2	3,85
277	26,5	251,7	8,5	4,43
278	37,4	259,9	7,5	3,06
279	35,6	272,3	6,9	3,12
280	36,0	268,6	7,4	3,12
281	35,2	260,6	8,2	3,47
282	36,6	246,0	8,8	3,28
283	36,0	239,8	8,9	3,31
284	36,0	254,2	8,2	3,17
285	35,5	270,9	7,3	3,18
286	34,7	264,4	7,5	3,22
287	31,0	268,8	7,4	3,82
288	34,8	268,7	7,3	3,34
289	34,6	264,1	7,8	3,35
290	33,5	255,8	8,3	3,58
291	34,5	258,4	7,8	3,47
292	35,6	266,2	7,3	3,18
293	35,0	266,6	7,1	3,34
294	35,4	266,6	7,5	3,26
295	35,4	265,2	7,5	3,30
296	35,5	260,2	7,9	3,60
297	34,9	254,1	8,2	3,79
298	35,1	261,4	7,6	3,64
299	35,6	266,0	7,4	3,00
300	34,5	261,9	7,4	3,28
301	35,8	263,0	7,3	3,74
302	35,3	256,3	7,5	3,41
303	36,6	257,3	7,8	3,07
304	36,2	247,1	8,3	
305	35,7	252,7	7,7	3,94
TRH = 8 días				
306	35,8	254,0	7,4	3,56
307	35,5	248,9	7,6	3,30
308	35,9	248,6	7,6	3,20
309	35,7	243,6	7,5	3,21
310	35,8	242,2	8,1	3,88

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
311	36,0	233,9	8,5	3,39
312	35,8	229,5	8,5	3,14
313	35,9	242,2	7,6	
314	35,6	240,8	7,3	3,11
315	35,7	234,2	7,4	3,15
316	36,2	228,8	7,8	2,42
317	36,6	240,8	7,8	
318	36,6	236,4	8,1	
319	35,6	231,3	7,1	
320	36,1	227,0	7,7	
321	35,6	221,5	7,5	
322	35,9	229,7	7,5	3,99
323	35,8	219,5	7,9	4,75
324	36,3	225,3	8,4	4,64
325	36,6	225,8	8,7	3,66
326	36,3	225,3	8,2	4,26
TRH = 6 días				
327	36,4	225,4	7,4	
328	35,5	218,2	7,5	4,49
329	36,1	215,1	7,5	
330	35,7	201,1	7,7	3,80
331	36,0	210,9	8,0	
332	35,8	215,1	8,4	
333	35,1	191,6	8,1	3,78
334	35,7	171,1	7,6	
335	35,8	191,4	7,5	3,50
336	36,0	222,6	7,5	3,62
337	35,3	204,3	7,9	3,18
338	35,0	216,6	7,8	
339	34,5	220,4	8,1	
340	34,5	202,7	7,8	3,09
341	35,1	180,3	7,4	
342	34,8	176,3	7,4	3,16
343	36,3	189,9	7,4	
344	35,9	163,7	7,6	2,60
345	35,9	149,8	6,7	
346	36,3	157,0	6,6	
347	36,0	171,1	7,9	3,02
348	35,9	177,4	7,5	2,17
349	36,1	179,8	7,5	2,54
350	36,2	192,2	7,5	3,28
351	35,5	197,5	7,6	3,28
352	35,3	196,9	8,0	3,24
353	34,8	198,9	8,3	3,35
354	34,4	198,8	7,9	2,89
355	34,6	199,0	7,5	2,12
356	33,9	204,9	7,5	2,18
357	34,0	206,9	7,6	2,71
358	34,4	198,4	7,5	2,87
359	34,1	200,0	7,5	3,31
360	34,7	198,4	8,1	2,11

Día de operación	Temperatura (°C)	Potencial redox (mV)	pH	OD (mg/l)
361	35,5	179,4	7,9	2,05
362	33,3	190,1	7,5	
363	34,9	195,3	7,5	1,77
364	35,8	193,5	7,4	2,23
365	34,7	183,1	7,7	1,74
366	34,6	175,3	8,1	2,13
367	34,9	180,7	8,3	2,13
368	34,9	178,1	7,5	2,79
369	35,3	186,6	7,5	2,96
370	35,5	179,1	7,3	2,88
371	35,8	178,1	7,4	
372	35,6	172,1	7,6	2,36
373	35,4	186,6	7,4	
374	35,4	177,7	7,9	
375	35,4	180,0	7,4	2,60
376	35,4	181,7	7,7	
377	35,5	178,3	7,7	3,85
378	35,5	186,2	7,5	
379	35,2	184,2	7,6	3,50
380	35,1	224,2	5,1	
381	35,0	238,8	4,6	
382	35,4	190,8	6,5	5,13
383	35,4	141,4	8,2	
384	34,7	149,0	8,0	3,67
385	35,0	152,8	7,8	
386	34,7	154,5	7,9	3,68
387	34,7	162,8	7,9	
388	34,5	163,1	8,1	
389	34,2	165,0	7,9	3,02
390	34,3	163,6	7,7	
391	35,2	153,3	7,8	
392	34,4	154,3	7,8	
393	34,0	156,0	7,7	2,46
394	34,2		7,6	
395	34,9		7,8	
396	37,4	149,6	7,7	2,42
397	39,2	157,1	7,8	
398	33,6	158,8	7,9	3,48
399	33,9	165,4	7,6	
400	34,2	160,4	7,7	2,6
401	34,2		7,6	
402	34,3		7,5	
403	34,8	147,9	7,6	2,93

9.4.- TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICO.

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
TRH = 15 días				
1	0,238	10,9	0,241	10,8

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
4	0,237	11,0	0,255	10,2
5	0,182	14,3	0,218	11,9
6	0,175	15,0	0,174	15,0
7	0,178	14,6	0,170	15,3
8	0,177	14,7	0,180	14,5
11	0,173	15,0	0,200	13,0
12	0,174	15,0	0,166	15,7
13	0,175	14,9	0,174	15,0
14	0,174	15,0	0,175	14,9
15	0,171	15,2		
18	0,174	15,0	0,192	13,6
19	0,172	15,1	0,177	14,7
20	0,177	14,7	0,174	15,0
21	0,175	14,9	0,174	15,0
22	0,178	14,6	0,223	11,7
25	0,170	15,3	0,202	12,9
26	0,174	15,0	0,213	12,2
27	0,171	15,2	0,174	15,0
28	0,172	15,1	0,176	14,8
29	0,171	15,2	0,153	17,0
32	0,175	14,9	0,190	13,7
33	0,172	15,1		
34	0,174	15,0	0,203	12,8
36	0,171	15,2	0,176	14,8
39	0,346	7,5		
TRH = 14 días				
40	0,439	5,9	0,434	6,0
41	0,436	6,0	0,434	6,0
42	0,437	6,0	0,434	6,0
43	0,445	5,8	0,434	6,0
46	0,247	10,5	0,247	10,5
47	0,186	14,0	0,186	14,0
48	0,188	13,8	0,186	14,0
49	0,188	13,8	0,186	14,0
50	0,185	14,1	0,186	14,0
54	0,186	14,0	0,186	14,0
55	0,188	13,8	0,186	14,0
56	0,190	13,7	0,186	14,0
57	0,190	13,7	0,186	14,0
60			0,201	12,9
61			0,201	12,9
62			0,201	12,9
63			0,201	12,9
64			0,201	12,9
67			0,199	13,1
68			0,199	13,1
69			0,199	13,1
70			0,199	13,1
71			0,199	13,1
74	0,190	13,7	0,186	14,0
75	0,189	13,8	0,186	14,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
76	0,192	13,6	0,186	14,0
77	0,185	14,1	0,186	14,0
78	0,183	14,2	0,186	14,0
81	0,190	13,7	0,186	14,0
82	0,192	13,6	0,186	14,0
83	0,189	13,8	0,186	14,0
84	0,186	14,0	0,186	14,0
85	0,184	14,1	0,186	14,0
88	0,187	13,9	0,186	14,0
89	0,190	13,7	0,186	14,0
90	0,191	13,6	0,186	14,0
91	0,185	14,1	0,186	14,0
92	0,171	15,2	0,186	14,0
95	0,161	16,1	0,161	16,1
96	0,176	14,8	0,176	14,8
97	0,196	13,3	0,196	13,3
98	0,185	14,1	0,186	14,0
99	0,192	13,6	0,186	14,0
102	0,190	13,7	0,186	14,0
103	0,185	14,1	0,264	9,9
104	0,190	13,7	0,186	14,0
105	0,182	14,3	0,186	14,0
106	0,195	13,3	0,186	14,0
109	0,191	13,6	0,186	14,0
110	0,185	14,1	0,186	14,0
111	0,188	13,8	0,186	14,0
112	0,188	13,8	0,186	14,0
113	0,185	14,1	0,186	14,0
116	0,185	14,1	0,186	14,0
117	0,184	14,1	0,186	14,0
118	0,184	14,1	0,186	14,0
119	0,186	14,0	0,186	14,0
120	0,186	14,0	0,186	14,0
123	0,183	14,2	0,186	14,0
124	0,182	14,3	0,186	14,0
125	0,181	14,4	0,186	14,0
126	0,188	13,8	0,186	14,0
127	0,182	14,3	0,186	14,0
130	0,183	14,2	0,186	14,0
131	0,188	13,8	0,186	14,0
132	0,185	14,1	0,186	14,0
133	0,176	14,8	0,186	14,0
134	0,174	15,0	0,186	14,0
137	0,189	13,8	0,186	14,0
138	0,190	13,7	0,186	14,0
139	0,182	14,3	0,186	14,0
140	0,186	14,0	0,186	14,0
141	0,176	14,8	0,186	14,0
145	0,186	14,0	0,186	14,0
146	0,186	14,0	0,186	14,0
147	0,186	14,0	0,186	14,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
148	0,185	14,1	0,186	14,0
151	0,187	13,9	0,186	14,0
152	0,185	14,1	0,186	14,0
153	0,185	14,1	0,186	14,0
154	0,185	14,1	0,186	14,0
155	0,184	14,1	0,186	14,0
158	0,181	14,1	0,186	14,0
159	0,185	14,1	0,186	14,0
160	0,180	14,5	0,186	14,0
162	0,186	14,0	0,186	14,0
165	0,184	14,1	0,186	14,0
166	0,189	13,8	0,186	14,0
167	0,191	13,6	0,186	14,0
TRH = 12 días				
169	0,213	12,2	0,217	12,0
172	0,208	12,5	0,217	12,0
174	0,205	12,7	0,217	12,0
175	0,211	12,3	0,217	12,0
176	0,207	12,6	0,217	12,0
186	0,213	12,2	0,217	12,0
187	0,215	12,1	0,217	12,0
188	0,209	12,4	0,217	12,0
189	0,211	12,3	0,217	12,0
190	0,209	12,4	0,217	12,0
193	0,211	12,3	0,217	12,0
194	0,208	12,5	0,217	12,0
195	0,211	12,3	0,217	12,0
196	0,210	12,4	0,217	12,0
197	0,209	12,4	0,217	12,0
200	0,214	12,2	0,217	12,0
201	0,215	12,1	0,217	12,0
202	0,209	12,4	0,217	12,0
203	0,217	12,0	0,217	12,0
204	0,212	12,3	0,217	12,0
207	0,214	12,2	0,217	12,0
208	0,219	11,9	0,217	12,0
209	0,209	12,4	0,217	12,0
210	0,215	12,1	0,217	12,0
211	0,210	12,4	0,217	12,0
214	0,211	12,3	0,217	12,0
215	0,220	11,8	0,217	12,0
216	0,212	12,3	0,217	12,0
217	0,215	12,1	0,217	12,0
218	0,208	12,5	0,217	12,0
221	0,209	12,4	0,217	12,0
223	0,215	12,1	0,217	12,0
224	0,216	12,0	0,217	12,0
225	0,214	12,2	0,217	12,0
228	0,183	14,2	0,183	14,2
229	0,213	12,2	0,217	12,0
230	0,211	12,3	0,217	12,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
231	0,215	12,1	0,217	12,0
232	0,210	12,4	0,217	12,0
235	0,219	11,9	0,217	12,0
236	0,223	11,7	0,217	12,0
237	0,216	12,0	0,217	12,0
238	0,225	11,6	0,217	12,0
239	0,217	12,0	0,217	12,0
242	0,218	11,9	0,217	12,0
243	0,213	12,2	0,217	12,0
244	0,218	11,9	0,217	12,0
245	0,210	12,4	0,217	12,0
249	0,219	11,9	0,217	12,0
250	0,226	11,5	0,217	12,0
251	0,208	12,5	0,217	12,0
252	0,222	11,7	0,217	12,0
253	0,211	12,3	0,217	12,0
TRH = 10 días				
256	0,243	10,7	0,260	10,0
257	0,263	9,9	0,260	10,0
258	0,251	10,4	0,260	10,0
259	0,261	10,0	0,260	10,0
260	0,255	10,2	0,260	10,0
263	0,256	10,2	0,260	10,0
264	0,267	9,7	0,260	10,0
265	0,272	9,6	0,260	10,0
270	0,259	10,0	0,260	10,0
271	0,252	10,3	0,260	10,0
272	0,252	10,3	0,260	10,0
273	0,258	10,1	0,260	10,0
274	0,261	10,0	0,260	10,0
278	0,253	10,3	0,260	10,0
279	0,258	10,1	0,260	10,0
280	0,267	9,7	0,260	10,0
284	0,255	10,2	0,260	10,0
285	0,253	10,3	0,260	10,0
286	0,259	10,0	0,260	10,0
287	0,265	9,8	0,260	10,0
288	0,248	10,5	0,260	10,0
291	0,254	10,2	0,260	10,0
292	0,262	9,9	0,260	10,0
293	0,251	10,4	0,260	10,0
294	0,268	9,7	0,260	10,0
295	0,258	10,1	0,260	10,0
298	0,257	10,1	0,260	10,0
299	0,265	9,8	0,260	10,0
300	0,250	10,4	0,260	10,0
301	0,268	9,7	0,260	10,0
302	0,260	10,0	0,260	10,0
305	0,269	9,7	0,260	10,0
TRH = 8 días				
306	0,318	8,2	0,325	8,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
307	0,316	8,2	0,325	8,0
308	0,296	8,8	0,325	8,0
309	0,325	8,0	0,325	8,0
312	0,310	8,4	0,325	8,0
313	0,325	8,0	0,325	8,0
314	0,314	8,3	0,325	8,0
315	0,325	8,0	0,325	8,0
316	0,331	7,9	0,325	8,0
319	0,328	7,9	0,325	8,0
320	0,339	7,7	0,325	8,0
321	0,324	8,0	0,325	8,0
322	0,325	8,0	0,325	8,0
323	0,331	7,9	0,325	8,0
326	0,315	8,3	0,325	8,0
TRH = 6 días				
327	0,417	6,2	0,434	6,0
328	0,429	6,1	0,521	5,0
329	0,475	5,5	0,521	5,0
330	0,421	6,2	0,434	6,0
333	0,421	6,2	0,434	6,0
334	0,419	6,2	0,434	6,0
335	0,412	6,3	0,434	6,0
336	0,413	6,1	0,434	6,0
337	0,423	6,1	0,434	6,0
340	0,415	6,3	0,434	6,0
341	0,423	6,1	0,434	6,0
342	0,423	6,1	0,434	6,0
343	0,414	6,3	0,434	6,0
344	0,430	6,0	0,434	6,0
347	0,412	6,3	0,434	6,0
348	0,416	6,2	0,434	6,0
349	0,425	6,1	0,434	6,0
350	0,438	5,9	0,434	6,0
351	0,436	6,0	0,434	6,0
354	0,403	6,5	0,434	6,0
355	0,428	6,1	0,434	6,0
356	0,422	6,2	0,434	6,0
357	0,417	6,2	0,434	6,0
358	0,430	6,0	0,434	6,0
361	0,415	6,3	0,434	6,0
362	0,425	6,1	0,434	6,0
363	0,425	6,1	0,434	6,0
364	0,415	6,3	0,434	6,0
365	0,440	5,9	0,434	6,0
368	0,445	5,8	0,434	6,0
369	0,450	5,8	0,434	6,0
370	0,430	6,0	0,434	6,0
371	0,440	5,9	0,434	6,0
372	0,427	6,1	0,434	6,0
375	0,445	5,8	0,434	6,0
376	0,435	6,0	0,434	6,0

