



**UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA  
FACULTAD DE INGENIERIA**

**Tesis para optar al título de  
Magister en Ingeniería Ambiental**

**SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE  
REMOCIÓN DE NITRÓGENO Y FÓSFORO,  
DE EFLUENTES DE INDUSTRIAS DE  
LA CUENCA DEL RÍO SANTA LUCÍA**

**Autor: MARÍA JOSÉ DEL CAMPO  
Director de tesis: Dra. Ing. ELENA CASTELLÓ**

Montevideo, Uruguay  
2018

## PÁGINA DE APROBACIÓN

El tribunal docente integrado por los abajo firmantes aprueba la Tesis de Investigación

**Título:**

Sistemas de tratamiento de remoción de nitrógeno y fósforo, en efluentes de industrias de la Cuenca del Río Santa Lucía

**Autor:** María José del Campo Vega

**Tutor:** Dra. Ing. Elena Castelló

**Carrera:** Magister en Ingeniería Ambiental

**Puntaje:**

**Tribunal:**

Dra.Liliana Borzacconi.....

Dra. Elizabeth González.....

Dra. Soledad Gutiérrez.....

## TABLA DE CONTENIDOS

PÁGINA DE APROBACIÓN .....	ii
TABLA DE CONTENIDOS.....	iii
RESUMEN.....	ix
CAPÍTULO 1 – Introducción y Objetivos.....	1
1.1    Introducción .....	1
1.2    Objetivos.....	7
CAPÍTULO 2 – Fundamento teórico .....	10
2.1    Nutrientes .....	10
2.1.1    Especies de nitrógeno .....	10
2.1.2    Especies de fósforo .....	12
2.2    Remoción biológica de nitrógeno.....	13
2.2.1    Proceso de nitrificación aeróbica .....	13
2.2.2    Desnitrificación anóxica .....	22
2.3    Remoción de fósforo.....	27
2.3.1    Remoción biológica de fósforo.....	27
2.3.2    Remoción físicoquímica de fósforo.....	32
2.4    Descripción del proceso de lodos activados .....	35
2.5    Configuraciones de los sistemas de lodos activados.....	38
2.6    Sistemas de remoción biológica de nitrógeno .....	39
2.6.1    SLA con desnitrificación de cabeza (MLE) .....	39
2.6.2    SLA con reactor en cascada (step-feed) .....	41
2.6.3    SLA con reactor de N/D simultánea.....	43
2.7    Sistemas de remoción biológica de fósforo .....	45

2.8	Sistemas conjuntos de remoción biológica de fósforo y nitrógeno.....	47
2.8.1	Sistema A2/O y UCT .....	47
2.9	Sistemas con selector.....	49
2.9.1	SLA con selector aeróbico, anóxico o anaeróbico .....	50
2.10	Nuevos sistemas y tendencias para remoción de nitrógeno.....	52
2.11	Descripción de los parámetros de diseño y operación .....	58
2.11.1	Caracterización del líquido a tratar .....	59
2.11.2	Caudal de influente.....	61
2.11.3	Concentración y carga de contaminantes .....	61
2.11.4	Determinación de sustrato carbonáceo .....	62
2.11.5	Cargas procedentes de procesos de digestión de barros ..	64
2.11.6	Alcalinidad .....	65
2.11.7	Limitaciones de nutrientes .....	65
2.11.8	Requerimientos del efluente de salida.....	66
2.12	Parámetros y variables para el diseño del reactor biológico.....	67
2.12.1	Temperatura.....	67
2.12.2	Carga de lodos de DBO <sub>5</sub> .....	67
2.12.3	Concentración de sólidos en el reactor .....	68
2.12.4	Tiempo de retención de sólidos – Edad de lodos.....	71
2.12.5	Producción de sólidos ( <b>SPd</b> ) .....	74
2.12.6	Producción específica de lodos o Sobreproducción de lodos.....	76
2.12.7	Relación entre el SRT, la producción específica y la carga de lodos .....	79
2.12.8	Cantidad de amonio a nitrificar.....	79

2.12.9	Cantidad de nitrato a desnitrificar.....	80
2.12.10	Capacidad de desnitrificación .....	82
2.12.11	Relación de volúmenes anóxico/aireado.....	83
2.12.12	Relación de recirculación de lodos y recirculación interna ..	84
2.12.13	Requerimientos de oxígeno .....	86
2.13	Parámetros y variables para el diseño de la remoción de fósforo .....	88
2.13.1	TRH del reactor anaerobio para remoción biológica de fósforo .....	88
2.13.2	Determinación del fosfato a ser precipitado.....	88
2.13.3	Determinación de la producción de lodos debido a remoción de fósforo.....	90
2.14	Parámetros y variables para el diseño del sedimentador secundario .....	91
2.14.1	Índice de Sedimentabilidad de Lodos .....	92
2.14.2	Tiempo de espesado .....	94
2.14.3	Relación de recirculación de lodos y concentración de sólidos en el influente del sedimentador secundario .....	95
2.14.4	Concentración de sólidos suspendidos en zona de espesado .....	96
2.14.5	Carga hidráulica.....	96
2.14.6	Área superficial del sedimentador.....	98
2.14.7	Profundidad del sedimentador .....	98
2.15	Aspectos de operación: lodos filamentosos y espumas.....	100
2.16	Usos y tendencias de los sistemas de tratamiento para remoción de nutrientes de los sectores industriales en estudio.....	102
2.16.1	Sector frigoríficos.....	103
2.16.2	Sector cervecerías.....	112

2.16.3	Sector industrias lácteas.....	115
CAPÍTULO 3 – Metodología de análisis .....		123
3.1	Introducción a la metodología de análisis .....	123
3.2	Descripción de la sistemática de análisis para cada industria ..	124
3.3	Procedimiento para relevar los parámetros de diseño del SLA	136
3.4	Procedimiento para evaluar los parámetros de operación.....	144
CAPÍTULO 4 –Descripción de las industrias .....		150
4.1	INDUSTRIA 1 .....	150
4.1.1	Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería .....	150
4.1.2	Análisis de los parámetros de diseño del SLA.....	159
4.1.3	Análisis de la operación en régimen de la PTE .....	165
4.1.4	Análisis de las condiciones de operación del SLA.....	170
4.1.5	Conclusiones particulares para el caso de estudio.....	175
4.2	INDUSTRIA 2 .....	177
4.2.1	Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería .....	177
4.2.2	Análisis de los parámetros de diseño del SLA.....	185
4.2.3	Análisis de la operación en régimen de la PTE .....	192
4.2.4	Análisis de las condiciones de operación del SLA.....	198
4.2.5	Conclusiones particulares para el caso de estudio.....	201
4.3	INDUSTRIA 3 .....	203
4.3.1	Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería .....	203
4.3.2	Análisis de los parámetros de diseño del SLA.....	209
4.3.3	Análisis de la operación en régimen del SLA .....	215

4.3.4	Período de puesta en operación.....	216
4.3.5	Análisis de los resultados de operación.....	221
4.3.6	Conclusiones particulares para el caso en estudio.....	226
4.4	INDUSTRIA 4 .....	228
4.4.1	Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería .....	228
4.4.2	Análisis de los parámetros de diseño del SLA.....	236
4.4.3	Análisis de la operación en régimen de la PTE .....	243
4.4.4	Análisis de las condiciones de operación del SLA.....	248
4.4.5	Conclusiones particulares para el caso en estudio.....	252
4.5	INDUSTRIA 5 .....	254
4.5.1	Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería .....	254
4.5.2	Análisis de los parámetros de diseño del SLA.....	264
4.5.3	Análisis de la operación en régimen de la PTE .....	273
4.5.4	Análisis de las condiciones de operación del SLA.....	281
4.5.5	Conclusiones particulares para el caso en estudio.....	284
4.6	Análisis conjunto de los SLA implementado por las industrias .	288
4.7	Análisis de la metodología utilizada para el diseño .....	292
4.7.1	Análisis del procedimiento para evaluar los parámetros de operación.....	294
CAPÍTULO 5 – Conclusiones, productos y próximos pasos .....		297
5.1	Conclusiones sobre los SLA implementados por las industrias	297
5.1.1	Conclusiones sobre la aptitud de los SLA implementados .	298
5.1.2	Conclusiones respecto a los parámetros de operación de los SLA.....	300
5.1.3	Conclusiones respecto al pretratamiento.....	304

5.2	Conclusiones sobre la metodología usada para el diseño.....	306
5.3	Conclusiones sobre la metodología usada para la operación...	307
5.4	Productos de la tesis.....	309
5.5	Recomendaciones de pasos a seguir .....	310
6	Bibliografía.....	312
	ANEXO A – LISTA DE ABREVIATURAS .....	316



## RESUMEN

Como parte de la tesis se realizó un exhaustivo relevamiento, análisis y evaluación, de los sistemas de lodos activados implementados por 5 industrias, las condiciones que fueron previstas en el diseño, y los resultados de su operación.

Parte de los objetivos consistieron en evaluar la aptitud para alcanzar los estándares exigidos por normativa, y evaluar los principales parámetros de diseño (SRT, Producción específica de lodos, carga de lodos, Índice de Sedimentabilidad de Lodos, entre otros). En particular analizar si los valores/rangos que se tomaron como referencia para los parámetros de diseño, se confirmaban luego en la operación, verificando en ese caso, que se adecuaban a las condiciones previstas en el diseño. Como parte del análisis, y de manera de poder comparar con la misma base, se propuso como metodología para relevar los parámetros de diseño, un algoritmo basado en la guía (ATV-A 131, 2001). Por lo tanto parte del estudio consistió en relevar si era posible el uso de dicha metodología, dado que si bien es ampliamente utilizada a nivel mundial, se aplica en circunstancias diferentes.

A la luz de los resultados obtenidos en 12-24 meses de operación, la primera conclusión es que los sistemas de lodos activados implementados han sido exitosos, dado que el efluente de salida cumple con las nuevas exigencias de nitrógeno y fósforo; verificándose en cada uno de las

configuraciones implementadas por las industrias, las ventajas operativas que predecía la bibliografía. En relación a los valores de los parámetros de diseño, cabe aclarar que hasta el momento se tiene un período acotado de operación y por tal motivo no corresponde a un análisis estadístico, pero de una manera general, se concluye que la metodología propuesta puede emplearse.

Como próximo e inmediato paso, se plantea que debe evaluarse cómo definir las condiciones de operación que— sin comprometer la sostenibilidad - minimicen los costos de la operación de los sistemas de lodos activados. Asimismo, a los efectos del diseño, deberá planificarse estudios y mediciones, tendientes a validar el uso de la metodología, y los rangos a tomar como referencia para los parámetros fundamentales.

#### **Palabras clave:**

Sistemas de tratamiento de remoción de nutrientes, efluentes industriales, remoción biológica de nitrógeno, remoción biológica de fósforo, remoción fisicoquímica de fósforo, Sistemas de Lodos Activados con nitrificación/desnitrificación

# CAPÍTULO 1 – Introducción y Objetivos

## 1.1 Introducción

En abril del 2013 un bloom de algas en la represa que constituye la reserva para toma de agua potable para gran parte de la población, confirió al agua un olor y sabor desagradable lo que tuvo gran repercusión pública. Este evento desencadenó una serie de acciones, entre ellas la Dirección Nacional de Medio Ambiente (DINAMA) elaboró un plan de acción denominado “Plan de Acción para la Protección de la Calidad Ambiental y la Disponibilidad de las Fuentes de Agua Potable en la Cuenca del Río Santa Lucía” (Plan de Acción, 2013), el cual tiene 11 medidas cuyo objetivo es reducir la contaminación ambiental en los distintos sectores de actividad: industrias, tambos, engordes a corral, plantas de saneamiento, cultivos cercanos a la ribera de ciertos ríos, abrevadero de animales directo en ciertos cuerpos de agua, entre otros.

Entre estas, la Medida 1 está dirigida a reducir la contaminación de los vertidos industriales, y exigió a determinadas industrias -que se categorizó como prioritarias, que el vertido de sus efluentes cumpliera ciertos estándares para las especies de nitrógeno y fósforo, lo que las obligó a incluir sistemas de remoción de nutrientes en el tratamiento de sus efluentes. Los estándares que exige la normativa ambiental del Uruguay se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1: estándares de nitrógeno y fósforo que deben cumplir industrias categorizadas como “prioridad 1” que vierten a curso de agua

Contaminante	Límite establecido	Normativa que lo establece
Nitrógeno amoniacal	5 mg N/L	(Dec. 253/979, 1979)
Nitrógeno Kjeldahl	10 mg N/L	(RM 966/13, 2013)
Nitratos	20 mg N/L	(RM 966/13, 2013)
Fósforo Total	5 mg P/L	(Dec. 253/979, 1979)

El parámetro nitrógeno amoniacal, refiere a las especies amoníaco + amonio en la muestra (que se encuentran en equilibrio).

El parámetro nitrato, refiere a las especies nitratos + nitritos en la muestra.

En el Manual de procedimientos analíticos para muestras ambientales (División Laboratorio Ambiental de DINAMA, 2017) se encuentran las técnicas de referencia y los límites de detección y cuantificación.

### Implementación de la Medida 1

Promulgada la resolución RM 966/013, en julio de 2013, que obligaba a las industrias prioridad 1, a la presentación de los proyectos de ingeniería de sistemas de remoción de nutrientes, se inició un proceso con tiempos muy acotados, que contó con las siguientes etapas

1. Diseño del proyecto de ingeniería del sistema de remoción de nutrientes, presentación a DINAMA para su aprobación.

2. Construcción de las obras relacionadas a los sistemas de remoción de nutrientes, lo cual debió realizarse mientras la industria continuaba funcionando, y por ende, generando efluentes.
3. Puesta en operación de toda la Planta de Tratamiento de Efluentes (PTE), que implica la incorporación de los sistemas de remoción de nutrientes, a las otras unidades de la PTE que estaban operando.
4. Operación de la PTE

Cada una de estas etapas presentaba dificultades e incertidumbres. Hasta ese momento había pocas experiencias sobre el tratamiento para remoción de nutrientes en efluentes industriales<sup>1</sup> en el país; no se tenía certeza de las condiciones de funcionamiento, las condiciones de su operación y control, y las opciones para elegir uno u otro sistema de remoción.

Es importante destacar que, para remover nitrógeno y fósforo de los efluentes, en la mayoría de los casos se requieren sistemas adicionales a los que convencionalmente se utilizan. La remoción de nitrógeno se basa en los procesos biológicos de nitrificación y desnitrificación; y la remoción de fósforo se basa en la incorporación biológica y/o la precipitación fisicoquímica con sales de aluminio y hierro, o cal.

---

<sup>1</sup> Contaban con sistemas de remoción de nutrientes únicamente 4 industrias y 3 plantas de saneamiento de OSE

El diseño de los sistemas de remoción de nutrientes de estas industrias se basó en Sistemas de Lodos Activados (SLA) y Reactores Batch Secuenciales (SBR), ajustándose a las tecnologías que se utilizan internacionalmente para el tratamiento de efluentes de estas características, consistiendo en la tecnología más económica para la remoción biológica de nitrógeno en las últimas décadas. (Metcalf and Eddy, 2003) (ATV-A 131, 2001) (Lackner, y otros, 2014) (Hreiz Rainier, 2015).

Cabe destacar que cumplir con la presentación del proyecto de ingeniería ante DINAMA, consistió en un trabajo intenso para las industrias del sector, profesionales competentes involucrados y técnicos de DINAMA, porque con anterioridad a la definición del proyecto, los técnicos del sector tuvieron que adquirir conocimientos sobre nuevos sistemas de tratamiento, definir la entidad de las inversiones, y plantear además, sistemas de tratamiento cuyas obras pudieran concretarse en el plazo establecido, y cuya construcción se pudiera acompasar a la operación de la planta industrial que seguiría trabajando y por ende generando efluentes.

En el estudio y análisis surgieron necesidades de trabajo que prolongaron los tiempos asociados a la aprobación de los Proyectos de Ingeniería.

El estudio mismo de los proyectos consistió en un aprendizaje y una mejora de los proyectos inicialmente planteados, aspecto que se logró mediante la interacción e intercambio entre el sector industrial, los técnicos de DINAMA y el invaluable aporte del Ing. Álvaro Carozzi, consultor contratado por

DINAMA, experto en remoción de nutrientes, que ha diseñado y operado este tipo de sistemas en Alemania durante 30 años.

En relación con los aspectos constructivos, estos sistemas implican un salto tanto en tecnología como en las inversiones en infraestructura y equipos en comparación con los sistemas de tratamiento existentes en el país hasta el 2013; y en relación con su operación se requieren nuevos controles operativos continuos y por ende personal técnico capacitado y asignado a estas tareas.

Desde la primera etapa de diseño de los proyectos, se plantearon dudas como las siguientes:

- ¿Cuáles son las configuraciones de tratamiento más adecuadas en función de las características del efluente?
- ¿Cuáles son las ventajas y beneficios de una configuración u otra al momento de tener que optar por una?
- ¿Cuáles son los requerimientos y las condiciones del pretratamiento? ¿Cuál es el pre-tratamiento adecuado a someter a los efluentes para lograr las características necesarias para el ingreso a los SLA?
- ¿cómo incide en la elección el hecho que las plantas industriales continuarán funcionando, y que ya cuentan con algunas unidades de tratamiento construidas? ¿es posible y adecuado utilizar esas unidades para los nuevos sistemas a implementar?

- ¿Cuáles son los valores a tomar para los parámetros de diseño?  
¿cuáles son los parámetros específicos a considerar? ¿los valores y rangos de referencia que propone la bibliografía son extrapolables a las condiciones de nuestro país?
- ¿Es posible cumplir las exigencias de la normativa con este tipo de tecnología? ¿Cuáles son los valores mínimos de nitrógeno y fósforo que es posible alcanzar con esta tecnología?
- ¿cómo incidirá en los costos de operación?

A pesar de ello, cada una de las etapas mencionadas, se ejecutó en tiempos extremadamente acotados. En términos generales, las industrias finalizaron las obras según los proyectos diseñados y aprobados por DINAMA en diciembre de 2015 – abril 2016, y el período de puesta en operación fue entre abril y diciembre de 2016.

En el presente estudio se realiza un análisis comparativo de algunas industrias durante el tiempo de operación en régimen, (esto implica en el mejor de los casos desde enero de 2016 a junio 2018, y en los otros casos desde enero 2017 a junio 2018), por lo tanto, el tiempo de operación transcurrido, es un lapso muy pequeño como para evaluar el comportamiento del sistema frente a diversas situaciones, como variaciones de la producción, cambios de temperatura estacionales; desperfectos en la PTE que obliguen a una operación transitoria distinta, o paradas de mantenimiento que impliquen la operación en condiciones distintas a la de diseño.



Teniendo en cuenta que el tiempo de operación transcurrido no es suficiente para contar con datos estadísticos y representativos, no es adecuado ni conveniente, realizar conclusiones generales sobre la conformidad de los sistemas de tratamientos implementados; por otra parte, la concreción de las etapas de diseño, construcción y puesta en operación ha permitido responder no pocas de las interrogantes que se tenían al inicio del proceso.

## **1.2 Objetivos**

El objetivo general del presente documento consiste en generar información a partir de la experiencia adquirida en el país, respecto al diseño de estos sistemas de tratamiento y a los valores de los parámetros de diseño y de operación a tomar como referencia, de manera que ayude a la toma de una decisión racional a la hora de definir el sistema a implementar en una planta industrial.

A tales efectos, se realiza un relevamiento de los proyectos de ingeniería de Plantas de Tratamiento de Efluentes que cuentan con remoción de nutrientes, en función de los distintos factores que inciden (ramo industrial, cargas contaminantes que se generan y se deben tratar, etc); y se plantea una metodología para comparar el diseño de estos sistemas de tratamiento, en particular los parámetros de diseño.

Se entiende que la situación es muy favorable para realizar un relevamiento, dado el espectro de industrias y efluentes de distintas características, contando con una muestra representativa de diversas situaciones. Se dio en Uruguay un proceso de características difícilmente replicables, más de 10 industrias de alto porte debieron, diseñar y presentar ante DINAMA, de manera simultánea, los respectivos proyectos de ingeniería para remoción de nutrientes. Se cuenta entonces con un amplio espectro de situaciones para analizar, con sectores industriales típicos de Uruguay, y cuyo nivel de actividad es alto en relación a otras industrias del país. Se analizan en la presente tesis: 3 frigoríficos, 1 maltería y 1 industria láctea.

Al presente las industrias relevadas están operando en régimen y funcionando según las condiciones y capacidad para la cual fueron diseñadas, lo cual consiste, -en una primera aproximación-, en una validación de las condiciones previstas en el diseño.

El objetivo mencionado, tiene las siguientes componentes:

- a) Evaluar los sistemas de remoción de nutrientes implementados, en cuanto a su aptitud para cumplir con los requerimientos (alcanzar valores más estrictos de nitrógeno y fósforo en el efluente vertido), en función de los resultados obtenidos, recabados hasta el momento.
- b) Evaluar y comparar las distintas configuraciones de tratamiento de sistemas de remoción de nutrientes, y comparar ventajas y

desventajas, en función de: las características del efluente; el sector industrial que lo origina; las cargas del efluente de entrada de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, y la presencia de otros contaminantes, (por ejemplo aceites y grasas y sólidos suspendidos), que puedan afectar el desempeño de los sistemas de remoción de nutrientes; y por último, evaluar la configuración, en función del sistema de tratamiento con el que ya contaba la industria, que en ciertos casos fue un factor determinante la adaptación de unidades ya existentes para la elección de determinada configuración del SLA.

- c) Evaluar los valores de los parámetros de diseño, para los cuales se proyectaron los sistemas de remoción de nutrientes y si estos son adecuados en función de las condiciones de operación; de manera que la información empírica pueda retro-alimentar a los valores de diseño y dimensionamiento utilizados.
- d) Evaluar la aptitud de los sistemas de pretratamiento: identificar y comparar las condiciones que ha de cumplir el pretratamiento y sus ventajas o desventajas operativas, en función del efluente que ingresa, y los requerimientos del efluente de salida para el tratamiento posterior en el SLA.

## CAPÍTULO 2 – Fundamento teórico

### 2.1 Nutrientes

#### 2.1.1 Especies de nitrógeno

El ciclo del nitrógeno en la naturaleza es ampliamente conocido, y a la vez continuamente novedoso a medida que la ciencia profundiza en las relaciones biológicas y abióticas.

En el presente documento se analiza el nitrógeno en aguas residuales industriales, sus transformaciones en los sistemas de tratamiento y luego de vertido, en los cuerpos de agua receptores. En efluentes industriales, el nitrógeno puede encontrarse, dependiendo del proceso que genere esos líquidos y de las condiciones del medio, en algunas de las siguientes formas: nitrógeno orgánico (Norg), amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) (en equilibrio con el ion amonio  $\text{NH}_4^+$ ), nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) y nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) (Carozzi, 1991).

Considerando los sectores industriales predominantes en nuestro país, de características agroindustriales: cárnico, lácteo, curtiembres, cervecería, lavadero de lanas, etc, el nitrógeno se encuentra en estos efluentes predominantemente en forma orgánica (Norg), como componente de las proteínas, aminoácidos y urea; y en forma inorgánica como amonio (Carozzi, 2016).

Respecto al nitrógeno orgánico presente en los efluentes, este se encuentra como soluble o particulado. La porción particulada soluble, se degradará más lentamente, porque previamente se requiere una hidrólisis. El amonio está fácilmente disponible para la degradación bacteriana. El camino metabólico más común es el siguiente  $N_{org} \rightarrow NH_4^+ \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO_3^-$ . Además, algo de este nitrógeno degradado es incorporado nuevamente en la biomasa (asimilación).

A los efectos de los balances de masa para el nitrógeno, es necesario definir las siguientes relaciones:

El nitrógeno amoniacal es:  $N_{amoniacal} = NH_3\_N + NH_4^+_N$

El nitrógeno inorgánico es:  $N_{inorg} = NH_4^+_N + NO_2^-_N + NO_3^-_N$

El nitrógeno Kjeldahl es:  $NKT = N_{org} + N_{amoniacal}$

El nitrógeno total es:  $N_{tot} = N_{org} + N_{inorg}$

$$N_{tot} = N_{org} + N_{amoniacal} + NO_2^-_N + NO_3^-_N$$

$$N_{tot} = NKT + NO_2^-_N + NO_3^-_N$$

Cabe destacar que, a lo largo de todo el documento, cuando se hace referencia a la concentración de alguna especie de nitrógeno, se refiere al contenido de nitrógeno en dicha especie (y no a la concentración total de la especie).

### 2.1.2 Especies de fósforo

Las especies principales que pueden contener los efluentes son: fósforo orgánico, polifosfatos y ortofosfatos. El fósforo orgánico, (enlaces P-O-P), se encuentra en las paredes celulares, en los pesticidas organofosforados y en los plastificantes que contienen fosforamidas y fosfoésteres. Los polifosfatos (enlaces P-O-C), proceden de compuestos inorgánicos como detergentes y suavizantes (Carozzi, 2016).

Los ortofosfatos corresponden a:  $H_3PO_4$  ,  $H_2PO_4^-$  ,  $HPO_4^{-2}$  ,  $PO_4^{-3}$ . Los polifosfatos se convierten fácilmente en ortofosfatos mediante hidrólisis ácida; el fósforo orgánico se convierte en fosfato mediante digestión (Carozzi, 2016).

En lo que refiere al balance de masa de fósforo, se tiene las siguientes relaciones:

$$P_{total} = P_{orgánico} + P_{inorgánico} =$$

$$P_{total} = P_{orgánico} + polifosfatos + ortofosfatos =$$

Cabe destacar que, a lo largo de todo el documento, cuando se hace referencia a la concentración de alguna especie de fósforo, se refiere al contenido de fósforo en dicha especie (y no a la concentración total de la especie).

La especie que se toma como referencia en el efluente es el fósforo total.

## **2.2 Remoción biológica de nitrógeno**

Las tecnologías más difundidas se desarrollaron a partir de la aplicación de dos procesos biológicos: nitrificación y desnitrificación (N/D). Estas tecnologías consisten en el uso de Sistemas de Lodos Activados (Carozzi, 2016).

Si bien existen otras tecnologías como por ejemplo eliminación de nitrógeno por desorción de amoníaco mediante stripping por aire o vapor, desnitrificación anaeróbica (vía anammox), intercambio iónico o breakpoint chlorination, estas tienen por el momento escasa difusión y/o usos limitados, ya que deben cumplirse condiciones específicas para poder aplicarse, y dependiendo el caso un alto costo de operación (Carozzi, 2016). Estos procesos se encuentran en desarrollo técnico y científico (Metcalf and Eddy, 2003, pág. 616). Según (EPA, 1993), para efluentes de cargas de nitrógeno moderadas, las tecnologías más económicas para la remoción biológica de nitrógeno, son los SLA; (Lackner, y otros, 2014) indica que los SLA es la tecnología que se ha desarrollado de forma más exitosa.

### **2.2.1 Proceso de nitrificación aeróbica**

El desarrollo a continuación se tomó básicamente de (Metcalf and Eddy, 2003), capítulo 7.9. La nitrificación aeróbica consiste en un proceso microbiológico de dos etapas, en el cual el amonio se oxida a nitrito y éste

a nitrato. El aceptor de electrones es el  $O_2$  lo que implica que este proceso debe realizarse en un medio aerobio.

La nitrificación puede realizarse en sistemas biológicos de biomasa suspendida o adherida, el desarrollo para efluentes industriales es principalmente en los primeros. Para el tratamiento con biomasa suspendida, el desarrollo más común consiste en la nitrificación en conjunto con la degradación de materia orgánica, en reactores de barros activados de una etapa (Metcalf and Eddy, 2003, pág. 611).

### **Microbiología de la nitrificación**

Como se mencionó la nitrificación es un proceso microbiológico en dos etapas. En la primera etapa, un grupo de bacterias autótrofas oxida el amonio a nitrito (nitritación), y en la segunda etapa, otro grupo de bacterias autótrofas oxida el nitrito a nitrato (nitratación).

A los efectos de este documento se denominará AOB al grupo de bacterias responsables de la oxidación del amonio, y NOB al grupo de bacterias responsables de la oxidación de nitrito.

En resumen:

AOB – oxidantes de amonio – etapa de nitritación

NOB – oxidantes de nitrito – etapa de nitratación

ambos grupos de bacterias nitrificantes (responsables de la nitrificación) son:

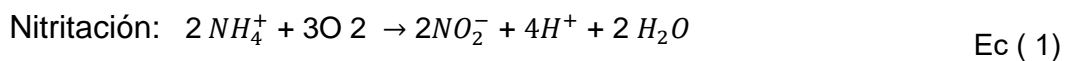


Autótrofos: porque para la síntesis celular utilizan CO<sub>2</sub> como fuente de carbono; y

Aerobios: utilizan O<sub>2</sub> como aceptor de electrones, a partir de la reacción de oxidación generan energía

### Estequiometría de la nitrificación

A continuación, se describe la reacción conjunta de oxidación del nitrógeno-reducción de oxígeno, para cada etapa:



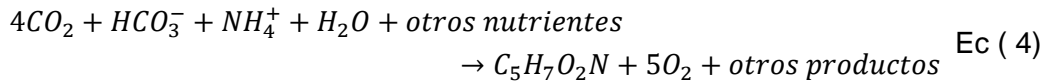
Reacción conjunta de catabolismo:



En base a la reacción de catabolismo, se observa que se requiere 4,57 g O<sub>2</sub>/ g N oxidado.

Sin embargo, también, debe tenerse en cuenta, la síntesis celular que ocurre concomitantemente como parte del proceso biológico, en el cual parte del nitrógeno del efluente, es incorporado en la biomasa, utilizando como fuente de energía la liberada en las reacciones de oxidación:

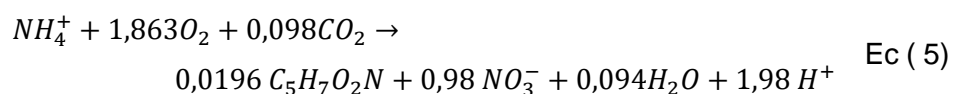
Reacción de anabolismo:



La fórmula  $C_5H_7O_2N$ , se utiliza para representar la biomasa sintetizada. Es oportuno resaltar que a partir de la misma, la relación estequiométrica del contenido de nitrógeno en la biomasa, es de 0,12 g nitrógeno/ g biomasa.

La fracción de amonio que se utiliza para la síntesis celular, respecto a la fracción que se utiliza para la generación de energía, es sugerida por (Metcalf and Eddy, 2003), como un 5% ( $f=0,05$ ).

Por lo tanto, pueden sumarse las semi-reacciones de: asimilación bacteriana + oxidación del amonio a nitrato + reducción del oxígeno a agua. Incorporando el factor mencionado  $f=0,05$  (5%) para la asimilación bacteriana Ec ( 4), y un factor de 95% ( $f=0,95$ ) para la oxidación-reducción Ec ( 3), por lo que se tiene la siguiente reacción conjunta:



En conclusión, para degradar (oxidar + asimilar) un g de  $NH_4-N$ :

- Se requiere 4,25 g de oxígeno
- Se forman 0,16 g de biomasa
- Se consume 7,07 g de alcalinidad
- 0,08 g de carbono inorgánico se utilizan para la formación celular

- En la biomasa se incorpora aproximadamente el 2% del nitrógeno originalmente presente en el amonio.

Se observa que, dado que parte del nitrógeno se utiliza para la síntesis, el consumo de oxígeno (4,25 g O<sub>2</sub>/g N oxidado) es menor que el teórico calculado únicamente para la oxidación (4,57 g O<sub>2</sub>/g N oxidado).

Estos valores dependen del factor  $f$  supuesto, cabe destacar que en (Metcalf and Eddy, 2003) se citan valores experimentales obtenidos por otros autores de 4,33 g O<sub>2</sub>/g N oxidado. Lo que demuestra que la proporción  $f$  supuesta entre el amonio que se asimila y el que se respira es adecuada.

En resumen, consumo de oxígeno 4,33 g O<sub>2</sub>/g N oxidado; con: 3,22 g O<sub>2</sub> para la oxidación del amonio, 1,11 g O<sub>2</sub> para la oxidación del nitrito.

Por otro lado, las nitrificantes requieren para el crecimiento celular: CO<sub>2</sub> y fósforo. El contenido de CO<sub>2</sub> en el aire es suficiente, y el fósforo rara vez es reactivo limitante.

### **Cinética de crecimiento**

Se ha determinado que, a temperaturas menores de 28°C, la oxidación de amonio es la etapa limitante en la nitrificación, en otras palabras, la cinética de reacción está comandada por las AOB. A temperaturas mayores de 28°C, cambian las cinéticas relativas de nitrificación y nitratación, y deben tenerse en cuenta ambas semi-reacciones en la cinética de la reacción

conjunta: las bacterias NOB enlentecen su crecimiento, y por lo tanto la cinética conjunta no está solo comandada por el crecimiento de las AOB.

Por lo tanto, a temperaturas menores a 28°C, el proceso global de nitrificación bacteriana se puede representar según la ecuación de Michaelis-Menten (Metcalf and Eddy, 2003):

$$\mu_N = \mu_{max} \cdot \frac{N}{K_N + N} - K_d$$

$\mu_N$  tasa neta de crecimiento para bacterias nitrificantes; [g células nuevas, SSV / (g células totales SSV).d]

$\mu_{max}$  tasa máxima de crecimiento de bacterias nitrificantes; [g SSV / g SSV.d]

$K_N$  constante de saturación; [g/m<sup>3</sup>]

$K_d$  coeficiente de decaimiento para bacterias nitrificantes; [g/m<sup>3</sup>]

N NH<sub>4</sub>-N, concentración nitrógeno amoniacal como nitrógeno [g/m<sup>3</sup>]

$\mu_{max}$  toma valores en un amplio rango; a 20°C se han reportado valores entre 0,25 a 0,77 g SSV/g SSV.d (Metcalf and Eddy, 2003). En comparación con las tasas máximas de crecimiento de bacterias consumidoras de carbono, se observa que las bacterias nitrificantes autótrofas, crecen mucho más lentamente que las heterótrofas consumidoras de carbono, y por tal motivo, deben preverse SRT mayores en los procesos de lodos activados.

A partir de la tasa de crecimiento máxima para las AOB (dado que la nitrificación es la etapa que regula la cinética del proceso de nitrificación a temperaturas menores de 28°C), se deduce la edad celular mínima para el desarrollo de las mismas:

$$\theta_{c \text{ mínimo}} = \frac{1}{\mu_{\text{máx}}}$$

La Guía técnica (ATV-A 131, 2001) plantea el cálculo de la edad celular mínima:

$$\mu_{\text{máx}} = 0,47 \times 1,103^{(T-15)}$$

$$\theta_{c \text{ mínimo}} = (FS_1) \frac{1}{0,47 \times 1,103^{(T-15)}} = 1,6 \times 2,13 \times 1,103^{(15-T)} \quad (\text{días})$$

FS<sub>1</sub>, es un factor de seguridad y se le asigna un valor de 1,6.

A partir de la expresión anterior, se observa que, a 15°C se requiere una edad de lodos mínima de 3,4 días para que crezcan las bacterias nitrificantes; para valores menores, las bacterias son extraídas del sistema más rápidamente de lo que se reproducen, en otras palabras son “lavadas” del sistema.

Estos valores concuerdan con los sugeridos por (Metcalf and Eddy, 2003), que indica como valores típicos de diseño, necesarios para nitrificación de 10 a 20 días a 10°C y 4 a 7 días a 20°C.

Cabe señalar que la cinética del proceso de nitrificación está influida por la

concentración de oxígeno del líquido. La ecuación de Michaelis-Menten es válida hasta una concentración de OD de 3-4 mg/L; para concentraciones mayores de oxígeno debe incorporarse un factor de corrección variable con la concentración de oxígeno.

Además, en este rango de concentración de OD (hasta 3-4 mg/L), la carga orgánica del sistema afecta la concentración de oxígeno disponible para la nitrificación. A priori, podría decirse que mayor concentración de OD en el líquido, entonces mayor velocidad de nitrificación. Sin embargo, esto ocurre solo cuando la carga orgánica (sustrato) del sistema es baja o moderada; porque no solo debe tenerse en cuenta la concentración de OD en el líquido, sino la que realmente está disponible para las bacterias nitrificantes, y este factor está influido por la carga orgánica del sistema, y la densidad y tamaño del lodo. Las bacterias nitrificantes se distribuyen dentro de un flóculo (de tamaño 100 a 400 micras), conteniendo bacterias heterótrofas y otros sólidos. El oxígeno difunde en la partícula, y las que se encuentran más en el interior, están expuestas a menores concentraciones de OD que las que están en la superficie. En particular cuando la carga orgánica del sistema es alta, el oxígeno del líquido es consumido principalmente por las de la superficie y en el interior del flóculo hay menor concentración. En consecuencia, para cargas orgánicas altas, el líquido debe tener una concentración de OD mayor para tener la misma tasa de nitrificación que a cargas orgánicas bajas.

Por otra parte, a valores bajos,  $OD < 0,5 \text{ mg/L}$ , las bacterias nitrificantes se inhiben. Es importante destacar que las bacterias oxidantes de nitrito (NOB) se inhiben en mayor proporción que las oxidantes de amonio (AOB), por lo que en condiciones de OD levemente superiores a  $0,5 \text{ mg/L}$ , se da acumulación de nitrito.

A los efectos de contar con valores de referencia, en sistemas de lodos activados de mezcla completa, en régimen y aclimatados, a temperatura menor que  $25^\circ\text{C}$ , con suficiente OD para que ocurra el proceso de nitrificación de manera sostenida, la concentración de  $\text{NO}_2\text{-N}$  en el reactor podría ser menor a  $0,10 \text{ mg/L}$ , en comparación con  $\text{NH}_4\text{-N}$  de  $0,5$  a  $1,0 \text{ mg/L}$  (Metcalf and Eddy, 2003).

### **Factores ambientales**

Las bacterias nitrificantes son muy sensibles a las variaciones de los factores ambientales, en comparación con las heterótrofas consumidoras de carbono; en particular pH, amoníaco, temperatura, metales y sustancias tóxicas.

Temperatura: los rangos adecuados se encuentran entre  $15$  a  $37^\circ\text{C}$ , por encima de  $40^\circ\text{C}$  las bacterias nitrificantes no tienen actividad; a menores temperatura se tiene menor velocidad de reacción, y consecuentemente menor velocidad de eliminación de amonio (Metcalf and Eddy, 2003).

pH: el rango óptimo se encuentra entre  $7,5$  y  $8,0$ , por fuera de ese rango,

las tasas de nitrificación disminuyen. Con el fin de mantener el pH en el rango adecuado, se agrega alcalinidad mediante añadido de cenizas de soda, cal, bicarbonato de sodio u óxido de magnesio.

Amoníaco y ácido nitroso no ionizado: la nitrificación es inhibida tanto por amoníaco libre, como por ácido nitroso. La inhibición depende de la concentración total de nitrógeno, y es muy variable con los demás factores ambientales y la aclimatación de los lodos. Por ej., en (EPA 1993), se ha reportado a pH 7, valores de nitrógeno amoniacal de 100 mg/L pueden causar inhibición de la nitritación; y de 30 mg/L inhibición de la nitratación.

Sustancias tóxicas: las bacterias nitrificantes presentan toxicidad frente a un gran número de compuestos orgánicos e inorgánicos, en un amplio rango de concentraciones. En muchos casos el efecto es de inhibición reversible, sin matar a las bacterias, pero disminuyendo la velocidad de nitrificación.

Metales: se han reportado inhibición completa de nitrificación para valores de Ni= 0,25 mg/L, Cr=0,25 mg/L y Ni=0,10 mg/L, (Metcalf and Eddy, 2003).

## 2.2.2 Desnitrificación anóxica

El proceso de desnitrificación consiste en la reducción de las especies de nitrato a nitrógeno molecular.





## Microbiología de la desnitrificación anóxica

La desnitrificación biológica puede ser realizada por una gran variedad de bacterias; no se ha encontrado que otros microorganismos como algas u hongos puedan realizar la desnitrificación. Dentro de las bacterias desnitrificantes, se han hallado especies autótrofas y heterótrofas. Si bien hay especies autótrofas que en determinadas condiciones pueden realizar la desnitrificación; y por otra parte hay bacterias nitrificantes que también en condiciones específicas pueden realizar la desnitrificación (sistema Anammox), en las condiciones ambientales de los sistemas de tratamiento de lodos activados, las bacterias desnitrificantes que se desarrollan y prevalecen, son heterótrofas; así mismo la remoción de nitrógeno se da mediante el proceso de desnitrificación en medio anóxico. La mayoría de estas bacterias son facultativas, es decir pueden utilizar oxígeno o nitrato o nitrito, incluso pueden realizar fermentación, en ausencia de estos compuestos.

En resumen, las bacterias que realizan la desnitrificación son:

Heterótrofas: porque utilizan distintos sustratos de materia orgánica como fuente de carbono; y

Anóxicas: utilizan los iones de nitratos como aceptores de electrones (en vez del oxígeno); a partir de la reacción de oxidación de materia orgánica generan energía.

## Requerimientos de materia orgánica

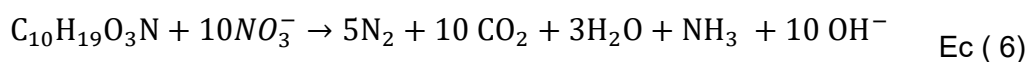
Para que ocurra el proceso de reducción del nitrato, debe haber suficiente materia orgánica en el medio. Metcalf cita a (Barth et al, 1968), que como regla general estimaron que se requiere 4 g DBO<sub>5</sub>/ g NO<sub>3</sub><sup>-</sup> a reducir. Si bien el valor real puede variar dependiendo del donante de electrones (materia orgánica) y las condiciones de operación, a los efectos del diseño de los sistemas de tratamiento, es aceptable tomar este valor de referencia y afectarlo por un factor de seguridad.

## Estequiometría de la desnitrificación biológica

En el tratamiento de efluentes, puede haber tres fuentes de materia orgánica:

- a) la materia orgánica biodegradable del influente
- b) la materia orgánica biodegradable que se genera debido al decaimiento endógeno.
- c) una fuente externa de materia orgánica fácilmente degradable (como ser metanol, acetato, etanol).

Para representar la materia orgánica biodegradable se utiliza la expresión: C<sub>10</sub>H<sub>19</sub>O<sub>3</sub>N (US EPA 1993), obteniéndose la siguiente ecuación para la reacción conjunta de oxidación-reducción:



Parte de la materia orgánica se utiliza como fuente de energía, la cual se obtiene a partir de la reducción del nitrato y oxidación de materia orgánica, (reacciones de catabolismo), y parte como fuente de carbono (anabolismo). La ecuación anterior, representa las reacciones del catabolismo.

A partir de la Ec ( 6), se deducen las siguientes relaciones, cuyos valores exactos dependen de la expresión tipo utilizada, ( $C_{10}H_{19}O_3N$ ), sin embargo los conceptos son generales y no dependen de la expresión de molécula de materia orgánica que se utilice:

Por cada g de  $NO_3^-$  reducido:

- se produce 3,54 g de alcalinidad como  $CaCO_3$ ; a diferencia de la nitrificación, en la cual se consumían 7,07 g de alcalinidad/g  $NH_4-N$  oxidado. Por lo tanto en la desnitrificación se recupera la mitad de la alcalinidad que se perdió en la nitrificación
- se produce un mol de  $OH^-$ , es decir aumenta el pH; a diferencia de la nitrificación que disminuye.

### **Desprendimiento de oxígeno (equivalente de oxígeno)**

En relación con el oxígeno, a partir de la semi-reacción de reducción de nitrato



Se deduce que se liberan 2,86 g de oxígeno por g de  $NO_3^-$  desnitrificado;

en otras palabras, se recupera parte del oxígeno consumido en la etapa anterior de nitrificación.

### **Cinética de crecimiento:**

La expresión para la cinética de la desnitrificación es análoga a la de las bacterias heterótrofas aerobias: tanto el crecimiento bacteriano, como la tasa de consumo de sustrato (materia orgánica), siguen la ecuación de Michaelis-Menten.

Al igual que para las bacterias heterótrofas aerobias, para las desnitrificantes la velocidad de consumo de sustrato, está gobernada por la concentración de sustrato (materia orgánica) en el medio; con la diferencia que el nitrato es el aceptor de electrones, en vez del oxígeno. Por tal motivo, el decrecimiento de nitrato está en función de su consumo como aceptor de electrones, y es por eso que la velocidad de consumo de nitrato es proporcional a la velocidad de consumo de materia orgánica. La concentración de nitrato no controla la tasa de consumo de materia orgánica, salvo a concentraciones de nitrato muy bajas (menores a 0,1 mg/L) (Metcalf and Eddy, 2003).

### **Factores ambientales:**

En la desnitrificación se genera alcalinidad y se aumenta el pH. Las bacterias desnitrificantes no son tan sensibles como las nitrificantes, en lo que refiere a los cambios de pH (Metcalf and Eddy, 2003).

## 2.3 Remoción de fósforo

### 2.3.1 Remoción biológica de fósforo

Desde los años 1980 se han desarrollado los procesos de remoción biológica de fósforo. Las principales ventajas frente a la remoción química son la menor producción de barro y menores costos de operación frente al uso de productos químicos.

#### Descripción del proceso

El fósforo del influente es incorporado en mayor cantidad en la biomasa, la cual se extrae del sistema mediante la purga de barros. Contenido de fósforo en lodos secundarios (EPA, 1987):

Sin remoción biológica de P: 1,5 a 2 % (kg P/kg SST)

Con remoción biológica de P: 3 a 4 % (hasta 7,5) (kg P/kg SST)

Ciertos organismos, a los cuáles se los denomina "PAO" *Phosphorus Accumulating Organisms*, bajo condiciones determinadas pueden incorporar mayores cantidades de fósforo que los microorganismos habituales. En condiciones anaeróbicas, las bacterias heterótrofas consumen la materia orgánica fácilmente biodegradable produciendo acetato, las "PAO" tienen la propiedad de tomar el acetato del medio a partir de energía acumulada en polifosfatos, y lo convierten en Polihidroxibutirato (PHB), liberando el ortofosfato al medio líquido (es decir aumenta la concentración de fósforo en el licor). En condiciones aeróbicas liberan el

PHB y absorben fósforo; además hay un crecimiento celular, generando barro. Cuando estos procesos se realizan de manera cíclica, sometiendo a las PAO a condiciones anaeróbicas y aeróbicas repetidamente, se da una incorporación aumentada de fósforo en los barros.

En la Figura 1, se muestra como varía la concentración de  $\text{DBO}_5$  y fósforo, en el líquido de sistemas sometidos alternada y cíclicamente a condiciones anaeróbicas y aeróbicas. En el reactor anaerobio se pueden encontrar valores de ortofosfato de 40 mg/L, en comparación con concentraciones de fósforo en el influente de 5 – 8 mg/L (Metcalf and Eddy, 2003).

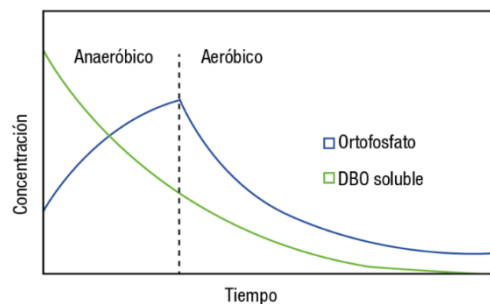


Figura 1: Concentración de  $\text{DBO}_5$  y fósforo en el efluente sometido a condiciones anaerobias/aerobias. Adaptado de (Metcalf and Eddy, 2003).

### Cinética de crecimiento

Se cuenta con datos experimentales, que demuestran que con sistemas anaeróbicos/aeróbicos con SRT mayores que 2,5 días a 20°C, se logra remoción biológica de fósforo (Metcalf and Eddy, 2003).

**Tiempo de contacto anaeróbico:** Se requieren tiempos de retención hidráulicos entre 0,25 y 1 hora, hasta 3 horas (Metcalf and Eddy, 2003); si

fueran mayores, puede haber una segunda re-disolución del fósforo (la primera responde a la formación de PHB), pero esta segunda re-disolución no está asociada al proceso de tomar acetato y formar PHB, y al no formarse PHB, no se tendrán las previsiones de energía para el consumo y almacenamiento de fósforo.

**Tiempo de retención de sólidos:** los tratamientos biológicos con SRT mayores, tienen menores eficiencias desde el punto de vista de la remoción de fósforo. Este aspecto puede explicarse por dos razones, la primera que SRT largos implica la producción de menores cantidades de barro, y por tanto menores cantidades de fósforo removido; la segunda, que SRT largos implica menores purgas del sistema, y la remoción de fósforo biológico se realiza exclusivamente por la purga. (Metcalf and Eddy, 2003).

### **Estequiometria**

En función de lo descrito, cuanto mayor es la materia orgánica degradable que ingrese al reactor anaerobio, mayor será la cantidad de acetato producido, por tanto, mayor será la cantidad de acetato consumido por las PAO, y mayor será la cantidad de barros producidos y en consecuencia, mayor la cantidad de fósforo que se remueve.

Se utilizan las siguientes suposiciones: las células contienen 0,3 g de fósforo/g SSV (3%); y se requieren 10 g de DQO biodegradable para remover biológicamente 1 g de fósforo (Metcalf and Eddy, 2003).

## Factores ambientales

- La concentración de OD debe ser mayor a 1,0 mg/L en la zona aeróbica.
- No debe ingresar oxígeno disuelto o nitratos al reactor anaerobio, ya que estos reaccionarían preferentemente con el acetato.
- Los valores de pH deben ser mayores a 6,5 para no afectar la eficiencia de remoción de fósforo.
- Para el almacenamiento de polifosfatos, se requiere una cantidad suficiente de cationes: Mg, K, Ca. Tomando como referencia, una concentración de fósforo de 10 mg/L en el líquido (P disuelto), dichos cationes deben estar presentes, en las siguientes concentraciones mínimas: Mg= 5,6 mg/L, K= 6,3 mg/L y Ca= 3,2 mg/L. En general los efluentes municipales tienen estos metales en contenidos suficientes, pero debe prestarse atención en el caso de efluentes industriales (Metcalf and Eddy, 2003).

Otro aspecto importante es la deshidratación y tratamiento posterior de los lodos, dado que contienen mayor concentración de fósforo, la cual es posible que se re disuelva cuando el tratamiento de los barros ocurre en condiciones anaerobias. Para estos casos debe prestarse atención en la carga de fósforo que contiene el lixiviado, y que su recirculación al sistema de tratamiento implica re-ingresar fósforo que había sido previamente retirado. Por tal motivo, se recomienda para el espesado de estos barros, unidades DAF, filtros de banda o de tambor rotatorio, en vez de



espesadores gravimétricos (donde se pueden dar condiciones anaeróbicas). Para el caso de digestión (tanto aeróbica como anaeróbica), si bien también se esperaría la re-disolución del fósforo, no se ha observado empíricamente que ocurra en proporciones como las esperadas (Metcalf and Eddy, 2003).

En condiciones propicias, como suficiente materia orgánica biodegradable, SRT adecuados y sin interferencias de nitratos, con la remoción biológica de fósforo, se puede alcanzar en el efluente final, valores tan bajos como 0,2 – 0,3 mg/L de fósforo disuelto (Metcalf and Eddy, 2003).

Es primordial maximizar la eficiencia del sedimentador secundario, cuando los límites de fósforo a verter son bajos. Cabe considerar que los lodos procedentes de remoción biológica de fósforo pueden tener entre 3 y 7% de fósforo, por lo tanto, cada 10 mg/L de SST que tenga el efluente, entonces se estarán incorporando 0,3 – 0,7 mg/L de fósforo, valores significativos si el límite de fósforo se encuentra por debajo de 1 mg/L.

Cuando se diseña el sistema para realizar remoción biológica de fósforo, en general, igual se realiza agregado de sales para remoción fisicoquímica, a los efectos ya sea de un pulido, o de tener capacidad adicional frente a variaciones en la materia orgánica degradable que ingresa.

### 2.3.2 Remoción físicoquímica de fósforo

La remoción físicoquímica consiste en la precipitación de fosfato mediante el agregado de sales de metales multivalentes  $Fe^{+3}$ ,  $Al^{+3}$  o de  $Ca^{+2}$ , para formar las sales de fosfatos que son insolubles.

El  $Ca^{+2}$  se agrega mediante cal,  $Ca(OH)_2$ ; la química de precipitación con cal es distinta a la precipitación con sales de hierro o aluminio.

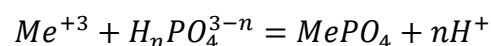
#### Precipitación de fosfatos con cal

La cal reacciona con la alcalinidad natural del efluente, de manera que aumenta el pH a valores mayores a 10, y por lo tanto precipita  $CaCO_3$ ; iones de calcio adicionales precipitan con fosfato. La dosis de cal a agregar no depende de la cantidad de fosfato, sino que de la alcalinidad del efluente.

Considerando que este método no se ha utilizado en ninguna de las 12 industrias que reconvirtieron sus efluentes de la Cuenca Santa Lucía, no se profundizará en este documento.

#### Precipitación de fosfato con sales de aluminio y hierro

La reacción básica que envuelve la precipitación de fosfato es la siguiente:



Las sales que se utilizan son sulfato de aluminio, aluminato de sodio; cloruro férrico, cloruro ferroso, sulfato ferroso. Sin embargo, el uso de  $Fe^{+2}$  es limitado porque requiere pH elevados para una eficiencia adecuada.

El pH para el cual se tiene mayor insolubilidad de la sal de fosfato es 5,3 para  $\text{Fe}^{+3}$ , y 6,5 para  $\text{Al}^{+3}$ , sin embargo, se han observado buenos rendimientos para pH entre 6,5 y 7,0, rango en el que ocurre el tratamiento biológico.

Por otra parte, en el seno del efluente, se dan una variedad de reacciones competitivas, donde intervienen factores como pH, alcalinidad, presencia de otros contaminantes y ligandos, por lo tanto para la determinación de la cantidad de aluminio o hierro a agregar, deben preverse cantidades mayores que las estequiométricas. Dicha dosis también está afectada por el punto de agregado del metal, como se explica más adelante.

Los sistemas con remoción de fósforo mediante agregado de sales pueden alcanzar valores de 1,0 mg/L de fósforo con el uso de sedimentadores secundarios convencionales, siempre que se aseguren valores de SST < 15 mg/L en el clarificado. Para alcanzar valores de 0,5 mg/L de manera consistente, se requiere una etapa de filtración del efluente posterior al sedimentador secundario (EPA, 1987).

Las sales de aluminio y hierro pueden ser aplicadas en varios puntos en el sistema de tratamiento.

Pre-precipitación: la adición de químicos se da en el sedimentador primario.

Los ortofosfatos precipitan; en cambio, los polifosfatos y el fósforo orgánico son removidos mediante reacciones más complejas, y adsorción en los

flóculos. El fósforo insoluble se remueve en los lodos primarios, junto con considerable proporción de SST y DBO<sub>5</sub>. En general se requiere el agregado de polímeros para ayudar la sedimentación; y en algunos efluentes debe aumentarse el pH a valores de 5 a 7.

Parte de las sales se utiliza para precipitar otras especies, por lo tanto, deben agregarse químicos en cantidades significativamente mayores que las estequiométricas.

Co-precipitación: la adición de químicos se da en el tratamiento biológico, de manera que el fósforo precipitado se retira con los barros biológicos. Los puntos donde es posible adicionar son: el efluente de salida del sedimentador primario, directamente en los reactores biológicos, o a la entrada del sedimentador secundario.

Considerando que los polifosfatos y el fósforo orgánico, no se remueven tan fácilmente como los ortofosfatos, y luego del tratamiento biológico estos se han transformado en ortofosfatos, es más eficiente el agregado de químicos en este punto, y puede preverse en cantidades cercanas a las estequiométricas.

Cuando se requiere alcanzar valores bajos de fósforo (por ejemplo 2 mg/L), se requiere el agregado de sales en cantidades bastante mayores que las estequiométricas (Metcalf and Eddy, 2003).

Post-precipitación: la adición de químicos se da en el efluente clarificado del sedimentador secundario. La remoción del precipitado se da en

unidades posteriores: sedimentador terciario o filtros.

En base a estas ubicaciones básicas de dosificación, existe variedad de combinaciones para el agregado simultáneo en varios puntos del sistema de tratamiento.

## 2.4 Descripción del proceso de lodos activados

El Sistema de Lodos Activados (SLA) para la remoción de nutrientes, mantiene el principio de los SLA convencionales, de desacoplar el tiempo de residencia hidráulico (TRH) del tiempo de residencia celular (SRT) mediante la recirculación de lodos desde el sedimentador secundario al reactor. En general esta recirculación será hacia el reactor aireado, pero como se verá más adelante en las distintas configuraciones, existen variaciones de reactores hacia donde se recirculan los lodos (Carozzi, 2016).

El SLA para la remoción biológica de nitrógeno cuenta con las siguientes etapas que se muestran en la Figura 2:

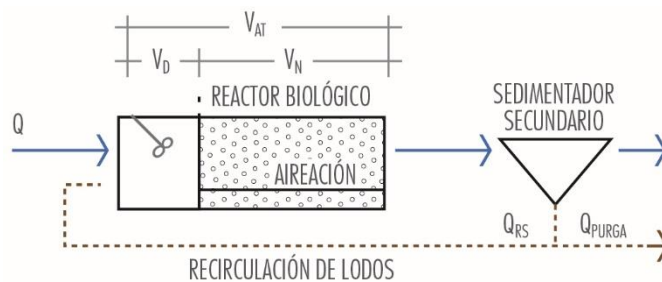


Figura 2: esquema básico de un SLA para nitrificación/desnitrificación

En la etapa de aireación se dan las condiciones para la nitrificación y en la etapa de anoxia se proveen las condiciones para la desnitrificación.

Las bacterias nitrificantes crecen más lentamente y tienen rendimientos mucho más bajos en comparación con las bacterias heterótrofas (aerobias consumidoras de carbono, que se encuentran en competencia en el reactor aireado); por lo tanto, el proceso de nitrificación requiere de tiempos de residencia celulares significativamente mayores a los procesos convencionales de lodos activados (Metcalf and Eddy, 2003).

En el reactor aireado, es fundamental mantener una adecuada transferencia de oxígeno, lo cual implica por una parte contar con una capacidad de aireación suficiente para cubrir los picos, pero por otra parte una transferencia que se ajuste a una demanda variable, dada por la variación de cargas de entrada y condiciones de operación. Debe mantenerse agitación continua, en general en la zona aireada alcanza con la agitación propia que imprimen los sistemas de aireación (Carozzi, 2016).

La etapa anóxica requiere especialmente de una agitación continua, de manera de mantener la biomasa en suspensión, en este caso deberá instalarse sistemas de agitación. Así mismo, considerando que las bacterias responsables de la desnitrificación son heterótrofas, requiere de materia orgánica degradable (ver el apartado de “Requerimientos de materia orgánica” en la sección 2.2.2 – Desnitrificación biológica). En los sistemas con configuración pre-anóxica, la materia orgánica es provista por

el efluente crudo, y los nitratos son provistos mediante una recirculación del líquido desde el reactor aireado al anóxico.

En un SLA, el sedimentador secundario cumple dos funciones: la primera lograr un espesamiento adecuado del lodo, de manera que pueda recircularse la cantidad necesaria al reactor de lodos activados para mantener en este una concentración adecuada de biomasa; y la segunda proveer un líquido clarificado de salida en el que no haya escape de sólidos (Carozzi, 2016).

Dado que los sólidos se retienen por separación gravimétrica, es fundamental lograr una biomasa con condiciones adecuadas de sedimentabilidad, lo cual está dado por el Índice de Sedimentabilidad de lodos (ISL). El ISL, depende de las características y origen del efluente, así como de los flóculos que se logren en el desarrollo de la biomasa, lo cual dependerá en parte de la configuración del reactor biológico. Los reactores biológicos del tipo mezcla completa, favorecerán el desarrollo de bacterias filamentosas; en cambio aquellas configuraciones en las cuales hay gradientes de concentración, por ej reactores en cascada o del tipo flujo pistón, favorecen el desarrollo de flóculos sedimentables. De la misma forma, si el efluente tiene gran proporción de materia orgánica fácilmente biodegradable, puede ser necesario colocar selectores aerobios, que ayudan a prevenir la formación de bacterias filamentosas. Los selectores anaerobios para remoción biológica de fósforo también son útiles para

prevenir la formación de filamentosas.

La adecuada sedimentación en el sedimentador secundario estará dada por el proceso de floculación en la entrada del mismo, las condiciones hidráulicas del sedimentador (diseño de entrada, salida) y la recirculación de lodos, y el sistema de extracción de los mismos. El lodo se concentra en la zona de espesamiento, en el fondo del sedimentador. El espesado que pueda alcanzarse depende de las características del lodo (ISL), la profundidad de la zona, del tiempo de espesado y el sistema de extracción de barros (ATV-A 131, 2001).

## **2.5 Configuraciones de los sistemas de lodos activados**

El concepto inicial de reactor de lodos activados fue desarrollándose e incorporando modificaciones a lo largo de los años; teniéndose al día de hoy una gran variedad de configuraciones. Además, en función de la geometría del reactor y las condiciones de mezcla, se tiene modelos de flujo de mezcla completa, flujo pistón o reactor batch secuencial.

A continuación, se describirán únicamente las configuraciones de los sistemas que luego se utilizan en las industrias que se estudia. Existen otro tipo de configuraciones, que aunque muy usadas no serán descriptas, por no encontrarse en los sistemas elegidos para el estudio. Sus principios de funcionamiento pueden encontrarse en bibliografía (Metcalf and Eddy, 2003) (EPA, 1993) (ATV-A 131, 2001)



## 2.6 Sistemas de remoción biológica de nitrógeno

### 2.6.1 SLA con desnitrificación de cabeza (Modified Ludtzak-Ettinger)

Sistema pre- anóxico

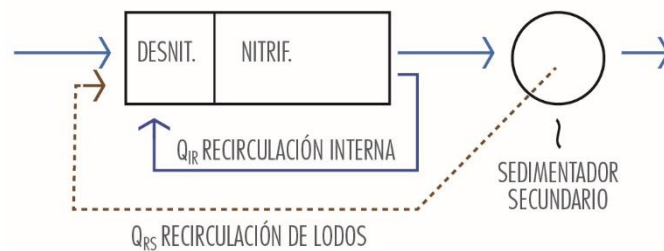


Figura 3: SLA con desnitrificación de cabeza

La Figura 3 muestra el esquema de funcionamiento de un Sistema de Lodos Activados con desnitrificación de cabeza, el cual se describe someramente a continuación.

El influente ingresa a una zona anóxica en la entrada, luego pasa al reactor de aireación y al sedimentador; existe una recirculación de licor de mezcla y una recirculación de lodos. En el reactor aireado se da la nitrificación, el licor de mezcla conteniendo nitratos es recirculado a la zona anóxica, donde también ingresa el influente con la materia orgánica biodegradable necesaria para la desnitrificación (Carozzi, 2016).

Este sistema cuenta con varias ventajas, como ser: el aprovechamiento de la materia orgánica fácilmente biodegradable para la desnitrificación; el ahorro de energía, debido al ahorro en los requerimientos de aireación ya

que el uso de nitrato para oxidar  $\text{DBO}_5$  en la desnitrificación, implica la recuperación de una porción de oxígeno; y que en la etapa de desnitrificación, se produce alcalinidad, que estará disponible para el paso posterior de nitrificación.

Para maximizar la disponibilidad de la materia orgánica biodegradable para la desnitrificación (en vez de su oxidación por las bacterias heterótrofas), es conveniente que las entradas de las corrientes de influente y recirculación interna se den en la misma zona, en la cabecera del reactor. Por otra parte, debe minimizarse el ingreso de oxígeno con la corriente de recirculación; para ello debe preverse el diseño constructivo para evitar la aireación debido a la turbulencia, y la relación de recirculación interna, ( $Q_{IR}/Q$ ), dado que la corriente de recirculación acarrea oxígeno al reactor anóxico. Además, el control de OD en el reactor anóxico, debería realizarse en una zona cercana a la descarga de la recirculación.

La capacidad de remoción de nitrógeno dependerá de la relación de recirculación del licor de mezcla. En efluentes domésticos se tienen los siguientes valores típicos (Metcalf and Eddy, 2003): se pueden alcanzar valores de nitrato de 4 -7 mgN/L, y valores de nitrógeno total de 5 - 10 mgN/L. La relación de recirculación ( $Q_{IR}/Q$ ), se encuentra entre 2 a 4. En cuanto a los requerimientos de materia orgánica, una relación  $\text{DBO}_5/\text{NKT}$  de 4 es suficiente para posibilitar la desnitrificación; y el tiempo de retención hidráulico del reactor anóxico es de 2 a 4 horas.

Esta configuración también se denomina proceso Ludzak – Ettinger Modificado (MLE por sus siglas en inglés), siendo que se desarrolló a partir del proceso Ludzak-Ettinger.

### 2.6.2 SLA con reactor en cascada (step-feed)

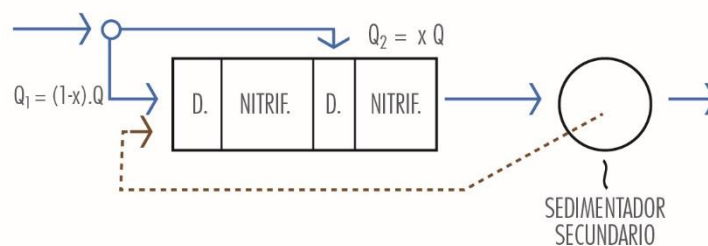


Figura 4: SLA con reactores en cascada

En la Figura 4 se observa otro sistema pre-anóxico, un SLA con reactores en cascada; su funcionamiento se describe a continuación.

Se tienen dos o más sistemas de reactores, cada sistema con su reactor anóxico y su reactor aireado conforman un “paso”, (también pudieran ser reactores intermitentes). El influente se reparte, una fracción se deriva a cada reactor anóxico, por ej. una proporción 40 y 60% (Carozzi, 2016).

Esta configuración permite un desequilibrio en los SST, operando el primer reactor aireado con mayor concentración de sólidos que el segundo, entonces al sedimentador secundario entra menor cantidad de sólidos suspendidos, es muy útil si el sedimentador se encuentra cargado.

En general los volúmenes de cada paso son similares; sin embargo, puede ser beneficioso que el primer paso tenga un volumen más pequeño, con el

objeto de disminuir la dilución de la corriente de recirculación de lodos ( $Q_{RL}$ ) y lograr por lo tanto una concentración mayor de MLSST en este paso, lo que implica una capacidad de tratamiento mayor.

El sistema puede preverse con, o sin recirculación del licor de mezcla, variable no menor desde el punto de vista de costos operativos. Si no cuenta con recirculación interna, la concentración de nitratos en el último reactor (aeróbico) será determinante. Considerando que no hay una desnitrificación posterior, ni recirculación del licor de mezcla para regular la salida, los nitratos producidos en este último definirán la concentración de salida. Este sistema permite alcanzar concentraciones de  $\text{NO}_3^-$  menores a 8 mg/L. Si el sistema prevé recirculación interna, se pueden alcanzar valores de nitrógeno total menores a 5 mg/L (Metcalf and Eddy, 2003).

Como limitaciones de este sistema, debe tenerse en cuenta que es más complejo que el de desnitrificación de cabeza, requiere control de la proporción de flujo del influente, y control de OD en cada reactor aireado.

### 2.6.3 SLA con reactor de N/D simultánea

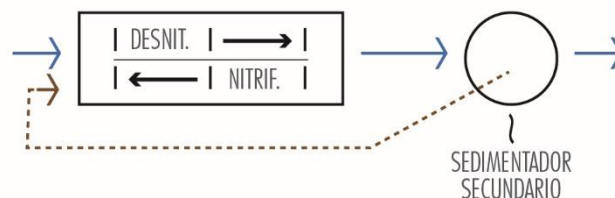


Figura 5: SLA con Reactor de N/D Simultánea

En la

Figura 5 se muestra un esquema de un SLA con reactor de Nitrificación/Desnitrificación simultánea, que también es denominado zanja de oxidación con N/D. El funcionamiento se describe a continuación.

La forma geométrica del tanque y los sistemas de aireación y mezcla, promueven un flujo unidireccional del efluente que circula en el reactor. Se dan zonas aerobias y zonas anóxicas en el mismo reactor. Luego del aireador el efluente fluye por una zona aeróbica, y a medida que se aleja, disminuye la concentración de oxígeno debido al consumo de la biomasa, cuando se consumió totalmente, se tiene la zona anóxica. Es conveniente que el influente ingrese en la zona anóxica, para aprovechar la materia orgánica fácilmente biodegradable para la desnitrificación. La recirculación de lodos también ingresa en el mismo lugar. Es una gran ventaja operativa y de costos el hecho de que no haya recirculación externa del licor de mezcla. Además, este sistema opera con menor concentración de OD, por

lo que, el requerimiento de menor aireación también es una ventaja de costos.

Desde el punto de vista de la configuración, podría asemejarse a un sistema pre-anóxico, con una recirculación de todo el efluente (100%) y por tal motivo el diseño se realiza con la misma metodología que para un SLA pre-anóxico.

El sistema de aireación y mezcla se diseña para proveer velocidades relativamente altas (0,25-0,30 m/s (Metcalf and Eddy, 2003)), y por otra parte el diseño de manera que el TRH sea prolongado, ambos factores hacen que el influente, apenas ingresa se diluya con el efluente que corre. Como resultado se tiene desde el punto de vista cinético, una configuración de mezcla completa y por otra parte, el efluente fluye dentro del reactor en una configuración de flujo pistón.

En los aspectos constructivos deben disponerse las zonas anóxicas y aerobias para cumplir con la relación de volúmenes (Vaireado y Vanóxico) determinado en su dimensionamiento.

Es imprescindible un control automático del proceso, ya sea a la concentración de oxígeno disuelto, la concentración de nitratos, la concentración de nitrógeno amoniacal o el potencial redox.

## 2.7 Sistemas de remoción biológica de fósforo

Las configuraciones para remoción biológica de fósforo contienen todas el proceso básico, basado en una zona anaerobia y luego una zona aerobia como se muestra en la Figura 6.

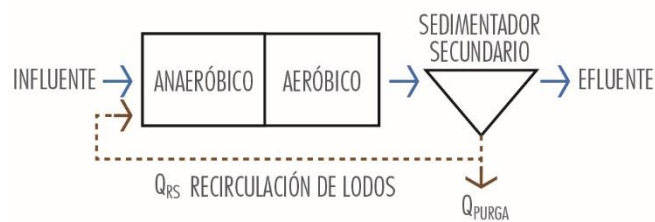


Figura 6: proceso Phoredox (A/O)

La necesidad de esta secuencia básica fue evidenciada por Barnard en 1974 quien la denominó Phoredox (A/O), (anaerobio/aerobio), siendo este proceso patentado. La función del reactor anaerobio previo al reactor aerobio permite las condiciones que favorecen el crecimiento de las “PAO”, y la alternancia de los medios anaerobio-aerobio, que llevan a la incorporación aumentada de fósforo en la biomasa. Esta configuración no contempla la nitrificación ni desnitrificación, sino únicamente la remoción de carbono y de fósforo, para lo cual se requieren SRT mayores a 2-3 días (ATV-A 131, 2001) (Metcalf and Eddy, 2003). El TRH del tanque anaeróbico es de 30 min a 1 hora; el SRT del licor de mezcla de la zona aeróbica es de 2 a 4 días (dependiente de la temperatura).

A los efectos de mejorar la eficiencia en la remoción (biológica) de fósforo, deben tenerse en cuenta los siguientes aspectos:

- 1) efluentes que ingresan a la zona anaerobia con mayor carga de materia orgánica fácilmente biodegradable, maximizan la remoción.
- 2) menores SRT implican mayor eficiencia de remoción;
- 3) minimizar el ingreso de oxígeno o nitrato a la zona anaerobia (que consumen la materia orgánica fácilmente biodegradable);
- 4) prever aquellos sistemas de deshidratación de lodos (especialmente de los lodos con concentración de fósforo bioaumentada), que minimicen el ingreso de fósforo re-disuelto en el lixiviado;
- 5) maximizar la eficiencia de remoción de Sólidos Suspendidos en el efluente final (luego del clarificado).

Las distintas configuraciones a partir de este proceso básico, estarán determinadas por otros requerimientos como pueden ser la remoción de nitrógeno o DBO<sub>5</sub>. Algunas variaciones en la configuración pueden ser:

- 1) la combinación del proceso básico anaeróbico/aeróbico, con otras secuencias para remoción de nitrógeno.
- 2) La corriente de recirculación que llega al anaerobio puede ser de: recirculación de lodos activos (espesados en el sedimentador), y/o de recirculación de licor desde el reactor de nitrificación (aireado con alta concentración de nitratos), y/o desde el reactor de desnitrificación (anóxico con baja concentración de nitratos).
- 3) agregar ácidos grasos volátiles a la zona anaeróbica, o acetato, o una corriente procedente de una fermentación de barros de sedimentador primario



- 4) uso de múltiples etapas anaerobias/aerobias
- 5) las etapas anaerobias/aeróbicas pueden implementarse en el flujo principal, o en el flujo secundario correspondiente a la recirculación de barros. Esta última variante consiste en un proceso patentado llamado Phostrip™ (no se profundizará sobre este en el documento).

## **2.8 Sistemas conjuntos de remoción biológica de fósforo y nitrógeno**

### **2.8.1 Sistema A2/O y UCT**

La secuencia es anaerobia/anóxica/aerobia, esta configuración se utiliza cuando también se requiere remoción de nitrógeno. Sin embargo, debe tenerse en cuenta, que es necesario realizar la etapa de desnitrificación, porque en caso contrario se estaría enviando una concentración demasiado alta de nitratos al tanque anaerobio.

En la configuración A2/O, la recirculación de lodos se envía al reactor anaerobio. La existencia de la zona anóxica donde se da la desnitrificación, lleva a la reducción de la concentración de nitratos en el sistema, y reducción de los que ingresan al tanque anaeróbico mediante a recirculación de barros.



Figura 7: SLA con reactor anaerobio, configuración A2/O

En la Figura 7 se muestra el esquema de funcionamiento de un SLA con un reactor anaerobio previo.

El reactor anaerobio, también sirve para reducir el riesgo de la formación de bacterias filamentosas, como se verá más adelante.

En el sistema UCT, la recirculación de lodos se envía al reactor anóxico; y la recirculación del licor de mezcla de salida del reactor anóxico (con concentración mínima de nitrato), se envía al tanque anaerobio. Este sistema es parecido al A2/O, pero su diseño implica una minimización de los nitratos que ingresan al tanque anaerobio, debido a dos razones: a) la recirculación de los lodos del sedimentador secundario se envía al reactor anóxico (no al anaerobio), y el licor de mezcla se recircula hacia el tanque anaerobio desde la salida del reactor anóxico, donde la concentración de nitratos es la más baja del sistema.

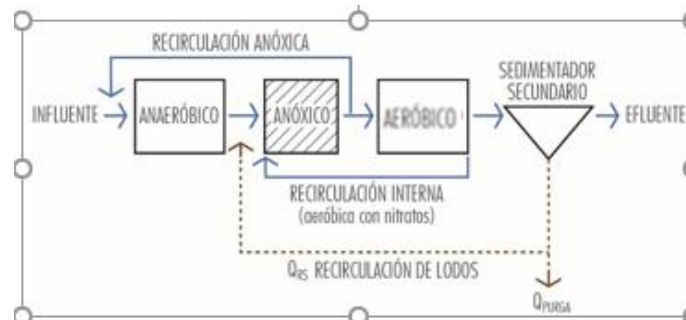


Figura 8: SLA con reactor anaerobio, configuración UCT

En el A2/O el TRH de la zona anóxica es aproximadamente 1 hora. La existencia de la zona anóxica reduce la concentración de nitratos, y por ende ingresan menos nitratos a la zona anaeróbica por la corriente de recirculación de lodos.

## 2.9 Sistemas con selector

Tal como se verá en el capítulo “2.15 – Aspectos de operación” el desarrollo de bacterias filamentosas en los lodos es un aspecto crucial en los SLA. Es necesario en los procesos de lodos activados, promover el desarrollo de bacterias formadoras de flóculos, que sedimentarán fácilmente en el sedimentador, con el objetivo doble de obtener un efluente clarificado, y unos barros con adecuado espesamiento.

La aplicación de selectores (aeróbicos o anaeróbicos) consiste en la tecnología más adecuada para proveer las condiciones de operación que eliminan la formación de bacterias filamentosas

### 2.9.1 SLA con selector aeróbico, anóxico o anaeróbico

La función del selector es eliminar o reducir el desarrollo de las bacterias filamentosas, para lo cual se favorece el desarrollo de las bacterias formadoras de flóculos, en detrimento de las filamentosas. Las condiciones “selectivas” se establecen en base a la cinética, o en base al metabolismo. El primer caso corresponde a selector aerobio, y el segundo caso a selectores anóxicos o anaerobios.

#### **Selector aerobio:**

El mecanismo de selección cinético se basa en el hecho que la presencia de altas concentraciones de materia orgánica fácilmente biodegradable, favorecen el crecimiento diferenciado de las bacterias formadoras de flóculos, en vez de las bacterias filamentosas; ya que las primeras crecen más rápidamente, cuando hay alta concentración de materia orgánica. Por lo tanto, una configuración con un reactor con tiempo de residencia bajo (TRH 20-60 min.), tendiendo a modelo de flujo pistón, es preferible a uno grande que favorezca la mezcla completa.

Los reactores SBR también se pueden operar con este concepto de alta concentración de materia orgánica degradable (o en otras palabras alto gradiente de concentración), lo cual depende de la estrategia de alimentación, y el orden y duración de las etapas aireado/anoxia en los ciclos. Cabe indicar que debe regularse que el consumo de materia

orgánica no sea demasiado, tal que se comprometa la desnitrificación posterior.

### **Selectores anaerobio o anóxico:**

El mecanismo de selección metabólico se basa en que, en condiciones anóxicas las bacterias filamentosas no pueden desarrollarse (ya que son aerobias), no se conoce especie de filamentosas que pueda utilizar el nitrato o el nitrito como aceptor de electrones (Metcalf and Eddy, 2003). En el caso de los selectores anaeróbicos, ocurre algo similar, las bacterias filamentosas no pueden almacenar polihidroxibutirato, por lo tanto, no consumen acetato, y no pueden desarrollarse. La presencia de PHB favorece el crecimiento de las PAO, en vez de las filamentosas.

### **Resumen**

A modo de síntesis de esta sección, en la que se describen las variaciones en las configuraciones, se puede constatar que existe gran multiplicidad de configuraciones; y tal como se mencionó al comienzo de la misma, dependen de la combinación entre los modelos de flujo (de mezcla completa y pistón), la alternancia de las zonas anóxicas/aeróbicas/anaeróbicas, las recirculaciones, y las estrategias de alimentación, de oxigenación, de recirculación, de duración de los ciclos.

Se ha intentado caracterizar brevemente las configuraciones que tendrán relevancia en el análisis posterior de las industrias; describir sus ventajas y

desventajas, así como mencionar las características que las hacen más apta para una situación determinada, y en términos generales los valores típicos de los parámetros de diseño y operación.

Los sistemas descritos anteriormente en este capítulo, en condiciones favorables, permiten alcanzar las siguientes concentraciones:

- nitrógeno total menores de 5 - 10 mgN/L; nitrato menores a 5 - 10 mgN/L y concentración de nitrógeno amoniacal menores de 1-2 mgN/L.
- fósforo total menores a 1 – 2 mgP/L.

Debe tenerse en cuenta que cuando los límites de fósforo a verter en *muestras instantáneas* son menores a 1 mgP/L, por ej  $C_{P,ER} = 0,8 \text{ mg/L}$ , estos valores no pueden alcanzarse en sistemas de lodos activados de una etapa (si bien en condiciones favorables, se pueden alcanzar concentraciones menores a 1,0 mgP/L como valores medios (ATV-A 131, 2001).

## **2.10 Nuevos sistemas y tendencias para remoción de nitrógeno**

La eliminación de nitrógeno mediante el camino metabólico tradicional de nitrificación/desnitrificación utilizando la tecnología de lodos activados, se ha desarrollado y utilizado de manera exitosa en las últimas décadas. Sin embargo, los SLA cuentan con ciertas desventajas intrínsecas, que surgen

precisamente de las condiciones que debe proveerse al sistema, para que se den los procesos biológicos de nitrificación autótrofa y desnitrificación heterótrofa (Lackner, y otros, 2014).

Tal como se describió precedentemente los procesos de N/D requieren de edad de lodos mayores, para permitir el crecimiento de las bacterias nitrificantes autótrofas; cuanto mayor el SRT, será mayor la masa de sólidos en el reactor y mayor el consumo de oxígeno. Las bacterias nitrificantes tienen incidencia en la demanda de oxígeno, pero es despreciable su incidencia en la masa de sólidos del reactor, dado que en realidad la biomasa de las nitrificantes son menos de un 2% de la masa total del reactor (Lackner, y otros, 2014) que cita a (Ekama and Wentzel, 2008). En consecuencia, las nitrificantes definen el SRT y por lo tanto la carga orgánica a ser removida, y la sedimentabilidad del lodo determina el tamaño del sistema.

El proceso de N/D requiere de unidades de gran volumen, que ocupan gran superficie espacial, tienen alto consumo de energía (principalmente debido a la aireación, pero también debido a la recirculación), y grandes volúmenes de generación de lodos que se deben gestionar. Si la nitrificación se pudiera realizar a menores SRT y la separación sólido-líquido fuera independiente a la concentración de lodos y de su sedimentabilidad, entonces el tamaño de las unidades podría disminuirse sustancialmente (Lackner, y otros, 2014) .

Asimismo, el proceso de desnitrificación requiere de materia orgánica, y la relación deficitaria de  $DBO_5/N$  de algunos efluentes hace necesario el agregado de materia orgánica externa, insumiendo costos adicionales.

En los últimos años, se ha descubierto un camino metabólico distinto: la oxidación anaeróbica del amonio (anaerobic ammonium oxidation, Anammox por sus siglas en inglés). En la década de los 90 se descubrió una bacteria que utiliza el amonio como dador de electrones y el nitrito como aceptor de electrones, para convertirlos anaeróbicamente en nitrógeno gas (90%) y algo de nitrato (10%). Estas bacterias son autótrofas y anaeróbicas estrictas.

Por lo tanto, las bacterias anammox requieren que haya nitrito en el sistema, es decir que se dé el proceso de nitrificación, pero se inhiba el proceso de nitratación. El nitrito es consumido en condiciones determinadas por las bacterias anammox para producir nitrógeno gas, lo que podría verse como un “cortocircuito” en la ruta tradicional de N/D. Este proceso se le llama PN/A (Partial Nitritation/Anammox).

La aplicación tecnológica del proceso biológico PN/A, es sumamente interesante, dado que reduce los requerimientos de aireación en un 60%, la generación de barros en un 90% y la necesidad de materia orgánica en un 100%. (Lackner, y otros, 2014).

Esta reducción significativa de los costos asociados a la remoción de nitrógeno ha derivado en la investigación y desarrollo exponencial de las



tecnologías que permiten la aplicación de los procesos de PN/A, y al año 2014 había implementada unas 100 instalaciones a escala real la mayoría en Europa (Lackner, y otros, 2014).

Cabe destacar que las condiciones para su aplicación son aún restringidas, pero, considerando las ventajas asociadas, y la tendencia al desarrollo, uso y aplicación de esta tecnología, es que se entiende necesario mencionar dichas tecnologías en el presente documento. Todas las aplicaciones a escala industrial que existen al momento corresponden a corrientes de efluentes con alta temperatura ( $>30^{\circ}\text{C}$ ), relación DQO/N muy baja (1-2), y gran concentración de amonio. Los efluentes que tienen estas características corresponden a sectores industriales como: petroquímica, química, fertilizantes, semiconductores, farmacéuticas; y también el lixiviado de la deshidratación de barros procedentes de la digestión anaeróbica de plantas de tratamiento cloacales.

La mayor cantidad de instalaciones operando (75%) (Lackner, y otros, 2014) son para el tratamiento colateral (side-stream) de esta última corriente (lixiviados de la digestión anaeróbica de plantas de tratamiento cloacales), mientras que en la línea principal del tratamiento de cloacales se utilizan Sistemas de Lodos Activados. Por otra parte, si se compara el promedio de carga de nitrógeno por planta, entonces hay más aplicaciones que tratan efluentes industriales, tal como se puede ver en la Figura 9.

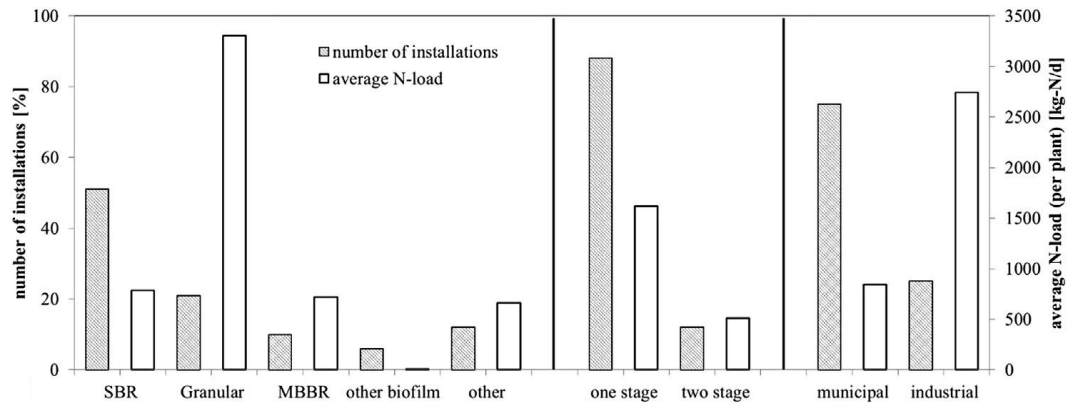


Figura 9: Distribución de instalaciones de PN/A, y carga de nitrógeno total por categoría. Tomada de (Lackner, y otros, 2014)

A modo de presentación, se mencionan a continuación, las tecnologías aplicadas en instalaciones a escala real:

- SHARON + ANAMMOX, la primera configuración a escala real se instaló en Holanda en 2007 tras 3,5 años de puesta en marcha, consiste en un sistema en dos etapas, en el primer reactor de lodos activos sin retención de biomasa se da la nitratación parcial, y en el segundo el proceso anammox.
- MBBR (Moving bed biofilm reactor)
- Proceso de biomasa granular, en el cual se utiliza reactores de forma air-lift que favorecen la granulación y sedimentación para mantener la biomasa en el reactor.
- Tecnología SBR, existiendo variadas estrategias de operación; la más aplicada a nivel mundial es la DEMON (correspondiendo a un 50% de

las instalaciones existentes), en la cual al SBR se le agrega un ciclón para separar selectivamente la biomasa anammox.