Día de operación	Caudal (ml/min)	TRH i. (d)	Caudal (ml/min)	TRH e. (d)
377	0,445	5,8	0,434	6,0
378	0,445	5,8	0,434	6,0
379	0,425	6,1	0,434	6,0
382	0,438	5,9	0,521	5,0
383	0,450	5,8	0,521	5,0
384	0,435	6,0	0,521	5,0
385	0,435	6,0	0,521	5,0
386	0,440	5,9	0,434	6,0
389	0,445	5,8	0,434	6,0
390	0,440	5,9	0,521	5,0
391	0,445	5,8	0,521	5,0
392	0,445	5,8	0,521	5,0
393	0,430	6,0	0,434	6,0
396	0,440	5,9	0,434	6,0
397	0,435	6,0	0,434	6,0
398	0,445	5,8	0,521	5,0
399	0,435	6,0	0,434	6,0
400	0,440	5,9	0,434	6,0
403	0,440	5,9	0,434	6,0

9.5.- CONCENTRACIÓN DE BIOMASA Y CARBÓN ACTIVO.

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
TRH = 15 días			
4	4,02	4,67	0,86
6	2,60	4,78	0,54
8	3,27	4,00	0,80
11	4,07	4,55	0,89
13	3,47	3,97	0,87
15	3,35	3,62	0,92
18	4,48	3,40	1,32
20	3,80	3,62	1,07
22	5,10	4,67	1,09
25	3,85	3,88	0,99
27	2,77	2,66	1,04
29	2,51	2,51	1,00
32	4,29	4,66	0,92
34	4,67	3,84	1,22
36	4,53	4,35	1,04
39	3,07	4,39	0,70
TRH = 14 días			
41	3,05	3,68	0,83
43	3,23	3,79	0,85
46	3,78	3,49	1,05
48	3,62	3,74	0,97
50	3,15	2,63	1,20
54	3,00	2,48	1,21
56	3,83	3,14	1,22
67	3,83	4,40	0,87

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
74	4,23	3,73	1,13
76	2,57	2,07	1,24
78	2,63	2,49	1,06
81	3,35	2,67	1,25
83	3,55	2,91	1,22
85	3,54	3,29	1,07
88	3,50	2,42	1,45
90	3,68	2,59	1,42
92	3,24	3,18	1,02
95	3,44	3,32	1,04
97	3,62	2,72	1,33
99	3,50	2,50	1,40
102	3,50	3,84	0,91
104	4,02	3,70	1,09
106	5,08	4,06	1,25
109	4,57	4,72	0,97
111	4,40	5,06	0,87
113	4,29	4,64	0,92
116	3,81	4,16	0,91
118	3,85	4,76	0,81
120	3,53	4,46	0,79
123	3,75	4,12	0,91
125	3,47	4,43	0,78
127	3,13	3,43	0,91
130	3,59	3,47	1,03
132	3,91	5,11	0,76
134	3,88	4,68	0,83
137	3,42	3,87	0,88
139	3,87	4,09	0,95
141	3,75	4,03	0,93
145	3,46	3,93	0,88
147	3,74	3,94	0,95
148	3,71	4,18	0,89
151	3,64	3,78	0,96
153	3,60	4,45	0,81
155	3,28	3,86	0,85
158	3,44	4,38	0,78
160	3,33	4,81	0,69
162	3,47	4,80	0,72
165	3,40	4,49	0,76
167	3,03	5,59	0,54
TRH = 12 días			
169	3,34	4,84	0,69
172	2,72	4,85	0,56
174	2,96	3,84	0,77
176	3,01	3,70	0,81
181	1,35	3,01	0,45
183	1,04	1,98	0,52
186	2,97	3,87	0,77
188	3,24	4,06	0,80

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
190	3,24	3,92	0,83
193	3,59	4,13	0,87
195	3,46	3,98	0,87
197	3,89	3,73	1,04
200	3,64	4,43	0,82
202	3,56	4,39	0,81
204	3,60	4,20	0,86
207	3,67	4,47	0,82
209	3,59	4,43	0,81
211	3,68	4,31	0,85
214	3,87	5,61	0,69
216	3,76	6,04	0,62
218	3,65	4,72	0,77
221	4,03	4,14	0,97
223	3,96	3,76	1,05
225	3,69	4,12	0,89
228	3,48	4,11	0,85
230	3,42	4,32	0,79
232	3,47	4,44	0,78
235	3,30	4,80	0,69
237	3,20	4,40	0,73
239	2,98	5,23	0,57
242	2,88	5,11	0,56
244	3,00	3,69	0,81
245	2,89	4,07	0,71
249	3,35	4,36	0,77
251	3,51	4,28	0,82
253	3,48	4,25	0,82
TRH = 10 días			
256	3,17	4,51	0,70
258	3,85	4,20	0,92
260	3,62	4,88	0,74
263	3,71	4,72	0,79
265	3,69	4,13	0,89
270	3,68	4,83	0,76
272	3,78	4,83	0,78
274	3,83	4,53	0,84
278	3,40	4,17	0,81
280	3,24	3,97	0,82
284	3,26	4,53	0,72
286	3,27	4,98	0,66
288	3,62	4,18	0,87
291	3,25	4,78	0,60
293	3,27	3,80	0,86
295	3,26	4,31	0,76
298	3,47	4,57	0,76
300	3,41	4,24	0,80
302	3,21	4,49	0,71
305	3,24	4,63	0,70
TRH = 8 días			

Día de operación	PAC (g/l)	Biomasa (g/l)	PAC / Biomasa
307	3,27	4,44	0,74
309	3,61	4,39	0,82
312	2,99	3,98	0,75
314	3,20	3,87	0,83
316	3,54	3,89	0,91
319	3,50	4,58	0,76
321	3,73	5,07	0,73
323	3,65	3,97	0,92
326	3,37	3,45	0,98
TRH = 6 días			
328	3,34	3,58	0,93
330	3,81	5,62	0,68
333	3,49	5,07	0,69
335	2,98	3,78	0,79
337	3,76	4,49	0,84
340	3,91	5,67	0,69
342	3,85	4,20	0,92
344	3,51	5,19	0,68
347	3,31	4,67	0,71
349	3,26	4,02	0,81
351	3,35	4,60	0,73
354	3,22	4,98	0,65
356	3,52	4,39	0,80
358	3,64	4,57	0,80
361	3,72	5,08	0,73
363	3,72	4,38	0,85
365	4,00	3,92	1,02
368	3,59	3,73	0,96
370	3,34	3,57	0,93
372	3,61	4,37	0,83
375	2,94	4,29	0,68
377	3,16	4,17	0,76
379	3,18	4,23	0,75
382	3,07	2,46	1,25
384	3,10	5,00	0,62
386	3,84	4,38	0,88
389	2,95	3,60	0,82
393	3,65	4,36	0,84
396	2,66	4,07	0,65
398	3,55	4,75	0,75
400	4,61	4,37	1,05
403	4,43	4,27	1,04

9.6.- RELACIÓN F / M.