- IFAS (Integrated Fixed Film Activated Sludge) que provee un soporte para que crezca la biomasa anammox, y las AOB crecen como lodos suspendidos.

## 2.11 Descripción de los parámetros de diseño y operación

En este apartado se realizará una descripción de los parámetros para el diseño y parámetros de operación del SLA. En algunos casos se presentará la metodología para determinarlos. Esta descripción se basa en la guía (ATV-A 131, 2001). La lista de abreviaturas se encuentra en el ANEXO A.

### RESUMEN de los PARÁMETROS DE DISEÑO y de OPERACIÓN

#### Características del influente al SLA:

- Caudal de influente
- Concentración y cargas de contaminantes  $C_{DBO_5}$ ,  $C_N$ ,  $C_P$ ,  $C_{SST}$ ,  $B_{d,DBO_5}$
- Alcalinidad
- Relación de concentraciones ( $C_{DQO}/C_{DBO}$ ,  $C_{DBO}/C_{Ntotal}$ ,  $X_{SST}/C_{DBO}$ )

#### Para el reactor biológico:

- Temperatura del líquido del reactor, máxima y mínima
- Configuración del SLA
- Carga de lodos de  $DBO_5$
- Tiempo de retención de sólidos (que se asume igual a la edad de lodos)
- Producción de lodos y producción específica de lodos
- Volumen del reactor y masa de sólidos
- Cantidad de amonio a nitrificar
- Cantidad de nitrato a desnitrificar y capacidad de desnitrificación
- Relación de volúmenes anóxico/aireado

- Recirculación de lodos y recirculación interna
- Requerimientos de oxígeno

### **Parámetros de diseño para la remoción de fósforo**

- Dimensiones del reactor anaerobio (para remoción biológica)
- Determinación del fosfato a ser precipitado (remoción fisicoquímica)
- Determinación de la producción de lodos debido a la remoción de fósforo

### **Para el sedimentador secundario**

- Tipo de sedimentador y dimensiones (profundidad y área superficial)
- Carga hidráulica
- Tasa volumétrica de lodos
- Concentración de sólidos en el reactor (MLSST)
- Índice de sedimentabilidad de lodos (ISL)
- Concentración de sólidos en zona de espesado ( $SST_{BS}$ ) y tiempo de espesado

#### **2.11.1 Caracterización del líquido a tratar**

Para un adecuado diseño, el paso fundamental es conocer adecuadamente el líquido a tratar: los caudales de ingreso, los contaminantes que contiene, y la cantidad en que están presentes (concentración y cargas), la alcalinidad, y la variación de estos parámetros a lo largo del día.

Cabe aclarar, que en este apartado se describirán las características del influente al SLA; que difiere del efluente bruto generado, dado que éste último atraviesa un pretratamiento antes de ingresar al SLA. Es importante para el diseño del SLA asegurarse la ausencia (o baja concentración) de ciertos constituyentes, como son: aceites y grasas, metales, sustancias tóxicas o inhibitorias, entre otros; los cuales afectan de manera negativa el proceso biológico, y deberán removerse en el pretratamiento.

El efluente doméstico es un líquido que por sus características es apto para ser tratado mediante Sistemas de Lodos Activados. En el caso de los efluentes de origen industrial, deberá evaluarse su aptitud para ser depurados mediante estos sistemas. Por otra parte, tal como se comentó en el “Capítulo 1”, para el caso de Uruguay, las industrias que predominan son del tipo agroindustrial, y en términos generales cuentan con características similares a los efluentes domésticos. Son efluentes del tipo orgánico, con una relación adecuada DQO/ DBO<sub>5</sub> que indica buena degradabilidad de la materia orgánica, relación adecuada DBO<sub>5</sub>/fósforo y DBO<sub>5</sub>/Nitrógeno a desnitrificar; además, mediante un adecuado pretratamiento se puede remover los contaminantes que perjudican el proceso de nitrificación/desnitrificación, de manera de alcanzar las características que le confieren aptitud para el ingreso a los Sistemas de Lodos Activados.

### 2.11.2 Caudal de influente

A los efectos del diseño del Sistema de Lodos Activados, deben conocerse los siguientes caudales de ingreso de efluentes:

- Diarios ( $m^3/d$ ): el caudal para el cual el 85% de los caudales se encuentra por debajo ( $Q_d$ )
- Horarios ( $m^3/h$ ): mínimo ( $Q_{mín}$ ), medio ( $Q_{medio}$ ) y el caudal máximo ( $Q_{máx}$ )

El caudal medio diario  $Q_d$ , es el valor que se utiliza para el diseño de la edad de lodos (SRT) y la concentración de sólidos en el reactor (MLSST).

El caudal máximo,  $Q_{máx}$  ( $m^3/h$ ) es necesario para diseñar los aireadores y el sedimentador secundario. El caudal máximo horario de tiempo seco para diseñar el tanque anaeróbico de mezcla (remoción biológica de fósforo) y los caudales de recirculación.

### 2.11.3 Concentración y carga de contaminantes

Para el diseño de un SLA los principales constituyentes a determinar son: el sustrato carbonáceo, compuestos de nitrógeno, compuestos de fósforo, sólidos suspendidos totales, sólidos suspendidos volátiles y la alcalinidad.

La concentración de los compuestos de nitrógeno y fósforo se determina directamente. Las técnicas analíticas de referencia se pueden ver en el

Manual de procedimientos analíticos para muestras ambientales (División Laboratorio Ambiental de DINAMA, 2017).

#### **2.11.4 Determinación de sustrato carbonáceo**

La determinación de la concentración de sustrato carbonáceo, a diferencia de N y P, se realiza indirectamente, mediante análisis de DQO o DBO<sub>5</sub>. En cualquiera de los dos casos, la determinación está afectada de cierta incertidumbre analítica.

Hasta el presente, se diseñaba en base de la DBO<sub>5</sub>, sin embargo la tendencia es diseñar en base a la DQO (Metcalf and Eddy, 2003), (ATV-A 131, 2001), ya que mediante un balance de masa, entre DQO que ingresa al reactor y la que sale, se puede realizar un seguimiento directo de las transformaciones que sufrió la materia orgánica, cuánta se oxidó y cuánta se incorporó a la biomasa. Por otra parte, la desventaja del diseño basado en la DQO es que requiere una caracterización del influente mucho más detallada, dado que solo una parte de la DQO es biodegradable.

El balance de masa de DQO es interesante, ya que permite entender las reacciones que ocurren en el reactor de lodos activados, una descripción detallada se puede encontrar en (ATV-A 131, 2001) (Metcalf and Eddy, 2003).



En la presente tesis, se analizan los proyectos a partir de la  $DBO_5$ , dado que todos fueron diseñados a partir de este parámetro, y son los datos con los que se cuenta.

La carga diaria de  $DBO_5$  o DQO, se calcula mediante el caudal medio diario y la concentración media diaria  $B_{DBO} = Q_d \cdot C_{DBO}$ .

A modo de resumen, se indica cómo intervienen en el proceso de diseño las cargas del influente:

- Carga orgánica de  $DBO_5$ , carga de sólidos suspendidos y carga de fósforo: para determinar la producción de lodos y por tanto el volumen requerido del reactor aireado a la temperatura de diseño; mayor carga de materia orgánica implica mayores volúmenes del reactor de aireación y mayor producción de barro.
- Carga orgánica diaria de  $DBO_5$  ( $B_{d,DBO}$ ) y carga diaria de nitrógeno para el diseño del sistema de aireación (el cual de modo conservador se diseña para la temperatura máxima); mayor carga orgánica implica mayor requerimiento de oxígeno.
- La concentración de nitrógeno ( $C_N$ ) y materia orgánica ( $C_{DBO}$ ) para determinar el nitrato a ser desnitrificado.
- La concentración de fósforo ( $C_P$ ) para diseño de su remoción (biológica y/o fisicoquímica)

En la Tabla 2 se describe brevemente el efecto de la influencia de materia

orgánica fácilmente biodegradable, en los distintos procesos de nitrificación/desnitrificación.

Tabla 2: Resumen de la influencia de DBO<sub>5</sub> o DQO fácilmente biodegradable en los procesos de N/D

Proceso	Efecto de la concentración de DQO fácilmente biodegradable
Aireación en el SLA	Cuando el proceso es flujo pistón, o reactores de mezcla completa en varias etapas, se requiere mayor aireación en la entrada, demandada por el consumo de DBO <sub>5</sub> o DQO fácilmente biodegradable
Desnitrificación	Cuando el proceso es de desnitrificación en cabeza (zona anóxica anterior al reactor aireado), una alta concentración de DBO <sub>5</sub> o DQO favorece el consumo de nitratos, y por ende se tendrá una tasa de desnitrificación alta
Remoción biológica de Fósforo	La DBO <sub>5</sub> o DQO fácilmente biodegradable se convertirá rápidamente a acetato; una mayor concentración de acetato, favorecerá el crecimiento de las bacterias acumuladoras de Fósforo (PAO)
Pre-selectores	Mayores concentraciones de DQO fácilmente biodegradable, favorecerá el consumo rápido y el desarrollo de biomasa como flóculos, lo cual es beneficioso para el ISL.

Adaptado de (Metcalf and Eddy, 2003)

### 2.11.5 Cargas procedentes de procesos de digestión de barros

Las cargas, de corrientes de filtrados, o lixiviados procedentes de procesos de deshidratación de barros, pueden ser significativas, y deben contabilizarse como cargas de ingreso en el diseño.

El lixiviado que se genera en la deshidratación de barros de digestión anaeróbica, contiene amonio en concentraciones altas, podría asumirse

que un 50% del nitrógeno orgánico que se introduce en el digestor es liberado como nitrógeno amoniacal (ATV-A 131, 2001, pág. 21). Según (Metcalf and Eddy, 2003), las concentraciones de los lixiviados procedentes del digestor anaerobio de barros (procesos anaerobios), pueden contener concentraciones de nitrógeno amoniacal entre 1000 – 2000 mgN/L.

Por otra parte, las cargas de materia orgánica o de fósforo (en particular si no hay incorporación bioaumentada), en general no son tan importantes (Metcalf and Eddy, 2003) (ATV-A 131, 2001). Si bien, al momento del diseño, esta suposición debería corroborarse realizando un balance de masas de los sólidos retenidos, y suponer que la materia orgánica, fósforo y nitrógeno de estos sólidos se solubiliza nuevamente.

#### **2.11.6 Alcalinidad**

El proceso de nitrificación consume alcalinidad, por lo que debe controlarse y eventualmente rectificarse mediante agregado de soda.

#### **2.11.7 Limitaciones de nutrientes**

En el caso de algunos efluentes industriales, es importante evaluar que cuente con nutrientes en cantidad necesarias, pudiendo ser problemático cuando las concentraciones de nitrógeno y fósforo se encuentran en el rango 0,1 – 0,3 mg/L. Como regla general, para SRT mayores a 7 días, se

requiere 5 g de nitrógeno y 1 g de fósforo cada 100 g de DBO<sub>5</sub> para asegurarse que los nutrientes no sean limitantes (Metcalf and Eddy, 2003).

### 2.11.8 Requerimientos del efluente de salida

Las concentraciones a alcanzar en el efluente de salida están dadas por la normativa uruguaya, que al momento son el Decreto 253/979 y la Resolución RM 966/013 que establece límites adicionales para ciertos emprendimientos ubicados en la Cuenca del Río Santa Lucía. Asimismo, en algunos casos se establecieron requerimientos particulares que dependerán de la autorización ambiental con que cuente el emprendimiento. En la Tabla 3 se muestran los límites máximos de la normativa. En el manual de procedimientos analíticos para muestras ambientales (División Laboratorio Ambiental de DINAMA, 2017) se indican las técnicas de referencia que establece la normativa uruguaya para la determinación de estos parámetros.

Tabla 3: límites que establece la normativa para DBO<sub>5</sub>, nitrógeno y fósforo

Parámetro	Límite	referencia
DBO <sub>5</sub>	60 mg/L	Dec. 253/979
Nitrógeno amoniacal	5 mg/L	Dec. 253/979
NKT	10 mg/L	RM 966/2013
Nitrato + Nitrito	20 mg/L	RM 966/2013
Fósforo	5 mg/L	Dec. 253/979

Un aspecto fundamental en el diseño de los procesos biológicos es que se basa en concentración y cargas promedio diarias, pero la normativa

establece valores instantáneos. Por esta razón no deberían utilizarse para el diseño las concentraciones a alcanzar en función del límite establecido por normativa, sino que debe darse un margen de seguridad para contemplar las variaciones diarias.

## **2.12 Parámetros y variables para el diseño del reactor biológico**

Los parámetros que se mencionarán a continuación son los sugeridos por la guía alemana (ATV-A 131, 2001), la interpretación de los mismos, así como los valores de referencia, también se realizó tomando en cuenta el (Metcalf and Eddy, 2003).

### **2.12.1 Temperatura**

El valor mínimo de temperatura es el primer parámetro a definir, ya que influye en la edad de lodos, el cual a su vez es el parámetro fundamental para el desarrollo de las bacterias nitrificantes.

### **2.12.2 Carga de lodos de $DBO_5$**

La carga de lodos es la masa de materia orgánica que ingresa al reactor, por unidad de masa de microorganismos (expresada en SST) en el reactor. También se le conoce como relación alimentos/microorganismos (F/M) o factor de carga.

$$\begin{aligned}
 \text{carga de lodos} &= \frac{\text{carga de DBO de entrada}}{V_{AT} \cdot \text{MLSST}} = \frac{\text{kg DBO/d}}{\text{m}^3 \cdot (\text{kg SST/m}^3)} \\
 &= \frac{\text{kg DBO}}{\text{kg SST} \cdot \text{d}}
 \end{aligned}
 \tag{ 8}$$

La carga de lodos es un parámetro de diseño, en el entendido que, para valores dentro de los rangos de referencia, se cuenta con suficiente masa de microorganismos, ( $Masa_{SST,AT}$ ) para que ocurra la nitrificación.

Valores típicos:

- Industriales entre 0,05 y 0,15 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d (máx 0,2 kg DBO<sub>5</sub>/ kg SST.d)
- Municipales 0,6 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d

Para los sectores industriales en estudio las guías técnicas alemanas, recomiendan los siguientes valores de carga de lodos

- Frigoríficos: hasta 0,15 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d (ATV - M767, 1988)
- Lácteas: entre 0,05 y 0,2 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d , (DWA-M 708, 2011)
- Cervecerías: entre 0,05 y 0,08 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d, (DWA-M 732, 2017)

### 2.12.3 Concentración de sólidos en el reactor

La cantidad de biomasa en el reactor se mide como la fracción particulada del licor de mezcla. Sin embargo, son varias, además de la biomasa, las componentes que aportan a la fracción de sólidos, y dependiendo de la unidad de cálculo que se utilice (DBO<sub>5</sub>, DQO, SSV o SST), se podrán

determinar algunas o varias de esas componentes. La explicación de cada uno de los componentes se adaptó del (Metcalf and Eddy, 2003):

**Componente A:** corresponde al crecimiento neto de la biomasa. Comprende tanto la biomasa heterótrofa como la nitrificante. Además, en este término se incluye el crecimiento y el decaimiento celular.

**Componente B:** corresponde a materia orgánica no biodegradable, denominada “restos celulares”, que se libera en el proceso de decaimiento celular. Cabe destacar que esta componente se contabiliza en el análisis de SSV, y en el de DQO (ya que corresponde a materia orgánica), pero no se contabiliza en el análisis de  $\text{DBO}_5$  (dado que corresponde a sólidos volátiles no-biodegradables).

**Componente C:** corresponde a la fracción de SSV no biodegradables que ingresan con el influente al sistema (se miden como DQO pero no como  $\text{DBO}_5$  dado que son no-biodegradables).

**Componente D:** corresponde a la fracción de sólidos inorgánicos que ingresan con el influente al sistema (se cuantifican como SST pero no como SSV, y no los mide ni el análisis de DQO, ni el de  $\text{DBO}_5$ ).

**Componente E:** corresponde a los sólidos generados en la remoción de fósforo, tanto los generados por precipitación fisicoquímica, como la biomasa que se generan por el proceso de incorporación bioaumentada de fósforo. Como es un término independiente, se analizará en la sección

“2.13.3 - Determinación de la producción de lodos debido a remoción de fósforo”.

La concentración de sólidos se puede expresar como sólidos suspendidos volátiles, o sólidos suspendidos totales. El primero era el parámetro que se utilizaba para el dimensionamiento antiguamente, sin embargo, al presente se utiliza los sólidos suspendidos totales, debido a su facilidad de medida y que las constantes cinéticas se pueden expresar en base a estos.

#### **Concentración de sólidos en reactor aireado cuantificados como SSV:**

Cuando se pretende diseñar en base a los SSV en el reactor, debe tenerse en cuenta que lo integran las siguientes componentes:

$$MLSSV = A_{(biomasa)} + B_{(restos\ celulares\ inertes)} + C_{inertes\ org.\ influ} \quad Ec (9)$$

#### **Concentración de sólidos en reactor aireado, cuantificados como SST:**

Análogamente, si se quiere diseñar en base a SST en el reactor, debe tenerse en cuenta que lo integran las siguientes componentes:

$$MLSSST = A_{(biomas)} + B_{(restos\ celu.inert)} + C_{inert\ org.\ influ} + D_{inert\ inorg.influ} + E_{fósfo} \quad Ec (10)$$

En efluentes domésticos se tiene que los SSV corresponden aproximadamente a un 75% de los SST. Este valor también se asume para el dimensionamiento de efluentes industriales normales; en efluentes con



gran inertización de flóculos, se tiene que los SSV pueden disminuir a valores de 35 - 40% de los SST.

Valores típicos: (ATV - M767, 1988) , (DWA-M 708, 2011), (DWA-M 732, 2017), (Metcalf and Eddy, 2003)

Las concentraciones habituales de lodos en el reactor aireado son entre 3 a 5 kg/m<sup>3</sup>, pudiéndose alcanzar concentraciones menores de SST, como 2 kg/ m<sup>3</sup> y mayores hasta 7- 8 kg/m<sup>3</sup>.

La MLSST es un parámetro fundamental para el diseño del sedimentador secundario, ya que mantener determinada concentración en el reactor biológico, dependerá de la capacidad que tenga el sedimentador para espesar el lodo, así como la capacidad de la bomba de recirculación de lodos.

#### 2.12.4 Tiempo de retención de sólidos – Edad de lodos

Es el tiempo promedio en que el sólido permanece en el sistema.

$$SRT = \frac{\text{masa de sólidos en el reactor}}{\text{masa de sólidos que salen del sistema (en purga + en clarific)}} \quad \text{Ec ( 11)}$$

Si el sistema está en régimen, entonces los sólidos que se extraen serán igual a los sólidos que se producen:

$$SRT = \frac{(\text{concentración sólidos en el reactor}) \cdot (\text{volumen del reactor})}{\text{Producción de sólidos}} \quad \text{Ec ( 12)}$$

Debe tenerse en cuenta que la producción de biomasa, producción de lodos, o sólidos totales, refieren a distintos componentes de la fracción insoluble del licor de mezcla; sin embargo, se asume que la mezcla es homogénea, y estas componentes se encuentran en la misma proporción en la fracción insoluble, tanto del reactor, como de las dos corrientes de salida (purga y clarificado).

$$SRT = \frac{X_i \cdot V_{AT}}{P_{Xi}} \quad \text{Ec ( 13)}$$

$V_{AT}$  volumen del reactor biológico

$X_i$  concentración de la fracción insoluble

$P_{Xi}$  producción de la fracción insoluble

En otras palabras, el sufijo *i* puede hacer referencia a la biomasa exclusivamente (lo que corresponde a la edad celular propiamente dicha); la materia orgánica (biomasa + restos celulares); o los sólidos totales (fracciones anteriores + sólidos inorgánicos). Asumiendo que se mantiene la proporción de cada componente (de biomasa, sólidos orgánicos y sólidos totales), tanto en el reactor como en la salida (purga y clarificado); entonces se tiene que la Edad celular es igual al Tiempo de Retención de Sólidos<sup>2</sup>.

---

<sup>2</sup> Además se asume que la masa de sólidos en el sedimentador secundario es despreciable respecto a la masa del reactor biológico

---

Por lo tanto, si la fracción de sólidos se cuantifica como SST, según las Ec ( 11) y Ec ( 12), se tiene el tiempo de retención de sólidos, en base a los SST:

$$SRT = \frac{MLSST \cdot V_{AT}}{SP_d} = \frac{MLSST \cdot V_{AT}}{Q_p \cdot SST_p + (Q_D - Q_p) \cdot SST_{EST}} \quad \text{Ec ( 14)}$$

$Q_D$	caudal medio diario (m <sup>3</sup> /d)
$Q_p$	caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)
$SST_p$	concentración de sólidos en la purga
$SST_{EST}$	concentración de sólidos en la salida del clarificado
$SP_d$	Producción de sólidos (kg SST/d)

El SRT depende directamente de la temperatura. Es el parámetro básico de diseño según (ATV-A 131, 2001), dado que a partir de éste se determinan: el volumen del tanque de aireación, la producción de barros y los requerimientos de oxígeno. Por otra parte, también oficia como un parámetro operativo tal como se verá oportunamente. En (ATV-A 131, 2001), se presenta una metodología para determinar el SRT.

Valores típicos:

En la Tabla 4, se observan valores típicos de SRT, para el tratamiento de barros activados, en función del proceso biológico.

Tabla 4: rangos típicos de SRT para el tratamiento de barros activados

Objetivo del Tratamiento	Rango de SRT (d)	Factores que afectan el SRT
Remoción únicamente de DBO <sub>5</sub> soluble en aguas domésticas	1 – 2	Temperatura
Degradación de partículas orgánicas en aguas domésticas	2 – 4	Temperatura
Desarrollo de biomasa floculenta (en floc) para el tratamiento de aguas domésticas	1 – 3	Temperatura
Desarrollo de biomasa floculenta (en floc) para el tratamiento de aguas industriales	3 – 5	Temperatura/ tipo de efluente
Nitrificación completa	3 – 18	Temperatura/ tipo de efluente
Remoción biológica de fósforo	2 – 4	Temperatura
Estabilización de barros activados	20 – 40	Temperatura
Degradación biológica de compuestos xenobióticos	5 – 50	Temperatura/tipo de efluente/ adaptación de biomasa

Adaptado de (Metcalf and Eddy, 2003)

### 2.12.5 Producción de sólidos (SP<sub>d</sub>)

La producción de sólidos representa la masa de material que debe removerse diariamente, para que el sistema se mantenga en régimen.

$$SP_d = Masa_{SST, en\ purga} + Masa_{SST, clarific} = Q_P \cdot SST_P + (Q_D - Q_P) \cdot SST_{EST} \quad Ec (15)$$

Cabe aclarar que se utilizan indistintamente las expresiones: Producción de sólidos = Producción de lodos = Producción de biomasa. Si bien, cómo se expresa precedentemente en la sección “2.12.3- Concentración de sólidos en el reactor”, la producción de cada una de las componentes de

la fracción insoluble es distinta, a lo largo del documento se utilizan como sinónimos, a menos que se indique específicamente. Por lo tanto, la producción de sólidos se puede cuantificar como SST o SSV, [kg SST que se producen/día] o [kg SSV que se producen/día]

### **Producción de sólidos como parámetro de diseño**

La producción de sólidos ( $SP_d$ ) es un parámetro fundamental para el diseño del sistema de tratamiento de lodo. Cuando las unidades para tratamiento del lodo están sub-dimensionadas, se afecta el tratamiento de efluentes, dado que, al no contar con las posibilidades de retirarlo del reactor biológico, se acumula en el mismo recargándolo, y por tanto afectando la performance del reactor y comprometiendo la capacidad del sedimentador secundario.

Cabe aclarar que la producción de sólidos no es un parámetro que se puede fijar para el diseño, dado que ésta depende de la degradación biológica (entre otras cosas), y de las características del efluente. La etapa de diseño implica una suposición del valor que va a adquirir la producción de lodos, en función de las características del efluente, tal como se verá a continuación (sección 2.12.6 “Producción específica de lodos o Sobreproducción de lodos, estimando el aporte de las distintas componentes: biomasa, material orgánico biodegradable que no forma parte de la biomasa y sólidos insolubles inorgánicos. Para una explicación

detallada de la metodología para hallar este parámetro remitirse a la guía (ATV-A 131, 2001).

Debe tenerse en cuenta en la producción de sólidos, si hay remoción de fósforo.

$$SP_d = SP_{d,C} + SP_{d,P} \quad \text{Ec ( 16)}$$

$SP_{d,C}$  producción diaria de sólidos debido a degradación de carbono (kg SST/d), incluye todas las componentes que aportan a la generación de sólidos: biomasa, restos celulares, sólidos orgánicos no biodegradables e inertes.

$SP_{d,P}$  producción diaria de sólidos debido a remoción de fósforo (kg SST/d)

$SP_d$  producción total de sólidos (kg SST/d)

### **Producción de Sólidos como parámetro operativo**

En la etapa de operación, se puede determinar la producción de lodos mediante la Ec ( 11).

#### **2.12.6 Producción específica de lodos o Sobreproducción de lodos**

Se define como: la Producción de lodos, en base a la carga orgánica de entrada.

$$SP_{esp,DBO} = \frac{SP_{d,C}}{B_{DBO,d}} = \frac{\text{kg SST producidos/día}}{\text{kg DBO que ingresa /día}} \quad \text{Ec ( 17)}$$
$$= \text{kg SST produc/kg DBO ingres}$$

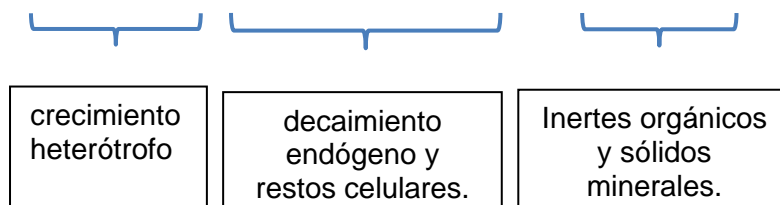
Teniendo en cuenta las componentes de la fracción de sólidos, se deduce que este parámetro dependerá de una variedad de factores. Entre otros, la producción específica de sólidos:

- disminuirá con el aumento de SRT, debido a la pérdida de biomasa por la respiración endógena;
- será menor a temperaturas mayores, debido a mayores tasas de respiración endógena a mayor temperatura;
- será mayor cuando no hay tratamiento primario, dado que ingresan más sólidos no biodegradables.

### **Producción específica de sólidos como parámetro de diseño**

A los efectos de determinar la producción debido a la degradación de carbono, la Guía técnica (ATV-A 131, 2001) sugiere el uso de la siguiente ecuación empírica en la cual están contempladas todas las “componentes A, B, C y D” (descritas en la sección 2.12.3- Concentración de sólidos en el reactor )

$$SP_{d,c} = Q_d \cdot C_{DBO} \cdot \left( Y_H - \frac{(1-b) \cdot K_{dH} \cdot f_T \cdot Y_H \cdot SRT}{1 + K_{dH} \cdot f_T \cdot SRT} + \right) + Q_d \cdot a \cdot X_{SST}$$



La Guía (ATV-A 131, 2001) propone los siguientes valores para los parámetros, y el siguiente factor de corrección de temperatura, que

corresponden a los coeficientes de Hartwig. Estos factores son ampliamente usados, encontrándose ampliamente probada su aplicabilidad en el diseño, para plantas de tratamiento en climas templados en condiciones de régimen (Walder, Lindtner, Poresl, Klegraf, & Vasantha, 2011).

$Y_H$	coeficiente de rendimiento heterótrofo	0,75 kg SST/kg DBO <sub>5</sub>
$Y_{dH}$	coeficiente de decaimiento	$Y_{dH} = 0,17 \text{ kg SST}/(\text{kg SST}\cdot\text{d})$
FT	factor de temperatura para respiración endógena	$F_T = 1,072^{(T-15)}$
b	coeficiente de restos celulares	0,2 (20%)
a	coeficiente de sólidos inertes y sólidos minerales	0,6 (60%)

$$SP_{esp,DBO} = \frac{SP_{d,c}}{B_{DBO,IAT}} = \left( 0,75 - \frac{(1 - 0,2) \cdot 0,75 \cdot K_{dH} \cdot f_T \cdot SRT}{1 + K_{dH} \cdot f_T \cdot SRT} + 0,6 \cdot \frac{X_{SS,IAT}}{C_{DBO,IAT}} \right) \quad \text{Ec ( 18)}$$

En la guía A 131 se brindan valores típicos de producción específica de lodos, a partir de la ecuación anterior, para determinadas condiciones de temperatura y para efluentes domésticos; para efluentes municipales se tiene valores entre 0,5 y 1,9 kg SST/kg DBO<sub>5</sub> entrada. Para efluentes industriales se recomienda valores de Producción específica de lodos entre 0,4 y 0,9 kg SST/ kg DBO<sub>5</sub> entrada (Carozzi, 2016).



### 2.12.7 Relación entre el SRT, la producción específica y la carga de lodos

$$SRT = \frac{1}{\text{carga de lodos} \times \text{Producción específica de lodos}} \quad \text{Ec ( 19)}$$

Esta relación es fundamental, dado que muestra la dependencia entre estos parámetros básicos. Se utiliza para el diseño para obtener el SRT a partir de los otros dos parámetros, y para el control de la operación determinando la Producción específica de lodos, a partir de la medición de los otros dos parámetros.

### 2.12.8 Cantidad de amonio a nitrificar

A partir de un balance de nitrógeno, la concentración promedio diaria de amonio a nitrificar se calcula de la siguiente forma:

$$S_{NH_4, a \text{ nitrif}} = C_{NKT, IAT} - (S_{Norg, EST} + S_{NH_4, EST} + X_{Norg, BM}) \quad \text{Ec ( 20)}$$

$C_{NKT, IAT}$  Concentración de nitrógeno Kjeldahl en la muestra homogeneizada, en el influente al reactor biológico.

$S_{Norg, EST}$  Concentración de nitrógeno orgánico en el clarificado del sedimentador secundario. Puede estimarse en 2 mg/L *para plantas municipales*. Esta suposición no es válida en las plantas que tienen digestión anaeróbica de barros y la corriente

de deshidratación ingresa al reactor biológico. Tampoco es válida para algunos sectores industriales.

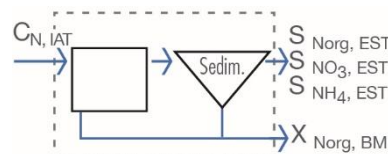
$S_{NH_4, EST}$  Concentración de nitrógeno amoniacal en el clarificado del sedimentador. Se toma igual a cero, asumiendo que todo el nitrógeno se transformó en nitrato, a los efectos de ser conservador en el diseño.

$X_{Norg, BM}$  Concentración de nitrógeno asimilado en los lodos extraídos en la purga. Remitirse a la guía (ATV-A 131, 2001) donde proponen valores en función de la DBO en el influente.

### 2.12.9 Cantidad de nitrato a desnitrificar

La cantidad de nitrato se calcula como la concentración promedio diaria de nitrato que debe desnitrificarse afectada por el

caudal diario. Con el objetivo de ser conservador en la obtención de este valor,



deberá calcularse la máxima cantidad de nitrógeno posible de ingresar al sistema, y asumir lo siguiente: 1) que se transforma la mayor cantidad posible en nitrato; y 2) que la mayor cantidad posible de nitrato se desnitrifica.

#### Balance de nitrato promedio diario:

$$\text{Nitrato a desnitrificar} = \text{Nitrógeno que entra} - \text{Nitrógeno en la salida}$$

$$S_{NO3,a desnit} = C_{N, IAT} - (S_{Norg, EST} + S_{NH4, EST} + S_{NO3, EST} + X_{Norg, BM}) \quad Ec (21)$$

A continuación, se valora cada término (ATV-A 131, 2001):

$C_{N, IAT}$  Concentración de nitrógeno total en la muestra homogeneizada, en el influente al reactor biológico.

$S_{Norg, EST}$  Concentración de nitrógeno orgánico en el clarificado del sedimentador secundario. Puede estimarse en 2 mg/L para plantas municipales. Esta suposición no es válida en las plantas que tienen digestión anaeróbica de barros y la corriente de deshidratación ingresa al reactor biológico. Tampoco es válida para algunos sectores industriales.

$S_{NH4, EST}$  Concentración de nitrógeno amoniacal en el clarificado del sedimentador. Se toma igual a cero, asumiendo que todo el nitrógeno se transformó en nitrato, a los efectos de ser conservador en el diseño.

$X_{Norg, BM}$  Concentración de nitrógeno asimilado en los lodos extraídos en la purga. En la guía (ATV-A 131, 2001) se proponen valores de nitrógeno en función de la DBO o DQO de entrada.

$S_{NO3, EST}$  Concentración de nitrato en el clarificado del sedimentador. Para evaluar este término, debe tenerse en cuenta que este valor es una concentración promedio diaria. Si los requerimientos normativos son para muestras instantáneas, como es el caso de Uruguay, entonces debe preverse un factor

de seguridad, para el nitrógeno inorgánico, por ej:  $S_{NO3, EST} = (0,8 \text{ a } 0,6) \cdot S_{Ninorg, ER}$ . El valor menor se toma para plantas donde hay grandes variaciones de carga de entrada.

### 2.12.10 Capacidad de desnitrificación

Un parámetro de diseño importante para el proceso de nitrificación/desnitrificación, es la capacidad de desnitrificación. El objetivo consiste en calcular la cantidad máxima de nitrato que debe desnitrificarse, y asegurarse de que, con el influente al reactor aireado (o al reactor anaeróbico de mezcla), se provee la materia orgánica necesaria para que todo el nitrato se desnitrifique.

$$\text{capacidad de desnitrificación} = \frac{\text{concentración de nitrato a desnitrificar}}{\text{concentración de materia orgánica}}$$

$$\text{capacidad de desnitrificación} = \frac{S_{NO3,a \text{ desnit}}}{C_{DBO, IAT}} \quad \text{Ec ( 22)}$$

Como valor de referencia, el inverso de la capacidad de desnitrificación debe ser mayor a 4:

$$\frac{C_{DBO, IAT}}{S_{NO3,a \text{ desnit}}} > 4 \quad \text{Ec ( 23)}$$

La capacidad de desnitrificación será la que definirá la relación de volúmenes necesaria entre la zona anóxica y la aireada.

### 2.12.11 Relación de volúmenes anóxico/aireado

La relación de volúmenes no tiene influencia en la edad de lodos. La guía A-131 propone la siguiente, para determinar la relación de volúmenes, a partir del nitrato que se debe desnitrificar:

$$\frac{S_{NO_3, a \text{ desnit}}}{C_{DBO, IAT}} = \frac{0,75 \cdot OU_{C, DBO}}{2,86} \cdot \frac{V_D}{V_{AT}} \quad (\text{mg N a desnitrif/mg DBO}_5) \quad \text{Ec ( 24)}$$

Esta se obtiene a partir de un balance de oxígeno en la zona de desnitrificación de un reactor de mezcla completa:

$$\frac{Qd \cdot 2,86 \cdot S_{NO_3 a \text{ desnit}}}{1000} = V_D \cdot 0,75 \cdot \frac{OU_{d,C}}{V_{AT}} \quad \text{Ec ( 25)}$$

El término izquierdo corresponde a la recuperación de oxígeno por la carga diaria de nitrato a desnitrificar, ver Ec ( 33) y el término derecho corresponde al consumo diario de oxígeno en la zona de desnitrificación. Se incorpora un factor de 0,75 para tomar en cuenta que la tasa de consumo de nitrato (aporte de oxígeno), es menor que la tasa de consumo de oxígeno disuelto.

En la guía A 131 se encuentran tabulados valores para la ecuación 24. El consumo diario de oxígeno para remoción de carbono, referido a la DBO<sub>5</sub> consumida se calcula según la Ec ( 30), que se encuentra más adelante.

En el uso de la Ec ( 25) deben considerarse ciertos aspectos que recomienda la guía (ATV-A 131, 2001).

### 2.12.12 Relación de recirculación de lodos y recirculación interna

Desnitrificación pre-anóxica

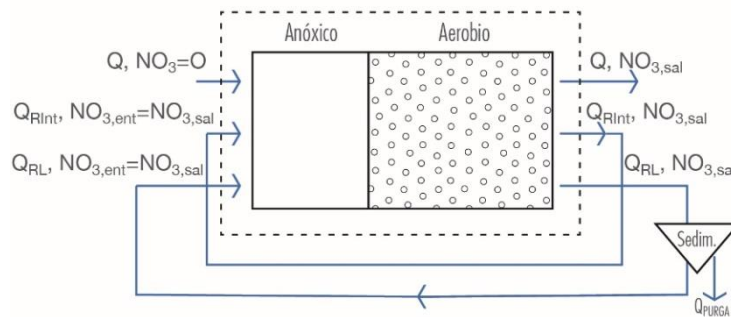


Figura 10: balance de masa de nitratos en reactor pre-anóxico,

La recirculación total, es la suma de la recirculación interna y la recirculación de los lodos  $Q_{RC} = Q_{IR} + Q_{RL}$ ; a partir de la cual, la relación de recirculación total:

$$RC_{total} = \frac{Q_{IR}}{Q} + \frac{Q_{RL}}{Q} \quad \text{Ec ( 26)}$$

Se puede evaluar la eficiencia de desnitrificación del sistema ( $E_{DN}$ ), a partir del balance de nitratos, tal como se observa en la

Figura 10. Suponiendo que el influente no aporta nitratos, estos solo provienen de la recirculación, la eficiencia se obtiene mediante el cociente entre la concentración de nitrato a la entrada, y a la salida del reactor. Para

lo cual debe tenerse en cuenta que:

- Recirculación interna: la concentración de nitratos de entrada al reactor anóxico es igual a la de salida del reactor aireado.
- Recirculación de lodos: la concentración de nitratos de salida del reactor aireado es la misma que la de la salida del fondo del sedimentador (no hay transformación de nitratos en el sedimentador), y a su vez esta concentración es la misma que ingresa al reactor anóxico.

$$E_{DN} = \frac{\text{nitrato a la entrada}}{\text{nitrato a la salida}} = \frac{(R_L \cdot Q + R_{Int} \cdot Q) \cdot NO_{3,entrada}}{(Q + R_L \cdot Q + R_{Int} \cdot Q) \cdot NO_{3,salida}}$$

$$= \frac{R_L + R_{Int}}{1 + R_L + R_{Int}} = \frac{RC_{tot}}{1 + RC_{tot}} \quad \text{Ec ( 27)}$$

$$RC \text{ total} = \frac{1}{1 - E_{DN}} - 1 \quad \text{Ec ( 28)}$$

Por otra parte, la capacidad de desnitrificación del sistema, está relacionada con la concentración de nitrógeno amoniacal a ser nitrificada.

$$RC_{tot} = \frac{S_{NH_4,a \text{ nitrificar}}}{S_{NO_3,EST}} - 1 \quad \text{Ec ( 29)}$$

$S_{NH_4,a \text{ nitrif}}$  concentración de nitrógeno amoniacal a nitrificar

$S_{NO_3,EST}$  concentración de nitrato a la salida

Recirculación de nitratos < 6, porque si no ingresa mucho oxígeno a zona anóxica, entonces hay consumo de DBO<sub>5</sub> por oxígeno, en vez de nitratos.

### 2.12.13 Requerimientos de oxígeno

El cálculo de la demanda de oxígeno del sistema está dado por: el oxígeno que requieren las heterótrofas para oxidar la materia orgánica, más el oxígeno que requieren las autótrofas para nitrificar el amonio. Además, debe tenerse en cuenta la recuperación de oxígeno en el proceso de desnitrificación.

**Demanda carbonosa:** se calcula utilizando los coeficientes de Hartwig

$$OU_{d,C} = B_{d,DBO} \cdot \left( 0,56 + \frac{0,15 \cdot SRT \cdot FT}{1 + K_{dH} \cdot SRT \cdot FT} \right) \quad (\text{kg O}_2/\text{día}) \quad \text{Ec ( 30)}$$

El consumo diario de la demanda carbonosa referido a la DBO<sub>5</sub> consumida es:

$$OU_{d,DBO} = OU_{d,C} / B_{d,DBO} \quad \text{Ec ( 31)}$$

Notas: los coeficientes utilizados en la Ec ( 30), aplican para relaciones de DQO/ DBO<sub>5</sub> a la entrada:  $C_{DQO,IAT} / C_{DBO,IAT} < 2,2$ . En caso contrario, no es aplicable los coeficientes de Hartwig para el cálculo de oxígeno, y este debe realizarse en base a la DQO (ATV-A 131, 2001).

#### **Demanda nitrogenada:**

Se asume un consumo de oxígeno de 4,3 kg O<sub>2</sub>/kg N oxidado (ver 2.2.1- "Proceso de nitrificación aeróbica-Estequiometria de la nitrificación"), relación en la cual ya se tiene en cuenta el oxígeno utilizado para el



crecimiento de la biomasa nitrificante, así como una recuperación de oxígeno de 2,86 kg O<sub>2</sub>/kg NO<sub>3</sub><sup>-</sup> desnitrificado (ver sección 2.2.2- “Desnitrificación anóxica – Estequiometría de la desnitrificación”)

El amonio a oxidar se calcula como:

Amonio a oxidar= nitrato a desnitrificar - nitrato a la entrada + nitrato en  
efluente de salida

Consumo de oxígeno:

$$OU_{d,N} = Q_d \cdot 4,3 (S_{NO3,a \text{ Desnit}} - S_{NO3, \text{ IAT}} + S_{NO3, \text{ EST}}) / 1000 \quad \text{kg O}_2/\text{día} \quad \text{Ec ( 32)}$$

Recuperación de oxígeno:

$$OU_{d,D} = Q_d \cdot 2,86 \cdot (S_{NO3,a \text{ Desnit}}) / 1000 \quad \text{kg O}_2/\text{día} \quad \text{Ec ( 33)}$$

El oxígeno a suministrar en función de la demanda debe calcularse para el máximo horario para lo cual se incorporan los factores *f<sub>c</sub>* y *f<sub>N</sub>* que consideran las fluctuaciones de los parámetros en el influente de entrada con respecto al seno del reactor. Para el caso de la tasa de demanda carbonosa, que se calcula en base a la carga de DBO<sub>5</sub> del influente, debe tenerse en cuenta que hay un efecto amortiguador por la hidrólisis de la materia orgánica. El factor *f<sub>N</sub>* tiene en cuenta los picos de la carga de NKT amortiguados en cargas diarias (24 h).

$$OU_h = \frac{fc \cdot (OU_{a,C} - OU_{a,D}) + f_N \cdot OU_{a,N}}{24} \quad \text{Ec ( 34)}$$

Los factores fc y fN se sacan de tablas remitirse a (ATV-A 131, 2001).