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
TRH = 15 días	
4	0,40

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
6	0,28
8	0,34
11	0,30
13	0,34
15	0,37
18	0,40
20	0,39
22	0,30
25	0,35
27	0,51
29	0,54
32	0,30
34	0,36
36	0,31
39	0,53
TRH = 14 días	
41	0,90
43	0,91
46	0,54
48	0,39
50	0,54
54	0,58
56	0,46
71	0,39
76	0,71
78	0,56
81	0,55
83	0,50
85	0,43
88	0,59
90	0,57
92	0,41
95	0,37
97	0,55
99	0,59
102	0,38
104	0,39
106	0,37
109	0,31
111	0,29
113	0,30
116	0,34
118	0,30
120	0,32
123	0,34
125	0,31
127	0,41
130	0,40
132	0,28
134	0,28

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
137	0,37
139	0,34
141	0,33
145	0,36
147	0,36
148	0,34
151	0,38
153	0,32
155	0,37
158	0,32
160	0,29
162	0,30
165	0,31
167	0,26
TRH = 12 días	
169	0,34
172	0,33
174	0,41
176	0,43
186	0,43
188	0,40
190	0,41
193	0,39
195	0,41
197	0,43
200	0,37
202	0,37
204	0,39
207	0,37
209	0,36
211	0,37
214	0,29
216	0,27
218	0,34
221	0,39
223	0,44
225	0,40
228	0,34
230	0,38
232	0,36
235	0,35
237	0,38
239	0,32
242	0,33
244	0,45
245	0,40
249	0,38
251	0,37
253	0,38
TRH = 10 días	

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
256	0,41
258	0,46
260	0,40
263	0,41
265	0,50
270	0,41
272	0,40
274	0,44
278	0,46
280	0,52
284	0,46
286	0,40
288	0,45
291	0,41
293	0,51
295	0,46
298	0,43
300	0,45
302	0,44
305	0,44
TRH = 8 días	
307	0,55
309	0,57
312	0,60
314	0,62
316	0,65
319	0,55
321	0,49
323	0,64
326	0,70
TRH = 6 días	
328	0,91
330	0,57
333	0,64
335	0,84
337	0,73
340	0,56
342	0,78
344	0,64
347	0,68
349	0,81
351	0,72
354	0,62
356	0,73
358	0,73
361	0,62
363	0,75
365	0,86
368	0,92
370	0,93

Día de operación	F / M (d ⁻¹)
372	0,75
375	0,80
377	0,83
379	0,77
382	1,38
384	0,67
386	0,89
389	0,96
393	0,76
396	0,83
398	0,72
400	0,68
403	0,71

9.7.- TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
TRH = 15 días		
1	70	
4	50	
5	300	
6	300	11,8
7	300	
8	400	9,10
9	300	
10	300	
11	300	12,3
12	300	
13	300	12,3
14	300	
15	250	
16	250	
17	250	
18	250	14,3
20	50	
21	250	
22	50	
24	300	
25	300	12,0
26	150	
27	50	
29	50	
32	50	
34	300	11,1
35	300	
36	300	11,3
39	50	
TRH = 14 días		

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
40	150	
41	150	5,4
42	50	
43	100	5,6
45	100	
46	100	9,6
48	100	13,6
50	50	10,6
54	100	13,3
56	50	13,4
60	200	
62	100	
64	100	
67	100	20,9
68	600	
69	300	
70	300	
71	600	
74	300	7,90
75	100	
76	100	12,1
77	10	
78	100	11,1
81	100	12,4
83	100	12,7
85	100	10,9
88	100	10,9
90	100	13,3
92	50	17,8
95	50	18,9
97	50	14,6
99	50	17,0
102	50	18,9
104	50	16,3
106	50	17,1
109	50	19,7
110	100	
111	100	16,6
112	200	
113	500	15,7
116	200	11,6
117	100	
118	100	15,0
119	250	
120	150	15,2
121	230	
122	170	
123	150	14,6
124	70	
125	100	19,1

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
126	150	
127	150	12,9
128	170	
130	100	15,1
132	100	17,6
133	435	
134	150	13,9
135	260	
136	250	
137	150	13,8
139	100	16,8
140	50	
141	390	20,1
145	100	19,4
147	75	21,7
148	75	20,1
149	160	
151	75	21,4
152	50	
153	75	30,9
154	50	
155	435	20,7
158	75	27,4
159	50	
160	170	16,5
162	150	18,7
163	165	
164	155	
165	100	25,1
166	345	
167	100	27,2
TRH = 12 días		
168	150	
169	600	5,6
170	340	
171	125	
172	250	17,3
174	125	15,5
175	125	
176	400	16,9
181	100	
183	100	
186	100	17,1
187	50	
188	100	18,1
189	50	
190	100	17,3
192	160	
193	100	14,3
194	50	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
195	100	13,1
196	50	
197	100	11,5
200	100	16,9
202	100	16,1
203	15	
204	150	11,6
207	100	13,4
209	120	12,2
211	150	13,3
214	100	15,6
215	100	
216	100	16,6
217	510	
218	510	9,9
220	500	
221	50	18,0
223	150	13,2
225	100	17,2
228	100	20,3
230	100	20,8
232	175	14,1
235	100	20,0
236	250	
237	250	10,6
239	350	8,7
242	500	6,2
243	430	
244	100	16,9
245	300	9,0
249	100	17,8
250	100	
251	100	18,2
252	100	
253	400	7,2
TRH = 10 días		
256	100	15,0
257	100	
258	200	11,0
260	300	14,5
263	250	9,1
264	100	
265	830	11,1
270	100	15,7
271	355	
272	200	9,3
273	365	
274	750	9,5
278	250	9,2
279	150	

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
280	520	10,3
284	200	10,3
286	310	8,6
287	605	
288	900	7,8
291	250	9,6
292	510	
293	350	6,9
295	350	14,4
298	350	8,3
299	175	
300	300	8,7
302	455	14,8
305	360	7,7
TRH = 8 días		
306	205	
307	350	7,2
308	255	
309	800	9,5
312	500	5,5
314	200	11,2
316	510	8,7
319	200	11,1
320	420	
321	355	6,3
322	900	
323	1000	7,5
326	500	5,1
TRH = 6 días		
328	100	9,4
330	500	10,0
333	1000	3,1
334	260	
335	400	6,3
337	650	10,6
340	800	4,1
341	700	
342	500	5,9
344	900	6,7
346	500	
347	500	6,5
348	490	
349	400	7,1
350	200	
351	800	8,7
354	700	4,4
355	600	
356	500	5,6
357	200	
358	1100	6,6

Día de operación	Purga (ml/d)	TRC (d)
361	740	3,9
362	800	
363	500	5,3
364	700	
365	1200	6,1
368	400	5,5
370	310	5,9
372	600	9,2
375	500	4,4
377	320	5,2
378	175	
379	600	6,7
382	100	5,4
384	100	12,2
385	500	
386	800	13,3
389	100	9,6
392	210	
393	500	8,0
396	150	7,3
398	500	4,2
399	310	
400	800	5,6
403	600	3,6

9.8.- NUTRIENTES: FÓSFORO Y NITRÓGENO RESIDUALES.

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
TRH = 15 días			
1	6,2		83,4
4		2,1	
5			22,2
6	4,6	1,4	11,1
11		2,8	
12			19,7
13	11,6	9,8	16,9
15		16,9	28,1
19	26,7	23,9	45,0
20		25,3	45,0
29	10,3	47,8	95,7
36	12,3	2,8	67,5
TRH = 14 días			
41	6,9	2,9	77,2
49	14,0	4,9	84,2
56	19,1	3,2	70,8
62	33,1	2,1	56,5
69	34,9	1,6	53,0
76	29,6	3,0	49,3

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
81	26,7		
83		1,6	43,1
88	13,1		
90		3,0	52,8
97	21,6	3,4	48,5
104	15,0	1,7	61,3
111	20,2	1,3	57,8
118	0,0	0,8	59,5
120	2,6		
124		1,8	
125	0,0	2,8	64,8
127	5,3		
132	23,4	1,0	78,9
134		6,2	
139	35,0	3,4	90,4
146	7,4	3,0	86,7
153	20,9	6,1	71,5
160	4,7	3,5	81,9
167	7,9	2,6	58,0
TRH = 12 días			
174	7,8	2,9	93,4
181	26,3	0,1	88,7
188		0,4	96,9
189	54,7		
195		5,0	134,3
196	8,7		
202		3,3	220,6
203	0,3		
204		3,6	218,6
209	0,0	5,1	211,1
211	8,2		
215	23,2	4,7	180,2
221	11,0		
223		2,5	125,1
229	20,0		
230		3,8	73,4
236	15,6		
237		3,4	105,1
242	11,0		
244		2,5	108,4
249	14,1		
251		3,6	131,8
TRH = 10 días			
257	7,7		
258		2,8	126,8
263	12,9		
265		3,7	145,1
271	23,9	2,7	121,8
278	6,0		
279		33,8	153,5

Día de operación	Ortofosfato (mg/l)	Nitrógeno amoniacal (mg/l)	Nitrógeno total (mg/l)
284	10,5		
286		36,4	116,8
291	16,9		
293		40,3	66,7
298	17,5		
300		41,5	53,4
TRH = 8 días			
307	11,9	43,2	57,5
314	14,2	36,0	53,4
321	11,5	29,0	58,4
TRH = 6 días			
328	9,9	1,2	53,4
334		0,3	70,9
335	7,8		
342	4,0		
343		4,1	67,2
349	4,7		
351		43,3	96,2
355	7,2		
356		42,6	88,2
362		48,1	62,6
363	6,4		
369		15,1	66,6
370	7,4		
376		23,8	99,4
377	15,2		
383		30,7	83,2
385	23,2		
391	13,9	27,4	64,8
397		53,8	71,6
398	6,4		

9.9.- FENOL RESIDUAL.

Día de operación	Fenoles (mg/l)
TRH = 15 días	
1	5,00
8	2,75
15	0,94
22	0,93
29	1,54
36	1,09
TRH = 14 días	
49	0,65
56	1,49
62	1,57
69	1,83
76	0,46

Día de operación	Fenoles (mg/l)
83	0,63
92	0,84
98	0,55
105	0,34
112	0,29
119	0,24
126	0,58
134	0,67
140	0,65
147	0,41
155	0,46
162	0,65
TRH = 12 días	
169	0,34
176	0,24
183	0,48
190	0,34
196	0,22
203	0,84
210	0,76
215	0,70
224	0,50
231	0,36
238	0,58
245	0,55
252	0,57
TRH = 10 días	
258	0,66
265	0,72
273	0,76
280	0,19
287	0,39
294	0,32
301	0,36
TRH = 8 días	
309	0,66
316	0,63
323	0,90
TRH = 6 días	
330	0,84
337	1,02
344	0,64
351	0,36
358	0,32
365	0,48
372	3,16
386	1,04
393	0,66
400	1,08

9.10.- SÓLIDOS RESIDUALES.