Luego, la transferencia de oxígeno necesaria

$$req \alpha OC = \frac{C_x}{C_S - C_x} \cdot OU_h \quad \text{Ec ( 35)}$$

## 2.13 Parámetros y variables para el diseño de la remoción de fósforo

### 2.13.1 TRH del reactor anaerobio para remoción biológica de fósforo

Respecto a la remoción biológica de fósforo, los reactores anaeróbicos, deben dimensionarse para un tiempo de contacto mínimo (TRH) de 0,5 a 0,75 h, requeridos al máximo caudal de tiempo seco y caudal de barros de retorno ( $Q_{DW,h} + Q_{RL}$ ) (ATV-A 131, 2001). El grado de remoción biológica, no depende tanto del tiempo de contacto, sino que de la concentración de materia orgánica fácilmente biodegradable.

### 2.13.2 Determinación del fosfato a ser precipitado

A continuación, se presenta una metodología para el cálculo de la cantidad de fósforo que habrá de removerse mediante precipitación fisicoquímica,

sugerida en la guía (ATV-A 131, 2001). En otras palabras, la cantidad de fósforo que no se removi6 mediante la remoci6n biol6gica (bioaumentaci6n) o el crecimiento de las heter6trofas, y se debe determinar a los efectos de calcular la concentraci6n adicional de f6sforo que ser6 necesario precipitar mediante el agregado de sales.

$$X_{P,precip} = C_{P,IAT} - C_{P,EST} - X_{P,BM} - X_{P,BioP} \quad (mg/L) \quad Ec (36)$$

- $X_{P,precip}$  Concentraci6n de f6sforo a ser precipitado con sales
- $C_{P,IAT}$  Concentraci6n de f6sforo total en el influente
- $C_{P,EST}$  Concentraci6n de f6sforo a la salida del sedimentador secundario. Se elige a partir del valor requerido por normativa. Dado que el balance de la Ec (36) corresponde a un promedio diario, y el valor de la normativa debe cumplirse en una muestra instant6nea, se toma:  $C_{P,EST} = (0,6 \text{ a } 0,7) \cdot C_{P,ER}$
- $X_{P,BM}$  Concentraci6n de f6sforo en la biomasa, para una valoraci6n de este t6rmino remitirse a la gu6a (ATV-A 131, 2001)
- $X_{P,BioP}$  Concentraci6n de f6sforo adicional en la biomasa, debido a la remoci6n bioaumentada. Para una valoraci6n de la cantidad adicional de f6sforo, para aguas municipales remitirse a la gu6a (ATV-A 131, 2001):

Una vez determinada la concentraci6n de fosfato a precipitar ( $X_{P,precip}$ ), debe encontrarse la cantidad de metal que se requiere agregar. Esta se

calcula a partir de la relación de moles, y utilizando un factor de seguridad de 1,5:

$$kg\ Me\ a\ agregar = 1,5 \times (kg\ P\ a\ remover) \times (moles\ Me/moles\ P) \quad Ec\ (37)$$

Utilizando sal de Hierro:  $kg\ Fe\ agregar = 2,7\ kg\ Fe/kg\ P_{a\ precipitar}$

Utilizando sal de Aluminio:  $kg\ Al\ agregar = 1,3\ kg\ Al/kg\ P_{a\ precipitar}$

Debe tenerse en cuenta lo siguiente: cuando los límites de fósforo a verter en muestras instantáneas son menores a 1,0 mg/L, ( $C_{P,ER} < 1,0\ mg/L$ ), estos valores no pueden alcanzarse en planta de barros activados de una etapa. Por otra parte, en condiciones favorables, se puede alcanzar  $C_{P,EST} \leq 1,0\ mg/L$ , que corresponde a valores medios.

### 2.13.3 Determinación de la producción de lodos debido a remoción de fósforo

Los lodos que se generan por la remoción de fósforo corresponden a la suma de la cantidad de lodos “adicionales” de la remoción bioaumentada, más los lodos de precipitación fisicoquímica (ATV-A 131, 2001).

$$SP_{D,P} = Q_D \cdot (3 \cdot X_{BioP} + 6,8 \cdot X_{P,PreC,Fe} + 5,3 \cdot X_{P,PreC,Al}) / 1000 \quad (kg/d) \quad Ec\ (38)$$

$X_{BioP}$  Concentración de fósforo adicional en el lodo, generado por remoción biológica

$X_{P, Prec, Me}$  Concentración de fósforo en el lodo, removido por precipitación con sal del metal Me

Para remoción biológica se puede asumir que se generan  $3 \text{ kg SS/kg } P_{\text{removido biológicamente}}$ ; para remoción fisicoquímica se generan para hierro:  $2,5 \text{ kg SS/kg } Fe_{\text{dosificado}}$ , y para aluminio se generan:  $4 \text{ kg SS/kg } Al_{\text{dosificado}}$

## 2.14 Parámetros y variables para el diseño del sedimentador secundario

El sedimentador tiene dos funciones: la primera lograr un espesamiento del lodo adecuado, de manera que pueda recircularse la cantidad necesaria al reactor de lodos activados para mantener en este una concentración adecuada de biomasa; y la segunda proveer un líquido clarificado de salida en el que no haya escape de sólidos.

Los parámetros para el diseño son:

- Tipo de sedimentador (circulares o rectangulares) y dimensiones
- Máximo caudal horario de diseño
- Carga hidráulica
- Índice de Sedimentabilidad de lodos (ISL)
- Tiempo de espesado y volumen de la zona de espesado
- Concentración de sólidos en la zona de espesado y caudal de recirculación

El diseño del sedimentador secundario y del reactor biológico dependen mutuamente. La concentración de sólidos que ingresa al sedimentador es la misma que sale del reactor biológico,  $MLSST$  (excepto para los reactores intermitentes); a su vez la concentración de sólidos en el fondo del sedimentador ( $SST_{BS}$ ), y la relación de recirculación ( $R_L$ ), inciden en la  $MLSST$ .

#### 2.14.1 Índice de Sedimentabilidad de Lodos

El  $ISL$  refiere a la sedimentabilidad del lodo. Se necesita un lodo que sedimente adecuadamente.

El Índice de Sedimentabilidad de lodos es el volumen que ocupa 1 g de lodos, luego de una sedimentación de 30 min.

$$ISL = \frac{\text{Índice Volumétrico de lodos}}{MLSST} = \frac{ml\ SST/l}{gr/l} = \frac{ml\ SST}{gr} \quad Ec (39)$$

La técnica de determinación se puede obtener en (ATV-A 131, 2001).

Valores de referencia:

$$60 - 70\ mL/g < \mathbf{ISL} < 120 - 150\ mL/g \quad (\text{Metcalf and Eddy, 2003})$$

La Guía técnica (ATV-A 131, 2001), presenta los siguientes valores de  $ISL$ :

Objetivo de tratamiento	ISL (L/kg), efluente doméstico con influencia industrial y/o comercial	
	ISL favorable	ISL desfavorable
Sin nitrificación	100 – 150	120 – 180
Nitrificación y desnitrificación	100 – 150	120 – 180
Estabilización de barros	75 – 120	120 – 150

Lodos cuyo ISL tienen valores mayores a 120 mL/g son muy difíciles de sedimentar, lo que acarrea dos consecuencias importantes en el sedimentador: en primer lugar, se tendrán escapes de lodos junto con el clarificado, y en segundo lugar, no se podrá alcanzar la concentración de lodos suficiente en la zona de espesado del sedimentador, no pudiendo mantenerse por tanto la concentración de sólidos en el reactor aireado, y produciéndose un “lavado” de los mismos. Las bacterias filamentosas- como se verá más adelante- aumentan el ISL de los lodos y perjudican su sedimentabilidad.

Por otra parte, un ISL con valores menores a 60 – 70 mL/g indica un flóculo muy pequeño y compacto, por lo que es dificultoso mantenerlo en suspensión en el reactor aireado, perjudicando los tiempos de reacción. Este tipo de lodo compacto puede darse en líquidos con alto contenido de inertes.

El ISL depende de las características y origen del efluente, así como de los flóculos que se logren en el desarrollo de la biomasa, lo cual dependerá en parte de la configuración del reactor biológico, la cantidad de materia

orgánica biodegradable del efluente, y la concentración de sólidos en el reactor biológico.

Algunas medidas para disminuir el ISL son:

- el uso de configuraciones tipo cascada, para que el sistema trabaje en flujo pistón
- uso de selectores
- agregado de sales metálicas
- desgasificación (desnitrificación total del efluente antes de ingresar al sedimentador secundario).

#### **2.14.2 Tiempo de espesado**

El tiempo de espesamiento ( $T_E$ ), junto con el ISL, determinan la concentración de los sólidos en el fondo del sedimentador  $SST_{BS}$ . El  $T_E$  debe ser suficiente para lograr que el lodo adquiera la consistencia adecuada. Por otra parte, no debe ser demasiado largo dado que comienzan a desarrollarse procesos anaerobios de desnitrificación, con desprendimiento de nitrógeno en burbujas, que al ascender forman lodos flotantes perjudicando la sedimentación. Adicionalmente, un tiempo de espesado demasiado extenso favorece la redisolución de fosfato.

En la guía A-131 se encuentran tabulados valores de referencia de tiempos de espesamiento en función del tipo de tratamiento (Guía A-131, pág 39).



El tiempo de espesamiento está relacionado, entre otros parámetros, con la profundidad de las distintas zonas del sedimentador.

### 2.14.3 Relación de recirculación de lodos y concentración de sólidos en el influente del sedimentador secundario

Tal como se mencionó, la relación de recirculación de sólidos (RL) y la MLSST se influyen mutuamente.

Mediante un balance de masas de sólidos en el sedimentador, y despreciando  $SST_{EST}$ , se obtiene la siguiente ecuación:

$$MLSST = \frac{R_L \cdot SS_{RL}}{1 + R_L} \quad \rightarrow \quad R_L = \frac{MLSST}{SS_{RL} - MLSST} \quad \text{Ec ( 40)}$$

La norma alemana recomienda que la recirculación no supere ciertos máximos, dado que relaciones de recirculación mayores, y el aumento errático del flujo de retorno de lodos, pueden generar turbulencia en el sedimentador, y perjudicar el proceso de sedimentación. Por otra parte, recomienda  $R_L > 0,5$ , dado que valores menores requieren una alta concentración de sólidos en la corriente de recirculación, que solo se pueden alcanzar con bajos ISL y altos tiempos de espesado.

El Manual eliminación de nutrientes en tratamiento de líquidos residuales (Carozzi, 1991, pág. 99), como aproximación gruesa, establece que para

desnitrificación es necesario que  $R_L > 1$ , y en general se deberá cumplir  $R_L < 1,5$ .

El dimensionado del sedimentador debe preverse lo suficientemente grande como para tener en el reactor una concentración de SST de 5 g/L. Para lograr esta concentración en el reactor, se puede tomar un valor indicativo de concentración en la zona de espesado (equivalente a la concentración en la recirculación) de  $SS_{BS}$  entre 10 – 12 g/L.

#### **2.14.4 Concentración de sólidos suspendidos en zona de espesado**

La concentración de  $SST_{BS}$  puede estimarse mediante una ecuación empírica a partir del tiempo de espesado y el ISL (ATV-A 131, 2001).

$$SST_{BS} = \frac{1000}{ISL} \cdot \sqrt[3]{T_E} \quad \text{Ec ( 41)}$$

La concentración de sólidos en la recirculación está afectada por una dilución (flujo de corto-circuito de lodos). Dicha dilución será función del sistema que se utilice para extraer los barros, ya sea barredor o succión; remitirse a la guía (ATV-A 131, 2001) para su estimación.

#### **2.14.5 Carga hidráulica**

La carga hidráulica se calcula como:

$$q_h = \frac{q_v}{IVL} = \frac{q_v}{MLSST \cdot ISL} \quad (m/h) \quad \text{Ec ( 42)}$$

$q_v$  carga volumétrica de lodo ((L/(m<sup>2</sup>.h)

$IVL$  Índice volumétrico de lodo (L/m<sup>3</sup>)

A los efectos de mantener la concentración de sólidos a la salida por debajo de cierto valor, y por lo tanto controlar la DQO y el valor de fósforo en el clarificado, la guía alemana recomienda valores máximos de carga hidráulica.

El valor de carga hidráulica ( $q_H$ ) de la norma A-131  $q_H < (1,6 \text{ a } 2,0) \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  en realidad no es adecuado para efluentes industriales (Carozzi, 2016). Si el sedimentador opera a esta carga, estará muy exigido. El efluente municipal contiene fibras, por lo que es un lodo fácil de deshidratar y espesar; sin embargo, los efluentes industriales no tienen fibras, y además tienen altos ISL (entre 150 – 180 ml/g), ambos elementos les confieren malas características de sedimentación, lo cual debe considerarse en el diseño del sedimentador.

Se tiene la siguiente recomendación:

- $q_H < 0,5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  para efluentes industriales (Carozzi, 2016).
- Frigoríficos  $q_H < 0,4 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  (Johns, 1995)

### 2.14.6 Área superficial del sedimentador

A partir de la carga hidráulica se determina la superficie mínima requerida:

$$qh = \frac{Q_{ww,hr}}{Area} \quad \text{Ec ( 43)}$$

$$Q \text{ max (m}^3\text{/h)} = 2. Q_D$$

es el caudal que corresponde al que ingresa al SLA sin considerar la recirculación de lodos ni la purga (recordar que al sedimentador está ingresando este caudal más el caudal de recirculación de lodos, pero este último no se considera en el cálculo de la carga hidráulica).

El caudal de tiempo húmedo es relevante cuando los caudales que ingresan al sistema de tratamiento pueden aumentar significativamente debido a lluvias, como ocurre en sistemas de tratamiento de efluentes domésticos de redes no separativas. En general para emprendimientos industriales este incremento no es significativo, por lo que se toma el caudal máximo horario de tiempo seco, con un factor de seguridad de 1,5; de todas formas, es un aspecto a evaluar en el diseño.

### 2.14.7 Profundidad del sedimentador

En un sedimentador, el flujo puede ser predominantemente horizontal o vertical en función de la relación entre, la distancia de la apertura de ingreso ( $h_{in}$ ) hasta la superficie del agua, y la distancia horizontal entre ingreso

salida, al nivel de la superficie del agua (remitirse a (ATV-A 131, 2001)).

La Guía técnica (ATV-A 131, 2001) distingue 4 zonas en el sedimentador, de abajo hacia arriba se tiene: h4-zona de espesado y extracción de barro; h3- zona de flujo gravimétrico y almacenamiento; h2- zona de separación/zona de flujo de retorno; y h1- zona de agua clara. Cada zona está regida por distintos modelos de sedimentación. Cabe aclarar que la división en zonas no significa que la sedimentación se de en “capas” o “estratos” definidos, dado que se atraviesan.

Cada una de estas zonas, tiene una profundidad determinada, en función del modelo de sedimentación. La profundidad total del sedimentador es la suma de las profundidades de cada zona.

Para determinar la profundidad, debe tenerse en cuenta las zonas del sedimentador, y que en cada una ocurren distintos procesos de sedimentación. La profundidad total se determina a partir de la suma de la profundidad de cada zona, para las ecuaciones de cada zona remitirse a la guía (ATV-A 131, 2001).

En relación al sistema barredor, pueden ser: puentes barredores, dispositivos de succión, o cuchillas barredoras. Es importante tener en cuenta que la corriente de extracción de sólidos no es exactamente igual a la corriente de retorno de lodos. La primera es un poco menor, dado una

corriente de “cortocircuito” cuyo dimensionado depende del tipo de barredor.

## **Resumen**

En este capítulo “Descripción de los parámetros de diseño y operación”, se ha realizado una descripción de los parámetros básicos de diseño y de operación; su definición conceptual, cómo determinarlos y los valores o rangos de referencia. Los conceptos vertidos en el mismo, serán fundamentales para el trabajo de la tesis, ya que parte de la misma corresponde a la determinación de estos parámetros en la etapa de diseño y en la etapa de operación para cada industria estudiada.

### **2.15 Aspectos de operación: lodos filamentosos y espumas**

Un análisis de los aspectos de operación no es del alcance de esta tesis. Sin embargo, se mencionará únicamente la problemática de los lodos filamentosos y espumas, dado que el desarrollo de estas bacterias es una de las mayores dificultades que acontece en la operación de los Sistemas de Lodos Activados.

Las bacterias filamentosas crecen por fuera de los flóculos de barros activados. Este fenómeno se denomina bulking, lodo flotante o espuma. El bulking se define como lodo con un ISL mayor a 150 mL/g (Al-Mutairi, 2008). El lodo flotante o la espuma genera una capa en la superficie del tanque de aireación o del sedimentador secundario que afecta la

sedimentación, siendo perjudicial debido a dos razones: la primera es que se produce escape de lodos en el clarificado del sedimentador secundario, y la segunda es que no se logra el espesamiento del lodo necesario en el sedimentador, no permitiendo la adecuada recirculación de biomasa al reactor aireado. Como consecuencia se tiene pérdida de lodos en el sistema, ocasionando la disminución de la MLSST en el reactor, y el aumento de la concentración de los contaminantes (especialmente fósforo) en el efluente de salida, debido al aumento de la fracción insoluble del clarificado.

### **Condiciones que favorecen el desarrollo de las bacterias filamentosas:**

Las condiciones que favorecen el crecimiento de las filamentosas son las mismas que deben proveerse para que ocurra la nitrificación, estas son: carga de lodos bajas ( $<0,1$  kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d) y tiempos de retención de sólidos alto (Al-Mutairi, 2008). Otras condiciones que favorecen el desarrollo son: temperaturas de efluente bajas (12-15°C), baja concentración de oxígeno disuelto; alto contenido de sulfuro/sulfato, deficiencia de nutrientes, alta concentración de amonio en el reactor aireado, alto contenido de aceites y grasas y pH bajo.

Una descripción detallada de los aspectos de diseño de los SLA que previenen la formación de bacterias filamentosas, y de las medidas de combate durante la operación, se puede encontrar en (Carozzi, 2016).

## **2.16 Usos y tendencias de los sistemas de tratamiento para remoción de nutrientes de los sectores industriales en estudio**

En esta sección se realiza un análisis de los sistemas de tratamiento para la remoción de nutrientes y materia orgánica, que se utilizan actualmente en el mundo, así como las tendencias en los sistemas de tratamiento, para los sectores en estudio: frigoríficos, lácteo y malteo de cebada. A tales efectos se relevaron, las características de los efluentes brutos y de los pretratamientos que se utilizan para adecuar el efluente para su ingreso posterior al sistema de tratamiento de remoción de nutrientes, y las exigencias de vertido de efluentes y normativa asociada.

Los problemas que surgen de la contaminación de cuerpos de agua debido al vertido de nutrientes son a nivel mundial, y las legislaciones ambientales progresivamente han hecho más estrictos los estándares de descarga de sus efluentes, (Environment Canada, 2000, 2012; US-EPA, 2004; World Bank Group, 2007) lo que ha promovido la investigación y el desarrollo de las tecnologías de tratamiento para remoción de nutrientes.

Es importante destacar que, a partir de la bibliografía relevada, se concluye que una opción muy utilizada tanto en Europa como Norteamérica es el vertido a plantas de saneamiento. La descarga al saneamiento es mucho menos exigente en cuanto a los estándares que ha de cumplir el efluente,



cumpléndose las exigencias con un eficiente y adecuado pretratamiento. Esta opción exige a la industria de contar con sistemas de nitrificación/desnitrificación, y dado el alto contenido de materia orgánica y que no contienen sustancias tóxicas, son aptos para complementar los tratamientos de nitrificación/desnitrificación de plantas de saneamiento municipales, con lo cual, en varios casos incluso es promovido este vertido por las municipalidades.

Por otra parte, cuando el vertido es a curso de agua, tal como se mencionó, en la normativa internacional se exige la remoción de nutrientes.

### **2.16.1 Sector frigoríficos**

Desde el punto de vista operacional y económico, es deseable el uso combinado de tratamientos, ya que de esta manera se potencian las ventajas de cada tecnología para lograr un efluente con cualidades adecuadas para su vertido. Una secuencia posible es: un pretratamiento de dos etapas, primero fisicoquímico y luego anaeróbico con recuperación de biogás; luego- en el entendido que se requiere la remoción de nutrientes-, es necesario un tratamiento aeróbico mediante Lodos Activados. Adicionalmente una tendencia que se está implementando, es el uso de tecnologías de oxidación avanzada para tratar los compuestos orgánicos no biodegradables, y los organismos patógenos y no patógenos (Lecompte, Ciro, & Merhvar, 2016).

## Características de las aguas residuales de frigoríficos

Los frigoríficos generan grandes volúmenes de aguas residuales, con altas cargas contaminantes de compuestos de origen orgánico, los cuales se producen en la faena, el procesamiento y la limpieza de las instalaciones.

Los efluentes de frigoríficos tienen alto contenido de materia orgánica, sólidos, grasas, fósforo y nitrógeno, así como sulfatos, microorganismos patógenos y no patógenos. Estos contaminantes proceden sobre todo de la sangre y el contenido intestinal en la etapa de faena, y de los lavados de los cortes y sub-productos en las etapas subsiguientes; pero también del estiércol y tierra procedente de la limpieza de las reses previo a la faena, corrales de espera y camiones de transporte de ganado. Además se encuentra en los efluentes detergentes y desinfectantes de la limpieza de instalaciones, y pueden encontrarse sustancias veterinarias o metales (por ej cobre) procedentes de la dieta de los animales.

De acuerdo con los contaminantes que contienen, puede observarse que son efluentes biodegradables, y con una relación C:N adecuada para un tratamiento de nitrificación/desnitrificación.

Por otra parte, estos efluentes al igual que otras aguas residuales de la industria alimentaria, se descargan a elevada temperatura, lo cual en combinación con el alto contenido de componentes orgánicos, implica el riesgo de una mayor descomposición por acidificación de estos productos,

con la consiguiente generación de olores. (BAT in Slaughterhouses, 2005) (DWA-M 767, 2014).

Así mismo, dependiendo de los sub-procesos, pueden contener concentraciones de sal elevadas (cloruro, sulfato, nitrito, etc.), aspecto a considerar en lo que refiere a la corrosión de las instalaciones.

## **Sistemas de tratamiento de efluentes de frigoríficos**

### **i) Pretratamientos**

A continuación, se realiza un análisis de las unidades (u operaciones) de pretratamiento que son de uso habitual en los frigoríficos y a la vez son tecnologías necesarias para adecuar el efluente para un proceso de nitrificación/desnitrificación posterior.

Para lograr un efluente apto para la remoción biológica de nutrientes, el pretratamiento tiene como principales objetivos maximizar la reducción de las cargas de sólidos suspendidos y las de grasa. Las primeras porque aportan sólidos inertes, y las grasas porque son perjudiciales para el tratamiento biológico, dado que favorecen el desarrollo de bacterias filamentosas, perjudicando la sedimentabilidad del lodo (Johns, 1995). En relación a la remoción de materia orgánica, no debe maximizarse su reducción, por el contrario, el grado de remoción de materia orgánica debe evaluarse y diseñarse a los efectos de mantener una adecuada relación

C/N para la desnitrificación que se dará en etapas posteriores. Por otra parte, considerando el alto contenido de materia orgánica de efluentes de frigoríficos, y los costos asociados a los sistemas de tratamiento por nitrificación/desnitrificación, es recomendable la remoción de cierta proporción de la misma en las etapas de pretratamiento.

En base a la bibliografía (BAT in Slaughterhouses, 2005) (Lecompte, Ciro, & Mehrab, 2015) (DWA-M 767, 2014), se sugieren las siguientes unidades o procesos unitarios para las etapas de pretratamiento de efluentes de frigoríficos, de manera de prepararlos para una etapa posterior de nitrificación/desnitrificación:

### **Separación previa (sólidos groseros)**

El primer objetivo del sistema de tratamiento consiste en evitar que lleguen a éste, sólidos orgánicos, restos de sub-productos y otros, con alto contenido contaminante. Además de la implementación de unidades, deben aplicarse medidas de retención de sólidos; ya sea los barridos en seco en explanadas y corrales, la separación de sangre y el correcto escurrido de las reses, etc.

Un sistema de tratamiento ha de contar entonces con (DWA-M 767, 2014):

- instalaciones adecuadas para la separación de la sangre,
- separación de corrientes verdes (de fibras) y roja (de sangre y grasas), para una mejor remoción de los sólidos groseros de cada

una de estas líneas. Para la corriente de fibras se utilizan estercoleras, sedimentadores primarios, tamices estáticos, tamices en línea con prensa extrusora, y prensas tornillo. Para la corriente de grasas se utilizan desengrasadores y trampas de grasas.

### **Pretratamiento específico**

Luego de este tratamiento grosero se unen ambas corrientes, sin embargo, todavía tienen un alto contenido de sólidos, grasas, materia orgánica, por lo que debe someterse a pretratamientos adicionales.

Las referencias mencionadas, indican el uso de:

- flotación por aire disuelto con y sin agregado de sustancias químicas,
- digestores anaeróbicos (lagunas anaeróbicas o digestores)
- homogeneizadores,

### **Flotación por Aire Disuelto**

En la actualidad, debido a las exigencias en la limpieza e higiene de las instalaciones, se utilizan sustancias que emulsionan las grasas, por lo que se encuentran en los efluentes de manera no sedimentable. En este sentido las graseras no cuentan con eficiencia suficiente y se recomienda el uso de Flotación por Aire Disuelto (DAF), con y sin agregado de productos químicos (DWA-M 767, 2014).

### **Flotación sin añadir productos químicos:**

Estos sistemas sólo pueden eliminar las grasas no disueltas y los sólidos en suspensión. La DQO, DBO<sub>5</sub> y P se reduce en aproximadamente 30 a 35%; y las tasas de eliminación de nitrógeno se encuentran entre 20 a 25%.

### **Flotación con agregado de productos químicos:**

La incorporación de productos químicos reduce la carga de contaminación en el doble. Se recomienda el uso de sales de hierro: FeCl<sub>3</sub> o FeCl(SO<sub>4</sub>) como floculante catiónico primario, puede requerir el agregado de NaOH para regular el pH, y agregado de polielectrolitos aniónicos como floculante secundario. El DAF es recomendable que esté ubicado en el líquido crudo, antes del tanque de compensación.

Se logra reducir DQO y DBO<sub>5</sub> en 80%, fósforo en 90%, nitrógeno en 65 a 75%, si el tanque de compensación está aguas abajo del DAF, y 30 a 40% cuando el tanque homogeneizador se encuentra aguas arriba, debido a la conversión de nitrógeno orgánico en nitrógeno amoniacal (este último se disuelve y no precipita).

Las ventajas de contar con DAF son: la significativa reducción de la carga orgánica (con lo cual se requiere un tratamiento biológico posterior de menor capacidad) y la obtención de un lodo con potencial energético (apto para una posterior digestión anaeróbica). Considerando la alta eficiencia que se logra en términos de los parámetros de aguas residuales

pertinentes, y los costos de operación relativamente bajos, se recomienda la flotación con la adición de productos químicos, sin tanque de compensación aguas arriba, como tratamiento óptimo.

### **Reactores anaerobios**

Como generalidad, las aguas residuales de los mataderos tienen una alta relación N/DQO, en cuyo caso no es recomendable el uso de reactores anaeróbicos. En casos particulares que la relación N/DQO es baja (por ejemplo, cuando hay aporte de efluentes debido al procesamiento de cortes y desosado), puede ser útil un tratamiento anaerobio.

### **Tanque de amortiguación/compensación**

El uso de este tanque solo es útil si se requiere compensación horaria, diaria o semanal. Cabe recordar que los efluentes de frigorífico tienen un alto potencial para la formación de sustancias olorosas, (entre otros debido a la formación de  $H_2S$ ), por lo cual es preferible restringir el uso de un tanque de compensación, a los casos en que es necesario almacenar efluente para alimentar el sistema biológico, en momentos en que por no haber faena, no se genera efluente; en estos casos deberá preverse la agitación, ventilación/aireación del mismo y tratamiento de la corriente de aire. Se recomienda que este tanque se encuentre aguas abajo del pretratamiento.

## ii) Tratamiento para remoción de nutrientes:

Se ha impuesto el uso de sistemas de lodos activados y SBR. De acuerdo con la Guía técnica (DWA-M 767, 2014) M 767, se utilizan sistemas de una etapa, que implica configuraciones como desnitrificación simultánea, alternativa, intermitente o en cascada.

Respecto al SRT, en general se tiene sistemas de aireación extendida, para minimizar la producción de lodos, por ej SRT entre 5 y 20 días para SLA de mezcla completa (Johns, 1995).

También hay en funcionamiento plantas con MBR, sustituyéndose el clarificador convencional por módulos de membrana, que se utilizan ya sea en una cámara de diafragma o directamente en el reactor de aireación.

Los sistemas de lodos activados para tratamiento de efluentes de frigoríficos generan flóculos con sedimentabilidad relativamente pobre dado el contenido de grasas. En lo que refiere a la deshidratación de lodos, se realiza deshidratación mecánica, y el lixiviado se envía a la entrada de la PTE (a las unidades de pretratamiento), sin embargo, debe incorporarse un tanque de almacenamiento, para dosificar esta corriente de manera de evitar pulsos de cargas. Dado que la relación  $DBO_5/N$  es extremadamente baja en esta corriente, se puede requerir una fuente de materia orgánica externa. Además, se está probando a nivel industrial, tratamientos vía nitrito para estos efluentes, sin embargo, todavía se está en etapa de desarrollo (DWA-M 767, 2014, pág. /secc.9.3.2).



### iii) Tratamiento de lodos

Lodos procedentes del DAF: estos tienen un alto poder energético; tanto si no hay agregado de productos químicos dado que son grasas libres y sólidos en suspensión, como si hay adición de productos químicos, ya que, si bien las grasas están emulsionadas, contienen proteínas de la sangre y de la carne. Por lo tanto, se presenta como una opción recomendable la digestión anaeróbica de estos lodos. La guía alemana prevé la derivación de estos a plantas de digestión de plantas depuradoras de aguas municipales, o plantas de generación de biogás autorizadas.

Para el caso de lodos con adición de productos químicos, se refuerza la recomendación realizada previamente del uso de sales de hierro, debido a que los iones de hierro ( $\text{Fe}^{+2}$ ) iones sulfuro ( $\text{S}^{2-}$ ) se unen, formando parte del sólido, y reduciendo las concentraciones de sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ) en el biogás.

Lodos del tratamiento biológico aeróbicos: dado que estos tienen un contenido significativo de sólidos orgánicos degradables, se presenta como la mejor opción, la recuperación energética mediante la digestión anaeróbica. Los lodos secundarios de efluentes de frigorífico tienen alto contenido de azufre, por tanto, es necesario dosificar sales de hierro en el digestor, para evitar altas concentraciones de  $\text{H}_2\text{S}$  en el biogás.

### 2.16.2 Sector cerveceras

La bibliografía relevada respecto a los sistemas de remoción de nutrientes para este sector refiere a fábricas de elaboración de cerveza, en las cuales el proceso de malteo forma parte del proceso global de elaboración de cerveza. La industria estudiada en esta tesis realiza únicamente el malteo de cebada, que a su vez consiste en las primeras etapas para elaboración del mosto: remojo del grano, germinación y secado (esta última etapa, para detener la actividad enzimática), finalizando su proceso en la obtención de lo que se denomina cebada malteada. Sin embargo, no se pudo identificar bibliografía específica, que describiera los sistemas de tratamientos habituales para remoción de nutrientes, para plantas que realicen únicamente malteo de cebada. Por tal motivo, y considerando que el malteo forma parte del proceso, y son asimilables varias condiciones, se realizará un análisis para el sector cerveceras.

#### Características de las aguas residuales de cerveceras

Las características de los efluentes generados en cerveceras son muy variables, en función del proceso que realiza cada industria, siendo las principales fuentes de generación: la elaboración del mosto, proceso de fermentación y filtrado con tierras diatomeas, el lavado de botellas, procesos CIP para los equipos y lavado de instalaciones). El efluente tiene un ratio DQO/ DBO<sub>5</sub> entre 1,5 y 1,7 por lo que es fácilmente biodegradable

(DWA-M 732, 2017). Esta característica también refiere a los efluentes del proceso de malteo, donde la materia orgánica procede principalmente de los sólidos totales de la descarga de cascarillas, raicillas y productos de degradación; el nitrógeno orgánico procede de las proteínas de la malta y los aditivos, el nitrógeno inorgánico del ácido nítrico del CIP, el fósforo puede provenir de los agentes de limpieza.

En Europa, un gran número de cervecerías envían sus efluentes a Plantas de Tratamiento municipales; en un relevamiento realizado en 2007 en Alemania, de 95 cervecerías, solo 8 vertían a curso de agua (DWA-M 732, 2017). En estos casos se requiere separación de sólidos, neutralización y una disminución de la carga orgánica.

Análogamente a los sectores industriales relevados precedentemente, cuando el vertido es a curso de agua, los estándares de vertido de DBO<sub>5</sub>, nitrógeno y fósforo (entre otros) son más estrictos, y requiere tratamientos de nitrificación/desnitrificación.

### **Sistemas de tratamiento de efluentes de cervecerías**

Se describe a continuación, aquellos aspectos extrapolables al tratamiento de efluentes procedentes del malteo de cebada.

#### **a) Pretratamientos**

Las unidades para el pretratamiento, que se proponen para adecuar el

efluente para una etapa posterior de nitrificación/desnitrificación son las siguientes:

- Separación de sólidos: tamices
- Tanques de compensación: dado las fluctuaciones en volumen y en carga, así como las variaciones de pH por las corrientes.
- Dado que los efluentes de maltería tienen una relación DBO<sub>5</sub>/nitrógeno a desnitrificar moderada, puede ser ventajoso desde el punto de vista económico, el tratamiento anaeróbico previo al SLA, para disminución de la carga orgánica y recuperación de biogás. En este sentido, hay experiencias exitosas de uso de UASB en efluentes de maltería (Borzacconi, López, & Passeggi, 2006).

## **ii) Tratamiento para la remoción de nutrientes**

Existen amplias experiencias con el funcionamiento de procesos de lodos activados aeróbicos. Los efluentes de cervecerías son propensos al desarrollo de lodos filamentosos, por lo cual no son adecuadas cargas de lodos altas entre 0,1 y 1 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d); en cambio se recomienda cargas de lodos entre 0,05 y 0,08 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d, y contenidos de sólidos en el reactor entre 3 y 5 g/L (DWA-M 732, 2017). Además, se recomienda el uso de selectores para evitar el desarrollo de filamentosas. Es esperable valores entre 120 y 180 ml/L de sólidos sedimentables, cuando existe un buen comportamiento de sedimentación del lodo.

Las configuraciones de reactores de lodos activados pueden ser desnitrificación simultánea, alternativa, intermitente, en cascada, desnitrificación de cabeza y SBR. También hay funcionando plantas con MBR, y de SBR con MBR.

### **2.16.3 Sector industrias lácteas**

#### **Características de las aguas residuales de industrias lácteas**

Bajo el término industria láctea se incluyen las instalaciones que elaboran algunos o varios, de una gama de productos derivados de la leche, entre los que se encuentran los tradicionales (queso, manteca, leche pasteurizada, UHT, leche en polvo, yogurt) y también productos que se han desarrollado a partir del concepto de utilizar todos los componentes de la leche, minimizando los residuos (en particular refiere a suero en polvo, suero desmineralizado, caseína y suero de caseína).

Las aguas residuales se generan en: pérdidas en trasvase a tanques en la recepción, lavado de cisternas y explanadas, lotes defectuosos, aguas de lavado CIP, fases mixtas, condensados de vapor contaminados y agua de refrigeración contaminada, agua de lavado del procesamiento (por ej manteca, caseína), purgas (por ej del salado de queso), aguas ácidas y básicas del lavado CIP de tanques, tuberías, y lavado de instalaciones, productos líquidos fuera de especificación o defectuosos. Sin embargo las características de las mismas variarán sustancialmente en función del

proceso productivo, la tecnología de producción, el régimen y por supuesto el cuidado con que el personal trabaja con el agua.

Se resumen a continuación los rasgos más relevantes de las aguas residuales de industrias lácteas (DWA-M 708, 2011):

- La generación de efluentes es fluctuante tanto en caudal como en cargas, por ende, las corrientes llegan a la PTE en pulsos.
- Las corrientes brutas tienen grandes variaciones de pH en función de su origen, por ejemplo las corrientes ácidas o básicas que proceden de la limpieza CIP.
- Es un efluente muy fácilmente biodegradable; luego de la degradación no hay sustancias inertes remanentes y la DQO del efluente final puede alcanzar valores menores de 40 mg/L.
- El contenido de nitrógeno es relativamente bajo; por otra parte, la relación  $DBO_5/NKT$  es suficiente para permitir el crecimiento bacteriano sin necesidad de agregado de nitrógeno.
- Puede contener nitrato procedente del ácido nítrico que se utiliza en las limpiezas CIP.
- Contiene sustancias lipofílicas (grasas), que son perjudiciales para el tratamiento biológico y promueven la formación de bacterias filamentosas.

- En general contiene fósforo en exceso, y en especial los efluentes generados en ciertas áreas de producción como la quesería y la desmineralización del suero.
- Contiene calcio y magnesio que pueden afectar la eficiencia del tratamiento anaerobio, y el taponamiento de membranas.
- Contiene altas cantidades de cloruro, que pueden acarrear problemas de corrosión (entre otras las corrientes de salado de queso).

### **Sistemas de tratamiento de efluentes de industrias lácteas**

Al igual que los sectores anteriormente descritos, en Europa se promueve y prevalece la descarga de efluentes “indirecta”, es decir a plantas de tratamiento municipales. El vertido indirecto tiene menores exigencias, alcanza con tratamiento de neutralización y desengrasado, y dependiendo si la planta municipal está muy sobrecargada puede requerir algo de remoción de materia orgánica. En cambio, si el vertido es a curso de agua, las exigencias son mayores y en estos casos es obligatorio la remoción de nutrientes.

Como regla general se sugiere la siguiente secuencia de unidades: desengrasadores o graseras, unidades de flotación por aire disuelto, tanques de compensación y homogeneización donde se realiza neutralización, tratamiento anaerobio para disminución de carga orgánica y

tratamiento aerobio para remoción de nutrientes. Las recomendaciones que se detallan a continuación, así como los valores de referencia, se extrajeron de la Guía Técnica DWA-M708.

### **i) Pretratamiento**

Como parte del tratamiento preliminar, debe implementarse en cada corriente específica en función de su procedencia: tamices y rejillas, desarenadores y trampas de grasas o graseras.

Unidad de homogeneización: dado la variabilidad en los caudales y características de las distintas corrientes de efluentes brutos, es imprescindible contar con una unidad de homogeneización y compensación, que deberá ser ventilada (pero no aireada). No es conveniente la aireación por dos razones: la primera es no consumir la materia orgánica fácilmente biodegradable en la etapa de homogeneización, ya que se requerirá para la remoción biológica de fósforo<sup>3</sup>. La segunda razón es brindar las condiciones para la desnitrificación *en el tanque de homogeneización*, del nitrato que contiene el efluente bruto. La Guía técnica DWA – A708 recomienda tiempos de retención entre 8 y 36 horas y no mayores, con el objetivo de evitar que

---

<sup>3</sup> Dado el contenido de nitrógeno moderado de las aguas residuales de industrias lácteas, la precaución que se tiene en otros sectores de no consumir materia orgánica para la desnitrificación anóxica posterior, no sería necesaria a priori, sin embargo, este supuesto debe corroborarse con medidas y análisis de la planta particular.



ocurra la acidificación del efluente (perdiéndose asimismo la materia orgánica más fácilmente biodegradable), y además generando olores. En este sentido, si el tanque se ubica en una zona que puede generar molestias a la población, puede ser necesario que esté cubierto, y que se aspire y trate la corriente de aire.

Neutralización: tal como se mencionó, se generan corrientes con gran fluctuación de pH. Se recomienda la neutralización entre las mismas corrientes en la unidad de homogeneización, y solo agregar sustancias químicas para ajustar, de manera de no aumentar la salinización del efluente.

Unidad de contingencia: en este tipo de industrias es necesario contar con un volumen de contingencia, dado que son habituales la generación de pulsos de efluentes, ya sea por derrames, escapes de procesos, etc, que deben derivarse a la unidad de contingencia para luego dosificarse a la PTE. Adicionalmente se requiere una medición en línea en la corriente de efluente de entrada, para detectar desviaciones; esta medición puede ser de conductividad, turbidez o pH.

Flotación por aire disuelto: se ha impuesto el uso de DAF con agregado de floculantes y coagulantes. Además, es frecuente que se requiera ajuste de pH, lo cual se realiza con soda o ácido clorhídrico. Se recomienda una carga superficial entre 5 y 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h (Guía técnica DWA-M 708, 2011,

sección 6.3.2.5). Se recomienda que el equipo DAF cuente con cierta tecnología, entre otras un loop para agregado del floculador, sistema de barredores de plástico o acero inoxidable y cadena de acero inoxidable, y separación de sólidos tipo placas lamella. En estas condiciones se puede remover entre 40 y 60% de DQO. El flotado obtenido en el DAF incluyendo el que se agregó productos químicos, es apto para la digestión anaeróbica.

### **Tratamiento anaeróbico:**

Dado el alto contenido de cargas orgánicas, el uso de reactores anaeróbicos es recomendable, como ser reactores EGSB, UASB y de lecho fijo anaeróbico<sup>4</sup>. Sin embargo, el efluente tiene alto contenido de grasas, calcio, fósforo, y agentes de limpieza, que perjudican el rendimiento del reactor anaeróbico. En particular las grasas precisan tiempos de retención mayores para su degradación, pero sobre todo se adhieren a la biomasa y dificultan la formación de lodo granular, por lo que en general se recomienda implementar pretratamientos intensivos como ser el DAF para su eliminación. Cabe señalar, que como alternativa se han diseñado modificaciones tecnológicas a los UASB, que permiten el tratamiento anaeróbico sin la necesidad de pretratamientos intensivos para eliminación de grasas (Passeggi, López, & Borzacconi, 2009).

---

<sup>4</sup> En Alemania hay en gran escala dos plantas con reactores de lecho fijo y dos con UASB

En los casos en que hay un tratamiento anaerobio previo, se pueden alcanzar valores de degradación de DQO entre 70-80%, pero en el diseño de la eficiencia a operar, debe preverse que luego se necesitará materia orgánica fácilmente biodegradable, para la eliminación biológica de fósforo.

## **ii) Tratamiento para remoción de nutrientes**

Dado la propensión a la formación de lodos flotantes en el tratamiento de efluentes de industrias lácteas, son necesarios las configuraciones en flujo pistón, lo cual se obtiene con SLA con desnitrificación de cabeza (alargados), SLA en cascada o intermitentes y SBR.

En el pasado se utilizaron sistemas con configuración de mezcla completa, con el resultado de Índices de Sedimentabilidad de Lodos muy altos, mayores a 200 mL/gr.

Se recomienda cargas de lodos entre 0,05 y 0,2 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d , y con estas cargas se han obtenido en plantas reales, ISL en el orden de 100 mL/g (Guía técnica DWA-M 708, 2011).

Dado que contiene fósforo en exceso, se recomienda la remoción biológica de fósforo además del agregado de sales para la remoción fisicoquímica. Como los efluentes brutos pueden contener nitratos, la secuencia de las zonas se recomienda sea: anóxico-anaeróbico-aeróbico. En los reactores SBR la secuencia se ajusta en el orden de las fases de tiempo. Es

imprescindible para ello contar con instrumentación automática de OD, amonio, nitrato y fósforo.

Respecto a la precipitación simultánea de fósforo, se recomienda el agregado de sales de hierro o aluminio. En una planta de tratamiento de aguas residuales industrial a gran escala, se realiza una recuperación de P como fosfato de magnesio y amonio (MAP) a gran escala (DWA-M 708, 2011).