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
TRH = 15 días		
1	1,19	0,36
4	0,30	
6	0,36	0,15
8	0,16	0,04
11	0,10	
13	0,10	0,04
15	0,11	0,02
18	0,15	0,06
20	0,21	0,07
22	0,27	0,09
25	0,16	0,06
27	0,24	
29	0,28	0,07
32	0,49	0,11
34	0,52	0,09
36	0,57	0,10
TRH = 14 días		
41	3,18	1,00
43	3,46	1,06
46	2,85	1,15
48	2,46	1,30
50	3,00	1,62
54	1,70	1,02
56	2,70	1,56
60	2,04	1,32
62	1,74	1,14
64	2,26	1,32
67	1,24	0,86
69	1,80	0,56
71	0,76	0,66
74	2,40	
76	1,62	
78	2,20	0,54
81	2,02	0,44
83	2,14	0,68
85	2,98	1,22
88	2,22	
90	1,75	0,56
92	1,90	0,60
95	2,10	0,62
97	2,00	0,80
99	1,62	0,44
102	2,14	
104	2,52	
106	2,58	1,06
109	2,46	0,94

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
111	2,34	1,40
113	2,44	1,12
116	1,92	0,74
118	2,66	1,10
120	1,62	0,70
123	1,64	0,78
125	1,60	0,68
127	1,82	0,74
130	1,90	0,70
132	2,18	0,94
134	2,08	0,92
137	1,76	0,48
139	1,86	0,60
141	1,34	0,60
145	1,38	0,52
147	1,46	0,56
148	1,76	0,60
151	1,40	0,62
153	0,78	0,37
155	0,53	0,23
158	1,00	0,31
160	0,99	0,26
162	0,90	0,32
165	0,81	0,25
167	0,77	0,24
TRH = 12 días		
169	1,04	0,24
172	1,40	
174	1,44	0,34
176	1,66	0,40
181	1,32	0,46
183	0,96	0,40
186	1,46	0,46
188	1,38	0,41
190	1,48	0,46
193	2,16	0,72
195	2,36	0,94
197	2,70	
200	2,50	0,62
202	2,68	0,58
204	3,02	1,20
207	2,56	0,52
209	2,66	0,90
211	2,50	0,76
214	2,54	0,68
216	2,44	
218	1,88	0,53
221	2,10	0,92
223	1,64	
225	1,58	0,52

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
228	1,34	0,46
230	1,12	0,26
232	1,30	0,33
235	1,36	0,29
237	1,44	0,33
239	1,31	
242	1,73	0,43
244	1,46	0,38
245	1,51	0,34
249	1,54	0,31
251	1,43	0,33
253	1,66	0,23
TRH = 10 días		
256	1,82	0,44
258	1,57	0,34
260	1,66	0,34
263	2,06	0,74
265	1,92	0,75
270	1,80	0,56
272	2,62	0,92
274	2,50	1,02
278	1,82	0,38
280	2,46	0,90
284	1,96	0,56
286	1,72	0,52
288	2,04	0,48
291	1,82	0,76
293	1,92	0,92
295	1,66	
298	1,20	0,35
300	1,46	0,78
302	1,22	0,66
305	1,56	0,82
TRH = 8 días		
307	1,62	0,82
309	1,22	0,46
312	1,52	0,72
314	1,12	0,44
316	2,18	1,26
319	1,38	
321	1,94	
323	1,04	0,56
326	1,26	0,44
TRH = 6 días		
328	1,42	0,52
330	1,88	0,96
333	1,71	0,69
335	1,18	0,54
337	1,00	0,34
340	0,96	0,48

Día de operación	SST a 105 °C (g/l)	SSF a 550 °C (g/l)
342	0,90	0,26
344	0,92	0,26
347	0,54	0,21
349	0,90	0,22
351	1,19	0,27
354	1,24	0,52
356	1,22	
358	1,44	0,48
361	1,80	0,66
363	1,42	0,38
365	1,34	0,36
368	1,68	0,40
370	1,86	0,34
372	1,45	
375	2,42	0,52
377	2,68	0,54
379	2,40	0,56
382	1,96	0,62
384	1,38	0,62
386	1,70	0,78
389	1,66	0,64
391	2,05	
393	2,10	0,54
396	2,38	0,80
398	2,50	0,74
400	2,82	0,90
403	2,94	0,86

APÉNDICE X.- MODELO DE PREDICCIÓN DE DQO.

9.1.- VALORES PARA ALIMENTACIONES DE 20000 mg/l.

Día de operación	DQO _{in} (mg/l)	Biomasa (g/l)	Temperatura (°C)	TRH i. (d)
TRH = 15 días				
25	20348	3,88	34,7	15,3
27	20348	2,66	34,9	15,2
29	20348	2,51	35,9	15,2
32	20348	4,66	35,4	14,9
34	20348	3,84	35,9	15,0
36	20348	4,35	37,3	15,2
TRH = 14 días				
155	19814	3,86	36,0	14,1
158	19814	4,38	36,1	14,1
160	19814	4,81	34,5	14,5
162	19814	4,80	36,0	14,0
165	19814	4,49	36,2	14,1
167	19814	5,59	35,9	13,6
TRH = 12 días				
242	20090	5,11	35,2	11,9
244	20090	3,69	36,6	11,9
245	20090	4,07	37,1	12,4
249	20090	4,36	36,0	11,9
251	20090	4,28	36,1	12,5
253	20090	4,25	35,8	12,3
TRH = 10 días				
293	20094	3,80	35,0	10,4
295	20094	4,31	35,4	10,1
298	20094	4,57	35,1	10,1
300	20094	4,24	34,5	10,4
302	20094	4,49	35,3	10,0
305	20094	4,63	35,7	9,7
TRH = 8 días				
314	20094	3,87	35,6	8,3
316	20094	3,89	36,2	7,9
319	20094	4,58	35,6	7,9
321	20180	5,07	35,6	8,0
323	20180	3,97	35,8	7,9
326	20180	3,45	36,3	8,3

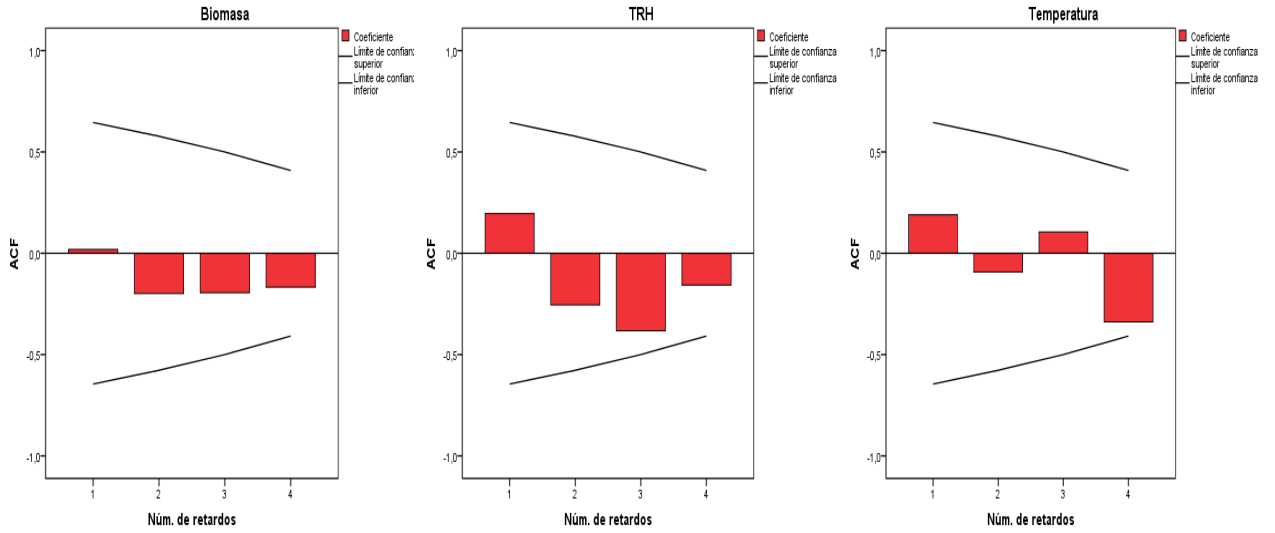
9.2.- VALORES PARA ALIMENTACIONES DE 26000 mg/l.

Día de operación	DQOin (mg/l)	Biomasa (g/l)	Temperatura (°C)	TRH i. (días)
TRH = 15 días				
89	26975	4,05	35,8	15,0
91	26975	4,14	37,6	15,0
93	26975	3,86	36,9	15,1
97	26975	4,39	37,6	16,1
98	26975	4,01	37,4	15,8
100	26975	4,08	37,4	15,4
103	26975	4,41	36,9	15,1
TRH = 14 días				
124	25999	4,06	35,2	14,6
126	25999	4,12	35,7	13,7
128	25999	3,92	36,2	14,1
131	25999	4,13	36,7	14,8
133	25999	3,73	36,6	14,5
135	25999	3,85	37,2	14,0
138	25999	4,03	35,2	14,2
TRH = 12 días				
212	26017	4,36	35,2	12,0
215	26017	4,06	35,2	11,9
217	26017	4,59	35,8	12,1
222	26017	4,85	36,0	12,2
224	26017	4,37	35,3	12,0
226	26017	4,57	35,4	12,2
229	26017	4,39	35,9	12,3
TRH = 10 días				
264	26017	3,46	35,3	10,0
266	26017	4,05	38,0	10,0
268	26017	4,34	35,5	10,1
271	26017	4,77	35,5	10,1
273	26017	4,50	35,5	10,2
275	26017	3,45	36,1	10,0
278	26017	5,27	35,0	9,9
TRH = 8 días				
301	26194	4,72	35,2	8,4
303	26194	3,28	35,9	8,0
306	26194	3,50	35,4	8,2
308	26194	3,67	34,5	8,0
310	26194	3,84	35,2	8,0
313	26194	3,61	35,9	8,0
315	26194	4,58	36,3	8,0
316	26194	3,09	35,3	8,0

9.3.- ANÁLISIS ESTADÍSTICO PARA ALIMENTACIONES DE 20000 mg/l.

- Para TRH = 15 días:

Prueba de independencia



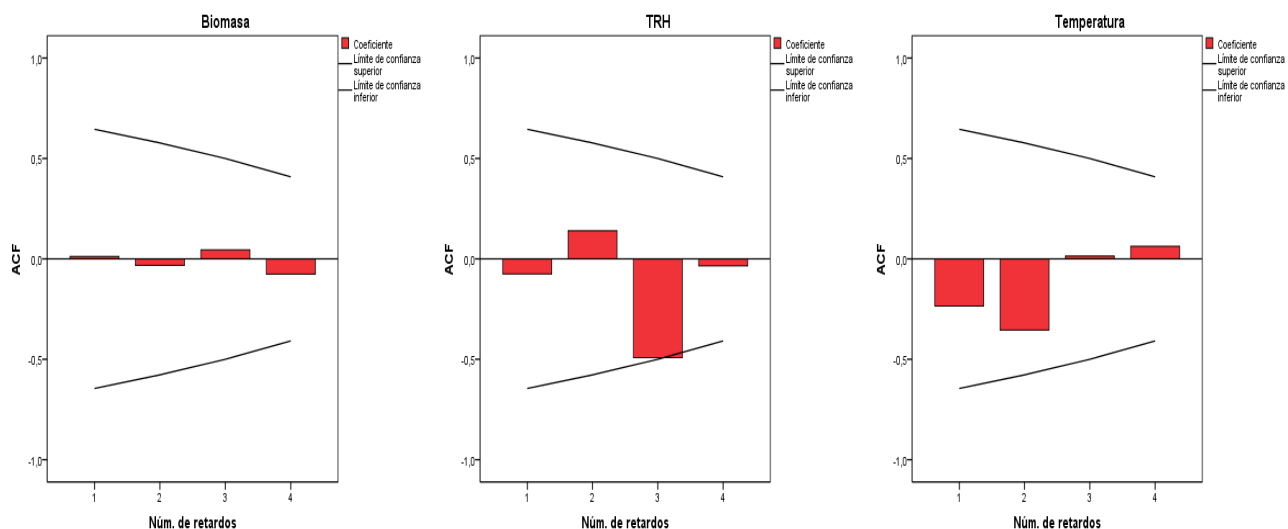
Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		7	7	7
Parámetros normales ^{a,b}	Media	3,9771	14,2714	36,1143
	Desviación típica	,14941	,38173	,77552
Diferencias más extremas	Absoluta	,210	,154	,167
	Positiva	,153	,146	,167
	Negativa	-,210	-,154	-,163
Z de Kolmogorov-Smirnov		,555	,407	,441
Sig. asintót. (bilateral)		,918	,996	,990

a. La distribución de contraste es la Normal.
b. Se han calculado a partir de los datos.