Si bien se utilizan membranas MBR, su uso no ha prevalecido en industrias lácteas, dado el contenido de calcio, magnesio y grasas que obstruyen las membranas.

### **iii) Tratamiento de lodos**

Tal como se comentó precedentemente, los lodos grasos del DAF y desengrasadores se derivan a digestión anaeróbica. El exceso de lodo, resultante del SLA, es posible utilizarlo como mejorador de suelo y representa una ruta de eliminación común (DWA-M 708, 2011).

## **CAPÍTULO 3 – Metodología de análisis**

### **3.1 Introducción a la metodología de análisis**

De manera muy general y a los efectos introductorios, alguno de los objetivos que se plantearon en la tesis fueron los siguientes:

- Evaluar la configuración del Sistema de Lodos Activados, y su conveniencia en función de las características del efluente.
- Evaluar la aptitud de los sistemas de pretratamiento, a los efectos de lograr un influente que cumpla con los requerimientos del sistema de remoción de nutrientes que ingresa posteriormente.
- Evaluar los valores de los parámetros de diseño propuestos en la etapa de proyecto, y si estos rangos son adecuados en función de los parámetros de operación.
- Evaluar los Sistemas de Lodos activados en cuanto a su aptitud para cumplir con los estándares de vertido para los cuales fue diseñado, en función de los resultados obtenidos.

La evaluación de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería, se realizan a la luz de los resultados obtenidos luego, en la operación de dichos proyectos.

A los efectos de cumplir los objetivos, se plantea en primera instancia evaluar cada uno de los casos de estudio independientemente. Luego del

abordaje individual, se realiza un análisis conjunto y se exponen las conclusiones generales.

Sistemática para cada industria:

- 1) Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería
- 2) Análisis de la operación en régimen de la PTE
- 3) Conclusiones particulares para el caso en estudio

Evaluación conjunta:

- 4) Análisis de los sistemas de tratamiento: condiciones de diseño y operación
- 5) Conclusiones generales

### **3.2 Descripción de la sistemática de análisis para cada industria**

Cada uno de los temas a estudiar para cada industria, se organizan en secciones. A continuación, se detallan los contenidos de cada sección y correspondientes sub-secciones.

#### **Sección 1: Análisis de los *aspectos de diseño* del proyecto de ingeniería**

Se realiza un análisis de cada proyecto de ingeniería en su etapa de diseño; para lo cual se relevaron los proyectos presentados por cada industria en estudio, y aprobados por DINAMA. A tales efectos se realizó una solicitud

de acceso a la información a DINAMA, en el marco de la Ley de información pública

A manera de sistematizar el análisis, se propone las siguientes subsecciones:

- 1.1) Descripción de la industria
  - a) Tipo y nivel de actividad
  - b) Características del efluente bruto generado
- 1.2) Descripción del diagrama de flujo de la PTE
  - a) Pretratamiento
  - b) Configuración del Sistema de Lodos Activados
  - c) Tratamiento de barros
  - d) Aspectos constructivos
  - e) Relación con la Planta de tratamiento anterior
- 1.3) Análisis de los parámetros de diseño del SLA

### **1.1) Descripción de la industria**

Tipo y nivel de actividad: en primer lugar, se describe brevemente el ramo industrial y se establece el nivel de actividad para el cual se basó el diseño del proyecto, lo que determina las características del efluente bruto que se genera.

Características del efluente bruto generado: La información sobre contenido de los contaminantes en las corrientes de efluente bruto,

corresponde en todos los casos a datos reales de análisis, dado que todas las industrias se encontraban funcionando con anterioridad a la presentación de los proyectos de ingeniería para remoción de nutrientes. En relación con los caudales de diseño, corresponde a cálculos en base al consumo de agua por unidad de producción, también todos los casos son en base a valores reales de cada industria.

A partir de la información anterior, se establecen caudales, concentración y carga del efluente que se genera en el proceso.

A los efectos de facilitar la comprensión de las secciones que se plantea estudiar; se denominará “efluente bruto generado”, al efluente previo a la etapa de pretratamiento, e “influyente al SLA” al efluente que ingresa al sistema de remoción de nitrógeno y fósforo. Si bien en el contexto mismo queda clara la diferencia, en una lectura rápida se puede confundir la primera expresión con la segunda, por lo cual se definió denominarlos de manera distinta para resaltar esa diferencia. El análisis de las características del efluente en cada una de estas etapas será fundamental en el estudio del pretratamiento propuesto.

## **1.2) Descripción del diagrama de flujo de la PTE**

Se realiza un análisis de las unidades que conforman la Planta de Tratamiento de Efluentes, agrupándolas en dos conjuntos: el pretratamiento y el Sistema de Lodos Activados. No se analizan ni presentan, las unidades posteriores de desinfección o maduración, dado



que no es de interés para el tema en cuestión. La información para realizar dicho estudio se tomó de los proyectos de ingeniería presentados, y de la verificación en campo, habiéndose realizado al menos 5 visitas a cada una de las industrias, durante las distintas etapas de la construcción, puesta en marcha y operación.

Descripción del pretratamiento: pretende resaltar las operaciones unitarias que lo conforman, a los efectos de evaluar la adecuación del efluente bruto, para el ingreso posterior al sistema de remoción de nitrógeno y fósforo.

Configuración del SLA: la descripción del Sistema de Lodos Activados, tiene por objeto mostrar las distintas configuraciones que se han propuesto en nuestro país y están operando, en función de las distintas características de los efluentes a tratar; correlacionándolo con los requerimientos, ventajas y desventajas presentadas en la sección 2.5.

Finalmente se describen aspectos del tratamiento de los barros, y una descripción del sistema de tratamiento que tenía anteriormente la industria, estos son importantes en cuanto fueron factores que incidieron en la definición del SLA por el cual optó la industria.

### **1.3) Parámetros de diseño del Sistema de Lodos Activados**

Tal como se mencionó anteriormente, este es uno de los temas primordiales de la tesis, dado que se evalúan los principales parámetros de diseño y los valores que se han utilizado en nuestro país; y más importante

aún, se propone una metodología que pueda utilizarse para el diseño de nuevos proyectos.

El análisis de los parámetros de diseño, consta de los siguientes pasos:

- i. Elegir una metodología para el diseño y evaluar su aplicabilidad a las condiciones en que se utiliza.
- ii. Determinar los parámetros característicos de dicha metodología; identificar los valores y rangos de dichos parámetros, en este caso a partir de bibliografía.
- iii. Evaluar los valores obtenidos de los parámetros con las condiciones reales de operación.

A continuación, se realiza una breve explicación de los pasos mencionados.

#### Elección de la metodología de diseño:

Es necesario señalar que éste es un proceso de verificación de los parámetros en base a una metodología de cálculo que se propone, pero no de diseño, ya que toma como punto de partida las condiciones impuestas, y los resultados obtenidos en el diseño.

En ese sentido, es importante la siguiente apreciación: cada empresa presentó su proyecto mediante una metodología de diseño propia; sin embargo, a los efectos de analizar y comparar los parámetros de diseño, debe utilizarse la misma base de cálculo.

Por esta razón, se plantea una metodología, en base a la Guía técnica A-131, la cual se describe detalladamente en el capítulo “3.3 –Procedimiento para relevar los parámetros de diseño”. Como uno de los productos de la tesis, se elaboró el algoritmo de cálculo en una hoja Excel.

#### Determinación de los parámetros de diseño:

A los efectos de facilitar el entendimiento, en relación con los parámetros de diseño, es útil distinguir tres grupos de parámetros:

- i) Variables de entrada: estos son las características del influente (concentración, carga y caudales).
- ii) Parámetros de diseño fijos: aquellos que han quedado fijos a partir de la etapa de diseño, y por ende son complejos de cambiar, como ser: el volumen del reactor, la relación de volúmenes de reactores, configuración del SLA, geometría del sedimentador, área y profundidad del sedimentador, carga hidráulica, temperatura del líquido en el reactor, entre otros.
- iii) Parámetros de referencia: de manera análoga a cualquier proceso de diseño, estos corresponden a los parámetros que caracterizan la unidad o proceso de tratamiento de efluentes, y se definen de manera que muestran la interrelación de las variables básicas de las que dependen. Además, para una adecuada operación, la unidad de tratamiento debe diseñarse de manera que durante la operación, estos parámetros tomen ciertos valores dentro de

límites o rangos de referencia. La determinación de los valores o rangos de referencia se realiza a partir de la experiencia de situaciones similares, o como es el caso de nuestro país en el cual no hay experiencia previa, deben aproximarse en primera instancia a partir de bibliografía.

Para el caso en estudio, Sistemas de Lodos Activados, los parámetros de referencia atañen a parámetros que evalúan los *aspectos biológicos*, y en base a la metodología a utilizar (ATV-A 131, 2001), se seleccionan los siguientes: MLSST, SRT, ISL producción específica de lodos, producción total de lodos, relación de recirculación, recirculación de lodos, recirculación de nitratos, capacidad de desnitrificación, producción de lodos de fósforo y requerimientos de oxígeno, cuya definición fue realizada en el capítulo “2.11-Descripción de los parámetros de diseño y operación”

El análisis en este paso consiste en evaluar los valores elegidos por las industrias, de los parámetros de referencia y compararlos con los valores de bibliografía, (y en la siguiente sección se comparan con los valores de dichos parámetros en las condiciones reales de operación).

Cabe mencionar que en realidad el ISL y la producción específica de sólidos, no son parámetros perfectamente “elegibles” por el proyectista, los valores que tomarán deben suponerse como parte del diseño, y luego verificarse durante la operación, dado que dependen en ambos casos del crecimiento de los microorganismos. Por otra parte, hay ciertas condiciones

que se pueden imponer al sistema, para favorecer que estos parámetros tomen los valores que se supusieron.

En la tesis, como parte del análisis de los aspectos de diseño, se aplica a cada industria la metodología para el cálculo de los parámetros de diseño, lo que implica:

- a) identificar las variables de entrada, en particular las características del influente que ingresa al SLA. Esta información corresponde- en la etapa de proyecto- al cálculo a partir del efluente bruto (conocido y/o medido), y suponiendo una eficiencia para cada una de las etapas de pretratamiento. En varios casos, muchas de las unidades de pretratamiento ya eran existentes, por lo que cierta información corresponde a eficiencias reales, y otra se estima como parte del proyecto. Se indicará el origen de la información en el estudio de cada industria particular.
- b) identificar los parámetros fijos
- c) calcular los valores de los parámetros de referencia relacionados con el reactor biológico y el sedimentador secundario.

Por otra parte, respecto a la comparación de los parámetros de diseño con valores y/o rangos de referencia de bibliografía: debe tenerse en cuenta que justamente estos valores son referencias, y como tales no implica que el hecho de no encontrarse en los valores previsto prevea una inadecuada operación del SLA. No es posible predecir de antemano cómo se comporta

el sistema particular cuando se encuentra por fuera o en los extremos de las referencias propuestas; entre otras razones debido a que existe una interrelación de los parámetros de diseño. Por tal motivo, los valores de referencia deben tomarse como tales: indicativos. Además, parte de la presente tesis consiste en evaluar (y eventualmente proponer), valores de referencia adaptados para los casos puntuales de estudio.

## **Sección 2: Análisis de la operación en régimen de la PTE**

Esta sección pretende mostrar los resultados de la operación de cada una de las industrias en estudio, y, en forma parcial (debido a que hasta el momento ha transcurrido poco tiempo de operación), consiste en la validación general de las condiciones de operación previstas en el diseño de cada proyecto.

Los datos que se presentan: concentración de efluentes brutos, efluente que ingresa al SLA y efluente de salida; parámetros de operación (en el SLA: concentración de SST, Sólidos Sedimentables, Oxígeno disuelto, pH; proporciones de recirculación, caudales de efluente, caudales de purga, etc), corresponden en todos los casos a datos reales medidos por cada empresa. Además, se tomaron los datos de resultados de análisis del efluente vertido, de la empresa y de inspecciones de DINAMA.

Esta sección cuenta con las siguientes sub-secciones

### 2.1) Verificación de la operación en régimen

- 2.2) Análisis de los parámetros de operación del SLA
- 2.3) Análisis de la aptitud y eficiencia de la PTE

### **2.1) Verificación de la operación en régimen**

Como actividad previa al análisis de las condiciones de operación, debió determinarse el momento a partir del cual, la PTE se encuentra en régimen; esto se realizó a partir de un seguimiento de los datos reales y medidos de cada industria. Cabe indicar que no se presentan los datos, ni se analiza el período de puesta en régimen, ya que no corresponde al alcance de la presente tesis.

Una vez definido el momento que la PTE se encuentra en régimen, se realiza un relevamiento de las condiciones de entrada. Este aspecto es fundamental para comprobar que corresponden a las previstas en el diseño, (nivel de producción y efluente bruto que se genera), y por ende la PTE está trabajando a la máxima capacidad para la cual se diseñó. No es lo mismo que los resultados sean favorables, pero esté trabajando a menor capacidad que la diseñada. Por lo tanto, como primera actividad en esta sección, se realiza un relevamiento del nivel de producción, y del efluente bruto que se genera, para el período de estudio.

### **2.2) Análisis de los parámetros de operación**

La siguiente etapa consiste en relevar el influente al SLA y las condiciones de operación, como se mencionó a partir de datos reales, a los efectos de compararlo con los parámetros de diseño del proyecto. Un aspecto

importante, y que consiste en una limitante del estudio, consiste en el hecho que se utilizan datos promedio para todo el período. Cabe indicar que los datos fueron provistos por las empresas, que no tienen como objetivo la evaluación de estos parámetros particulares, y en el control operacional no tienen por qué ser necesarios. Si se quisiera evaluar de una manera estadística, hay que diseñar la medición.

### **2.3) Análisis de la aptitud y eficiencia de la PTE**

El último punto en este capítulo es relevar la aptitud de la PTE, en cuanto a su capacidad para alcanzar los requerimientos del efluente de salida. Se entiende que esta aptitud se verificaría en tres etapas consecutivas:

- i. Las condiciones de operación de la PTE, se logren los valores de vertido y alcance la eficiencia de remoción de contaminantes para la que fue diseñada.
- ii. la operación en esas condiciones sea robusta y sostenible en el tiempo;
- iii. por último, un paso más allá, lograr unas condiciones de operación en la que se alcancen los dos pasos anteriores, y los costos sean lo menor posible; en otras palabras que la operación de la PTE tenga eficiencia económica.

El análisis de los puntos ii) y iii) trascienden los objetivos de la tesis; se evalúa el punto i), mediante la evaluación de las características del efluente



de salida, y la eficiencia del proceso de tratamiento (considerando las cargas de entrada y de salida).

### **Sección 3: Conclusiones particulares para cada caso en estudio**

Las conclusiones específicas para cada sistema de tratamiento consisten en evaluar a partir de los resultados de operación la conformidad del pretratamiento, de la configuración del SLA y de los parámetros de diseño; verificando, para aquellos casos en que se cuenta con información suficiente, las ventajas propuestas en la bibliografía de referencia de cada pretratamiento y configuración del SLA.

### 3.3 Procedimiento para relevar los parámetros de diseño del SLA

Este apartado, se describe una metodología de cálculo, (un algoritmo) para evaluar los parámetros de diseño, la cual se aplicará a cada industria.

#### Procedimiento de cálculo:

##### Características del Influyente:

1. Identificar las características del influente al SLA (caudales, concentración y cargas relevantes). Esto corresponde a un cálculo específico para cada industria, a partir de datos de efluente bruto generado, que depende de la eficiencia del pretratamiento. Tanto las características del efluente bruto como la eficiencia del pretratamiento son datos de la SADI.
2. Identificar la aptitud del influente en cuanto a su degradabilidad  $DBO_5/DQO$  y relación ( $DBO_5/Nitrógeno$  a desnitrificar *del influente*).  
  
Como una primera aproximación, se calcula la relación  $DBO_5/NKT$ . En realidad no todo el NKT del influente se transformará en nitrato, ni todo el nitrato formado se desnitrificará (cfr. sección 2.12.9 -Cantidad de nitrato a desnitrificar), por lo que ha de tenerse en cuenta que este valor es una estimación gruesa, que puede ser útil para contar con un valor indicativo inicial, y luego deberá realizarse un cálculo más preciso.

### Requerimientos del efluente de salida:

3. Identificar los requerimientos del efluente de salida. Este dato corresponde a la normativa, excepto para situaciones particulares: existen casos en los que se ha establecido otros límites más restrictivos, o por el contrario, casos en los cuales hay un tratamiento posterior (por ej pulido en lagunas); cualquier sea la situación, los requerimientos se encuentran definidos en la SADI.

### Configuración y dimensiones del SLA

4. Identificar la configuración del SLA planteado: los reactores, zonas o ciclos, anóxico, aerobio y anaerobio del SLA, dimensiones y volúmenes:  
 $V_{AT}$  ,  $V_{anóx}$ ,  $V_{aireado}$ ,  $V_D/V_{AT}$  .

### Parámetros relacionados con la capacidad del reactor biológico

5. Tomar un valor de temperatura de diseño (en base al conocimiento del proceso y las condiciones climáticas)
6. Calcular la carga de  $DBO_5$  (kg  $DBO_5$  que ingresan/d)
7. Identificar el valor de  $MLSST$  de diseño, propuesto por la empresa
8. Determinar la masa de sólidos en el reactor biológico ( $Masa_{SST}$ ) disponible para degradar la carga orgánica de entrada, a partir del valor de  $MLSST$  y el volumen del reactor biológico ( $V_{AT}$ );

$$Masa_{SST} = V_{AT} \cdot MLSST, \quad \text{MLSST se sugiere entre 3 a 7 kg/m}^3.$$

9. Calcular la carga de lodos con Ec ( 8),

$$carga\ de\ lodos = \frac{carga\ DBO\ de\ entrada}{V_{AT} \cdot MLSST}$$

y verificar que se encuentra dentro de los valores de referencia dados por bibliografía (entre 0,05 a 0,08 para cervecerías (DWA-M 732, 2017), y entre 0,05 a 0,15 para frigoríficos (ATV - M767, 1988), ver capítulo 2.12.2- Carga de lodos”), lo que permite verificar que la masa de microorganismos (disponible según determinada en el paso anterior) será suficiente.

10. Calcular la Producción Específica de Sólidos debido a la degradación carbonosa ( $SP_{esp,DBO}$ ) a partir de la Ec ( 18) .

$$SP_{esp,DBO} = \frac{SP_{d,C}}{B_{DBO,IAT}} = . (0,75 - \frac{(1-0,2) \cdot 0,75 \cdot K_{dH} \cdot f_T \cdot SRT}{1 + K_{dH} \cdot f_T \cdot SRT} + 0,6 \cdot \frac{X_{SS,IAT}}{C_{DBO,IAT}})$$

Para ello debe identificarse previamente, las características del influente asumidos por la empresa, en particular la relación  $X_{SS,IAT}/C_{DBO,IAT}$ , esto es un dato de la SADI. Verificar que el valor se encuentre entre los rangos recomendados (0,4 a 0,6 kg SST producidos/ kg DBO<sub>5</sub> que ingresan) indicados en el capítulo 2.12.6 -"Producción Específica de Sólidos"

11. Calcular el SRT a partir de la Ec ( 19)

$$SRT = \frac{1}{carga\ de\ lodos \times Producción\ específica\ de\ lodos}$$

Verificar que es mayor a la edad de lodos mínima, y no mucho mayor que el SRT requerido para la estabilización de lodos

12. Calcular la producción de sólidos debido a la degradación de carbono ( $SP_{d,C}$ ), a partir de la Ec ( 17),

$$SP_{d,C} = SP_{esp,DBO} \times B_{DBO}$$

Parámetros relacionados con la remoción de fósforo

13. Calcular la cantidad diaria de fósforo que se debe precipitar, con la Ec ( 36).

$$X_{P,precip} = C_{P,IAT} - C_{P,EST} - X_{P,BM} - X_{P,BioP}$$

14. Calcular la Producción de lodos debido a la remoción de fósforo (lodos que se generan por precipitación fisicoquímica, y lodos biológicos del proceso de bioaumentación), utilizando la Ec ( 38).

$$SP_{d,P} = Q_D \cdot (3 \cdot X_{BioP} + 6,8 \cdot X_{P,prec,Fe} + 5,3 \cdot X_{P,prec,Al}) / 1000 \quad (kg/d)$$

15. Verificación del reactor anaeróbico, en el caso que los haya, recordando que el TRH debe dimensionarse para 0,5 a 0,75 horas. El caudal que se toma es el de entrada más la recirculación ( $Q_d + Q_{recirculación}$ )

Producción total de sólidos

16. Calcular la Producción total de sólidos a partir de la Ec ( 16)

$$SP_d = SP_{d,C} + SP_{d,P}$$

Para continuar calculando los parámetros asociados al reactor biológico, es necesario determinar aquellos parámetros del sedimentador secundario

que influyen en el reactor; por lo tanto, los siguientes pasos refieren al sedimentador.

#### Parámetros relacionados con el sedimentador secundario

17. Identificar la geometría, el área superficial y la profundidad útil (que es la profundidad disponible) del sedimentador.
18. Calcular la carga hidráulica a partir del caudal máximo horario brindado por la empresa en la SADI y el área superficial; verificar que se encuentra dentro de los rangos de referencia a los efectos de garantizar que no haya escape de sólidos, como recomendación  $q_A < 0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ .
19. Identificar el ISL propuesto por la empresa para el diseño. En general este valor lo estimará a partir de: información conocida de las características del efluente, (ya que las plantas estaban funcionando anteriormente), de la configuración del SLA elegida (mezcla completa o flujo pistón) y de la existencia o no de selectores; a los efectos de ser conservadores en el cálculo es conveniente tomar valores altos (por ej 120-150 mg/L), valores comparativos en capítulo “2.14.1 - Índice de Sedimentabilidad de lodos”
20. Identificar el valor de tiempo de espesado utilizado por la empresa (como generalidad se estima en 2 horas).
21. Calcular la concentración de sólidos en el fondo del sedimentador ( $SST_{BS}$ ), utilizando la  $E_c$  (41), tomando un tiempo de espesado  $TE = 2$  horas, y el ISL provisto por la empresa.

$$SST_{BS} = \frac{1000}{ISL} \cdot \sqrt[3]{T_E}$$

22. Calcular la concentración de sólidos en la recirculación de lodos ( $SST_{RL}$ ), la cual es función de la concentración de sólidos en el fondo del sedimentador y del barredor de fondo, ( $SST_{RL} = SST_{BS}$ ) o  $0,7 \cdot SST_{BS} = SST_{RL}$ .

23. Calcular la recirculación de lodos requerida  $R_L$ , verificar que se encuentre en rangos adecuados, según capítulo “2.14.3 - Relación de Recirculación de lodos”, y el caudal de la recirculación de lodos.

$$R_L = \frac{MLSST}{SST_{RL} - MLSST} \qquad R_L = Q_{RL}/Q$$

24. Verificar la profundidad requerida del sedimentador secundario a los efectos de asegurar una adecuada concentración de los barros y alcanzar la concentración de sólidos necesaria en el fondo del sedimentador. En esta etapa en el cual el diseño ya está realizado, la profundidad ya está definida. Debe verificarse que Profundidad requerida < Profundidad disponible. La última, es dato del proyecto; la primera se calcula mediante las ecuaciones del sedimentador secundario zona (ATV-A 131, 2001).

Parámetros relacionados con la purga (masa de sólidos y caudal de purga)

25. Calcular el Caudal de Purgas, utilizando la Ec ( 15),

$$\begin{aligned} \text{producción de sólidos} &= \text{Masa}_{SST, \text{en purga}} + \text{Masa}_{SST, \text{clarific}} \\ &= Q_P \cdot SST_P + (Q - Q_P) \cdot SST_{EST} \end{aligned}$$

Debe considerarse que:

25.1. El valor de  $SST_{EST}$  se establece a partir de los requerimientos del efluente. Es un dato de la SADI.

25.2. La concentración de sólidos en la purga, es la misma que la de la recirculación (ésta última fue calculada más arriba),  $SST_p = SST_{RL}$ .

26. Una vez obtenido el caudal de purga, a partir de la misma Ec ( 15) , se calcula la masa de sólidos que se van con la purga  $Masa_{SST, en purga}$  (kg SST/día) y la masa de sólidos que se van con el efluente  $Masa_{SST, clarific}$  (kg SST/día).

Parámetros relacionados con la capacidad de desnitrificación y la relación de recirculación total

27. Calcular el amonio diario a nitrificar, utilizando la Ec ( 20) (ver “capítulo 2.12.8 - Cantidad de amonio a nitrificar”)

En general el valor de NKT del influente es un dato del proyecto. A veces no se cuenta con el mismo, pero se tiene el valor de  $N_{total}$  en el influente, ( $N_{tot} = NKT + NO_3$ ). Suponiendo que los influentes de los rubros industriales en estudio, no contienen nitrato a la entrada, se aproxima ( $N_{total} = \text{Nitrógeno a nitrificar}$ ). Ambos datos: NKT y  $N_{total}$ , en el influente son datos de la SADI.

$$S_{NH_4, a\ nitrif} = C_{NKT, IAT} - (S_{Norg, EST} + S_{NH_4, EST} + X_{Norg, BM})$$



28. Calcular la relación de recirculación necesaria ( $RC_{tot}$ ), con la Ec ( 29), a partir de la concentración de amonio a nitrificar, y la concentración de nitrato en el clarificado del sedimentador secundario; verificar si RC se encuentra dentro de los rangos de referencia.

$$RC = \frac{S_{NH_4, a \text{ nitrif}}}{S_{NO_3, EST}} - 1$$

A modo de recomendación el  $2 < RC < 4$  (para efluentes domésticos)

29. Calcular la eficiencia de desnitrificación posible de obtener a partir de esa recirculación total Ec ( 27).

$$E_{DN} = \frac{RC_{tot}}{1 + RC_{tot}}$$

30. Calcular la capacidad de desnitrificación, Ec ( 22).

$$\text{capacidad de desnitrificación} = \frac{\text{conc.de nitrato a desnitrificar}}{\text{conc.de materia orgánica}} = \frac{S_{NO_3, a \text{ desnit}}}{C_{DBO, IAT}}$$

Verificar que se cuenta con suficiente materia orgánica para lo cual el inverso de la capacidad de nitrificación debe ser mayor a 4.

31. Identificar la relación  $V_D/V_{AT}$  del proyecto, en función de los volúmenes que ya han quedado fijos del reactor, zona anóxica-zona aireada. Esto es ( $V_D/V_{AT}$ ) disponible, dato del proyecto.

32. Calcular la relación ( $V_D/V_{AT}$ ) requerida, en función de la capacidad de desnitrificación, y la Ec ( 24) o los valores tabulados en guía (ATV-A 131, 2001).

33. Verificar que ( $V_D/V_{AT}$ ) disponible  $>$  ( $V_D/V_{AT}$ ) requerido.

### Parámetros relacionados con el requerimiento de oxígeno

34. Calcular el requerimiento de oxígeno, para lo cual se debe calcular oxígeno requerido para oxidar materia orgánica, oxígeno requerido para nitrificación, y oxígeno recuperado en la oxidación de nitrato. Tener en cuenta factores  $f_N$  y  $f_C$ , según se describe en “capítulo 2.12.13 - Requerimientos de oxígeno”.

### **3.4 Procedimiento para evaluar los parámetros de operación**

Análogamente al apartado precedente, en este, se describe una sistemática de cálculo, para evaluar los parámetros de operación, la cual se aplicará a cada industria.

#### Procedimiento de cálculo:

1. Identificar la configuración del SLA planteado: los reactores, zonas o ciclos, anóxico, aerobio y anaerobio del SLA, dimensiones y volúmenes:

$$V_{AT}, V_{anóx}, V_{aireado}, (V_D/V_{AT})_{disponible}$$

2. Identificar las características del influente al SLA (caudales, concentración). Estos valores son reales medidos en la operación: resultados de análisis y caudal de influente.

3. Calcular la relación DQO/ DBO<sub>5</sub> a los efectos de evaluar la degradabilidad de los efluentes, a partir de los datos de análisis de DQO y DBO<sub>5</sub>.
4. Identificar la concentración de los principales contaminantes del efluente de salida (DBO<sub>5</sub>, DQO, SST, nitrógeno amoniacal, NKT, nitrato y fósforo; estos valores son reales, obtenidos mediante análisis de laboratorio.

#### Parámetros de operación relacionados con el reactor biológico

5. Identificar la temperatura del líquido del reactor (valor medido)
6. Calcular la **carga de DBO<sub>5</sub> real** que ingresa durante la operación (kg DBO<sub>5</sub> que ingresan/d)
7. Identificar la **concentración de sólidos en el reactor MLSST**, a partir de datos reales medidos
8. Determinar la masa de sólidos real que hay en el reactor biológico ( $Masa_{SST}$ ), a partir del valor de concentración de sólidos medido MLSST, y el volumen del reactor biológico ( $V_{AT}$ );

$$Masa_{SST} = V_{AT} \cdot MLSST$$

9. **Determinar la carga de lodos**, para las condiciones reales de operación, Ec ( 8) y verificar que se encuentra dentro de los valores de referencia dados por bibliografía (capítulo “2.12.2 – Carga de Lodos”).

$$carga\ de\ lodos = \frac{carga\ DBO\ de\ entrada}{V_{AT} \cdot MLSST}$$

Valor de referencia entre 0,05 y 0,15 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d (máx 0,2 kg DBO<sub>5</sub>/ kg SST.d).

Para continuar calculando los parámetros asociados al reactor biológico, es necesario determinar aquellos parámetros del sedimentador secundario que influyen en el reactor; por lo tanto, los siguientes pasos refieren al sedimentador.

#### Parámetros relacionados con el sedimentador secundario

10. Verificar que la carga hidráulica de operación es menor que la de diseño, y a su vez se encuentra dentro de los rangos de referencia.
11. Identificar el ISL, a partir de datos medidos, y verificar se encuentra dentro de los rangos de referencia
12. Identificar la relación de caudal de lodos (Rec<sub>L</sub>), dato real medido (Q<sub>RL</sub>).
13. Con el dato de relación de caudal e ISL, calcular las alturas de cada una de las zonas del sedimentador mediante las ecuaciones del sedimentador secundario zona (ATV-A 131, 2001).
14. Identificar la profundidad del sedimentador (profundidad disponible), dato del proyecto. Verificar que la profundidad requerida del sedimentador

secundario es adecuada, esto implica que Profundidad requerida < Profundidad disponible, dado que esta última ya está fijada porque el sedimentador ésta construido.

### Parámetros relacionados con la Producción de sólidos

15. Calcular la **Producción de Sólidos** real con que trabaja el sistema, a partir de la Masa de sólidos que salen del sistema por día.

$$Masa_{SST, en\ purga} + Masa_{SST, clarific} = Q_P \cdot SST_P + (Q - Q_P) \cdot SST_{EST}$$

15.1. La concentración de sólidos en la purga, es un valor que queda determinado por el diseño del sedimentador; es la misma concentración que la de recirculación de lodos ( $SST_P = SST_{RL}$ ), y ésta última es función de las características del sedimentador, ya que depende de la concentración de sólidos en el fondo del sedimentador ( $SST_{BS}$ ) y esta a su vez de la geometría y barredor de fondo del sedimentador.

15.2. El valor del caudal de purga  $Q_P$ , es un dato medido.

15.3. La concentración de sólidos en el clarificado,  $SST_{EST}$ , dato real medido.

Verificación: puede calcular la **Producción específica de sólidos**, según Ec ( 17), y la Producción de sólidos debido a la degradación de carbono, y comparar con el valor real medido de Producción de sólidos. Tener en cuenta que el real obtenido, también incluye la

Producción de sólidos debido al fósforo (físicoquímica y biológica)  
por lo que debiera ser mayor

$$SP_{esp,DBO} = \frac{SP_d}{B_{DBO}}$$

16. Calcular el valor del SRT, a partir de Ec ( 14)

$$SRT = \frac{V_{AT} \cdot MLSST}{Producción\ de\ Sólidos}$$

Verificación: calcular la edad de lodos mínima para que haya nitrificación, y la edad de lodos para que haya estabilización de barros

17. Calcular la cantidad de nitrógeno que se desnitrificó, a partir del balance de masa de nitrato que realmente se desnitrificó Ec ( 21)

$$S_{NO_3,desnitrificado}$$

$$= C_{N, IAT} - (S_{Norg, EST} + S_{NH_4, EST} + S_{NO_3, EST} + X_{Norg, BM})$$

Las concentraciones de amonio y nitrato del efluente clarificado del sedimentador son medidas; la concentración de nitrógeno orgánico del clarificado se supone en 8% de los  $SST_{EST}$ ; y la concentración de nitrógeno orgánico en los barros se supone como un 4% de la  $DBO_5$  de entrada.

18. Calcular la proporción de nitrógeno que se desnitrificó en comparación con el nitrógeno de entrada.

19. Calcular la capacidad de desnitrificación que tendría el sistema, para las condiciones de entrada (características del efluente, y parámetros de operación del reactor fijados). En este caso el balance de nitrato debe calcularse con las cantidades teóricas que se debiera alcanzar:

$$S_{NO_3, \text{desnitrificado}}$$

$$= C_{N, IAT} - (S_{Norg, EST} + S_{NH_4, EST} + S_{NO_3, EST} + X_{Norg, BM})$$

20. Evaluar (DBO<sub>5</sub> entrada SLA/ nitrato que se debería desnitrificar).

21. Evaluar las eficiencias de remoción de DBO<sub>5</sub>, N<sub>total</sub> y P<sub>total</sub> del Sistema de Lodos Activados, a partir de las concentraciones de ingreso al SLA y las concentraciones del efluente de salida.

## **CAPÍTULO 4 –Descripción de las industrias**

Tal como se mencionó al inicio del capítulo 3, toda la información relacionada con el diseño y la operación se tomó de los respectivos trámites de Solicitud de Autorización de Desagüe Industrial (SADI) y de Control y seguimiento, mediante una solicitud de acceso, en el marco de la Ley de información pública. Además de la brindada por las propias industrias, lo cual se especifica cuando corresponde.

### **4.1 INDUSTRIA 1**

#### **4.1.1 Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería**

##### **4.1.1.1 Descripción de la industria**

###### **Tipo y nivel de actividad**

La industria realiza el malteo de cebada. Ingresa el grano, se almacena en silos, y se va derivando paulatinamente al proceso. El proceso de malteo consiste en una germinación en condiciones controladas de temperatura, humedad y aireación; el mismo se realiza en tres etapas: remojo, germinación y secado.

En la Tabla 5, se describe la capacidad máxima de producción de la industria, diaria y mensual, así como el consumo de agua por unidad de producción. En base a esta capacidad máxima de producción, que implica



determinadas características de generación de efluentes brutos, se diseñó el proyecto de ingeniería.

Tabla 5: Industria 1, nivel de la actividad – valores para el diseño del proyecto

Producción	Producción máxima diaria		Producción máxima mensual		Consumo de agua por unidad de producción	
Cebada malteada	390	toneladas/día	11.500	toneladas/mes	2660	litros/tonelada

Datos tomados de la SADI presentada en diciembre de 2014

### Características del efluente bruto generado

Las características del efluente a tratar surgen de datos experimentales que presentó la industria en la SADI. Este efluente corresponde al que se obtiene en la primera unidad de homogeneización, en el cual se mezclan las dos corrientes principales (la línea de efluente procedente de germinación y la de remojo).

Tabla 6: Industria 1, concentración y carga del efluente bruto homogeneizado - valores para el diseño del proyecto

	Concentración del efluente bruto homogeneizado (mg/L)	Cargas del efluente bruto homogeneizado (kg/d)
Caudal generado	1.047 m <sup>3</sup> /d	1.047 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	1.451 mg/L	1.519 kg/d
DQO	1.835 mg/L	1.921 kg/d
N Total	67 mg/L	70 kg/d
Fósforo total	41 mg/L	43 kg/d
SST	280 mg/L	293 kg/d

Datos tomados de la SADI presentada en diciembre de 2014

### 4.1.1.2 Descripción de la Planta de Tratamiento de Efluentes

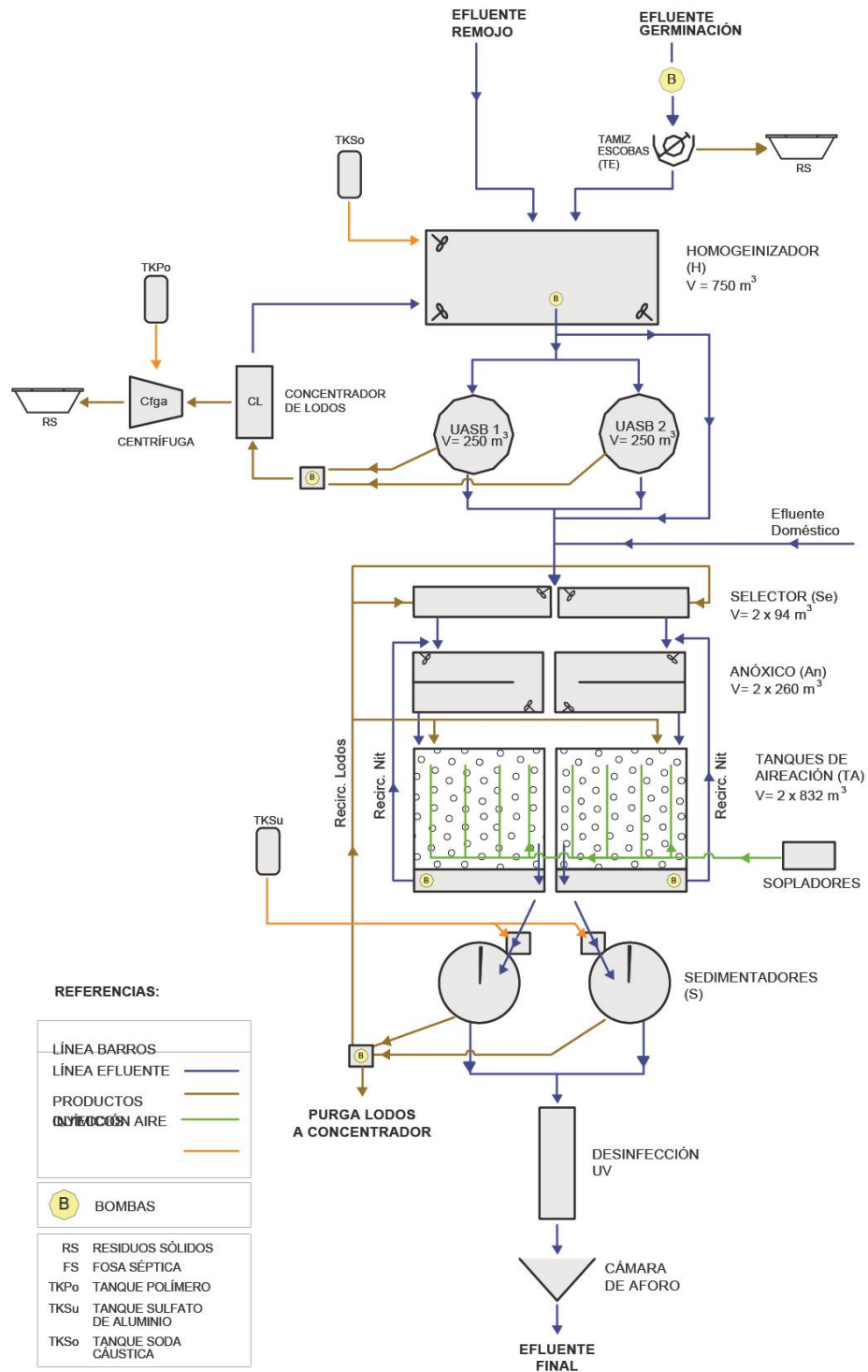


Diagrama de flujo tomado de SADI de Industria 1 (VER PRÓXIMA PÁGINA)

#### 4.1.1.3 Descripción del pretratamiento

En el proceso de la Industria 1, se generan dos corrientes independientes: efluente de remojo y efluente de germinación. Este último se bombea hacia un tamiz de escobas, para separación de sólidos gruesos, los cuales descargan por gravedad en una volqueta; y luego ambas corrientes se unen en un tanque de homogeneización.

El tanque de homogeneización tiene tres mezcladores sumergibles para favorecer la mezcla y evitar la sedimentación. El efluente se bombea a dos reactores anaerobios UASB en paralelo; existe también un by-pass a las unidades UASB, de forma de enviar una porción de efluente bruto directamente al SLA, y de esta forma regular la relación  $\text{DBO}_5/\text{NO}_3^-$  a desnitrificar. El biogás generado es quemado en un quemador.

Las corrientes de salida de ambos UASB, la fracción de efluente que by-paseó los UASB, y una corriente de efluentes cloacales, se unen en una cámara, previo al ingreso del SLA.

El SLA consiste en dos trenes idénticos que operan en paralelo. Ingresan el efluente mezclado en una única corriente, que se reparte en ambos trenes, y a la salida de cada sedimentador secundario, se unen ambos clarificados.

#### 4.1.1.4 Descripción del Sistema de Lodos Activados

La configuración optada por esta industria consiste en dos trenes idénticos y paralelos que cuentan con desnitrificación de cabeza, precedida de un selector anaeróbico, configuración A2/O; además se realiza remoción fisicoquímica de fósforo (Figura 11). A continuación, se describen las unidades que conforman cada uno de los trenes del SLA:

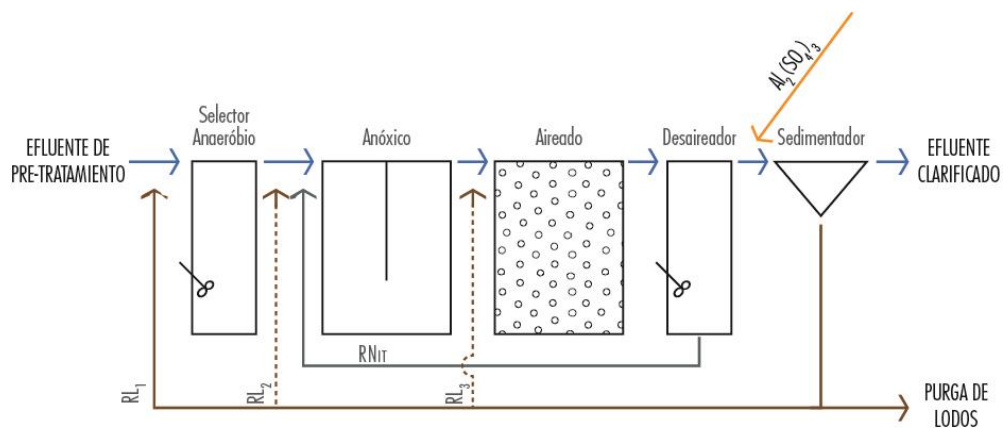


Figura 11: SLA - configuración A2/O

Cada tren cuenta con un selector anaerobio, un reactor anóxico, un reactor aireado de mezcla completa, una unidad de “desaireación” y un sedimentador secundario de sección circular.

El efluente procedente del pretratamiento se dirige por gravedad al selector anaerobio, al cual se recirculan lodos (RL1) desde el sedimentador secundario. Esta configuración, en la que se somete a la biomasa a condiciones alternadas anaerobias-aerobias, favorece la absorción biológica de fósforo.