- Para TRH = 14 días:

Prueba de independencia

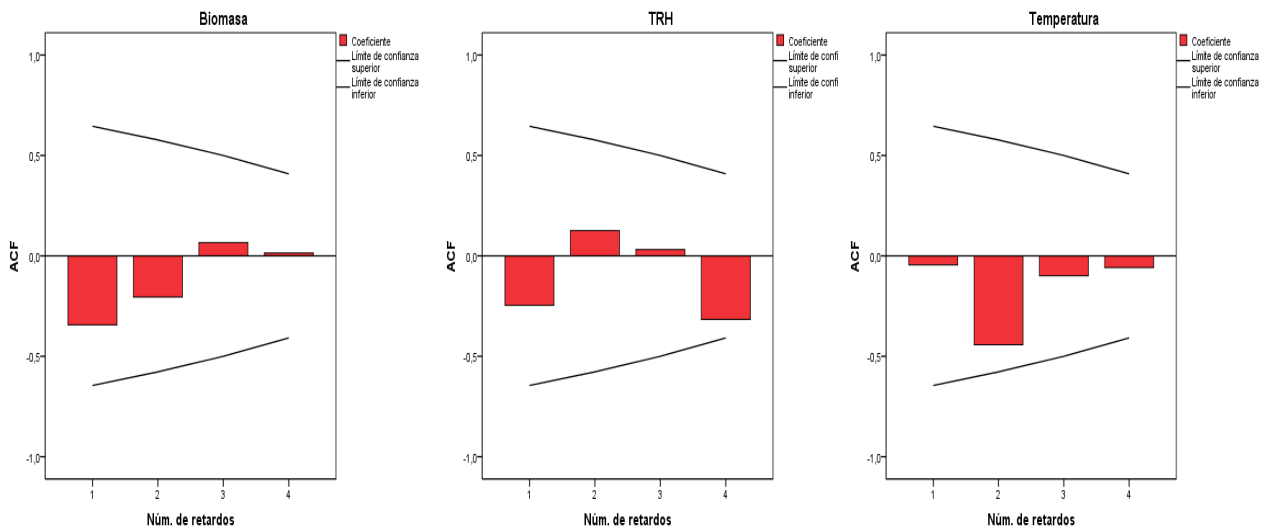


Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		6	6	6
Parámetros normales ^{a,b}	Media	4,6550	14,0667	35,7833
	Desviación típica	,57518	,28752	,63692
Diferencias más extremas	Absoluta	,227	,287	,406
	Positiva	,227	,287	,256
	Negativa	-,150	-,242	-,406
Z de Kolmogorov-Smirnov		,556	,703	,994
Sig. asintót. (bilateral)		,916	,705	,276
a. La distribución de contraste es la Normal. b. Se han calculado a partir de los datos.				

- Para TRH = 12 días:

Prueba de independencia

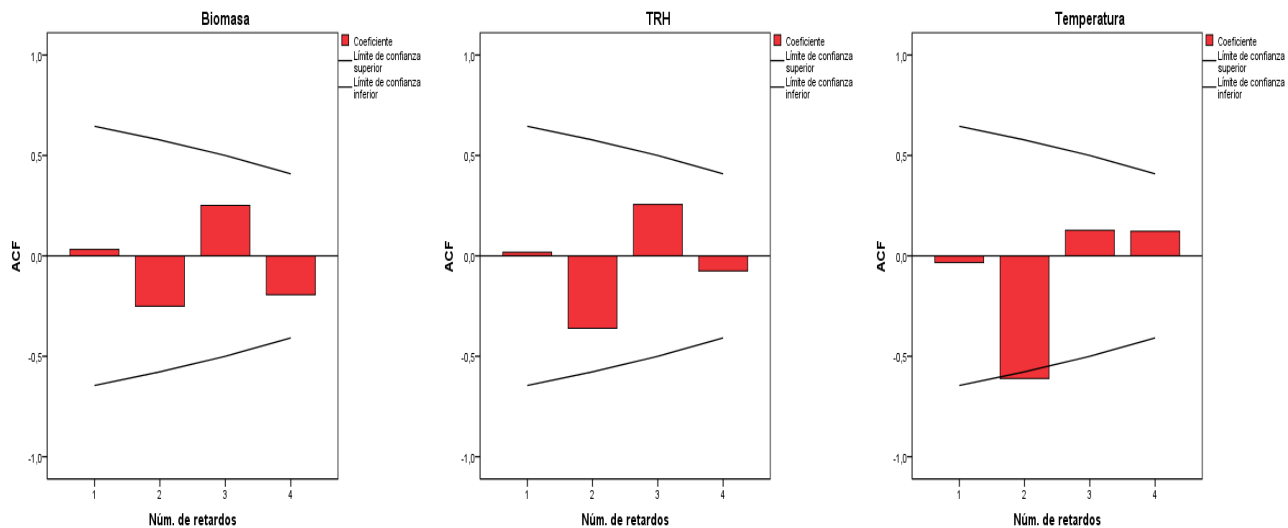


Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		6	6	6
Parámetros normales ^{a,b}	Media	4,2933	12,1500	36,1333
	Desviación típica	,46633	,28107	,65625
Diferencias más extremas	Absoluta	,276	,313	,187
	Positiva	,276	,313	,187
	Negativa	-,149	-,203	-,139
Z de Kolmogorov-Smirnov		,677	,767	,458
Sig. asintót. (bilateral)		,749	,599	,985
a. La distribución de contraste es la Normal. b. Se han calculado a partir de los datos.				

- Para TRH = 10 días:

Prueba de independencia

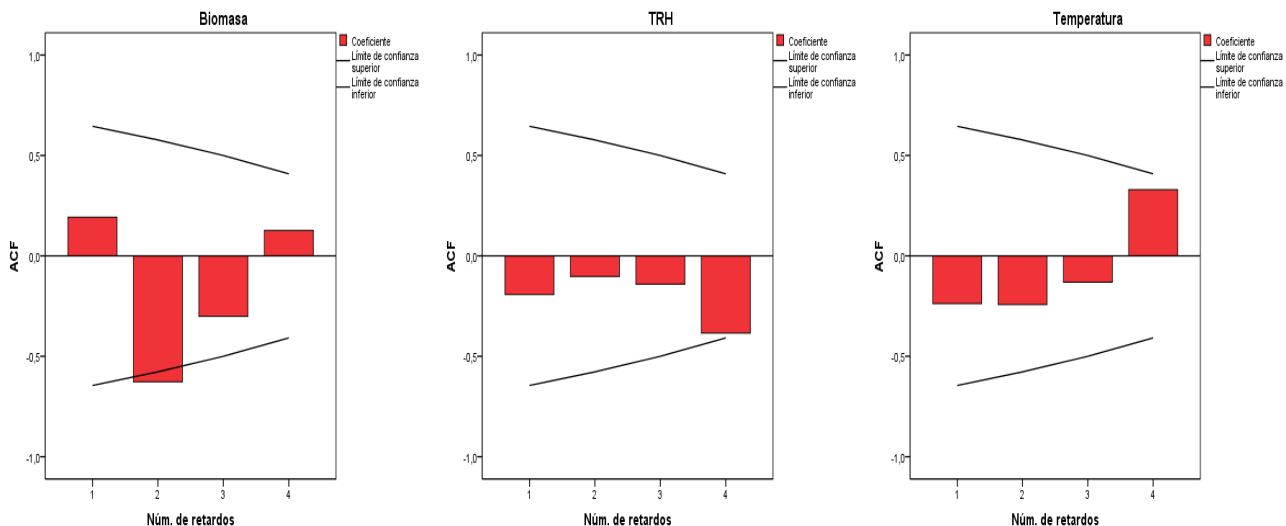


Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		6	6	6
Parámetros normales ^{a,b}	Media	4,3400	10,1167	35,1667
	Desviación típica	,30397	,26394	,40825
Diferencias más extremas	Absoluta	,204	,192	,175
	Positiva	,170	,192	,117
	Negativa	-,204	-,192	-,175
Z de Kolmogorov-Smirnov		,501	,470	,428
Sig. asintót. (bilateral)		,963	,980	,993
a. La distribución de contraste es la Normal. b. Se han calculado a partir de los datos.				

- Para TRH = 8 días:

Prueba de independencia



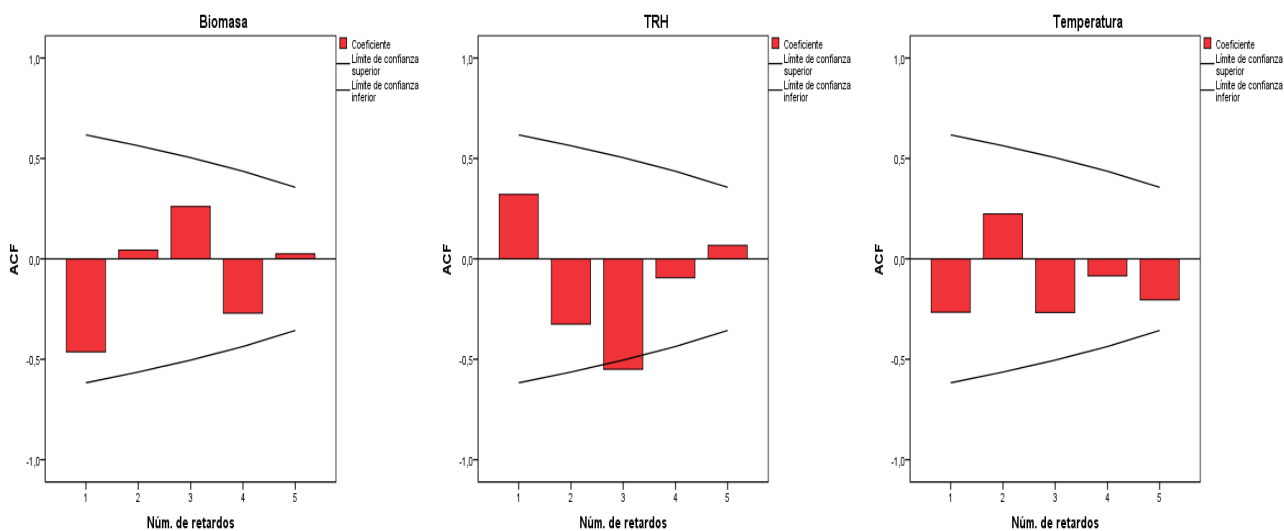
Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		6	6	6
Parámetros normales ^{a,b}	Media	4,1383	8,0500	35,8500
	Desviación típica	,58290	,19748	,32094
Diferencias más extremas	Absoluta	,280	,276	,282
	Positiva	,280	,276	,282
	Negativa	-,156	-,231	-,218
Z de Kolmogorov-Smirnov		,687	,677	,691
Sig. asintót. (bilateral)		,733	,750	,727
a. La distribución de contraste es la Normal. b. Se han calculado a partir de los datos.				