Luego, el licor pasa al reactor anóxico, donde ocurre la desnitrificación, y posteriormente al reactor aireado donde se da la nitrificación. Desde el reactor aireado, se derivan a una pequeña unidad de “desaireación” y desde allí se recircula una porción del licor de mezcla hacia el anóxico, proveyendo los nitratos necesarios para la desnitrificación, junto con la materia orgánica que contiene el efluente que proviene desde el selector anaerobio.

En el reactor aireado, la porción de licor mezcla que no se recircula se envía al sedimentador secundario. Se realiza agregado de sulfato de aluminio para la precipitación de fósforo, a la salida del reactor biológico (luego de la unidad de desaireación), en la cámara de ingreso al sedimentador secundario para favorecer la mezcla.

En el sedimentador, parte del lodo sedimentado se recircula en forma continua hacia el sistema, ingresando al selector anaerobio (RL1); también existe la posibilidad de recircular lodos al reactor aireado (RL2). Otra porción de lodos se purga hacia un espesador, para una posterior deshidratación en centrífuga decanter.

### **Tratamiento posterior al Sistema de Lodos Activados**

El líquido clarificado de cada sedimentador secundario se une en línea; luego pasa por una unidad de desinfección UV; posteriormente a una cámara de aforo con medición continua de caudal, y se descarga a curso de agua.

#### 4.1.1.5 Tratamiento de barros

Los lodos purgados del sedimentador se derivan a un tanque espesador, y desde allí se bombean a una centrífuga decanter; realizándose agregado de polielectrolito en la línea de ingreso a la centrífuga. El líquido de rechazo se deriva al tanque de homogeneización.

#### 4.1.1.6 Aspectos constructivos del SLA

Cada tren está construido en una única estructura de hormigón, cada unidad (selector, reactor anóxico y reactor aireado) está separada por paredes de hormigón y se comunican mediante aberturas en cada pared.

Tienen las siguientes dimensiones:

	<b>dimensiones construidas</b>		
<b>Unidad</b>	<b>(ancho x largo x profundidad)</b>		<b>volumen útil <sup>(A)</sup></b>
Selector anaerobio	2 x (13 x	1,8 x 4) m	155 m <sup>3</sup>
Reactor anóxico	2 x (13 x	5 x 4) m	508 m <sup>3</sup>
Reactor aireado	2 x (13 x	16 x 4) m	1.626 m <sup>3</sup>

<sup>(A)</sup> informados por la industria en la SADI presentada en diciembre de 2014

El selector anaerobio y la unidad de “desaireación” cuentan cada una con un mixer; el reactor anóxico, cuenta con dos mixers, para favorecer la mezcla y evitar la formación de zonas muertas donde se deposite lodo.

En base a las dimensiones geométricas, la disposición de las entradas y salidas de flujo, y los sistemas de aireación y agitación, se prevé un modelo de flujo de mezcla completa en el reactor aireado.

Cada tren cuenta con un sedimentador secundario circular, ambos son idénticos. Están contruidos en hormigón, levantados sobre el nivel del terreno; cuentan con puente barredor.

El sistema de aireación consiste en difusores de burbuja fina; hay 180 platos de membrana en cada reactor, colocados en líneas, sujetas al fondo del reactor. El aire se insufla mediante 3 soplantes de tipo tri-lobular.

#### **4.1.1.7 Relación con la planta de tratamiento anterior**

La PTE anterior estaba diseñada para un caudal medio de efluente de 420 m<sup>3</sup>/d, por lo tanto, el nuevo proyecto, además de modificar el concepto de tratamiento, lo cual significaba de por sí, incorporar nuevas unidades, debió duplicar la capacidad para la etapa de pretratamiento.

La PTE anterior contaba con un tamiz de escobas para la corriente del efluente de germinación, luego las dos corrientes se unían e ingresaban a un reactor UASB. Posteriormente ingresaban a un reactor de lodos activados únicamente para remoción de materia orgánica y al correspondiente sedimentador secundario. Los barros de ambas unidades se purgaban hacia lechos de secado para su deshidratación.

La nueva PTE aprovechó la estructura del antiguo reactor de lodos activados, para utilizarlo como homogeneizador, al cual se le debió aumentar el volumen útil, elevando la altura de las paredes; y mantuvo el UASB junto con el sistema de captación de biogás y quema en antorcha.

En lo que refiere al pretratamiento, debió construirse el segundo UASB, adecuar el sistema de captación de biogás, cambiar la antorcha, y aumentar la capacidad del tamiz de escobas (adquiriendo uno para toda la capacidad y contando con el viejo como respaldo).

En relación con el SLA, se construyeron y realizó el montaje desde cero de los dos trenes del SLA y ambos sedimentadores secundarios, (el antiguo sedimentador se tiene como respaldo ante un eventual requerimiento de tratamiento terciario). Así mismo se construyó un local para alojar los soplantes, tableros y sala de control.

En lo que refiere al equipamiento de los trenes del SLA (sistema de aireación, barredores de los sedimentadores, instalaciones para dosificar productos químicos) son todos nuevos.

También se instalaron equipos nuevos para control y monitoreo automático de parámetros de operación en todas las unidades y en la salida del efluente, excepto en el UASB viejo, que ya contaba con monitoreo en línea.



Respecto al tratamiento de lodos, se instaló a nuevo una centrífuga decanter, junto con las instalaciones asociadas (construcción del edificio a altura para descarga por gravedad, sistema dosificación polímero, etc).

#### 4.1.2 Análisis de los parámetros de diseño del SLA

##### 4.1.2.1 Características del influente

Los valores de cargas y concentración del influente al SLA que se toman para el diseño del proyecto se presentan en la Tabla 7. Fueron calculados a partir de los datos del efluente bruto y la eficiencia de remoción de las unidades del pretratamiento (el UASB para cada tren) brindadas en la SADI. A partir de estos datos se estimaron las cargas del influente al SLA.

Tabla 7: Industria 1 – Concentración y cargas de ingreso al SLA, valores de diseño del proyecto

	Concentración ingreso al SLA	Cargas ingreso al SLA
Caudal	1047 m <sup>3</sup> /d	1047 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	580 mg/L	608 kg/día
DQO	917 mg/L	960 kg/día
Ntotal	67 mg/L	70 kg/día
Ptotal	41 mg/L	44 kg/día
SST	sd <sup>(A)</sup>	Sd

<sup>(A)</sup> en la SADI no se presentó dato de eficiencia de salida de los UASB para el parámetro SST; dado que este parámetro es fundamental para la metodología de diseño que se utiliza, se toma el valor informado por la empresa para el período de operación (SST= 200 mg/L).

### Aptitud del influente para el tratamiento en el SLA:

- Relación DQO/ DBO<sub>5</sub> = 1,6: valor que indica una degradabilidad media del influente.
- Relación DBO<sub>5</sub>/NKT ~ DBO<sub>5</sub>/Ntotal = 8,7: valor que indica que el influente cuenta con materia orgánica suficiente para proveer en la desnitrificación<sup>5</sup>

#### 4.1.2.2 Requerimientos del influente de salida

Para esta industria, el requerimiento del influente de salida corresponde a los estándares establecidos en la normativa, excepto para fósforo que corresponde a 2 mg/L.

#### 4.1.2.3 Parámetros de diseño del SLA según metodología de cálculo propuesta

El objetivo de esta sección consiste en relevar los parámetros de diseño; en particular los *parámetros de referencia* (SRT, carga de lodos, producción específica de lodos, MLSST, relaciones de recirculación, ISL), a partir de aquellos *parámetros* que quedaron *fijos* en el proceso de diseño

---

<sup>5</sup> En realidad, no todo el NKT del influente se transformará en nitrato, ni todo el nitrato formado se desnitrificará (ver capítulo 2.12.9), por lo que ha de tenerse en cuenta que este valor es una estimación gruesa, que puede ser útil para contar con un valor indicativo inicial, y luego deberá realizarse un cálculo más preciso. En este caso la industria brindó el valor de Ntotal, considerando que el nitrato es despreciable, se asume Ntotal ≈ NKT.

(volúmenes y configuración de las unidades de tratamiento) y comparar los primeros con los rangos/valores de referencia que se encuentran en bibliografía.

En la Tabla 8, se muestran los parámetros de diseño; para su cálculo se utilizó el procedimiento presentado en el capítulo 3.3 – “Procedimiento para relevar los parámetros de diseño del SLA”. En azul y con un asterisco (\*), se consignan los datos brindados por la empresa como parte del proyecto, en negro los datos obtenidos a partir del procedimiento de cálculo.

Tabla 8: Industria 1 parámetros de diseño del SLA

Parámetros de diseño	Valor de diseño un tren	Valor de diseño ambos trenes
Configuración del SLA	<b>Vana =</b> 78 m <sup>3</sup> (*)	155 m <sup>3</sup> (*)
2 trenes en paralelo	<b>Vanox=</b> 254 m <sup>3</sup> (*)	508 m <sup>3</sup> (*)
	<b>Vaer=</b> 813 m <sup>3</sup> (*)	1.626m <sup>3</sup> (*)
	VAT= 1.067 m <sup>3</sup> (*)	2.134m <sup>3</sup> (*)
	VD= 254 m <sup>3</sup> (*)	508 m <sup>3</sup> (*)
	VD/VAT disponible= 0,2 (*)	0,2(*)
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>		
Temperatura del líquido en el reactor	15°C (*)	15°C (*)
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	304	608
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/m <sup>3</sup> )	3,5 (*)	3,5 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,08	0,08
<b>Producción de lodos debido a degradación de carbono</b>		
Relación en el influente X <sub>SST</sub> /C <sub>DBO5</sub>	0,34 (*)	0,34 (*)
Producción Específica de sólidos (kg SST producidos por carbono/kg DBO <sub>5</sub> entrada)	0,47	0,47
Producción de sólidos por degradación de carbono (kg SST por carbono/día)	142	284

Tiempo de retención celular (SRT) (d)	26	26
<b>Fósforo a precipitar</b>		
Producción de lodos biológicos concentrados en fósforo (kg SST/d)	9	18
Agregado de sales para precipitación físico-química (kg Al a agregar/día)	20	40
producción de lodos precipitados con sales (kg SST/d)	90	180
<b>Producción de lodos totales (lodos que salen en la purga y el clarificado)</b>		
Producción de lodos totales (kg SST/d)	232	464
<b>Producción de sólidos que se derivan a deshidratación (lodos en purga) y caudal de purga</b>		
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	222	444
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	26	52
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>		
Un sedimentador secundario por cada tren, Diámetro (m)	7,5 (*)	2 unidades, cada una d=7,5 m(*)
Caudal máximo horario (m <sup>3</sup> /h)	33 (*)	33 (*)
qA (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,74	0,74
ISL (ml/g)	150 (*)	150 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga, SST <sub>RL</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	8,4	8,4
Relación recirculación lodos	0,71	0,71
Caudal de recirculación de lodos (m <sup>3</sup> /d)	374	374
Profundidad requerida < profundidad disponible	3,5m < 3,7 m(*)	3,5m < 3,7m (*)
RC total	2,5	2,5
Eficiencia desnitrif disponible con ese RCtotal	71%	71%

Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	18	18
Capacidad de desnitrificación	0,05	0,05
Verificar que $(V_D/V_{AT})$ disponible < requerido	0,2 < 0,2 (*)	0,2 < 0,2 (*)
<b>VERIFICACIÓN DEL REQUERIMIENTO DE OXÍGENO</b>		
Requerimientos de O <sub>2</sub> (kg O <sub>2</sub> /h)	23	46

### Análisis de las condiciones de diseño, resumidas en la Tabla 8:

#### Reactor biológico

El valor de MLSST= 3,5 kg/m<sup>3</sup> elegido por la empresa, se encuentra dentro de los rangos sugeridos para la operación (3 a 5 kg/m<sup>3</sup>), (DWA-M 732, 2017, pág. /secc.7). Esto permite operar con una carga de lodos de 0,08 kg DBO<sub>5</sub>/ kg SST.d, valor que también se encuentra dentro de los rangos de referencia que sugiere dicha norma (0,05 y 0,08 kg DBO<sub>5</sub>/ kg SST.d). Sin embargo, no debiera trabajarse con concentraciones de sólidos menor a 3 kg/m<sup>3</sup>; por ejemplo, con una MLSST= 2,5 kg/m<sup>3</sup>, la carga de lodos aumentaría a valores de 0,11 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d.

Por otra parte, si se tomara un valor de diseño de MLSST=4,5 kg/m<sup>3</sup>, y el ISL asumido de 150 mL/g es correcto, entonces el sedimentador requeriría una profundidad mayor que la que se definió.

El SRT que queda determinado para este conjunto de condiciones de diseño, es de 26 días; mayor a la edad de lodos mínima necesaria para la

nitrificación (8 días) y mayor a la edad de lodos para que haya estabilización de los mismos (25 días).

### **Sedimentador secundario:**

Se diseñó para una carga hidráulica  $0,7 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ , un poco mayor a los valores de referencia:  $0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ . Debe preverse que una carga hidráulica alta puede derivar a que en la operación haya escape de lodos. Un eventual escape, incluso mínimo, puede ser importante para el caso de esta industria, dado que cuenta con un límite más restrictivo de fósforo, por lo que debe minimizarse la concentración de SST del clarificado (ya que los sólidos contribuyen a la concentración de fósforo total del efluente de salida).

Los efluentes de maltería tienen tendencia a formar sólidos difíciles de sedimentar (DWA-M 732, 2017), por lo que es conveniente tomar un valor alto de ISL para el diseño como tomó la empresa:  $150 \text{ mL/g}$ .

Por otra parte, el ISL determina la profundidad necesaria del sedimentador secundario; la cual debe compararse con la profundidad disponible, que ya está definida y tiene un valor de  $3,7 \text{ m}$ . Se observa que si durante la operación, el ISL tomara valores mayores a  $150 \text{ mL/g}$ , por ej  $160 \text{ mL/g}$ , la profundidad requerida sería mayor a  $3,7\text{m}$ . Considerando que el ISL es una característica de los lodos y es difícil incidir en ella, es fundamental prever

las condiciones más exigentes en la etapa de diseño (a los efectos de definir la profundidad del sedimentador).

#### **4.1.3 Análisis de la operación en régimen de la PTE**

En este apartado se realizará un análisis comparativo entre las condiciones de diseño del proyecto de ingeniería, y los valores de operación una vez que la PTE ha alcanzado el régimen.

La información correspondiente al período de operación en régimen corresponde a datos reales, mediciones del efluente final y seguimiento de los parámetros de operación, presentados por la empresa y relevados en inspecciones de DINAMA.

La construcción de la PTE de Industria 1 se realizó en dos etapas, de manera de acompañar el aumento productivo, primero se construyó un tren y luego el otro; por lo tanto, el primer tren comenzó a operar antes, y una vez finalizados ambos, se realizó la puesta en operación del otro tren; la entrada en régimen del SLA en conjunto, llevó de 3 a 4 meses. El análisis de la etapa de transición no es del alcance del presente documento.

A los efectos del análisis de los datos, se toma el día cero como el momento en que se estabilizaron los valores de todos los parámetros del efluente vertido (entre otros:  $DBO_5$ , NKT,  $NH_4$ ,  $P_{tot}$ , SST). Sin perjuicio de lo anterior, al sistema le llevó unas semanas más llegar a los parámetros de operación estables; en particular: carga de ingreso al Sistema de Lodos

Activados, (es decir hasta que se estabilizó el pretratamiento), y alcanzar la concentración de sólidos en el reactor y las relaciones de recirculación estables. Los datos para el análisis abarcan 13 meses de operación.

#### 4.1.3.1 Características del efluente bruto generado

Los datos sobre las características del efluente de ingreso a la PTE se resumen en la Tabla 9 y corresponden a resultados de análisis brindados por la industria (a diferencia de la Tabla 7 que presentaba valores estimados para el diseño). El caudal de ingreso es un valor promedio del período, brindado por la industria en base a medidas.

Tabla 9: Industria 1, concentración del efluente bruto homogeneizado, valores de operación.

Análisis de 13 meses de operación	Caudal (m <sup>3</sup> /d)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DQO (mg/L)	Ntotal (mg/L)	NH <sub>4</sub> (mg/L)	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Ptot (mg/L)	SST (mg/L)
Promedio	1000	1320	2600	45	19	7	30	570
Máximo	1200	1460	3200	52	32	16	45	1700
Mínimo	sd	1200	1810	39	7	0,8	13	150
Cantidad de muestras	NC	6	5	5	6	6	6	6
valores de diseño	1047	1450	1835	67	-	-	41	280

Resultados de 6 muestras, tomadas en el período de estudio.

Los valores anteriores, corresponden a los efluentes en el tanque de homogeneización; cabe recordar que una fracción del efluente homogeneizado ingresa a cada reactor UASB, y otra se bypasea hacia la cámara de ingreso al SLA; y además a dicha cámara también ingresan los



efluentes cloacales, por lo tanto, los valores anteriores no corresponden al efluente que ingresa al SLA.

#### 4.1.3.2 Características del influente al SLA

En la Tabla 10 se presentan las características del influente al SLA. La empresa brindó información del valor promedio del caudal de ingreso al SLA, (que corresponde a las dos salidas de sendos UASB, más la corriente que se bypasea), y brindó la concentración de DBO<sub>5</sub>, DQO, Nt, Pt, y SST medidas. A partir de dichos datos se calcularon los valores promedio de concentración para el período, y luego las cargas promedio de ingreso al SLA, como la carga de cada una de las tres corrientes. Se asume que las cargas de ingreso de los efluentes domésticos son despreciables.

Tabla 10: Industria 1, carga del influente que ingresa al SLA – valores de operación

período de estudio 13 meses	Caudal (m <sup>3</sup> /d)	DBO <sub>5</sub>	DQO	Ntotal	Ptot	SST
Concentraciones promedio de ingreso al SLA	1010	575 (mg/L)	1230 (mg/L)	45 (mg/L)	30 (mg/L)	200 (mg/L)
Cargas promedio de ingreso al SLA	1010	570 (kg/d)	1220 (kg/d)	45 (kg/d)	30 (kg/d)	200 (kg/d)
valores de diseño	1050	610 (kg/d)	960 (kg/d)	70 (kg/d)	43 (kg/d)	sd

#### 4.1.3.3 Parámetros de operación del SLA según la metodología de cálculo propuesta

Los parámetros de operación durante el período analizado se muestran en la Tabla 11. Hay una leve diferencia entre cada tren, sin embargo, la

diferencia es pequeña y no es significativa para el análisis. Los datos en azul y con asterisco (\*), son brindados por la industria en base a medidas, los datos en negro son calculados. En la Tabla 12 se muestran los valores de salida promedio, para el período en estudio. Los resultados de análisis del efluente final fueron provistos por la empresa (en informes de desempeño presentados a DINAMA), además de muestras de inspección de DINAMA.

Tabla 11: Industria 1, parámetros del SLA, comparación entre valores de diseño y de operación

Parámetros de diseño	Valor de diseño UN tren	Valor de operación TREN 1	Valor de operación TREN 2	
Configuración del SLA	<b>Vana =</b>	78 m <sup>3</sup> (*)	78 m <sup>3</sup> (*)	78 m <sup>3</sup> (*)
2 trenes en paralelo	<b>Vanox=</b>	254 m <sup>3</sup> (*)	254 m <sup>3</sup> (*)	254 m <sup>3</sup> (*)
	Vaer=	813 m <sup>3</sup> (*)	813 m <sup>3</sup> (*)	813 m <sup>3</sup> (*)
	VAT=	1067m <sup>3</sup> (*)	1067m <sup>3</sup> (*)	1067m <sup>3</sup> (*)
	VD=	254 m <sup>3</sup> (*)	254 m <sup>3</sup> (*)	254 m <sup>3</sup> (*)
	VD/VAT disponible=	0,2 (*)	0,2 (*)	0,2 (*)
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>				
Temperatura	20°C <sup>6</sup> (*)	20°C (*)	20°C (*)	
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	304	290	290	
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/ m3)	3,5 (*)	9,4 (*)	9,2 (*)	
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,08	0,03	0,03	
Producción de lodos totales (lodos que salen del sistema por clarificado y purga)				
Relación en el influente $X_{SST}/C_{DBO_5}$	0,3 (*)	0,4 (*)	0,4 (*)	
Tiempo de retención celular, SRT (d)	28	21	21	

<sup>6</sup> En realidad la temperatura de diseño fue 15°C, sin embargo se toma 20°C, para comparar la producción de lodos carbonosos de diseño, y la de operación. Como el cálculo depende significativamente de la temperatura, se toma 20°C

Producción de lodos totales (kg SST/d) (salen por purga y por clarificado)	220	487	477
Producción de lodos que salen por la purga			
Masa de sólidos que se van con la purga	210	474	462
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	25	28 (*)	28 (*)
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>			
Un sedimentador secundario por cada tren, Diámetro (m)	7,5 (*)	7,5 (*)	7,5 (*)
Caudal máximo horario (m <sup>3</sup> /h)	33 (*)	32 (*)	32 (*)
qA (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,7	0,7	0,7
ISL (ml/g)	150 (*)	74 (*)	76 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga , SST <sub>RL</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	8,4	17	17
Relación recirculación lodos	0,71	1 (*)	1 (*)
Caudal de recirculación de lodos (m <sup>3</sup> /d)	374	504 (*)	504 (*)
Profundidad requerida < profundidad disponible	3,5m < 3,70m (*)	5,4 m < 3,7 m (*)	5,4 m < 3,7 m (*)
<b>Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación</b>			
Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	18	13 (*)	13 (*)
Capacidad de desnitrificación	0,05	0,08	0,08
Diseño: eficiencia desnitrificación Operación: % de nitrógeno que se desnitrificó	71%	18%	18%

**Además, la empresa indicó las siguientes condiciones de operación:**

- La temperatura es estable durante todo el año (20°C)
- Los caudales son los siguientes: caudal ingreso a un tren= 21 m<sup>3</sup>/h;

- Las relaciones de recirculación en el período en estudio fueron las siguientes: Recirculación de lodos 1:1; Recirculación de nitratos 1:1
- Concentración de OD en los reactores aireados: se realiza aireación en exceso; se controla que no disminuya por debajo de 1 mg/L, y que la concentración promedio diaria se mantenga cercana a 2 mg/L.

Tabla 12; Industria 1, resultados de análisis a la salida de la PTE

	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DQO (mg/L)	Ntot (mg/L)	NKT (mg/L)	NH <sub>4</sub> (mg/L)	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Ptot (mg/L)	SST (mg/L)
Promedio 13 meses	11	90	13 <sup>(A)</sup>	2	0,4	13 <sup>(A)</sup>	3	14
Cantidad de muestras	22	12	6	12	20	20	21	16
Límites normativa	20	-	-	10	5	20	2	30

<sup>(A)</sup> Ntot, NKT y NO<sub>3</sub><sup>-</sup> son medidos. La relación  $N_{tot} = NKT + NO_3^-$ , se cumple dentro de las incertidumbres analíticas

#### 4.1.4 Análisis de las condiciones de operación del SLA

La configuración del SLA propuesta, cuenta con varias ventajas para los efluentes de este sector

En términos generales, las cargas reales de entrada del influente son del orden de las propuestas para el diseño.

El SLA se encuentra operando con concentración de sólidos en el reactor elevadas, promedio de 9 kg/m<sup>3</sup>, alcanzando picos de 12 kg/m<sup>3</sup>; estos valores son muy superiores a las de diseño (3,5 kg/m<sup>3</sup>) y por encima de las

referencias (3 a 7 kg/m<sup>3</sup>). En parte, una mayor MLSST beneficia la carga de lodos, sin embargo, se observa una carga de lodos de 0,03 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d, valor menor al mínimo del rango de referencia (0,05 a 008 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d). Sin embargo, en función de los valores de NH<sub>4</sub> del efluente de salida, se observa que se ha alcanzado adecuada eficiencia de nitrificación, concluyéndose que la carga de lodos sería admisible. Por otra parte una MLSST tan alta, afecta en los costos, dado que requiere una aireación significativamente mayor.

Dado que, en la etapa de operación hay significativamente más masa de sólidos en el reactor que en las condiciones de diseño, entonces la producción de lodos es mayor (475 kg SST/d vs 210 kg SST/d). Una producción de lodos mayor incrementa los costos, dado que se tendrá mayor cantidad de lodos para deshidratar y disponer.

El SRT de operación (21 días), es levemente menor que el de diseño (28 días). Además, para las temperaturas del reactor, estos valores un poco menores que los SRT de estabilización.

Las características de los efluentes de maltería tienen tendencia a formar sólidos difícilmente sedimentables. Por tal motivo son importantes las condiciones de diseño y operación. Entre las condiciones de diseño que favorecen el ISL, el selector anaerobio, y la unidad de “desaireación” posterior al reactor aireado. Se observa que el Índice de Sedimentabilidad de Lodos de operación, es mejor que el de diseño (74-76 mg/L vs 150

mg/L). Las condiciones de operación que favorecen la sedimentabilidad, son aumentar la aireación puntualmente, hasta alcanzar 2-3 mg/L un período de tiempo en cada día. Por otra parte un ISL que disminuya más, puede deberse a la inertización de la biomasa en el reactor.

La relación de volúmenes (VD/VN) es adecuada para este efluente con contenido de Nitrógeno moderado a bajo. La relación (DBO<sub>5</sub>/nitrato a desnitrificar)=13 en operación también es adecuada y holgada. En base a balance de masa del nitrógeno, se tiene que solo un 18% del nitrógeno de entrada al SLA se desnitrificó (un 51% del nitrógeno se removió por incorporación a los barros).

Los sistemas de aireación, mediante membranas de platos, dispuestos en líneas en el fondo del reactor aireado, permiten lograr una adecuada aireación y agitación.

### **Sedimentador Secundario:**

Los valores tan altos de MLSST, afectan la eficiencia del sedimentador secundario, incluso aunque el Índice de Sedimentabilidad de Lodos de operación es adecuado, se observa que la profundidad requerida en las condiciones reales de operación es mayor que la de las condiciones de diseño. Este aspecto se verifica con los valores de SST del clarificado que indican un leve escape de sólidos (promedio 16 mg/L). Debe tenerse en cuenta que los SST en el clarificado del sedimentador, aumentan la concentración de fósforo en el efluente. Por ej., si el efluente tiene una

concentración de SST=20 mg/L, asumiendo una cantidad de (1,5 a 4)% de P en los barros, corresponde entre un 0,3 y 0,8 mg P/L que aportarían los SST, lo cual puede ser un factor que incida para esta industria que tiene un límite menor de P.

### **Remoción de fósforo**

Tal como se observa, el contenido de fósforo en el efluente de entrada es moderado, y la combinación de remoción biológica mediante el selector anaerobio, y remoción fisicoquímica mediante precipitación con sales (y una adecuada sedimentación posterior), permite alcanzar valores de 1-2 mg/L en el efluente de salida. Sería conveniente evaluar la proporción de fósforo que se remueve mediante remoción biológica o fisicoquímica. A priori, los valores de SRT de operación, relativamente altos, no favorecen la remoción biológica.

### **Aspectos constructivos**

El hecho de contar con dos trenes idénticos en paralelo es sumamente ventajoso en las actividades de limpieza y mantenimiento, ya que permite gran flexibilidad para operar con un tren, by-pasear las unidades a las cuales se realiza mantenimiento, mantener los lodos biológicos en un reactor mientras se limpia el otro, etc. También es útil cuando se quiere probar cambios en las condiciones de operación, (como pudiera ser incrementar la concentración de biomasa en un reactor aireado; probar

cambios en la concentración de oxígeno a lo largo del día, etc) manteniendo las condiciones iniciales en el otro tren, para poder comparar las eficiencias.

### **Controles del SLA**

El SLA tiene las siguientes mediciones en línea los cuales están conectados a un sistema SCADA: caudal de ingreso a cada tren, caudales de recirculación interno y de lodo, Oxígeno Disuelto y pH en línea en los reactores aireados. Cuenta además con un operador capacitado, con presencia permanente en las instalaciones de la PTE, en dos turnos de trabajo.

### **Pretratamiento**

Este tipo de efluentes requiere de unidades de separación de sólidos gruesos, para la separación de cáscara de semilla y semillas rotas (casullo), por lo cual es adecuado contar con un tamiz con mayor eficiencia en la línea de germinación.

También es necesaria la unidad de homogeneización-neutralización. Debe tenerse precaución en la generación de olores en la homogeneización, para lo cual es preferible la agitación sin aireación. Además es previsible la acidificación del líquido en dicho tanque, para lo cual es adecuada la existencia de instalaciones para el agregado de soda.

Tal como puede observarse, el efluente bruto tiene un contenido de nitrógeno moderado (relación  $DBO_5$ /Nitrógeno a desnitrificar), por lo que es



factible un pretratamiento anaerobio para reducir el contenido de materia orgánica; previendo que a la salida de éste, la relación  $DBO_5$ /Nitrógeno a desnitrificar, será suficiente como para que sea viable la desnitrificación posterior.

Adicionalmente, si se observa la relación  $DBO_5$ /DQO, es un efluente fácilmente biodegradable, por lo que el pretratamiento con reactores UASB es factible.

#### **4.1.5 Conclusiones particulares para el caso de estudio**

1. Configuración del SLA: está de acuerdo con las recomendaciones de bibliografía, y cuenta con varias ventajas en función de las características del influente, el sector industrial.
2. Pretratamiento: está de acuerdo con las recomendaciones de bibliografía, y durante la operación ha verificado la capacidad para adecuar el efluente para la etapa posterior de lodos activados
3. Parámetros de diseño: en general los parámetros de operación tomaron valores similares a los de diseño, excepto el SRT y la Producción de lodos, y la MLSST, pero esto no afectó la eficiencia en alcanzar los requerimientos de vertido.
4. Aptitud del SLA para cumplir con los estándares de vertido

- a. Durante el período de operación objeto de este estudio, la PTE operó con la carga de ingreso similares a las de diseño.
- b. Considerando la carga de efluentes de ingreso para la cual fue diseñada, se logró alcanzar los valores de los parámetros de operación, y las condiciones de operación previstas en el diseño.
- c. Para las condiciones de operación previstas en el diseño, el sistema de tratamiento de Industria 1, permite alcanzar valores de  $DBO_5 < 10$ ;  $SST < 20$ ;  $Nkjeldahl < 10 \text{ mg/L}$ ;  $NO_3^- < 10$ ;  $P_{tot} < 2 \text{ mg/L}$ , de forma sostenida.
- d. Una vez en régimen, este sistema de tratamiento permite alcanzar las siguientes eficiencias promedio:

	$DBO_5$	$N_{tot}$	PTOT
Eficiencias incluyendo el pretratamiento (a partir del efluente bruto)	99%	73%	96%
Eficiencias del sistema de remoción de nutrientes (SLA)	98%	70%	95 %

Nota: estos valores están calculados a partir de datos promedio, por lo tanto, son aproximados. Además son conservadores, dado que para situaciones puntuales se puede alcanzar mayores eficiencias.

## 4.2 INDUSTRIA 2

### 4.2.1 Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería

#### 4.2.1.1 Descripción de la industria

##### Tipo y nivel de actividad

Las principales líneas de producción desarrolladas en esta industria son: leche UHT, leche en polvo y quesos. En la planta se procede a la recepción de los camiones, se somete a proceso térmico, el descreme y tipificación de la leche. Luego se la almacena en silos quedando disponible para ser utilizado en las distintas líneas de producción. En la Tabla 13 se describe los productos que se elaboran y el nivel de actividad.

Tabla 13: Industria 2, nivel de actividad – valores para diseño del proyecto

Producción	Producción máxima diaria		Producción máxima mensual		Consumo de agua por unidad de producción	
Leche en polvo	290	tons/día	8.760	ton/mes	17	m <sup>3</sup> /ton leche
Quesos	14	tons/día	420	ton/mes	8	m <sup>3</sup> /ton leche
Leche UHT	400	m <sup>3</sup> /día	12.000	m <sup>3</sup> /mes	1,8	m <sup>3</sup> agua/m <sup>3</sup> leche
Suero demineralizado	260	tons/día	7.690	ton/mes	1,6	m <sup>3</sup> agua/m <sup>3</sup> suero

Datos tomados de la SADI presentada en 2015

### Características del efluente bruto generado

Las características del efluente bruto provistas por la industria en la SADI se presentan en la Tabla 14; corresponden a la suma de las cargas que compone cada corriente de efluente, las cuales proceden de: recibo de leche, línea de quesería, línea de UHT, línea de leche en polvo y efluentes cloacales. Los efluentes se generan en el lavado de los equipos de todas las líneas de producción, mediante un sistema cerrado de limpieza (CIP) donde las soluciones de limpieza son de soda cáustica y de ácido nítrico. Además, en la producción de quesos, se genera una salmuera que es descartada hacia efluentes de quesería, y se genera suero en las etapas de prensado del queso; el suero se descrema, luego es concentrado por nanofiltración, y el permeado (rechazo), también se deriva a los efluentes de quesería. Las concentraciones de los parámetros de cada corriente son datos experimentales, y el caudal de cada corriente corresponde a una estimación en base a la experiencia de la industria.

Tabla 14: Industria 2, concentración y carga del efluente bruto - valores para el diseño del proyecto

	Concentración del efluente bruto homogeneizado (mg/L)	Cargas del efluente bruto homogeneizado (kg/d)
Caudal generado	6.000 m <sup>3</sup> /d	6.000 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	1.085 mg/L	6.510 kg/d
DQO	1.810 mg/L	10.860 kg/d
Nitrógeno Total	65 mg/L	390 kg/d
Fósforo total	13 mg/L	78 kg/d
SST	570 mg/L	3.420 kg/d

### 4.2.1.2 Descripción de la Planta de Tratamiento de Efluentes

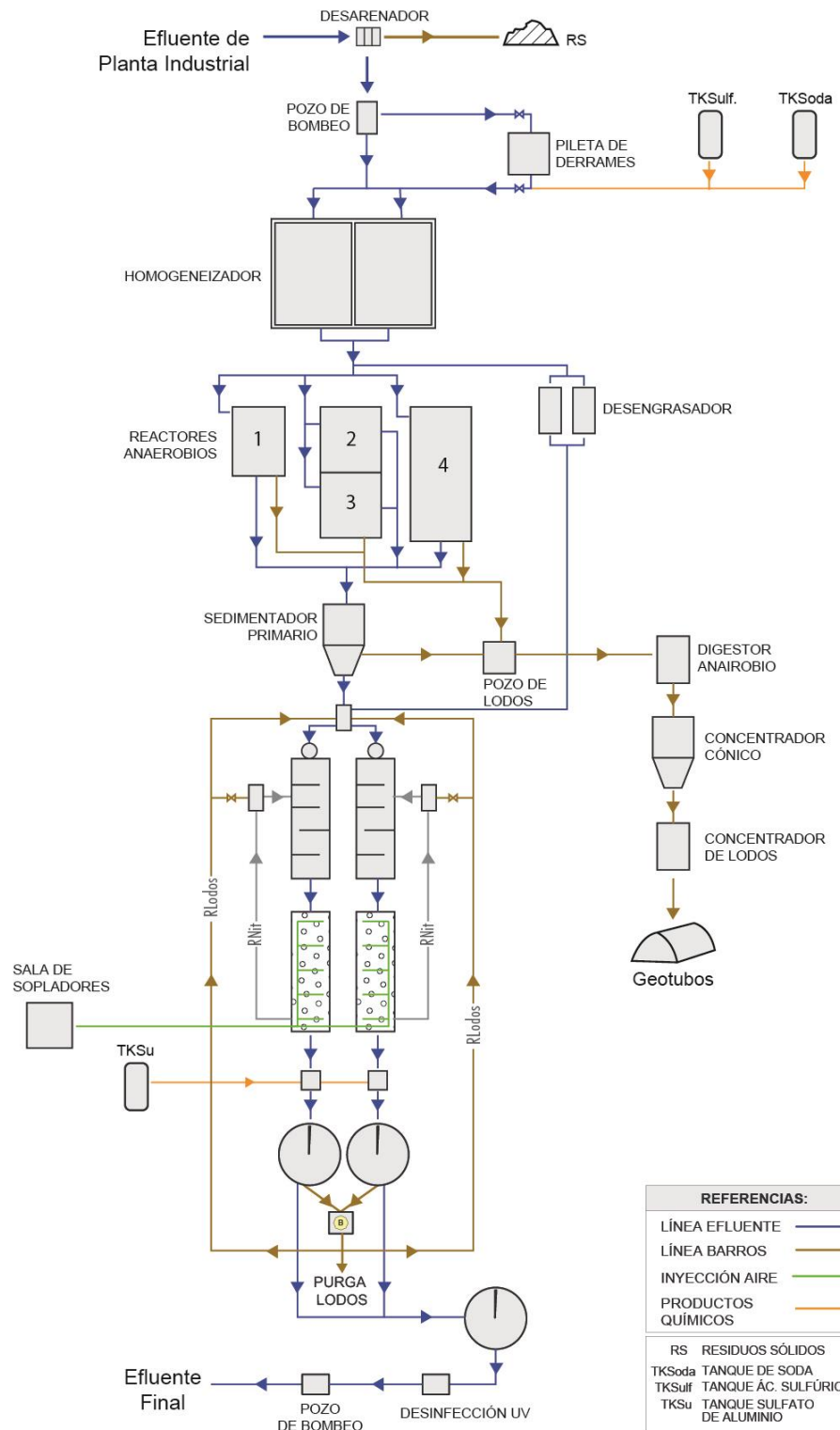


Diagrama de flujo adaptado de la SADI de Industria 2 (VER PRÒXIMA PÀGINA)

#### 4.2.1.3 Descripción del pretratamiento

En planta industrial se derivan las distintas corrientes de efluentes brutos a un desarenador, luego a un pozo de bombeo y desde allí se impulsan a la Planta de Tratamiento de Efluentes ubicada a unos 2 km. En la planta industrial se cuenta con una pileta de contingencia ante pulsos elevados de caudal o falla de bombas de impulsión. En la línea que deriva a la PTE hay control por turbidez y pH, el efluente se deriva hacia los homogeneizadores (Volumen total = 4.000 m<sup>3</sup>), o hacia piletas de derrames (Volumen total = 1.700 m<sup>3</sup>) si están fuera de los parámetros normales. En los homogeneizadores se ajusta pH con soda o ácido sulfúrico, según corresponda, y desde allí se deriva una porción del efluente hacia 4 reactores anaerobios y la otra fracción al desengrasador mecánico y desde allí al SLA. Se diseñó para una porción de 70% a los reactores anaerobios, y un 30% al desengrasador mecánico, pero la proporción es variable en función de las características del efluente.

Los 4 reactores anaerobios tienen un volumen total de 12.500 m<sup>3</sup>; cuentan con recubrimiento con membrana para captación del biogás y posterior quema en antorcha<sup>7</sup>. El efluente de los reactores anaerobios se deriva a un sedimentador primario, y desde allí al SLA.

---

<sup>7</sup> A noviembre de 2018, está finalizando el proyecto para el aprovechamiento de biogás en caldera

El SLA consiste en dos trenes idénticos que operan en paralelo. Ingresa el efluente (compuesto por el clarificado del sedimentador primario y la porción de efluentes que se envió al desengrasador mecánico) a una cámara de mezcla y desde allí se reparte en ambos trenes, y a la salida de cada sedimentador secundario, se une ambos clarificados.

#### 4.2.1.4 Descripción del Sistema de Lodos Activados

La configuración optada por esta industria consiste en dos trenes idénticos y paralelos que cuentan con desnitrificación de cabeza, precedida de un selector anaeróbico y un reactor post-aireación; además se realiza remoción fisicoquímica de fósforo (Figura 12). A continuación, se describen las unidades que conforman cada uno de los trenes del SLA:

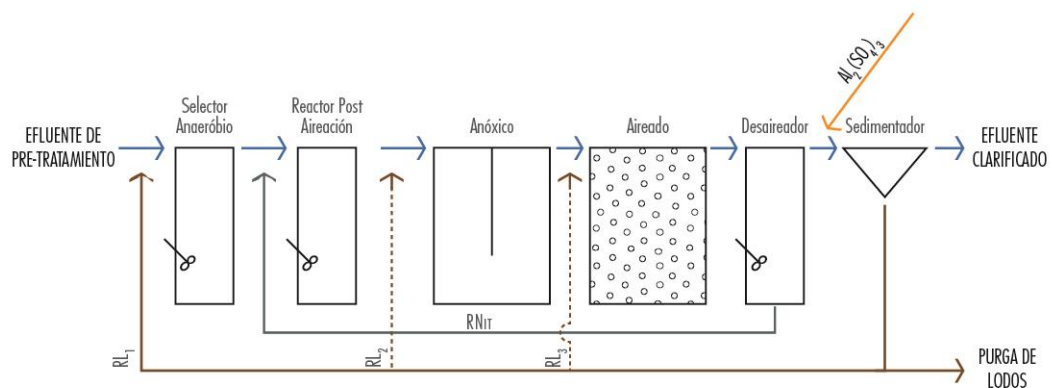


Figura 12: SLA – desnitrificación de cabeza, precedida por selector anaeróbico

Cada tren cuenta con: un selector anaerobio, un reactor de post-aireación, y un reactor anóxico, luego un reactor aireado y un sedimentador secundario de sección circular.

El efluente que viene del pretratamiento se deriva a la cámara de mezcla; a esta cámara también llega la recirculación de lodos desde el sedimentador secundario (RL1), y ambos se dirigen por gravedad al selector anaerobio. Esta configuración, en la que se somete a la biomasa a condiciones alternadas aerobias-anaerobias, favorece la absorción biológica de fósforo.

Luego pasa al reactor post-aireación, donde llega la corriente de recirculación interna, desde allí el licor mezcla pasa al reactor anóxico donde ocurre la desnitrificación, y posteriormente al reactor aireado donde se da la nitrificación. Desde el reactor aireado se deriva la corriente de recirculación interna, que provee los nitratos necesarios a la desnitrificación (a la cámara post-aireación), junto con la materia orgánica que contiene el efluente que proviene desde el selector anaerobio.

En el reactor aireado, la porción de licor mezcla que no se recircula, se envía al sedimentador secundario. Se realiza agregado de sulfato de aluminio, para la precipitación de fósforo, a la salida del reactor aireado, en la cámara de ingreso al sedimentador secundario, para favorecer la mezcla.

En el sedimentador, parte del lodo sedimentado se recircula en forma regular hacia el sistema, ingresando a la cámara inicial de mezcla (previa



al selector anóxico) (RL 1); (también existe la posibilidad de recircular lodos al reactor aireado (RL2). Otra porción de lodos se purga hacia el pozo de lodos anaerobios y desde allí al tratamiento de barros.

Hay construido otro sedimentador circular para un eventual tratamiento terciario en caso de que sea necesario para remoción de fósforo.

### **Tratamiento posterior al Sistema de Lodos Activados**

El líquido clarificado de cada sedimentador secundario, se une en línea; luego pasa por una unidad de desinfección UV; posteriormente a una cámara de aforo con medición automática de caudal, y se descarga a curso de agua, a una distancia de 14 km, ya que no puede ser vertido a cursos de agua cercanos, debido a la pequeña superficie de cuenca de estos en relación al caudal de efluente a verter.

#### **4.2.1.5 Tratamiento de barros**

Los lodos que se purgan del sedimentador secundario se derivan a los reactores anaerobios de efluente (RA). Los barros grasos que se separan en el desengrasador mecánico y los lodos anaerobios que se separan en el sedimentador primario (procedentes de los reactores anaerobios de efluentes, RA), se derivan al “pozo de lodos anaerobios” y desde allí al digestor anaerobio de barros. Posteriormente se envía el digestado a un espesador cónico, y luego a geotubos para su deshidratación, realizándose agregado de polielectrolito en la línea de entrada a los geotubos.