9.4.- ANÁLISIS ESTADÍSTICO PARA ALIMENTACIONES DE 26000 mg/l.

- Para TRH = 15 días:

Prueba de independencia



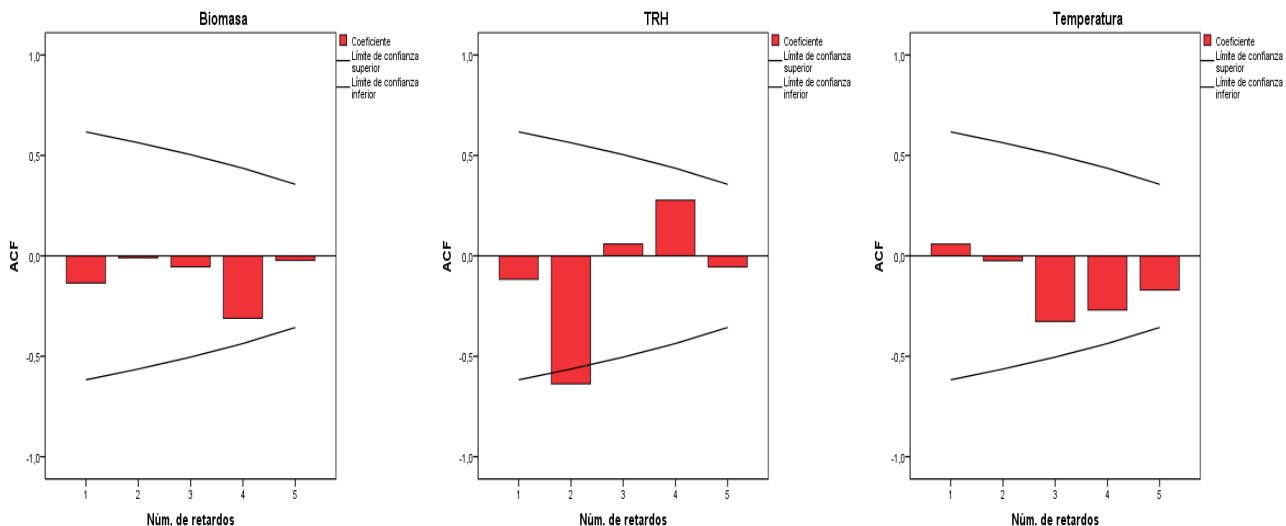
Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		7	7	7
Parámetros normales ^{a,b}	Media	4,1343	15,3571	37,0857
	Desviación típica	,20090	,43534	,63882
Diferencias más extremas	Absoluta	,203	,294	,260
	Positiva	,203	,294	,210
	Negativa	-,184	-,206	-,260
Z de Kolmogorov-Smirnov		,537	,778	,688
Sig. asintót. (bilateral)		,935	,580	,731

a. La distribución de contraste es la Normal.
 b. Se han calculado a partir de los datos.

- Para TRH = 14 días:

Prueba de independencia

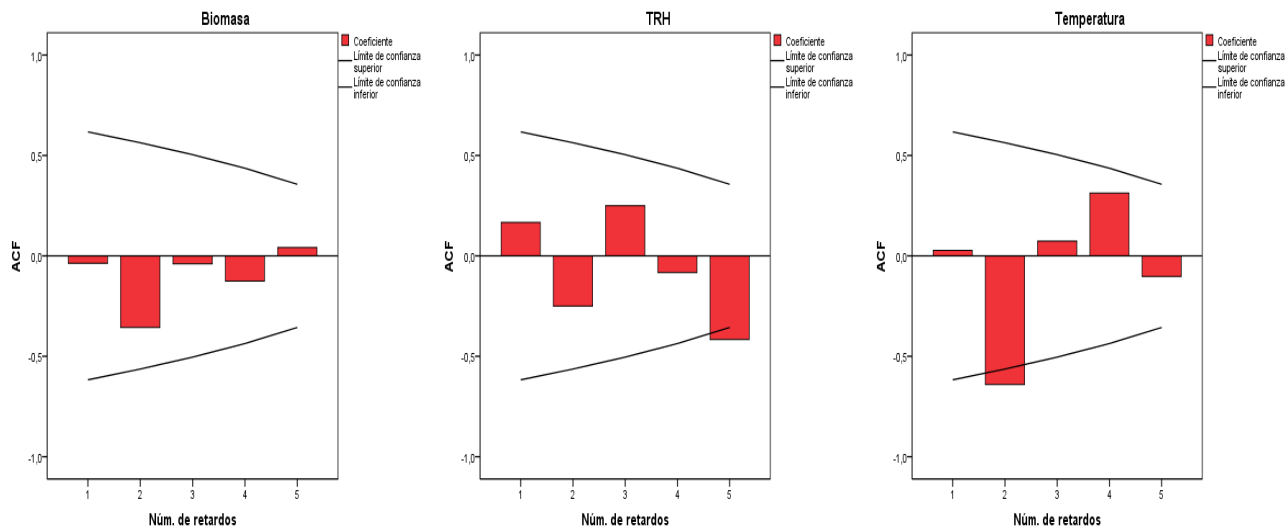


Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		7	7	7
Parámetros normales ^{a,b}	Media	3,9771	14,2714	36,1143
	Desviación típica	,14941	,38173	,77552
Diferencias más extremas	Absoluta	,210	,154	,167
	Positiva	,153	,146	,167
	Negativa	-,210	-,154	-,163
Z de Kolmogorov-Smirnov		,555	,407	,441
Sig. asintót. (bilateral)		,918	,996	,990
a. La distribución de contraste es la Normal.				
b. Se han calculado a partir de los datos.				

- Para TRH = 12 días:

Prueba de independencia

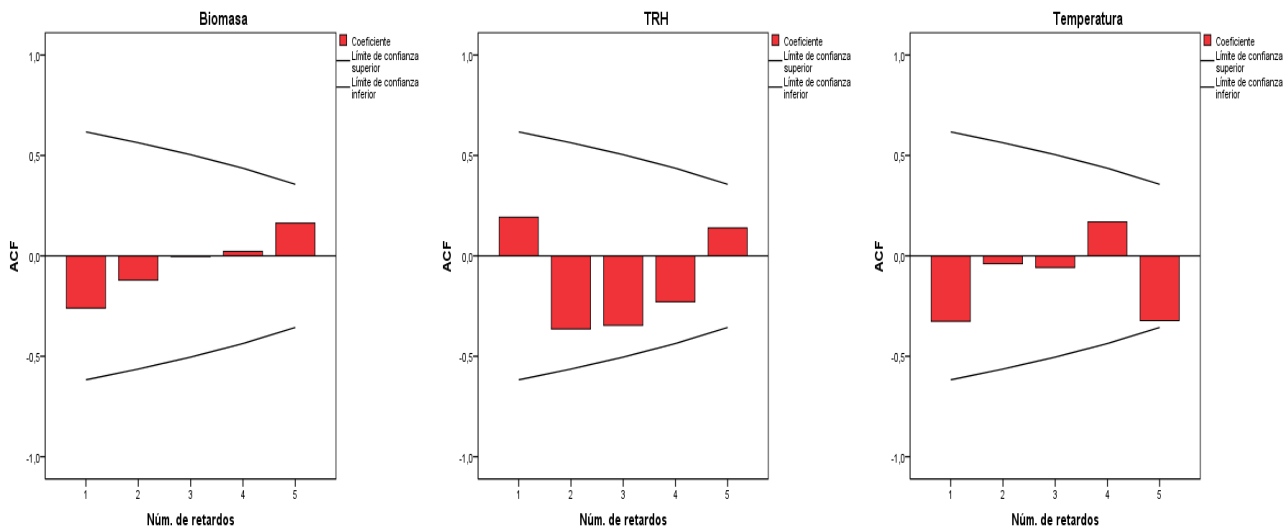


Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		7	7	7
Parámetros normales ^{a,b}	Media	4,4557	12,1000	35,5429
	Desviación típica	,24630	,14142	,34572
Diferencias más extremas	Absoluta	,206	,189	,232
	Positiva	,177	,189	,232
	Negativa	-,206	-,189	-,200
Z de Kolmogorov-Smirnov		,545	,500	,613
Sig. asintót. (bilateral)		,928	,964	,847
a. La distribución de contraste es la Normal. b. Se han calculado a partir de los datos.				

- Para TRH = 10 días:

Prueba de independencia

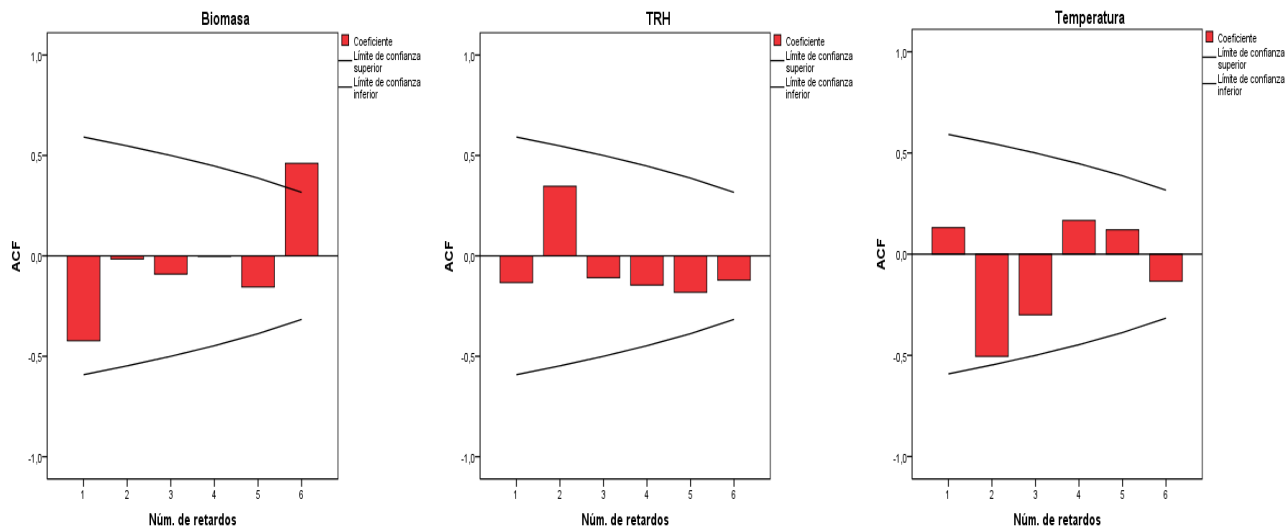


Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		7	7	7
Parámetros normales ^{a,b}	Media	4,2629	10,0429	35,8429
	Desviación típica	,66887	,09759	1,00641
Diferencias más extremas	Absoluta	,171	,241	,348
	Positiva	,171	,241	,348
	Negativa	-,117	-,187	-,201
Z de Kolmogorov-Smirnov		,452	,638	,920
Sig. asintót. (bilateral)		,987	,810	,366
a. La distribución de contraste es la Normal. b. Se han calculado a partir de los datos.				

- Para TRH = 8 días:

Prueba de independencia



Prueba de normalidad

Prueba de Kolmogorov-Smirnov para una muestra				
		Biomasa	TRH	Temperatura
N		8	8	8
Parámetros normales ^{a,b}	Media	3,7862	8,0750	35,4625
	Desviación típica	,58216	,14880	,55790
Diferencias más extremas	Absoluta	,213	,443	,194
	Positiva	,213	,443	,170
	Negativa	-,164	-,307	-,194
Z de Kolmogorov-Smirnov		,603	1,253	,549
Sig. asintót. (bilateral)		,860	,087	,924
a. La distribución de contraste es la Normal. b. Se han calculado a partir de los datos.				