#### **4.2.1.6 Aspectos constructivos del SLA**

Los reactores del SLA están parcialmente excavados en tierra, hasta una profundidad de 2,5 m, y el resto de la altura mediante elevación de taludes; con acondicionamiento del piso e impermeabilización con membrana PEAD. Ambos trenes son idénticos, cada uno consiste en dos piletas, la pileta de anoxia y la de aireación, unidades de construcción independiente entre sí. En la pileta de anoxia las distintas zonas: anaerobia, post anaerobia, anóxica y aireada, se encuentran compartimentadas mediante membranas de PEAD, dispuestas como tabiques, de manera de promover el flujo pistón a lo largo de estas. La aireación es del tipo de difusores de burbuja fina de alto rendimiento, dispuesta en líneas de tuberías transversales al reactor, que no se encuentran sostenidas de manera rígidas al piso, sino que tienen cierta movilidad; cada línea es independiente y se puede elevar para su mantenimiento, consistiendo en una ventaja operacional importante, dado que no requiere ni el vaciado de los reactores, ni el cese de la aireación en el resto de las líneas.

Los sedimentadores son idénticos de sección circular, de 16 m de diámetro y 3 m de profundidad. Estas unidades fueron construidas desde cero.

#### **4.2.1.7 Relación con la planta de tratamiento anterior**

La PTE anterior estaba diseñada para un caudal medio de efluente de 3.400 m<sup>3</sup>/d, por lo tanto, el nuevo proyecto, además de modificar el

concepto de tratamiento, lo cual significaba de por sí, incorporar nuevas unidades, debió duplicar la capacidad de tratamiento. Esto implicó construir desde cero los Sistemas de Lodos Activados, los sedimentadores secundarios, el reactor anaerobio nuevo de 5.000 m<sup>3</sup>. El resto de las unidades se adaptaron a partir de unidades anteriores

## 4.2.2 Análisis de los parámetros de diseño del SLA

### 4.2.2.1 Características del influente

En la Tabla 15 se presenta los valores de cargas y concentración del influente al SLA, los cuales se toman para el diseño del proyecto. Las cargas del influente al SLA se estimaron a partir de las cargas de los efluentes brutos generados en el proceso, y considerando la eficiencia de remoción de las unidades de pretratamiento indicadas en la SADI.

Tabla 15: Industria 2 – Concentración y cargas de ingreso al Sistema de Lodos Activados, valores de diseño del proyecto

	Concentración ingreso	Cargas ingreso (al SLA conjunto)
Caudal	6.000 m <sup>3</sup> /d	6.000 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	342 mg/L	2050 kg/día
DQO	625 mg/L	3.750 kg/día
Nitrógeno total	59 mg/L	355 kg/día
Fósforo total	12 mg/L	74 kg/día
SST	115 mg/L	690 kg/día

#### 4.2.2.2 Requerimientos del influente de salida

Para esta industria el requerimiento del influente de salida corresponde a los estándares establecidos en la normativa, excepto para fósforo que se estableció un valor más restrictivo de 2,7 mg/L.

#### 4.2.2.3 Parámetros de diseño del SLA según metodología de cálculo propuesta

El objetivo de esta sección consiste en relevar los parámetros de diseño; en particular calcular los *parámetros de referencia* (carga de lodos, producción específica de sólidos, SRT, MLSST, relaciones de recirculación, el ISL, entre otros), a partir de aquellos *parámetros* que quedaron *fijos* en el proceso de diseño (dimensiones de las unidades y configuración del SLA) y comparar los primeros con los rangos/valores de referencia que se encuentran en bibliografía.

En la Tabla 16, se muestran los parámetros de diseño; para su cálculo se utilizó el procedimiento presentado en el capítulo “3.3–Procedimiento para relevar los parámetros de diseño del SLA” y la planilla de cálculo asociada. En azul y con asterisco (\*) se consigna los datos de entrada para el cálculo, que corresponden a los brindados por la empresa como parte del proyecto, en negro los datos obtenidos a partir del procedimiento de cálculo.

Para algunos parámetros la empresa brindó rangos en vez de valores puntuales de diseño: MLSST (entre 3 y 4 kg/m<sup>3</sup>) e ISL (entre 90-120 mL/g).

Además, se entiende interesante analizar la variación de los SST de ingreso al SLA, dado que este parámetro es fundamental para la producción específica de lodos; para lo cual se toma el valor brindado por la empresa (SST<sub>entrada</sub>=115mg/L) y otro más crítico (SST=200mg/L), que se asume también brindado por la empresa. Considerando ambos motivos, se analizan dos escenarios para el diseño del proyecto, con las siguientes condiciones:

- (i) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,59 , MLSST = 3 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 120 mL/g;
- (ii) SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,34 , MLSST = 4 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 90 mL/g;

Tabla 16: Industria 2 - parámetros de diseño del SLA

Parámetros de diseño	Valor de diseño un tren	Valor de diseño un tren	Valor de diseño dos trenes.
	Escenario (i)	Escenario (ii)	Escenario (ii)
Configuración del SLA	1.050 m <sup>3</sup> (*)	1.050 m <sup>3</sup> (*)	2.100 m <sup>3</sup> (*)
2 trenes en paralelo	2.100 m <sup>3</sup> (*)	2.100 m <sup>3</sup> (*)	2.100 m <sup>3</sup> (*)
<b>Vana =</b>	2.000 m <sup>3</sup> (*)	2.000 m <sup>3</sup> (*)	4.000 m <sup>3</sup> (*)
<b>Vanox=</b>	4.100 m <sup>3</sup> (*)	4.100 m <sup>3</sup> (*)	8.200 m <sup>3</sup> (*)
Vaero=	2.100 m <sup>3</sup> (*)	2.100 m <sup>3</sup> (*)	4.100 m <sup>3</sup> (*)
VAT=	0,5 (*)	0,5 (*)	0,5 (*)
VD=			
VD/VAT disponible=			
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>			
Temperatura (°C)	15	15	15
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	1025	1025	2050
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/ m <sup>3</sup> )	3 (*)	4 (*)	4 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,08	0,06	0,06
Producción de lodos debido a degradación de carbono			

Relación en el influente $X_{SST}/C_{DBO_5}$	0,6 (*)	0,3 (*)	0,3 (*)
Producción Específica de sólidos (kg SST producidos por carbono/kg $DBO_5$ entrada)	0,64	0,43	0,43
Producción de sólidos por degradación de carbono (kg SST por carbono/día)	660	445	890
Tiempo de retención celular, SRT (d)	19	37	37
<b>Fósforo a precipitar</b>			
Producción de lodos biológicos concentrados en fósforo (kg SST/d)	31	31	62
Agregado de sales para precipitación físico-química (kg Al a agregar/día)	15	15	30
producción de lodos precipitados con sales (kg SST/d)	62	62	124
<b>Producción de lodos totales (lodos que salen en purga y clarificado)</b>			
Producción de lodos totales (kg SST/d)	750	540	1080
<b>Producción de sólidos que se derivan a sistema de deshidratación (lodos en purga)</b>			
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	95	50	100
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	695	480	960
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>			
Un sedimentador secundario por cada tren, Diámetro (m)	Área 201 m <sup>2</sup> (*)	Área 201 m <sup>2</sup> (*)	Área 201 m <sup>2</sup> (*)
Caudal máximo horario (m <sup>3</sup> /h)	188 (*)	188 (*)	188 (*)
$q_H$ (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,93	0,93	0,93
ISL (mL/g)	120 (*)	90 (*)	90 (*)

Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga , SST <sub>RL</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	7,3	9,8	9,8
Relación recirculación lodos	0,7	0,7	0,7
Caudal de recirculación de lodos (m <sup>3</sup> /d)	2070	2070	4140
Profundidad requerida < profundidad disponible	3,1m < 3,0m (*)	3,1 m < 3,0m (*)	3,1 m < 3,0m (*)
Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación			
RC total	2,6	2,6	2,6
Eficiencia desnitrif disponible con ese RCtotal	72%	72%	72%
Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	10	10	10
Capacidad de desnitrificación	0,10	0,10	0,10
Verificar que ( $V_D/V_{AT}$ ) requerido < disponible	0,2 < 0,5	0,2 < 0,5	0,2 < 0,5
VERIFICACIÓN DEL REQUERIMIENTO DE OXÍGENO			
Requerimientos de O <sub>2</sub> (kg O <sub>2</sub> /h)	92	82	165

### Análisis de las condiciones de diseño resumidas en la Tabla 16:

#### **Reactor biológico**

Considerando las concentraciones de sólidos propuestas, MLSST= 3 y 4 kg/m<sup>3</sup>, se tiene una carga de lodos F/M= 0,08 y 0,06 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d respectivamente, valores adecuados, que se encuentran dentro de los rangos sugeridos en las guías alemanas) (DWA-M 708, 2011), (entre 0,05 y 0,2 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d) y por lo tanto permite prever una buena actividad

de nitrificación en el reactor biológico para ambas condiciones de operación.

En cuanto a la relación de sólidos/ DBO<sub>5</sub> del influente ( $X_{SST,IAT}/C_{DBO,IAT}$ ), se tiene que el escenario i) el valor supuesto (0,59 kg SST/kg DBO<sub>5</sub> entrada) está dentro de lo recomendado y lleva a que el SRT de diseño, requerido sea de 19 días. En cambio, en el escenario ii) el valor tomado para el diseño (0,34 kg SST/kg DBO<sub>5</sub> entrada) es un poco bajo, si bien está dentro de los rangos recomendados. A esto debe agregarse que en el escenario ii) se toma para el diseño una concentración de sólidos más alta en el reactor (4 kg/m<sup>3</sup>), lo que lleva a que en el escenario ii), los tiempos de retención de sólidos serán demasiado altos (37 días).

Ambos valores de SRT llevan a condiciones distintas en lo que refiere a la producción total de lodos, con la consiguiente evaluación de las cantidades generadas para su deshidratación y tratamiento posterior; y el consumo de oxígeno.

Para mantener la MLSST de diseño en el reactor, debe evaluarse la concentración de sólidos en la recirculación de lodos, y la relación de recirculación. Para ambos escenarios, MLSST=3 y 4 kg/m<sup>3</sup>, se requiere una concentración  $SST_{RL} = 7,3$  y  $9,8$  kg/m<sup>3</sup>, valores alcanzables en el sedimentador. En lo que refiere a la recirculación de lodos, no hay gran variación entre una u otra (70% ambas).



En lo que refiere a la capacidad de desnitrificación del sistema, este parámetro depende de las cargas de entrada de DBO<sub>5</sub> y Nitrógeno, que en este diseño se tomó la misma para ambos escenarios, tomando un valor sumamente holgado de 0,10 kg nitrato a desnitrificar / kg DBO<sub>5</sub> de entrada (o su inverso 10 kg DBO<sub>5</sub>/kg nitrato > 4, según se sugiere de referencia).

A partir de la capacidad de desnitrificación, se determina la relación de volúmenes  $V_D/V_{AT}$  necesaria (0,2), la cual confirma que es menor que la relación de volúmenes disponible (0,5).

En lo que refiere a la remoción de fósforo, la concentración de fósforo en el influente es de 12 mg/L, la concentración que queda en el líquido del reactor, luego de la remoción biológica es de 4 mg/L, y es esta cantidad la que debe removerse mediante el agregado de sales.

### **Sedimentador secundario**

Se diseñó para una carga hidráulica de 0,93 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h, valor un poco mayor que los que se manejan como referencia (< 0,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h); podría preverse una eficiencia de separación de sólidos menor que la necesaria, en los momentos en que llegan los caudales horarios máximos. Por otra parte, el Índice de Sedimentabilidad utilizado para el diseño (tomado en base a valores reales), entre 90 y 120 mL/g, indica buenas características de sedimentabilidad del lodo.

En lo que refiere a la profundidad necesaria, esta queda determinada por la carga hidráulica, el ISL, y la concentración de sólidos necesaria en la recirculación. Se tiene que la profundidad necesaria es igual que la requerida, esto significa que para cada condición de MLSST elegida (3 y 4 kg/m<sup>3</sup>), el ISL que luego se tenga realmente, no debe superar los valores supuestos (120 y 90 mL/g respectivamente).

#### **4.2.3 Análisis de la operación en régimen de la PTE**

En este apartado se realizará un análisis comparativo entre las condiciones de diseño del proyecto de ingeniería, y los valores de operación una vez que la PTE ha alcanzado el régimen.

La información correspondiente al período de operación en régimen corresponde a datos reales, mediciones del efluente final y seguimiento de los parámetros de operación, presentados por la empresa y relevados en inspecciones de DINAMA.

La construcción del sistema de remoción de nutrientes de Industria 2 fue bastante rápida, porque en el momento que surgió el Plan de Acción, la industria se estaba encaminando en realizar modificaciones importantes en su PTE, con lo cual ya tenía previsto y avanzado en varios aspectos en la planificación y diseño de un proyecto. Esto implica que la puesta en operación se dio con anterioridad para esta industria y ya cuenta con 3 años de operación en régimen.

Sin embargo, para el análisis se toman datos de 12 meses de operación. El hecho de no abarcar un período mayor, se debe a que si bien para varios análisis se cuenta con gran cantidad de datos para un período mayor que el propuesto (entre otros: análisis del efluente de salida, condiciones operativas del SLA como MLSST, aireación, caudales de recirculación), para algunos parámetros del influente de entrada, no se contaba con datos, ya que el control de la operativa propia que realiza esta industria no lo requiere. Por tal motivo y para comparar datos para el mismo período, se optó de restringir el período de estudio.

Los datos sobre las características del efluente de ingreso a la PTE se resumen en la Tabla 17, corresponden a resultados de análisis para el período de estudio (12 meses), brindados por la industria en el expediente de control y seguimiento. El caudal de efluente corresponde a efluente vertido y es un valor promedio del período, brindado por la industria en base a medidas.

Tabla 17: Industria 2, concentración del efluente bruto homogeneizado, valores de operación.

	Caudal <sup>(A)</sup> (m <sup>3</sup> /d)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DQO (mg/L)	Ntotal (mg/L)	Ptot (mg/L)	SST (mg/L)
promedio	4080	640	1370	135	21	310
Máximo	4480	1490	5700	349	61	440
valores de diseño	6000	1085	1810	65	13	570

<sup>(A)</sup> El caudal corresponde a efluente vertido

Estas características corresponden al efluente bruto que ingresa al pretratamiento, (no corresponden al influente al SLA)

#### 4.2.3.1 Características del influente al SLA

En la Tabla 18 se presenta las características del influente, esto es en la cámara de ingreso al SLA, que recibe las corrientes: del desengrasador (30% del caudal) y del sedimentador primario posterior a los reactores anaeróbicos (70% del caudal). Cabe indicar que los datos provistos por la empresa corresponden a un resultado de análisis para cada corriente, dado que en su metodología de control operacional no contempla el análisis de las características del efluente en este punto.

Tabla 18: Industria 2, concentración y carga del influente que ingresa al SLA – valores de operación

	Caudal	DBO <sub>5</sub>	DQO	Ntotal	Ptot	SST
concentraciones de ingreso al SLA	4080 (m <sup>3</sup> /d)	370 (mg/L)	615 (mg/L)	60 (mg/L) <sup>(A)</sup>	20 (mg/L)	sd
Cargas de ingreso al SLA	4080 (m <sup>3</sup> /d)	1500 (kg/d)	2500 (kg/d)	246 (kg/d) <sup>(A)</sup>	80 (kg/d)	sd
valores de diseño	6000 (m <sup>3</sup> /d)	2050 (kg/d)	3750 (kg/d)	355 (kg/d)	74 (kg/d)	sd

<sup>(A)</sup> el análisis provisto por la industria corresponde a NKT, dado la etapa del tratamiento en que se encuentra (a la salida del pretratamiento), se supone que NO<sub>3</sub><sup>-</sup>=0 y se asume Ntotal= NKT+ NO<sub>3</sub><sup>-</sup>≈NKT

#### 4.2.3.2 Parámetros de operación del SLA según la metodología de cálculo propuesta

Los parámetros de operación durante el período de operación analizado se muestran en la Tabla 19. Los datos en azul y con asterisco (\*) son brindados por la industria en base a medidas, los datos en negro son calculados. En la Tabla 20 se muestran los valores promedio del efluente de salida, para el período en estudio.

Tabla 19: Industria 2, parámetros del SLA, comparación entre valores de diseño y de operación

Parámetros de diseño	Valor de diseño ambos trenes	Valor de operación ambos trenes
Configuración del SLA 2 trenes en paralelo		
Volúmen útil	<b>Vana =</b> 2.100 m <sup>3</sup> (*)	2.100 m <sup>3</sup> (*)
	<b>Vanox=</b> 4.200 m <sup>3</sup> (*)	4.200 m <sup>3</sup> (*)
	<b>Vaer=</b> 4.000 m <sup>3</sup> (*)	4.000 m <sup>3</sup> (*)
	<b>VAT=</b> 8.200 m <sup>3</sup> (*)	8.200 m <sup>3</sup> (*)
	<b>VD=</b> 4.200 m <sup>3</sup> (*)	4.200 m <sup>3</sup> (*)
<b>VD/VAT disponible=</b>	0,5 (*)	0,5 (*)
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>		
Temperatura	19°C (*) <sup>8</sup>	19°C (*)
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	2050	1510
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/ m3)	4 (*)	11,7 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,06	0,02

<sup>8</sup> En realidad la temperatura de diseño fue 15°C, sin embargo se toma 20°C, para comparar la producción de lodos carbonosos de diseño, y la de operación. Como el cálculo depende significativamente de la temperatura, se toma 20°C

<b>Producción de lodos (lo que sale con purga y clarificado)</b>		
Relación en el influente $X_{SST}/C_{DBO5}$	0,3 (*)	Sd
Tiempo de retención celular, SRT (d)	39	32
Producción de lodos totales (kg SST/d) (salen por purga y por clarificado)	1030	3000
<b>Producción de sólidos que se derivan a deshidratación (lodos en purga)</b>		
Masa de sólidos (secos) que se van con la purga que se derivan a digestión anaerobia	915	2915
Caudal de purga (m3/d)	93	240 (*)
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>		
Un sedimentador secundario por cada tren, Diámetro (m)	16 (*)	16 (*)
Caudal máximo horario (m3/h)	188 (*)	128 (*)
qA (m3/m2/h)	0,93	0,63
ISL (ml/g)	90 (*)	73 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga , $SST_{RL}$ (kg/m3)	9,8	12,1
Relación recirculación lodos	0,7	0,7 (*)
Caudal de recirculación de lodos (m3/d)	4140	2860
Profundidad requerida < profundidad disponible	3,1m < 3,0m(*)	6,4 m < 3,0m(*)
<b>Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación</b>		
Inverso de Capacidad de desnitrificación ( $DBO_5$ entrada/nitrato a desnitrificar)	10	10 (*)
Capacidad de desnitrificación	0,10	0,10
Diseño: eficiencia desnitrificación Operación: % de nitrógeno que se desnitrificó	72%	60%

### Otras condiciones de operación

- Se airea de manera de tener una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg/L en el reactor
- Caudales, se informa la suma de ambos trenes: caudal de ingreso al SLA 170-180 m<sup>3</sup>/h; caudal de recirculación de lodos = 115 m<sup>3</sup>/h, caudal de purga de lodos=60 m<sup>3</sup>/h
- Índice Volumétrico de Lodos= 850 mL/L, SSV/SST=0,24

### **Controles del SLA**

El SLA tiene las siguientes mediciones en línea los cuales están conectados a un sistema SCADA: caudal de ingreso a ambos trenes, caudales de recirculación interno y de lodo, Oxígeno Disuelto y pH en línea en los reactores aireados. Cuenta además con dos operadores capacitados, con presencia permanente en las instalaciones de la PTE, en dos turnos de trabajo.

Tabla 20: Industria 2, resultados de análisis a la salida de la PTE

	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	NKT (mg/L)	NH <sub>4</sub> (mg/L)	NO <sub>3</sub> (mg/L)	Ptot (mg/L)	SST (mg/L)
Promedio período de estudio (12 meses)	6	5	1	7	1	23
Valor máximo para período de estudio (12 meses)	15	9	6	13	3	63
Cantidad de muestras, período de estudio (12 meses)	15	10	15	15	14	12
Límites normativa	60	10	5	20	2,7	150

#### 4.2.4 Análisis de las condiciones de operación del SLA

Las cargas reales de entrada del influente son un poco menores a las propuestas para el diseño para  $\text{DBO}_5$  y nitrógeno, en cambio para fósforo la carga de operación es similar a la de diseño (ver Tabla 18). Además, el caudal es un 30% menor, esto se debe a que la industria no está produciendo a su máxima capacidad instalada.

El SLA se encuentra operando con concentración de sólidos en el reactor muy elevada, promedio de  $11,7 \text{ kg/m}^3$ ; estos valores son muy superiores a los de diseño ( $4 \text{ kg/m}^3$ ) y por encima de las referencias (3 a  $7 \text{ kg/m}^3$ ). Respecto a la carga de lodos, los parámetros que la afectan, menor carga orgánica de entrada y significativamente mayor  $\text{MLSST}$ , llevan a que la carga de lodos sea de  $0,02 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST.d}$ , valor menor al mínimo del rango de referencia ( $0,05$  a  $0,08 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST.d}$ ). Sin embargo, en función de los valores de  $\text{NH}_4$  del efluente de salida, se observa que se ha alcanzado adecuada eficiencia de nitrificación, concluyéndose que la carga de lodos sería admisible. Dadas la elevada  $\text{MLSST}$  y el volumen del reactor, se tiene una masa de sólidos en el reactor (96 toneladas de SST, en comparación con las 33 toneladas previstas en el diseño), la cual requiere una aireación significativamente mayor. La mayor cantidad de masa de SST, implica una producción de sólidos en la operación, mayor que la prevista en el diseño ( $2915 \text{ kg SST/d}$  que se purgan, frente a  $915 \text{ kg SST/d}$  previstos en el diseño).



En el período de estudio, el reactor se mantuvo en régimen con esta concentración de MLSST, por lo que el SRT de operación es de 32 días, en comparación con el SRT propuesto en el diseño, de 39 días. Para la temperatura de operación (19°C), la edad de lodos teórica sugerida para la estabilización de los lodos es de 33 días que es del orden del SRT de operación 32 días, en este sentido se tendría el tiempo de estabilización de lodos para el decaimiento endógeno.

La relación  $SSV/SST=0,24$  es baja, característica que puede darse en efluentes lácteos dado el incremento de sólidos inertes de precipitados de calcio y magnesio.

Por otra parte, la alta MLSST y la relación  $SSV/SST$ , contribuyen a un ISL de 73 mL/g, que permite una adecuada sedimentación.

La relación  $(DBO_5 \text{ de entrada})/(\text{nitrato que se debería desnitrificar})$  está en el entorno de 10, mayor que 4, el valor de referencia, por lo cual, la relación de volúmenes  $(VD/VAT=0,5)$  está holgada para este efluente cuya proporción de nitrógeno es baja en comparación con la materia orgánica

En base a balance de masa del nitrógeno que realmente se desnitrificó, se tiene que corresponde a un 60% del nitrógeno de entrada al SLA (un 25% se incorporó en los barros y un 15% se fue con el efluente).

La aireación del reactor fue en exceso durante el período de estudio.

### **Sedimentador Secundario:**

Los valores altos de MLSST, influyen en el índice Volumétrico de Lodos (mL/L), variable que afecta la eficiencia del sedimentador secundario; incluso aunque el Índice de Sedimentabilidad de Lodos de operación es adecuado, se observa que la profundidad requerida en las condiciones reales de operación es mayor que la de las condiciones de diseño. Este aspecto se verifica con los valores de SST del clarificado que indican un leve escape de sólidos (promedio 23 mg/L).

### **Remoción de fósforo**

Tal como se observa, el contenido de fósforo en el efluente de entrada es moderado, y la combinación de remoción biológica mediante el selector anaerobio, y remoción fisicoquímica mediante precipitación con sulfato de aluminio, permite alcanzar valores de 2 mg/L en el efluente de salida. Sería conveniente evaluar la proporción de fósforo que se remueve mediante remoción biológica o fisicoquímica. A priori, los valores de SRT altos con los que se está operando, no favorecen la remoción biológica.

### **Aspectos constructivos**

Tal como se mencionó para la industria 1, el hecho de contar con dos trenes paralelos es muy ventajoso, a los fines del mantenimiento, o la realización de pruebas para cambiar algún parámetro de operación.

La configuración del SLA propuesta, cuenta con varias ventajas para los efluentes de lácteas que se describieron en el capítulo “0-Sistemas de tratamiento de efluentes de industrias lácteas”. La secuencia: selector anaerobio/reactor post-aireación/reactor anóxico favorece la minimización del ingreso de oxígeno al reactor anóxico, ya que los lodos de recirculación ingresan primero a la post aireación para disminuir el oxígeno disuelto. Adicionalmente, la presencia del selector anaerobio y el agregado de sulfato de aluminio, favorecen el no desarrollo de bacterias filamentosas.

### **Pretratamiento**

Las unidades y su disposición implementadas, son las que se propone como referencia en la bibliografía (el capítulo “0”) para el pretratamiento de los efluentes lácteos: se previó piletas de amortiguación y/o contingencia, dado que en las plantas lácteas es habitual los pulsos de caudal o corrientes con pHs extremos. Cuenta con unidades de desengrasado. Adicionalmente, considerando la alta carga de materia orgánica del efluente bruto y el contenido moderado de nitrógeno, se prevé optima la combinación de reactores anaerobios en el pretratamiento y luego un SLA.

#### **4.2.5 Conclusiones particulares para el caso de estudio**

1. Configuración del SLA: se adecúa a las recomendaciones de bibliografía, y en base a los resultados de operación se concluye

ventajosa para los efluentes en estudio, que corresponden al sector lácteo.

2. Pretratamiento: cumple con las recomendaciones de bibliografía, y en base a los resultados de operación se concluye óptimo para adecuar el efluente para su ingreso al SLA.
3. Parámetros de diseño: si bien algunos parámetros de operación tomaron valores distintos a los propuestos en el diseño, en particular MLSST, Producción de lodos, SRT, esto en principio no afectó la eficiencia en alcanzar los requerimientos de vertido, ni afectó en la sostenibilidad de la planta durante ese período de estudio.
4. Aptitud del SLA para cumplir con los estándares de vertido
  - a. Durante el período de operación en el que se realizó este estudio, la PTE operó con cargas de ingreso (hidráulica, DBO<sub>5</sub> y nitrógeno) un poco menores a las de diseño, debido a que está produciendo a menor nivel. Las conclusiones a continuación, refieren a las condiciones en las que realmente operó.
  - b. Considerando la carga de efluentes que ingresó, se logró alcanzar las condiciones de vertido previstas en el diseño.
  - c. Para las condiciones de operación, el sistema de tratamiento de Industria 2, permite alcanzar valores de DBO<sub>5</sub><10; SST< 20; Nkjeldahl < 10 mg/L; NO<sub>3</sub><sup>-</sup> < 10; P<sub>tot</sub> < 2-3 mg/L, de manera sostenida.

- d. Una vez en régimen, este sistema de tratamiento permite alcanzar las siguientes eficiencias promedio:

	DBO <sub>5</sub>	Ntot	PTOT
Eficiencias del sistema de remoción de nutrientes (SLA)	98%	80%	90 %

Nota: estos valores están calculados a partir de datos promedio, por lo tanto son aproximados; además son conservadores, dado que para situaciones puntuales se puede alcanzar mayores eficiencias.

### 4.3 INDUSTRIA 3

#### 4.3.1 Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería

##### 4.3.1.1 Descripción de la actividad

Es un frigorífico que faena vacunos y ovinos. El diseño de la planta de tratamiento de efluentes se realiza para la capacidad máxima de faena de vacunos. En la Tabla 21 se describe el nivel de actividad y producción para el cual se diseñó el proyecto de ingeniería.

Tabla 21: Industria 3, nivel de actividad – valores de diseño del proyecto

Producción máxima diaria		Producción máxima mensual		Consumo de agua por unidad de producción	
550	vacunos faenados/día	11.000	Vacunos faenados/mes	2.730	litros/vacuno faenado
3.400	Ovinos faenados/día	14.000	Ovinos faenados/mes	442	litros/ovino faenado

Datos tomados de la SADI presentada en noviembre de 2015

#### 4.3.1.2 Características del efluente bruto generado

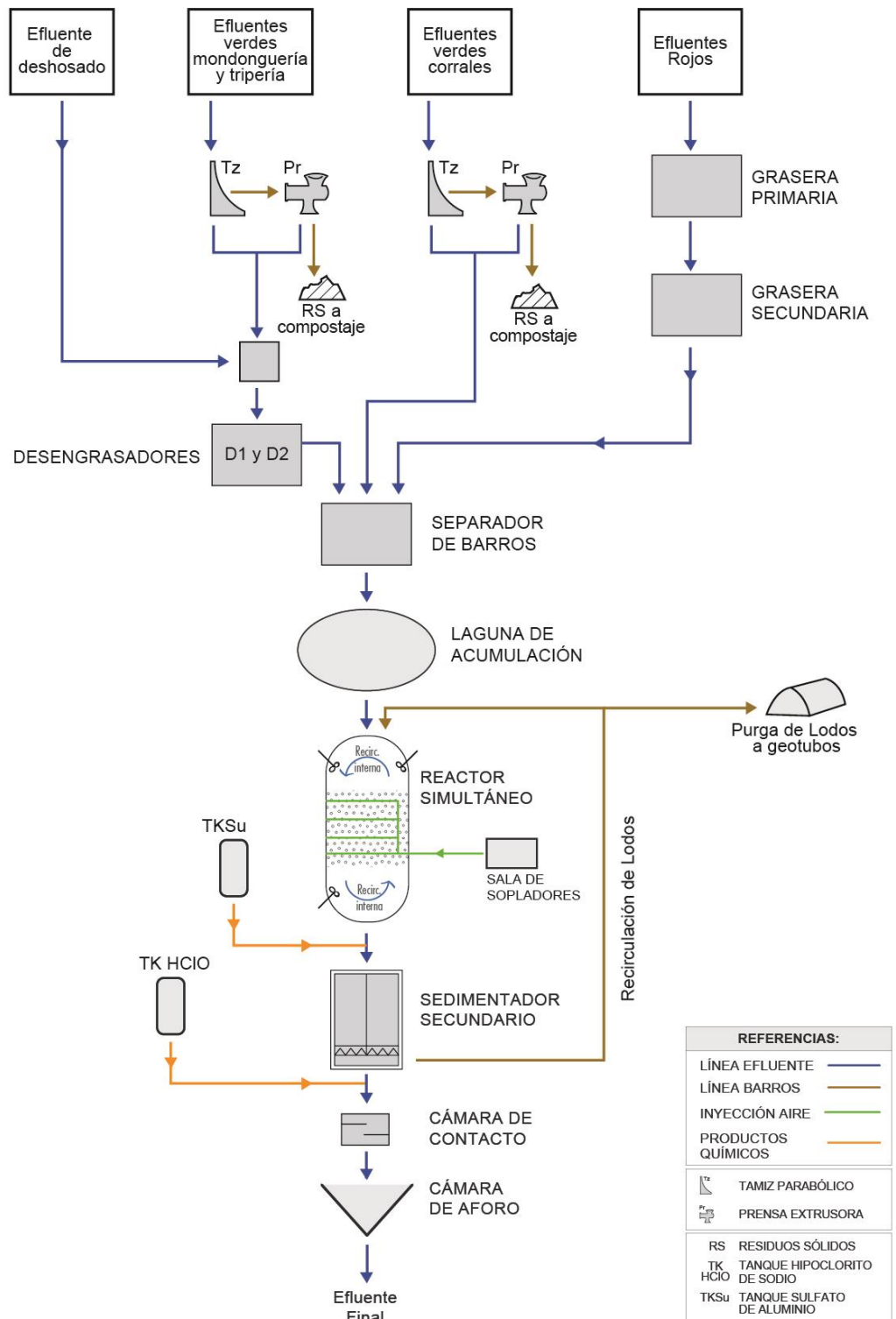
En la Tabla 22 se muestran las características del efluente a tratar, que surgen de valores experimentales de concentración brindados por la industria, para cada una de las principales corrientes que ingresan a la planta de tratamiento. Las muestras fueron tomadas en una configuración anterior del pretratamiento de efluentes, que no coincide con la configuración actual. A los efectos del diseño, cabe indicar que ingresaban a la PTE las tres líneas que se describen en la Tabla 22, en los tres casos la ubicación de muestreo es posterior a las unidades de separación de sólidos (tamiz-prensa), y previo a las graseras estáticas. A partir de dichos valores de concentración de cada corriente, y el caudal de agua residual generada, estimada en base al consumo por producción, la empresa calculó la carga total del efluente bruto.

Tabla 22: Industria 3, concentración y carga del efluente bruto sin tratamiento - valores para diseño del proyecto

	Concentración efluente rojo, y verde de lavado de corrales	Concentración efluente verde de mondonguería y tripería	Concentración efluente desosado	Cargas totales efluente bruto
Caudal generado	350 m <sup>3</sup> /d	580 m <sup>3</sup> /d	280 m <sup>3</sup> /d	1.210 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	3625 mg/L	2450 mg/L	533 mg/L	2.839 kg/d
NTK	120 mg/L	145 mg/L	22 mg/L	132 kg/d
Fósforo total	13 mg/L	16 mg/L	2 mg/L	14 kg/d
Aceites y Grasas	634 mg/L	525 mg/L	120 mg/L	560 kg/d
SST	1305 mg/L	2100 mg/L	267 mg/L	1.750 kg/d

Datos tomados de la SADI presentada en noviembre de 2015

### 4.3.1.3 Descripción de la Planta de Tratamiento



Adaptado de SADI presentada por industria 3(VER PRÒXIMA PÀGINA)

#### **4.3.1.4 Descripción del pretratamiento**

La industria 3, cuenta con 4 corrientes de efluentes brutos que se generan en el proceso.

Dos corrientes independientes de efluentes verdes, una procedente del lavado de corrales y la otra corriente procedente de planta industrial (mondonguería y tripería), pasan cada una por un sistema de tamiz parabólico y prensa extrusora.

La corriente de rojos pasa por unidades desengrasadoras, se une a la verde de corrales (luego de pasaje de esta última por zaranda y prensa), y ambas se derivan a una unidad de decantación denominada separador de barro.

La corriente de desosado, con pequeña carga en comparación con las anteriores, se deriva por razones de ubicación, a la corriente de verdes de planta industrial (mondonguería y tripería), uniéndose luego de que esta última pasó por tamiz y prensa; posteriormente pasan por dos desengrasadores en serie y se derivan al separador de barro.

Posterior al separador de barro, se derivan a una laguna de homogeneización y desde allí al Sistema de Lodos Activados.

#### **4.3.1.5 Descripción del Sistema de Lodos Activados**

Consiste en un reactor de nitrificación-desnitrificación simultáneo (Figura 13), donde en el mismo reactor se propician zonas anóxicas y aireadas. No



cuenta con tabiques separadores, por lo que es fundamental que puedan generarse diferentes zonas, con condiciones aireadas y condiciones anóxicas, siempre con agitación.

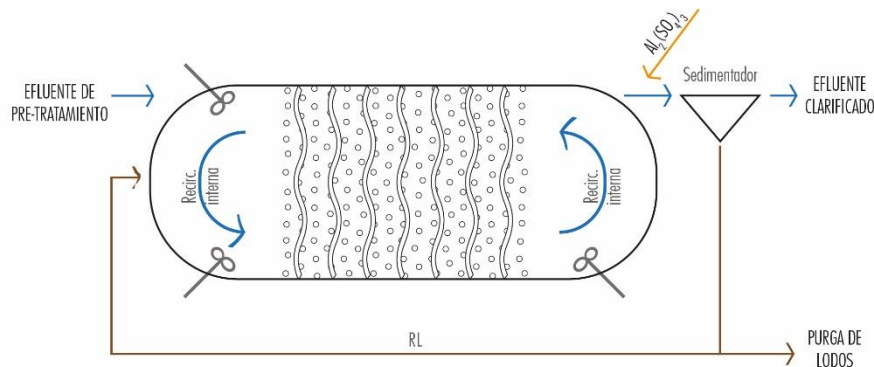


Figura 13: SLA nitrificación/desnitrificación simultánea

Tal como puede observarse, no existe recirculación externa del licor de mezcla, sin embargo, debe existir un flujo interno, el cual se logra mediante los agitadores; dicho flujo debe generarse de manera que el líquido atraviese las zonas anóxicas y aireadas, en los tiempos de reacción necesarios, y siendo él mismo el generador de estas zonas. El efluente procedente del pretratamiento ingresa por una zona anóxica, de manera de proveer el carbono fácilmente degradable para la desnitrificación.

El líquido que sale del reactor biológico se deriva a un sedimentador secundario, con la consiguiente recirculación de lodos. El clarificado atraviesa una cámara de desinfección y se vierte a curso de agua.

#### **4.3.1.6 Tratamiento de barros**

Los barros biológicos se envían directamente desde la purga del sedimentador secundario a geotubos.

#### **4.3.1.7 Aspectos constructivos del SLA**

El reactor simultáneo es excavado en tierra, se construyó a partir de una laguna existente; sin embargo, debió realizarse un intenso trabajo de adecuación de pisos y taludes, los cuales debieron afirmarse e impermeabilizarse. El reactor tiene un volumen de 11.000m<sup>3</sup>.

El sistema de aireación consiste en difusores de discos de membrana; dispuestos en líneas (tuberías de aireación) que se pueden operar y levantar independientemente.

El sistema de aireación ocupa un 65% de la superficie del reactor, y se encuentra ubicado centralmente. En una de las cabeceras anóxicas hay dos mixers, y un mixer en la otra, dispuestos de modo de generar un flujo que acompaña la geometría del reactor.

El sedimentador secundario está construido como dos unidades de sedimentación paralelas, en una única estructura envolvente de hormigón, dividida por una pared, que tiene una fosa común de lodos. Cada barredor está montado sobre ejes de acero inoxidable, cadena de plástico y paletas de goma

#### **4.3.1.8 Relación con la planta de tratamiento anterior**

La planta de tratamiento anterior contaba con las mismas unidades de pretratamiento, sin embargo, el flujo del pretratamiento se modificó posteriormente. Anteriormente se dividía en dos corrientes de ingreso principales (verdes de mondonguería + desosado; verdes de corrales + rojas), que atravesaban sendos sistemas de graseras o desengrasadores. Luego de este pretratamiento, había un sistema de 7 lagunas.

En relación con el pretratamiento se modificó el ingreso de las corrientes, se deshabilitaron las lagunas 1 a 4, la laguna 5 pasó a ser la actual laguna de homogeneización/acumulación, y la laguna 7 se adecuó para pasar a ser el actual reactor de nitrificación/desnitrificación.

#### **4.3.2 Análisis de los parámetros de diseño del SLA**

##### **4.3.2.1 Características del influente al SLA**

Las cargas de ingreso al sistema de N/D se presentan en la Tabla 23. Estas se calcularon en función del pretratamiento que existía, cuyos datos de eficiencia correspondían a valores reales de funcionamiento. Para el cálculo se utilizaron los datos de los efluentes brutos provistos por la empresa en la SADI, y la eficiencia de remoción de las unidades de desengrase también provista por la empresa, remoción de AyG= 70% y

DBO<sub>5</sub>=15%, los demás parámetros (N<sub>tot</sub>, P<sub>tot</sub>, SST) se asume que no hay remoción.

Cabe indicar que el pretratamiento que había en el sistema viejo y el actual, no hubo variación en las unidades de desengrase que se utilizan, pero hubo cambios menores en lo que respecta a la derivación de las corrientes y los puntos de mezcla, estos no afectan en la etapa de diseño, el cálculo de la eficiencia del pretratamiento y de las características del efluente luego de atravesarlo.

Tabla 23: Industria 3, cargas de ingreso al Sistema de Lodos Activados - valores para diseño del proyecto

	Cargas ingreso	Concentración ingreso
Caudal	1210 m <sup>3</sup> /d	1210 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	2413 kg/día	1994 mg/L
DQO	Sd	Sd
N <sub>total</sub>	132 kg/día	109 mg/L
P <sub>total</sub>	14 kg/día	12 mg/L
SST	1750 kg/día	1446 mg/L
Aceites y Grasas	168 kg/día	139 mg/L

sd – sin dato

#### **Aptitud del influente para el tratamiento en el SLA:**

- Relación DQO/ DBO<sub>5</sub> = sd; no se tiene dato de DQO

- Relación  $DBO_5/NKT \sim DBO_5/N_{total} = 18$ ; valor que indica que el efluente cuenta con materia orgánica más que suficiente para proveer la etapa de desnitrificación<sup>9</sup>.

#### 4.3.2.2 Requerimientos del influente de salida

Para esta industria el requerimiento del influente de salida corresponde a los estándares establecidos en la normativa.

#### 4.3.2.3 Parámetros de diseño del SLA según metodología de cálculo propuesta

El objetivo de esta sección consiste en relevar los parámetros de diseño; en particular calcular los *parámetros de referencia* (carga de lodos, producción específica de sólidos, SRT, MLSST, relaciones de recirculación, el ISL, entre otros) a partir de aquellos *parámetros* que quedaron *fijos* en el proceso de diseño (dimensiones de las unidades, y configuración del SLA) y comparar los primeros con los rangos/valores de referencia que se encuentran en bibliografía.

---

<sup>9</sup> Se calcula la relación  $DBO/NKT$  como primera aproximación. En realidad no todo el NKT del influente se transformará en nitrato, ni todo el nitrato formado se desnitrificará (ver capítulo 2.12.9), por lo que ha de tenerse en cuenta que este valor es una estimación gruesa, que puede ser útil para contar con un valor indicativo inicial, y luego deberá realizarse un cálculo más preciso. Por otra parte, en este caso no se tiene el valor de NKT, se toma el de nitrógeno total asumiendo que los efluentes de este rubro industrial la concentración de nitrato es despreciable.

En la Tabla 24, se muestran los parámetros de diseño; para su cálculo se utilizó el procedimiento presentado en el capítulo “3.3 - Procedimiento para relevar los parámetros de diseño del SLA”. En azul y con asterisco (\*) se consigna los datos brindados por la empresa como parte del proyecto, en negro los datos obtenidos a partir del procedimiento de cálculo.