APÉNDICE XI.- ÍNDICE DE FIGURAS.

Figura 1.1. Principales productos petrolíferos, intervalos de temperatura de ebullición y de números de átomos de carbono (Wauquier, 2004).	4
Figura 1.2. Esquema de procesos de separación del crudo (Wauquier, 2004).	6
Figura 1.3. Procesos de transformación.	7
Figura 1.4. Rutas para la síntesis de plásticos.	9
Figura 1.5. Demanda por polímero (fuente: Grupo de Estudios de Mercado de PlasticsEurope, 2010).	10
Figura 1.6. Demanda por aplicación (fuente: Grupo de Estudios de Mercado de PlasticsEurope, 2010).	11
Figura 2.1. Diagrama simplificado para la oxidación húmeda.	21
Figura 2.2. Modelo esquemático de la estructura porosa del carbón activo.	23
Figura 2.3. Estructura esquemática de un carbón activo (Bandosz, 2002).	24
Figura 2.4. Grupos funcionales en la superficie del carbón activo (Bandosz, 2002).	25
Figura 2.5. Grupos superficiales oxigenados que pueden comportarse como ácidos en medio básico (León y León y Radovic, 1994).	26
Figura 2.6. Grupos superficiales oxigenados que pueden comportarse como básicos en medio ácido (Garten y Weiss, 1957; Suárez <i>et al.</i> , 1999).	26
Figura 2.7. Fotografías realizadas al microscopio electrónico de barrido de carbón activo en polvo comercial.	28
Figura 2.8. Mecanismo de adsorción física (Cheremisinoff y Morresi, 1978).	29
Figura 2.9. Visión general del metabolismo (Mathews <i>et al.</i> , 2002).	32
Figura 2.10. Diagrama de una planta de fangos activos.	35
Fig. 2.11. Curva de crecimiento microbiano.	36
Fig. 2.12. Reactor de mezcla completa.	37
Fig. 2.13. Reactores de flujo pistón.	38
Fig. 2.14. Proceso de lodos activos con reactores de mezcla completa y con flujo pistón.	39
Fig. 2.15. Evolución de la concentración de sustrato en los reactores de mezcla completa y de flujo pistón.	40
Figura 2.16. Curvas de crecimiento tipo para organismos filamentosos y no filamentosos.	43
Figura 2.17. Reactor de mezcla completa.	58
Figura 3.1. Esquema de la estación depuradora de aguas residuales.	72
Figura 4.1. Esquemas de las paredes celulares de las especies Gram positivas y Gram negativas (Curtis y Barnes, 2000).	80
Figura 4.2. Pasos del análisis de las fracciones de fosfato (A.P.H.A., 1992).	97
Figura 4.3. Interrelación entre los sólidos presentes en el agua residual (Metcalf y Eddy, 2000).	117
Figura 4.4. Tabla ANOVA de un factor.	124
Figura 4.5. Representación gráfica de coeficientes de autocorrelación.	126
Figura 4.6. Tabla del contraste de Kolmogorov-Smirnov.	127
Figura 4.7. Tabla de la prueba de Levene.	128
Figura 4.8. Tabla del test de Bonferroni.	129
Figura 5.1. Instalación del proceso PACT.	135
Figura 5.2. Evolución DQO del efluente.	140
Figura 5.3. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	140
Figura 5.4. Evolución de la temperatura.	142
Figura 5.5. Evolución del potencial redox.	142
Figura 5.6. Evolución del pH.	143

Figura 5.7. Evolución del oxígeno disuelto.	143
Figura 5.8. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	144
Figura 5.9. Evolución de la concentración de carbón.	145
Figura 5.10. Evolución de la concentración de biomasa.	145
Figura 5.11. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	146
Figura 5.12. Evolución de la relación F / M.	146
Figura 5.13. X 1000	148
Figura 5.14. X 1000	148
Figura 5.15. X 1000	148
Figura 5.16. X 1000	148
Figura 5.17. Evolución DQO del efluente.	150
Figura 5.17 ampliada. Evolución DQO del efluente a partir del día 20 de operación.	150
Figura 5.18. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	152
Figura 5.19. Mecanismos propuestos de desfloculación de fangos activos (Morgan-Sagastume y Allen, 2005).	153
Figura 5.20. Evolución de la temperatura.	155
Figura 5.21. Evolución del potencial redox.	156
Figura 5.22. Evolución del pH.	157
Figura 5.23. Evolución del oxígeno disuelto.	157
Figura 5.24. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	158
Figura 5.25. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	159
Figura 5.26. Evolución de la concentración de carbón.	160
Figura 5.27. Evolución de la concentración de biomasa.	160
Figura 5.28. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	161
Figura 5.29. Evolución de la relación F / M.	162
Figura 5.30. Evolución del tiempo de retención celular.	164
Figura 5.31. Evolución del fósforo residual.	165
Figura 5.32. Evolución del nitrógeno residual.	165
Figura 5.33. Evolución del fenol residual.	166
Figura 5.34. Evolución de los sólidos residuales.	168
Figura 5.35. Evolución pH efluente y reactor.	168
Figura 5.36. X 400	172
Figura 5.37. X 400	172
Figura 5.38. X 1000	172
Figura 5.39. X 400	172
Figura 5.40. X 1000	172
Figura 5.41. X 1000	172
Figura 5.42. X 1000	173
Figura 5.43. X 1000	173
Figura 5.44. X 400	173
Figura 5.45. X 400	173
Figura 5.46. X 1000	173
Figura 5.47. X 1000	173
Figura 5.48. X 1000	174
Figura 5.49. X 1000	174
Figura 5.50. X 400	174
Figura 5.51. X 400	174
Figura 5.52. X 1000	174
Figura 5.53. X 1000	174
Figura 5.54. Evolución DQO del efluente.	177

Figura 5.55. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	178
Figura 5.56. Evolución de la temperatura.	179
Figura 5.57. Evolución del potencial redox.	179
Figura 5.58. Evolución del pH.	180
Figura 5.59. Evolución del oxígeno disuelto.	180
Figura 5.60. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	181
Figura 5.61. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	181
Figura 5.62. Evolución de la concentración de carbón.	182
Figura 5.63. Evolución de la concentración de biomasa.	182
Figura 5.64. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	183
Figura 5.65. Evolución de la relación F / M.	184
Figura 5.66. Evolución del tiempo de retención celular.	185
Figura 5.67. Evolución del fósforo residual.	186
Figura 5.68. Evolución del nitrógeno residual.	187
Figura 5.69. Evolución del fenol residual.	188
Figura 5.70. Evolución de los sólidos residuales.	188
Figura 5.71. Evolución del cianuro libre residual.	189
Figura 5.72. X 400	192
Figura 5.73. X 400	192
Figura 5.74. X 1000	192
Figura 5.75. X 1000	192
Figura 5.76. X 400	192
Figura 5.77. X 400	192
Figura 5.78. X 1000	193
Figura 5.79. X 1000	193
Figura 5.80. X 1000	193
Figura 5.81. X 1000	193
Figura 5.82. X 400	193
Figura 5.83. X 1000	193
Figura 5.84. X 400	194
Figura 5.85. X 1000	193
Figura 5.86. X 1000	193
Figura 5.87. X 1000	193
Figura 5.88. X 400	193
Figura 5.89. X 400	193
Figura 5.90. X 1000	194
Figura 5.91. X 1000	194
Figura 5.92. Evolución DQO del efluente.	196
Figura 5.93. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	197
Figura 5.94. Evolución de la temperatura.	198
Figura 5.95. Evolución del potencial redox.	198
Figura 5.96. Evolución del pH.	199
Figura 5.97. Evolución del oxígeno disuelto.	199
Figura 5.98. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	200
Figura 5.99. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	200
Figura 5.100. Evolución de la concentración de carbón.	201
Figura 5.101. Evolución de la concentración de biomasa.	201
Figura 5.102. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	202
Figura 5.103. Evolución de la relación F / M.	203
Figura 5.104. Evolución del tiempo de retención celular.	203

Figura 5.105. Evolución del fósforo residual.	204
Figura 5.106. Evolución del nitrógeno residual.	205
Figura 5.107. Evolución del nitrato residual.	205
Figura 5.108. Evolución del fenol residual.	208
Figura 5.109. Evolución de los sólidos residuales.	209
Figura 5.110. 250 mg/l NH_4^+	211
Figura 5.111. 250 mg/l NH_4^+	211
Figura 5.112. 250 mg/l NH_4^+	211
Figura 5.113. 250 mg/l NH_4^+	211
Figura 5.114. 300 mg/l NH_4^+	211
Figura 5.115. 300 mg/l NH_4^+	211
Figura 5.116. 300 mg/l NH_4^+	212
Figura 5.117. 300 mg/l NH_4^+	212
Figura 5.118. 300 mg/l NH_4^+	212
Figura 5.119. 300 mg/l NH_4^+	212
Figura 5.120. Evolución DQO del efluente.	214
Figura 5.121. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	215
Figura 5.122. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto con el proceso PACT estabilizado en cada una de las concentraciones de biomasa ensayadas.	216
Figura 5.123. Evolución de la temperatura.	216
Figura 5.124. Evolución del potencial redox.	217
Figura 5.125. Evolución del pH.	217
Figura 5.126. Evolución del oxígeno disuelto.	218
Figura 5.127. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	218
Figura 5.128. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	219
Figura 5.129. Evolución de la concentración de carbón.	219
Figura 5.130. Evolución de la concentración de biomasa.	220
Figura 5.131. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	220
Figura 5.132. Evolución de la relación F / M.	221
Figura 5.133. Evolución de la relación F / M con la biomasa.	222
Figura 5.134. Evolución del tiempo de retención celular.	223
Figura 5.135. Evolución del tiempo de retención celular con la biomasa.	224
Figura 5.136. Evolución del fósforo residual.	224
Figura 5.137. Evolución del nitrógeno residual.	225
Figura 5.138. Evolución del fenol residual.	226
Figura 5.139. Evolución de los sólidos residuales.	226
Figura 5.140. (X 100): Biomasa = 7,5 g/l	228
Figura 5.141. (X 1000): Biomasa = 3,5 g/l	228
Figura 5.142. (X 400): Biomasa = 8,5 g/l	228
Figura 5.143. (X 400): Biomasa = 6,5 g/l	228
Figura 5.144. (X 100): Biomasa = 6,5 g/l	228
Figura 5.145. (X 200): Biomasa = 5,5 g/l	228
Figura 5.146. Evolución DQO del efluente.	229
Figura 5.147. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	230
Figura 5.148. Evolución de la temperatura.	231
Figura 5.149. Evolución del potencial redox.	231
Figura 5.150. Evolución del pH.	232
Figura 5.151. Evolución del oxígeno disuelto.	232
Figura 5.152. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	233
Figura 5.153. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	233

Figura 5.154. Evolución de la concentración de carbón.	234
Figura 5.155. Evolución de la concentración de biomasa.	235
Figura 5.156. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	235
Figura 5.157. Evolución de la relación F / M.	236
Figura 5.158. Evolución del tiempo de retención celular.	237
Figura 5.159. Evolución del fósforo residual.	238
Figura 5.160. Evolución del nitrógeno residual.	238
Figura 5.161. Evolución del fenol residual.	240
Figura 5.162. Evolución de los sólidos residuales.	241
Figura 5.163. (X 100): PAC /Biomasa = 1,4-1,5	244
Figura 5.164. (X 100): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	244
Figura 5.165. (X 100): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	244
Figura 5.166. (X 200): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	244
Figura 5.167. (X 5000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	244
Figura 5.168. (X 5000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	244
Figura 5.169. (X 400): PAC /Biomasa = 0,8-1,0	245
Figura 5.170. (X 1000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	245
Figura 5.171. (X 500): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	245
Figura 5.172. (X 500): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	245
Figura 5.173. (X 1000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	245
Figura 5.174. (X 5000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	245
Figura 5.175. (X 100): PAC /Biomasa = 1,4-1,5	246
Figura 5.176. (X 100): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	246
Figura 5.177. (X 1000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	246
Figura 5.178. (X 1000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	246
Figura 5.179. (X 5000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	246
Figura 5.180. (X 5000): PAC /Biomasa = 0,4-0,5	246
Figura 5.181. Evolución DQO del efluente.	248
Figura 5.182. Evolución DQO del sistema.	248
Figura 5.183. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	249
Figura 5.184. Evolución de la temperatura.	250
Figura 5.185. Evolución del potencial redox.	250
Figura 5.186. Evolución del pH.	251
Figura 5.187. Evolución del oxígeno disuelto.	251
Figura 5.188. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	252
Figura 5.189. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	253
Figura 5.190. Evolución de la concentración de carbón.	253
Figura 5.191. Evolución de la concentración de biomasa.	254
Figura 5.192. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	255
Figura 5.193. Evolución de la relación F / M.	255
Figura 5.194. Evolución del tiempo de retención celular.	257
Figura 5.195. Evolución del fósforo residual.	258
Figura 5.196. Evolución del nitrógeno residual.	258
Figura 5.197. Evolución del fenol residual.	259
Figura 5.198. Evolución de los sólidos residuales.	260
Figura 5.199. (X 100): TRC = 35 días	262
Figura 5.200. (X 100): TRC = 15 días	262
Figura 5.201. (X 400): TRC = 28 días	262
Figura 5.202. (X 1000): TRC = 28 días	262
Figura 5.203. (X 400): TRC = 23 días	262

Figura 5.204. (X 1000): TRC = 15 días	262
Figura 5.205. (X 100): TRC = 23 días	263
Figura 5.206. (X 400): TRC = 15 días	263
Figura 5.207. (X 1000): TRC = 23 días	263
Figura 5.208. (X 400): TRC = 15 días	263
Figura 5.209. Evolución DQO del efluente.	264
Figura 5.210. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	265
Figura 5.211. Rendimiento planta piloto.	267
Figura 5.212. Evolución de la temperatura.	268
Figura 5.213. Evolución del potencial redox.	268
Figura 5.214. Evolución del pH.	269
Figura 5.215. Evolución del oxígeno disuelto.	270
Figura 5.216. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	271
Figura 5.217. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	271
Figura 5.218. Evolución de la concentración de carbón.	272
Figura 5.219. Evolución de la concentración de biomasa.	273
Figura 5.220. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	273
Figura 5.221. Evolución de la relación F / M.	274
Figura 5.222. Evolución del tiempo de retención celular.	275
Figura 5.223. Evolución del fósforo residual.	276
Figura 5.224. Evolución del nitrógeno residual.	276
Figura 5.225. Evolución del fenol residual.	277
Figura 5.226. Evolución de los sólidos residuales.	278
Figura 5.227. (X 200): TRH = 15 días	281
Figura 5.228. (X 200): TRH = 14 días	281
Figura 5.229. (X 400): TRH = 12 días	281
Figura 5.230. (X 400): TRH = 10 días	281
Figura 5.231. (X 400): TRH = 8 días	281
Figura 5.232. (X 100): TRH = 6 días	281
Figura 5.233. (X 400): TRH = 8 días	282
Figura 5.234. (X 1000): TRH = 6 días	282
Figura 5.235. (X 400): TRH = 15 días	282
Figura 5.236. (X 1000): TRH = 12 días	282
Figura 5.237. (X 1000): TRH = 12 días	282
Figura 5.238. (X 1000): TRH = 10 días	282
Figura 5.239. Evolución DQO del efluente.	283
Figura 5.240. Evolución de la carga del sistema.	285
Figura 5.241. Rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	285
Figura 5.242. Evolución de la temperatura.	286
Figura 5.243. Evolución del potencial redox.	287
Figura 5.244. Evolución del pH.	287
Figura 5.245. Relación entre consumo de ácido sulfúrico y el tiempo de residencia en la planta real.	288
Figura 5.246. Evolución del oxígeno disuelto.	289
Figura 5.247. Evolución del tiempo de residencia hidráulico influente.	289
Figura 5.248. Evolución del tiempo de residencia hidráulico efluente.	290
Figura 5.249. Evolución de la concentración de carbón.	290
Figura 5.250. Evolución de la concentración de biomasa.	291
Figura 5.251. Evolución de la relación PAC / Biomasa.	291
Figura 5.252. Evolución de la relación F / M.	292

Figura 5.253. Evolución del tiempo de retención celular.	293
Figura 5.254. Evolución del fósforo residual.	294
Figura 5.255. Evolución del nitrógeno residual.	295
Figura 5.256. Evolución del fenol residual.	296
Figura 5.257. Evolución de los sólidos residuales.	297
Figura 5.258. (X 400): TRH = 15 días	298
Figura 5.259. (X 100): TRH = 14 días	298
Figura 5.260. (X 400): TRH = 12 días	298
Figura 5.261. (X 100): TRH = 10 días	298
Figura 5.262. (X 100): TRH = 8 días	298
Figura 5.263. (X 100): TRH = 6 días	298
Figura 5.264. (X 400): TRH = 15 días	299
Figura 5.265. (X 200): TRH = 14 días	299
Figura 5.266. (X 100): TRH = 10 días	299
Figura 5.267. (X 100): TRH = 6 días	299
Figura 5.268. (X 100): TRH = 8 días	299
Figura 5.269. (X 100): TRH = 6 días	299
Figura 5.270. Evolución del rendimiento de eliminación de DQO en planta piloto.	300
Figura 5.271. Evolución de la relación F / M.	301
Figura 5.272. Evolución del tiempo de retención celular.	301
Figura 5.273. Reactor CSTR.	302
Figura 5.274. Composición de la materia orgánica carbonosa.	306
Figura 5.275. Soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 20000 mg/l.	309
Figura 5.276. Soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 26000 mg/l.	310
Figura 5.277. Intervalos de confianza en las soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 20000 mg/l.	314
Figura 5.278. Intervalos de confianza en las soluciones del modelo dinámico para alimentaciones de 26000 mg/l.	315
Figura 5.279. Evolución de la velocidad de crecimiento específico con el tiempo de residencia hidráulico.	322

APÉNDICE XII.- ÍNDICE DE TABLAS.

Tabla 2.1. Sistemas de tratamiento utilizados para la eliminación de los contaminantes contenidos en el agua residual.	17
Tabla 2.2. Potencial de reducción standart de algunos oxidantes en medio ácido (Hunsberger, 1977).	20
Tabla 2.3. Propiedades físicas de compuestos fenólicos (Vidic <i>et al.</i> , 1993; Moreno-Castilla <i>et al.</i> , 1995).	31
Tabla 2.4. Clasificación de los organismos según su fuente de carbono y energía (Stanier <i>et al.</i> , 1986).	33
Tabla 2.5. Procesos y modelos de flujo utilizados en los sistemas de fangos activos.	38
Tabla 2.6. Ventajas e inconvenientes del flujo pistón y el flujo de mezcla completa (adaptada parcialmente de Ronzano y Dapena, 2002).	41
Tabla 2.7. Factores fisicoquímicos y microbiológicos que afectan a la estabilidad del flóculo (Liss, 2002).	42
Tabla 2.8. Modelos cinéticos.	55
Tabla 2.9. Modelos dinámicos (adaptada parcialmente de Gernaey <i>et al.</i> , 2004).	57
Tabla 2.10. Procesos cinéticos y estequiometría para oxidación de carbón, nitrificación y desnitrificación (Henze <i>et al.</i> , 1987).	61
Tabla 2.11. Velocidad de los procesos cinéticos (Henze <i>et al.</i> , 1987).	62
Tabla 2.12. Valores estándar para los parámetros del modelo ASM1 (Henze <i>et al.</i> , 1987; Smets <i>et al.</i> , 2003).	68
Tabla 5.1. Características del agua residual a tratar y concentraciones límites para el vertido de efluentes industriales.	134
Tabla 5.2. Esquema de muestreo.	138
Tabla 5.3. DQO total y soluble del efluente.	151
Tabla 5.4. DQO total y soluble en el proceso PACT a diferentes temperaturas.	153
Tabla 5.5. Valores de operación de la planta piloto y de la planta industrial.	175
Tabla 5.6. Alimentaciones evaluadas.	176
Tabla 5.7. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.	183
Tabla 5.8. Valores medios de la relación F / M.	184
Tabla 5.9. Valores medios de caudales de purga.	185
Tabla 5.10. Eliminación cianuros libres.	190
Tabla 5.11. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.	202
Tabla 5.12. Concentraciones de biomasa evaluadas.	213
Tabla 5.13. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro.	214
Tabla 5.14. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.	221
Tabla 5.15. Relación F / M.	222
Tabla 5.16. Valores medios del tiempo de retención celular.	223
Tabla 5.17. Intervalos de la relación PAC/Biomasa estudiados.	229
Tabla 5.18. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro.	230
Tabla 5.19. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.	235
Tabla 5.20. Relación F / M.	236
Tabla 5.21. Relación DBO ₅ / NKT.	237
Tabla 5.22. Tiempos de residencia celular evaluados.	247
Tabla 5.23. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro.	249
Tabla 5.24. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.	254
Tabla 5.25. Relación F / M.	256
Tabla 5.26. Caudal de purga.	256
Tabla 5.27. Valores medios del tiempo de retención celular.	257

Tabla 5.28. Tiempos de residencia hidráulicos evaluados.	264
Tabla 5.29. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro.	266
Tabla 5.30. Valores de carga influente y equivalente para una alimentación con una DQO de 25900 mg/l.	267
Tabla 5.31. Dosis diaria de ácido sulfúrico.	269
Tabla 5.32. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.	272
Tabla 5.33. Relación F / M.	274
Tabla 5.34. Valores medios del tiempo de retención celular.	275
Tabla 5.35. Rendimiento de eliminación de fenol residual.	275
Tabla 5.36. Tiempos de residencia hidráulicos evaluados.	283
Tabla 5.37. Datos de DQO correspondientes a la estabilización del parámetro.	286
Tabla 5.38. Dosis diaria de ácido sulfúrico.	288
Tabla 5.39. Valores medios de PAC, biomasa y relación PAC/Biomasa.	292
Tabla 5.40. Relación F / M.	293
Tabla 5.41. Valores medios del tiempo de retención celular.	294
Tabla 5.42. Rendimiento de eliminación de fenol residual.	296
Tabla 5.43. Errores relativos y error promedio para una alimentación de 20000 mg/l.	311
Tabla 5.44. Errores relativos y error promedio para una alimentación de 26000 mg/l.	312
Tabla 5.45. Parámetros estadísticos para una alimentación de 20000 mg/l.	316
Tabla 5.46. Parámetros estadísticos para una alimentación de 26000 mg/l.	317
Tabla 5.47. Matriz de sobreestimación-infraestimación para una alimentación de 20000 mg/l.	318
Tabla 5.48. Matriz de sobreestimación-infraestimación para una alimentación de 26000 mg/l.	319
Tabla 5.49. Parámetros cinéticos para una alimentación de 20000 mg/l.	321
Tabla 5.50. Parámetros cinéticos para una alimentación de 26000 mg/l.	321