En el proceso de diseño la empresa definió los parámetros (escenario i); como parte de la tesis se plantea otro (escenario ii), solo a efecto de un análisis comparativo, cuyo único cambio entre uno y otro es la concentración de sólidos con la que se prevé operar el reactor:

- (i) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,73 , MLSST = 3 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 110 mL/g;
- (ii) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,73 , MLSST = 4 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 110 mL/g;

Tabla 24: Industria 3, parámetros de diseño del SLA

Parámetros de diseño	Escenario (i)	Escenario (ii)
Configuración del SLA: <b>V<sub>AT</sub> =</b>	11.000 m <sup>3</sup> (*)	11.000 m <sup>3</sup> (*)
Reactor simultáneo <b>V<sub>D</sub> =</b>	35% (*)	35% (*)
<b>Vanox=</b>	0,35 (*)	0,35 (*)
<b>V<sub>D</sub>/V<sub>AT</sub> disponible=</b>		
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>		
Temperatura de diseño (°C)	15 (*)	15 (*)
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	2.420	2.420
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/m <sup>3</sup> )	3 (*)	4 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,07	0,05
<b>Producción de lodos debido a degradación de carbono</b>		
Relación en el influente X <sub>SST</sub> /C <sub>DBO5</sub>	0,73 (*)	0,73 (*)

Producción Específica de sólidos (kg SST producidos por carbono/kg DBO <sub>5</sub> entrada)	0,73	0,70
Producción de sólidos por degradación de carbono (kg SST por carbono/día)	1755	1680
Tiempo de retención celular, SRT (d)	19	26
<b>Fósforo a precipitar</b>		
Producción de lodos biológicos concentrados en fósforo (kg SST/d)	No tiene reactor anaerobio	No tiene reactor anaerobio
Agregado de sales para precipitación físico-química (kg Al a agregar/día)	Estequeométricamente no necesario	Estequeométricamente no necesario
producción de lodos precipitados con sales (kg SST/d)	Estequeométricamente no necesario	Estequeométricamente no necesario
<b>Producción de lodos totales (lodos que salen por purga y clarificado)</b>		
Producción de lodos totales (kg SST/d)	1755	1680
<b>Producción de sólidos que se derivan a deshidratación (lodos en purga) y caudal de purga</b>		
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	1740	1665
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	217	207
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>		
Un sedimentador con dos compartimentos, Ambos(largo x ancho total x profundidad) (m)	21 x 9 x 5 (*)	21 x 9 x 5 (*)
Caudal máximo horario (m <sup>3</sup> /h)	76 (*)	76 (*)
qA (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,4	0,4
ISL (mL/g)	110 (*)	110 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga , SST <sub>RL</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	8	8

Relación recirculación lodos	0,6	1,0
Caudal de recirculación de lodos (m3/d)	720	1205
Profundidad requerida < profundidad disponible	1,5 m < 5,0m (*)	2,1m < 5,0m (*)
<b>Capacidad de desnitrificación</b>		
Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	>100	>100
Capacidad de desnitrificación	0,01	0,01
Verificar que $(V_D/V_{AT})$ disponible < requerido	0,2 < 0,3 (*)	0,2 < 0,3 (*)
<b>VERIFICACIÓN DEL REQUERIMIENTO DE OXÍGENO</b>		
Requerimientos de O <sub>2</sub> (kg O <sub>2</sub> /h)	151	152

### Análisis de las condiciones de diseño resumidas en la Tabla 24:

#### **Reactor biológico**

La concentración de sólidos para cada uno de los dos escenarios, MLSST= 3 y 4 kg/m<sup>3</sup> elegidos por la empresa, se encuentra dentro de los rangos sugeridos para operación (3 a 5 kg/m<sup>3</sup>). Esto permite operar con una carga de lodos de 0,07 y 0,05 kg DBO<sub>5</sub>/ kg SST.d respectivamente, valores que también se encuentran dentro de los rangos de referencia (0,05 y 0,15 kg DBO<sub>5</sub>/ kg SST.d) (ATV - M767, 1988).

El SRT para cada escenario es de 19 y 26 días respectivamente. La edad de lodos mínima para que haya desnitrificación es 9 días (la misma para



cada escenario dado que depende de igual relación  $V_D/V_{AT}$ ), la edad de lodos para estabilización de barros está en el orden de 25 días.

#### **Capacidad de desnitrificación:**

Se observa que la relación  $DBO_5$ /nitrato a desnitrificar, es grande, por lo que no habría problema de materia orgánica para la etapa de desnitrificación. Esto se debe también a que la proporción de nitrógeno que se nitrifica/desnitrifica, es pequeña, en comparación con el nitrógeno que se incorpora al lodo, debido al crecimiento de biomasa.

#### **Remoción de fósforo:**

En base a los datos del contenido de fósforo del efluente de entrada, y los cálculos de producción de lodos, se determina que todo el fósforo sería incorporado a la biomasa.

#### **Sedimentador secundario:**

Se diseñó para una carga hidráulica  $0,4 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ , valor holgado respecto al recomendado:  $0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ .

### **4.3.3 Análisis de la operación en régimen del SLA**

A los efectos de evaluar la operación en régimen del sistema, se toman los datos experimentales presentados por la empresa y relevados en inspecciones de DINAMA desde que la planta entró en régimen.

#### **4.3.4 Período de puesta en operación**

El análisis del Sistema de Lodos Activados operando en régimen, para la presente tesis, abarca 20 meses. Durante este período, el nivel de faena, las características de los procesos productivos, y las características del caudal de efluente bruto generado, son del orden de las de diseño (faena 400-500 reses por día, caudal de efluente generado 1.000-1.200 m<sup>3</sup>/día). Los datos para este período fueron brindados por la empresa, y por lo dicho anteriormente, se consideran representativos a la situación de diseño.

##### **4.3.4.1 Características del efluente bruto generado**

No se cuenta con datos del efluente bruto generado para el período en estudio<sup>10</sup>.

##### **4.3.4.2 Características del influente al SLA**

En la Tabla 25 se observan las características del influente de entrada al SLA. Corresponde a un promedio de 16 muestras en un período de 20 meses. El valor de caudal de ingreso fue brindado por la industria, un promedio de 1.100 m<sup>3</sup>/d

---

<sup>10</sup> Cabe indicar que no son necesarios los datos del efluente bruto para el análisis de la operación del SLA. Podrían ser interesantes para la evaluación de la eficiencia total del sistema de tratamiento.

Tabla 25: Industria 3, concentración y carga del efluente de entrada al SLA – valores de operación

	Caudal	DBO <sub>5</sub>	DQO	NKT	P total	SST	AyG
Promedio muestras (20 meses)	1.100 m <sup>3</sup> /d	1.450 mg/L	2.200 mg/L	260 mg/L	19 mg/L	770 mg/L	250 mg/L
Valores máximos reportados <sup>(A)</sup>	1.200	3.400 mg/L	5.400 mg/L	570 mg/L	32 mg/L	1.800 mg/L	760 mg/L
Cantidad de muestras	NC	16	16	6	16	16	16
Valores de diseño SADI	1.210 m <sup>3</sup> /d	2000 mg/L	sd	110 mg/L	12 mg/L	1.450 mg/L	140 mg/L

<sup>(A)</sup> se toma el valor máximo para cada parámetro, cada valor es individual

#### 4.3.4.3 Parámetros de operación del SLA según metodología de cálculo propuesta

En la Tabla 26 se muestran los parámetros de operación y se los compara con los parámetros de diseño. Los datos en azul y con asterisco (\*), son brindados por la industria en base a medidas, los datos en negro son calculados. En la Tabla 27 se muestran los valores promedio del efluente de salida, para un período de estudio de 15 meses<sup>11</sup>.

Considerando que para esta industria la temperatura es muy variable, en la Tabla 26 se realiza el análisis para dos situaciones: la primera una

---

<sup>11</sup> Respecto al efluente de salida, se tiene datos de un período menor que los datos que se tienen de la operación del reactor. Teniendo en cuenta que operó en régimen, se entendió que es preferible tomar todos los datos, aunque los períodos no tengan la misma extensión, antes que descartar parte de la información para hacer coincidir los períodos.

temperatura baja, para evaluar la situación más comprometida (15°C), para todas las variables que brindó la industria, se toma los valores promedio del período de estudio de 20 meses. Además, se realiza un análisis puntual para un mes de alta temperatura (32°C), esto es posible porque se tienen los datos de ese mes, necesarios para los cálculos.

Tabla 26: Industria 3, parámetros del SLA – comparación entre los valores de diseño y de operación

Parámetros de diseño y operación	valores de diseño	Valores de operación promedio 20 meses	Valores de operación para un mes cálido
Configuración SLA <b>Vtotal=</b> Reactor simultáneo <b>Vanox=</b> <b>V<sub>D</sub>/V<sub>AT</sub> disponible=</b>	11.000m <sup>3</sup> (*) 35% (*) 0,25 (*)	11.000m <sup>3</sup> (*) 35% (*) 0,25 (*)	11.000m <sup>3</sup> (*) 35% (*) 0,25 (*)
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>			
Temperatura (°C)	15 (*)	15 (*)	32 (*)
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	2.420	1.595	3.706
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/ m <sup>3</sup> )	3 (*)	5,9 (*)	5,3 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,07	0,02	0,06
<b>Producción de lodos (lo que sale del sistema por purga y clarificado)</b>			
Relación en el influente X <sub>SST</sub> /C <sub>DBO5</sub>	0,73 (*)	0,5 (*)	0,2 (*)
Tiempo de retención celular, SRT (d)	19 (*)	54 (*)	43 (*)
Producción de lodos totales que salen por purga y clarificado (kg SST/d)	1.755	1195	1345

<b>Producción de sólidos que salen por la purga</b>			
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	1.735	1175	1335
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	217 (*)	100 (*)	100 (*)
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>			
Un sedimentador con dos compartimentos, Ambos(largo x ancho total x profundidad) (m)	21 x 9 x 5(*)	21 x 9 x 5 (*)	21 x 9 x 5 (*)
qA (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,4	0,4	0,4
ISL (mL/g)	110 (*)	75 (*)	66 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga (kg/m <sup>3</sup> )	8	11,8	13,4
Relación recirculación lodos	0,6 (*)	0,9 (*)	0,9 (*)
Caudal de recirculación de lodos (m <sup>3</sup> /d)	720	990	981
Profundidad <small>requerida</small> < profundidad <small>disponible</small>	0,2 < 0,3		
<b>Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación</b>			
Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	110	8	8
Capacidad de desnitrificación	0,01	0,13	0,12
Diseño: eficiencia desnitrificación Operación: % de nitrógeno que se desnitrificó	16%	72% (A)	72% (A)

(A) este porcentaje no es la eficiencia de remoción, sino que la proporción de nitrato que se desnitrificó, respecto a la proporción que se incorporó en la biomasa, y la que se fue con el efluente.

**Además, la empresa indicó las siguientes condiciones de operación:**

- En el caso de esta industria, hay gran variación en las cargas de ingreso al SLA. Si bien en el pretratamiento, hay una laguna previa de

acumulación/homogeneización, como en ésta ocurre una reducción de  $\text{DBO}_5$  considerable, la industria la está generalmente *bypaseando*. Por lo tanto, la discontinuidad en las cargas de ingreso al SLA, está afectada por la variación en la generación de las mismas: variación diaria que depende de las horas en las que se realiza la faena, variación semanal dado que el fin de semana no se procesa, y variación en el año, dado la organización de la producción.

- Hay una gran variación en la temperatura, principalmente estacional.
- La purga, en promedio se realiza mediante dos descargas discontinuas de 50 m<sup>3</sup> cada una.
- Tienen variadores de frecuencia, y varían la aireación en función de: las cargas de ingreso, se intenta operar con OD mayor a 2 mg/L.
- Realizan agregado de sulfato de aluminio: en un loop, a la entrada del sedimentador secundario.
- Los valores medidos, provistos por la industria para el mes de enero son los siguientes: Características del influente al SLA: (Caudal= 1090 m<sup>3</sup>/d,  $\text{DBO}_5=3400$  mg/L, NKT=570 mg/L,  $\text{P}_{\text{tot}}=15$  mg/L, SST=540 mg/L). Características del efluente de salida al SLA: ( $\text{DBO}_5=5$  mg/L, NKT=3 mg/L,  $\text{NH}_4= 3$  mg/L,  $\text{NO}_3= 18$  mg/L,  $\text{P}_{\text{tot}}=1$  mg/L, SST=10 mg/L).

Tabla 27: Industria 3, resultados de análisis a la salida de la PTE

	Caudal	DBO <sub>5</sub>	DQ O	N total	NKT	NH <sub>4</sub>	Nitro to	P total	SST	AyG
	(m <sup>3</sup> /d)	(mg/L)								
Promedio 15 meses	1.100	11	43	7	6	4	12	1	21	21
Valor máximo	1250	45	90	7	26	24	38	3	30	30
Cantidad muestras	-	14	13	1	14	14	14	14	14	14
Límites normativa	-	60	-	-	10	5	20	5	150	50

#### 4.3.5 Análisis de los resultados de operación

La primera observación es que, en esta industria la temperatura es muy variable con los aspectos operacionales y climáticos. El hecho de utilizar valores promedios de todo el período en estudio es poco representativo. Por lo tanto, el análisis que se realiza en el presente documento es solo una primera aproximación. Además, se realiza una comparación, tomando las condiciones de operación para el mes de enero. Para este análisis “puntual”, debe tenerse la precaución de considerar todas las condiciones reales de operación para dicho mes. El tema es que además de la temperatura, por distintos motivos hubo variaciones de muchos otros parámetros de operación, y, en consecuencia no se puede determinar cuál es la incidencia de cada parámetro en los valores que se obtuvieron.

Considerando la observación precedente, a continuación, se realiza el análisis para las condiciones promedio de operación (y una temperatura de 15°C).

La configuración del SLA propuesta para esta industria, fue muy oportuna, para aprovechar el volumen de una laguna de tratamiento con la que la planta ya contaba excavada (11.000 m<sup>3</sup>).

En un principio, se había planteado aprovechar las excavaciones existentes de dos lagunas, una para su uso como reactor aerobio y otra como reactor anóxico. Pero, si se concretaba esa opción, las dimensiones (en particular profundidad y relación de volúmenes VD/VN) no eran las más adecuadas. El hecho de utilizar una sola laguna, en la que se incluyeran ambos reactores, requería de una división física de las zonas (y esto presentaba las dificultades constructivas de incorporar un tabique, a una construcción en tierra ya existente). El planteo de un reactor intermitente solucionó este aspecto, agregándosele a esto que la geometría y volumen de la excavación existente, cumplía los requerimientos. Como ventaja adicional, esta configuración, no requiere de recirculación interna, con el consiguiente ahorro en los costos de bombeo.

El SLA se encuentra operando con concentración de sólidos en el reactor mayor que la de diseño (5,9 kg/m<sup>3</sup> vs 3 kg/m<sup>3</sup>), pero aún dentro de los rangos de referencia. La carga de lodos (afectada por una mayor MLSST y una menor carga de ingreso), es menor que la de diseño (0,02 vs 0,07 kg



DBO<sub>5</sub>/kg SST.d), concluyéndose en base a los valores de amonio a la salida del sistema, que hay una buena capacidad de nitrificación.

La producción de sólidos, que está determinada por el caudal de purga y la concentración de sólidos en la purga (la cantidad de sólidos que se van en el clarificado son despreciables), es menor que la de diseño (1.740 kg SST/d vs 1175 kg SST/d). En consecuencia, el SRT que depende de la producción de sólidos (similar en ambos casos) y de la MLSST (bastante mayor en la operación), es significativamente mayor en la etapa de operación (54 d vs 19 d), y es mayor que los rangos de referencia. Un SRT tan alto, no es beneficioso, porque los lodos se van inertizando, debido al decaimiento endógeno.

El Índice de Sedimentabilidad de Lodos en la operación, es mucho menor que el de diseño, y este valor también está afectado por la concentración de sólidos.

La relación DBO<sub>5</sub>/Nitrógeno a desnitrificar=8, es mayor que 4 la referencia, y en base a los valores en el efluente de salida de nitrógeno amoniacal, nitrato y nitrógeno Kjeldahl, se observa una buena capacidad de desnitrificación del sistema. A partir de un balance de masa de nitrógeno, se tiene que la proporción de nitrógeno que se remueve por desnitrificación es de un 72% (además un 23% se incorpora a los sólidos que se purgan, y un 5% sale como nitrógeno soluble con el efluente).

### **Sedimentador secundario:**

En relación al sedimentador, se tiene que el ISL es menor que el de diseño, la carga hidráulica es similar a la de diseño, y la concentración de sólidos en la recirculación, si bien es un poco mayor a la de diseño, continúa encontrándose en el rango del de diseño (11,8 vs 8 kg/m<sup>3</sup>); todas estas condiciones de operación derivan en que la capacidad del sedimentador se encuentre holgada (evaluada como la profundidad disponible en comparación con la profundidad requerida). Sin embargo, se tiene un valor de SST= 20 mg/L de salida del clarificado, valor que sería un poco alto para las condiciones de operación. La industria observó problema de bulking en algunas oportunidades. Ambos aspectos mencionados, podrían deberse a que el Tiempo de espesado, que debería ser de 2 horas, sea para este caso un poco mayor. Para disminuir el Tiempo de espesado, se puede incidir de dos maneras: la primera es aumentar la recirculación de lodos, a valores de 200-250%; la segunda es que la purga se realice de manera más continua a lo largo del día, y no como una descarga puntual de unas horas.

### **Remoción de fósforo**

Se observa que hay una remoción adecuada de fósforo (ingresan en promedio 19 kg P/d. Se realiza agregado de sulfato de aluminio, pero además debe tenerse en cuenta que una proporción significativa (18-20 kg P/d) es incorporada en la biomasa heterótrofa.

## **Pretratamiento**

Las unidades de separación de sólidos en las corrientes de efluentes verdes son las adecuadas y necesarias para efluentes de frigoríficos, con alto contenido de Sólidos Suspendidos Totales.

En lo que refiere a la carga de grasas que ingresa al SLA, las unidades de separación que cuenta la planta son desengrasadores/ graseras convencionales. Tal como se mencionó en el capítulo “0-Sistemas de tratamiento de efluentes de frigoríficos”, debido al aumento en las demandas de limpieza e higiene en las instalaciones, hoy en día las grasas se encuentran en gran parte emulsionadas, por lo que en estos casos la eficiencia de unidades estáticas es muy limitada. Este aspecto se confirma con el hecho que la industria ha observado problemas de generación de espumas en el reactor aireado, cuando se lo alimenta bypassando la laguna de acumulación, en cuyo caso ingresa mayor carga de grasas, en comparación a cuando se deriva el efluente a la laguna de alimentación y luego al reactor, caso que ingresa menos grasas al sistema, probablemente por un efecto de dilución.

En lo que refiere al almacenamiento y amortiguación previo al SLA, para el caso de los frigoríficos es necesario contar con una unidad. Por otra parte la laguna de alimentación tiene un volumen demasiado grande y disminuye la carga de DBO<sub>5</sub> de entrada al SLA. La industria ha optado por bypassarla,

pero esto afecta que las cargas de ingreso al SLA son muy variables, tal como se mencionó previamente.

#### 4.3.6 Conclusiones particulares para el caso en estudio

1. Configuración del SLA: se adecúa a las recomendaciones de bibliografía, fue muy oportuna en cuanto a aprovechar las excavaciones con las que contaba la planta de tratamiento anterior, y en base a los resultados de operación se concluye ventajosa para los efluentes en estudio, que corresponden al sector frigorífico.
2. Pretratamiento: está de acuerdo con las recomendaciones de bibliografía en lo que refiere a las unidades de separación de sólidos. Los desengrasadores estáticos son unidades con menor eficiencia que los DAF, sin embargo, en base a los resultados que se tienen hasta el momento son adecuados para el Sistema de Lodos Activados implementado. Como parte del seguimiento de su eficiencia, deberá evaluarse la sostenibilidad en el tiempo y robustez del sistema respecto al contenido de grasas en el reactor simultáneo. Por último, una unidad de homogeneización con un volumen menor (máximo 1 día de TRH), podría ser beneficioso para disminuir la variabilidad del efluente que ingresa al SLA.
3. Parámetros de diseño: se alcanzó los valores de los parámetros de operación, y las condiciones de operación previstas en el diseño,

(excepto la concentración de sólidos en el reactor que es un poco más alta y también el SRT); por otra parte estos cambios en los parámetros de operación, no afectaron la eficiencia del sistema.

4. Aptitud del SLA para cumplir con los estándares de vertido:
  - a. Luego del período de puesta en régimen, la PTE operó con la carga de ingreso para la cual fue diseñada, por otra parte hay bastante variación puntual en el ingreso de esas cargas al sistema.
  - b. Para las condiciones de operación previstas en el diseño, el sistema de tratamiento de Industria 3, permite alcanzar valores de  $DBO_5 < 10$ ;  $SST < 20$ ;  $N_{kjeldahl} < 10 \text{ mg/L}$ ;  $NO_3^- < 15$ ;  $P_{tot} < 2 \text{ mg/L}$
  - c. Una vez en régimen, este sistema de tratamiento permite alcanzar las siguientes eficiencias promedio:

	$DBO_5$	$NT_{tot}$	$PT_{tot}$
Eficiencias del sistema de remoción de nutrientes (SLA)	99%	97%	95 %

Nota: estos valores están calculados a partir de datos promedio, por lo tanto, son aproximados; además son conservadores, dado que para situaciones puntuales se puede alcanzar mayores eficiencias.

## **4.4 INDUSTRIA 4**

### **4.4.1 Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería**

#### **4.4.1.1 Descripción de la actividad**

Esta industria es un frigorífico cuyos procesos tienen las siguientes características:

- Es un frigorífico de Ciclo I y II.
- En algunas ocasiones se realiza faena Kosher.
- No se procesa residuos para la elaboración de harina de carne ni sebo en las instalaciones del frigorífico, sino que son enviados a terceros para su procesamiento. Esto es significativo, porque el procesamiento de harina de carne genera efluentes con alta carga de nitrógeno orgánico, que influirían en las características de los efluentes generales.

En la Tabla 28, se describe la capacidad máxima de producción del frigorífico, diaria y mensual, así como el consumo de agua por unidad de producción. En base a esta capacidad máxima de producción, que implica determinadas características de generación de efluentes brutos, se diseñó el proyecto de ingeniería.

Tabla 28: Industria 4, nivel de actividad – valores de diseño del proyecto

Producción máxima diaria		Producción máxima mensual		Consumo de agua por unidad de producción	
600	vacunos faenados/día	15.000	Vacunos faenados/mes	2.400	litros/vacuno faenado

#### 4.4.1.2 Características del efluente bruto generado

Los valores de efluente bruto tomados para el diseño del sistema corresponden a mediciones de concentración de los parámetros relevantes que presentó la industria, los cuales se pueden observar en la Tabla 29. El punto de toma de muestra del efluente rojo es antes de la reja manual gruesa, y del efluente verde es luego de la prensa; la información fue brindada por la empresa en la SADI y en el “Taller de remoción de nutrientes de las industrias prioridad 1”.

Tabla 29: Industria 4, concentración y carga del efluente bruto – valores de diseño del proyecto

	Efluente rojo	Efluente verde	Cargas totales <sup>(A)</sup>
Caudal generado	500 m3/d	500 m3/d	1.000 m3/d
DBO <sub>5</sub>	2200 (mg/L)	2700 (mg/L)	2.450 kg/d
DQO	Sd	sd	sd
N total	120 (mg/L)	160 (mg/L)	140 kg/d
Fósforo total	30 (mg/L)	30 (mg/L)	30 kg/d
Aceites y Grasas	500 (mg/L)	2500 (mg/L)	1.500 kg/d
SST	600 (mg/L)	2200 (mg/L)	1400 kg/d

<sup>(A)</sup> La suma de ambas corrientes de efluentes

### 4.4.1.3 Descripción de la Planta de Tratamiento de Efluentes

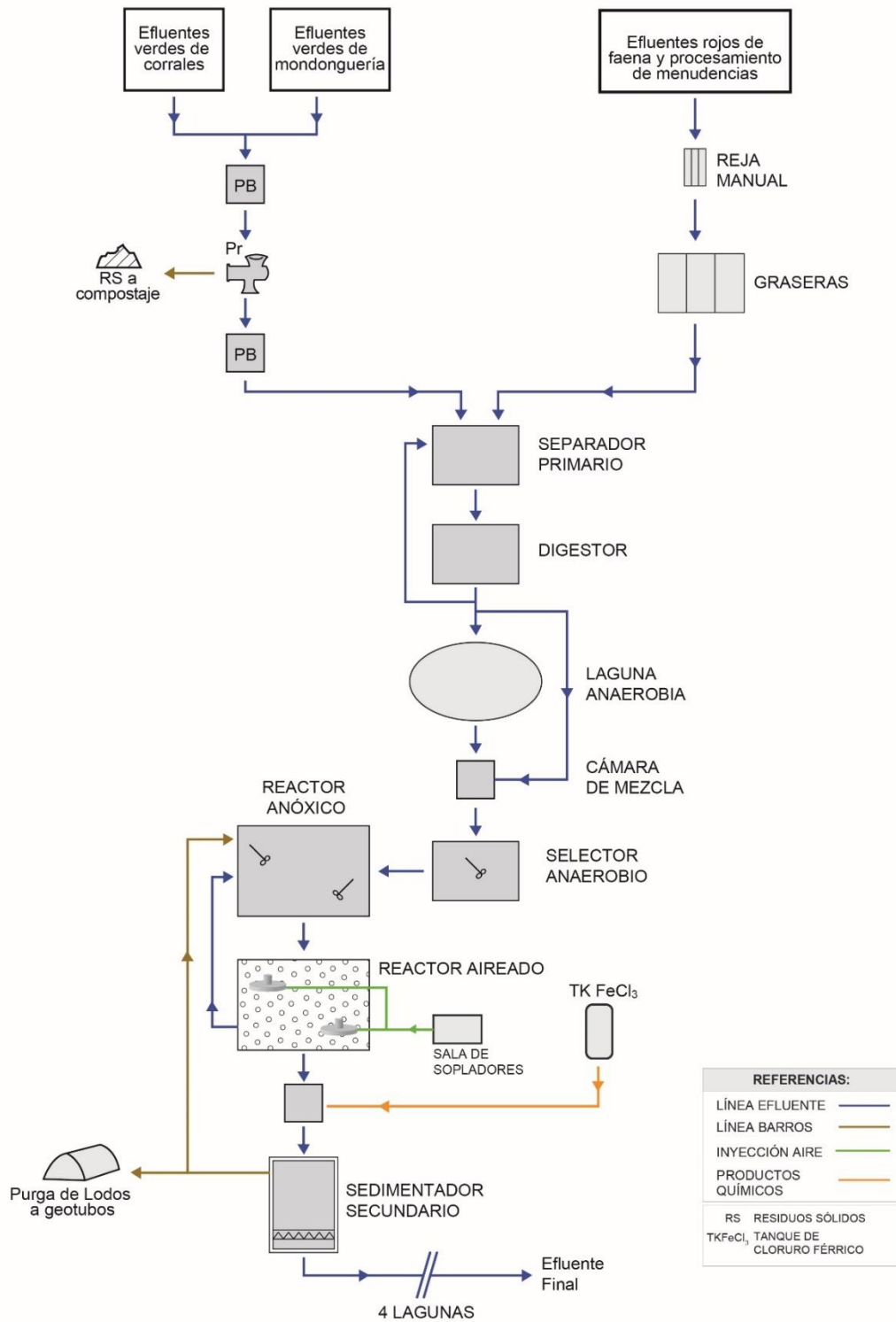


Diagrama tomado de SADI de Industria 4 (VER PRÒXIMA PÀGINA)



Esta industria cuenta con 2 corrientes que ingresan a la PTE, efluentes verdes y efluentes rojos.

#### **4.4.1.4 Descripción del pretratamiento**

Cada corriente tiene un pretratamiento independiente.

- Los efluentes rojos procedentes de faena, procesamiento de menudencias rojas y deshuesado, atraviesan una reja gruesa de limpieza manual, luego tres graseras en paralelo, y desde allí a un sedimentador primario del tipo rectangular.
- Los efluentes verdes proceden de los corrales y de mondonguería/tripería. Estas dos corrientes de verdes se unen en un pozo de bombeo, desde donde se envían a una prensa tornillo, el líquido luego de la prensa se envía a otro pozo de bombeo, y desde allí al mismo sedimentador primario donde se unen ambas corrientes (rojos y verdes).

Desde el sedimentador primario el efluente se envía a un digestor, el cual tiene recirculación con el sedimentador. Luego de este pretratamiento ingresan a una laguna anaeróbica y desde allí al Sistema de Lodos Activados. Sin embargo, está previsto un by-pass de la laguna anaeróbica, pasando directamente desde el digestor al SLA, a los efectos de regular que no disminuya demasiado la carga orgánica en relación con la carga de nitrógeno.

#### 4.4.1.5 Descripción del Sistema de lodos Activados

El sistema tiene una configuración UCT, consiste en un selector anaeróbico inicial, un reactor anóxico, un reactor aireado y finalmente un sedimentador secundario Figura 14.

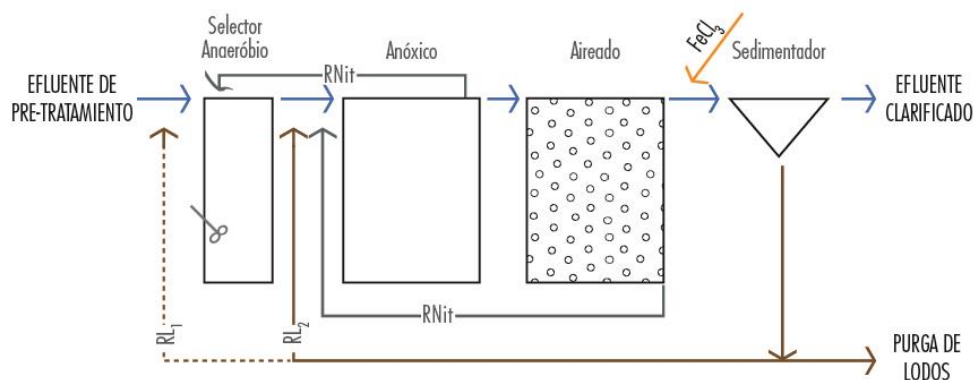


Figura 14: SLA, configuración UCT

El efluente pre-tratado ingresa al selector anaeróbico agitado. Desde allí se alimenta el reactor anóxico agitado y luego el aireado. Desde el aireado hay una corriente de recirculación de licor hacia el anóxico, que ingresa en el centro del anóxico, la cual deriva los nitratos al reactor de desnitrificación. También hay una recirculación de licor desde el reactor anóxico hacia el selector anaeróbico.

Los lodos se recirculan desde el sedimentador secundario hacia la entrada del reactor anóxico (RL2).

Además, se dejaron previstas las posibilidades de: recircular los lodos desde sedimentador hacia el selector anaeróbico (RL1) y recircular la

corriente de nitratos desde el aireado al anaeróbico (esta última no se representa en la figura). En el primer caso operaría como una configuración A2/O, y en el segundo caso no operaría como reactor anaerobio, sino que como reactor anóxico, aumentando el volumen de anoxia. Esto permite flexibilidad al sistema.

Desde el reactor aireado, el efluente se deriva al sedimentador secundario; el cual cuenta con un reciclo de lodos hacia el reactor anóxico. El efluente que sale desde el reactor aireado cuenta con agregado de  $\text{FeCl}_3$ , en la línea de entrada del sedimentador secundario.

Este sistema es el denominado UCT (ver capítulo 2.8.1-Sistema UCT), el selector anaerobio junto con una alternancia de ciclos anaerobio-aerobio, promueven la asimilación bioaumentada de fósforo por la biomasa. La configuración "UCT" favorece que ingrese la mínima cantidad de oxígeno y nitrato al reactor anaerobio y de esta manera que la materia orgánica biodegradable sea consumida por las PAO. Esto es así, porque la recirculación de licor, conteniendo nitratos, deriva desde el reactor aireado hacia el anóxico, a su vez la recirculación de lodos deriva desde el sedimentador secundario hacia el reactor anóxico, y existe una tercera recirculación de líquido, desde el reactor anóxico hacia el anaerobio. Esta última recirculación según diseño debe tener una baja concentración de nitratos.

### **Tratamiento posterior al Sistema de Lodos Activados:**

Luego del sedimentador secundario, el efluente se deriva a cuatro lagunas de pulido, en serie.

#### **4.4.1.6 Tratamiento de barros**

Los lodos que se purgan se envían a geotubos para su deshidratación. Los geotubos se disponen en una explanada acondicionada para recoger los lixiviados, y derivarlos a la PTE, al selector anaeróbico. Consisten en 3 tubos de 20 metros de largo, y 15 metros de perímetro, con una capacidad para contener 700 m<sup>3</sup> de lodos deshidratados. En la tubería de ingreso a los geotubos se agrega polielectrolito.

#### **4.4.1.7 Aspectos constructivos del SLA**

	(largo x ancho x profundidad útil) Construido (m)	Volumen útil Diseño / construido <sup>(A)(B)</sup>
Reactor anaerobio	20.5 x 20.5 x 3.5	500 m <sup>3</sup> / 517 m <sup>3</sup>
Laguna anóxica	44 x 27 x 3.5	1.500 m <sup>3</sup> / 1.523 m <sup>3</sup>
Laguna aireada	44 x 27 x 3.5	1.500 m <sup>3</sup> / 1.467 m <sup>3</sup>
Sedimentador secundario	17 x 11 x 3,5	680 m <sup>3</sup> / 648 m <sup>3</sup>

(A) El diseño previó ciertas dimensiones que luego en la construcción se modificaron levemente. Se presentan las dimensiones reales que cuenta el SLA

(B) El cálculo tiene en cuenta la profundidad útil (3,5m), y las pendientes (3:1) en todas las unidades excepto en el sedimentador secundario que es (1:1)

Las unidades son excavadas en tierra, y se realizó una adecuación de piso y taludes mediante compactación de una capa de arcilla. Los reactores son de geometría aproximadamente cuadrada, rectangular, por lo que favorecen un modelo de flujo de mezcla completa, junto con las entradas de las recirculaciones, que se da en el medio del reactor.

El sedimentador secundario también es excavado en tierra. Tiene una tubería en el fondo para succión de los barros mediante una bomba de lodos, y una tubería con orificios a nivel de la superficie para la salida del clarificado.

El selector anaerobio tiene un agitador de 10 HP, la laguna anóxica dos agitadores de 15 HP. La Laguna aireada cuenta con 2 aireadores superficiales de 25 HP cada uno; del tipo "Acua Turbo", el líquido y el lodo es succionado por cono de succión en la parte de abajo, y expulsado por arriba.

#### **4.4.1.8 Relación con la planta de tratamiento anterior**

El sistema de tratamiento anterior consistía en el mismo pretratamiento, luego del digester los efluentes se derivaban a la laguna 1, y desde allí a un sistema con 4 lagunas más.

El pretratamiento tenía prácticamente las mismas unidades que el actual. Hubo una mejora que consistió en la incorporación de la prensa tornillo, con

lo que se gana eficiencia en la remoción de sólidos de dicha corriente, y a la vez el residuo logra mayor grado de escurrimiento.

Las unidades del SLA se construyeron todas desde cero. En un principio se previó construirlas aprovechando la excavación de alguna de las lagunas ya existentes, que tenían mayor superficie. Esto implicaba: vaciarla y disponer las unidades construyendo los taludes internos al espacio vacío. Luego se desistió de ello, previendo que el vaciado de una laguna, el retiro completo de los barros, el acondicionamiento del piso de manera que no queden restos de materia orgánica que afecten la capa arcillosa y la impermeabilización posterior de una capa de arcilla, dificultaría más la operativa, que si se construía desde cero.

#### **4.4.2 Análisis de los parámetros de diseño del SLA**

##### **4.4.2.1 Características del influente**

En la Tabla 30 se presenta el caudal, concentración y cargas de ingreso al SLA. Las mismas se calcularon a partir de la información que brindó la empresa en la SADI: cargas del efluente bruto (Tabla 29 precedente), de la relación de bypass de diseño (caudal de la laguna anaeróbica: bypass) = (70:30), y de las eficiencias de remoción de cada unidad de tratamiento. A saber, para la línea de verdes: eficiencia de  $DBO_5=30\%$  y de  $AyG=30\%$ ; para la línea de rojos: eficiencia de graseras  $DBO_5=30\%$ ,  $AyG=50\%$ . Mezcla de las líneas, unidad digestor, eficiencia de  $DBO_5=50\%$  y  $AyG= 50\%$

Tabla 30: Industria 4, concentración y cargas de ingreso al SLA – valores de diseño del proyecto

	Cargas ingreso al SLA	Concentración ingreso al SLA
Caudal	1.000 m <sup>3</sup> /d	1000 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	380 kg/día	380 mg/L
Ntotal	120 kg/día	120 mg/L
Ptotal	30 kg/día	30 mg/L
SST	285 kg/día	285 mg/L
Aceites y Grasas	395 kg/día	395 mg/L

#### Aptitud del influente para el tratamiento en el SLA:

- Relación DBO<sub>5</sub>/NKT ~ DBO<sub>5</sub>/Ntotal = 6,1      valor que indica que el efluente cuenta con materia orgánica suficiente para proveer en la desnitrificación. Como una primera aproximación, se calcula la relación DBO<sub>5</sub>/NKT<sup>12</sup>.

#### 4.4.2.2 Requerimientos del influente de salida

Para esta industria el requerimiento del influente de salida, corresponde a los estándares establecidos en la normativa. Cuenta con un sistema de

---

<sup>12</sup> En realidad, no todo el NKT del influente se transformará en nitrato, ni todo el nitrato formado se desnitrificará (ver capít. 2.12.9), por lo que ha de tenerse en cuenta que este valor es una estimación gruesa, que puede ser útil para contar con un valor indicativo inicial, y luego deberá realizarse un cálculo más preciso. En este caso se tiene el valor de Ntot en vez del NKT, dado que este rubro industrial tiene concentración despreciable de nitrato, se asume que Ntotal= NKT+ NO<sub>3</sub><sup>-</sup> ≈ NKT.

lagunas posterior al SLA, por lo que tendría cierta flexibilidad en la eficiencia que se pudiera alcanzar en algún parámetro como SST.

#### **4.4.2.3 Parámetros de diseño del SLA según metodología de cálculo propuesta**

El objetivo de esta sección consiste en relevar los parámetros de diseño; en particular calcular los *parámetros de referencia* (carga de lodos, producción específica de sólidos, SRT, MLSST, relaciones de recirculación, el ISL, entre otros), a partir de aquellos *parámetros* que quedaron *fijos* en el proceso de diseño (dimensiones y geometría de las unidades de tratamiento, y configuración del SLA) y comparar los primeros con los rangos/valores de referencia que se encuentran en bibliografía. En la Tabla 31 se muestran los parámetros de diseño; para su cálculo se utilizó el procedimiento presentado en el capítulo “3.3 - Procedimiento para relevar los parámetros de diseño del SLA”. En azul y con asterisco (\*) se consigna los datos brindados por la empresa como parte del proyecto, en negro los datos obtenidos a partir del procedimiento de cálculo.

En el proceso de diseño la empresa definió los parámetros (escenario i); como parte de la tesis se plantea otro (escenario ii), solo a efecto de un análisis comparativo, cuyo único cambio entre uno y otro es la concentración de sólidos con la que se prevé operar el reactor:



- (i) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,75 , MLSST = 2,1 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 130 mL/g;
- (ii) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,75 , MLSST = 4 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 130 mL/g;

Tabla 31: Industria 4, parámetros de diseño del SLA

Parámetros de diseño	Escenario (i)	Escenario (ii)
Configuración del SLA		
<b>Vana =</b>	500 m <sup>3</sup> (*)	500 m <sup>3</sup> (*)
<b>Vanox= V<sub>D</sub>=</b>	1.500 m <sup>3</sup> (*)	1.500 m <sup>3</sup> (*)
<b>Vaer= V<sub>N</sub>=</b>	1.500 m <sup>3</sup> (*)	1.500 m <sup>3</sup> (*)
<b>V<sub>AT</sub>=</b>	3.000 m <sup>3</sup> (*)	3.000 m <sup>3</sup> (*)
<b>VD/VAT disponible=</b>	0,5 (*)	0,5 (*)
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>		
Temperatura (°C)	15°C (*)	15°C (*)
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	380	380
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/ m <sup>3</sup> )	2,1 (*)	4 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,06	0,03
<b>Producción de lodos debido a degradación de carbono</b>		
Relación en el influente X <sub>SST</sub> /C <sub>DBO5</sub>	0,75 (*)	0,75 (*)
Producción Específica de sólidos (kg SST producidos por carbono/kg DBO <sub>5</sub> entrada)	0,72	0,67
Producción de sólidos por degradación de carbono (kg SST por carbono/día)	274	253
Tiempo de retención celular, SRT (d)	23	47
<b>Fósforo a precipitar</b>		
Producción de lodos biológicos concentrados en fósforo (kg SST/d)	11	11
Agregado de sales para precipitación fisicoquímica (kg Fe a agregar/día)	52	52
producción de lodos precipitados con sales (kg SST/d)	132	132

<b>Producción de lodos totales (lodos que salen en purga y clarificado)</b>		
Producción de lodos totales (kg SST/d)	418	397
<b>Producción de sólidos que se derivan a deshidratación (lodos en purga)</b>		
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	399	378
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	59	56
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>		
Un sedimentador con dos compartimentos, Ambos(largo x ancho total x profundidad) (m)	17 x 11 x 3,5 (*)	17 x 11 x 3,5 (*)
Caudal máximo horario (m <sup>3</sup> /h)	63 (*)	63 (*)
qA (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,34	0,34
ISL (ml/g)	130 (*)	130 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga , SST <sub>RL</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	6,8	6,8
Relación recirculación lodos	0,45	1,44
Caudal de recirculación de lodos (m <sup>3</sup> /d)	448	1437
Profundidad requerida < profundidad disponible	1,2 m < 3,5m (*)	2,4m < 3,5m (*)
<b>Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación</b>		
RC total	7,6	7,6
Eficiencia desnitrif disponible con ese RCtotal	88%	88%
Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	4	4
Capacidad de desnitrificación	0,24	0,24
Verificar que (V <sub>D</sub> /V <sub>AT</sub> ) disponible < requerido	0,5 < 0,5 (*)	0,5 < 0,5 (*)
<b>VERIFICACIÓN DEL REQUERIMIENTO DE OXÍGENO</b>		
Requerimientos de O <sub>2</sub> (kg O <sub>2</sub> /h)	38	39

## Análisis de las condiciones de diseño resumidas en la Tabla 31:

### Reactor biológico

Considerando las concentraciones de sólidos propuestas,  $MLSST = 2,1$  y  $4 \text{ kg/m}^3$ , se tiene una carga de lodos  $F/M = 0,06$  y  $0,03 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST}\cdot\text{d}$  respectivamente, valores aceptables que se encuentran dentro de los rangos sugeridos en las guías alemanas (ATV - M767, 1988), (hasta  $0,15 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST}\cdot\text{d}$ ) y por lo tanto permite prever una buena actividad de nitrificación en el reactor biológico para ambas condiciones de operación.

En cuanto a la relación de sólidos/  $DBO_5$  del influente ( $X_{SST,IAT}/C_{DBO,IAT}$ ), para ambos escenarios se propuso el mismo valor de  $0,75$ , el cual implica una Producción específica de lodos de  $0,72$  y  $0,67 \text{ kg SST producidos/kg DBO}_5$  entrada respectivamente, ambos valores se encuentran dentro del rango recomendado (entre  $0,6$  y  $0,9 \text{ kg SST producidos/kg DBO}_5$  entrada), y determina SRT requeridos de  $23$  y  $47$  días respectivamente.

La diferencia en los SRT propuestos para cada uno de los escenarios ( $23$  y  $47$  días), no afecta significativamente los parámetros que dependen del SRT: oxígeno consumido ( $38$  y  $39 \text{ kg O}_2/\text{h}$  respectivamente); y cantidad de barros totales (carbonosos y remoción fisicoquímica y biológica de fósforo) producidos ( $418$  y  $397 \text{ kg SST/d}$ ).

Para mantener la  $MLSST$  de diseño en el reactor, debe evaluarse la concentración de sólidos en la recirculación de lodos, y la relación de

recirculación. Para ambos escenarios la concentración de sólidos requerida es la misma  $SST_{RL} = 6,8 \text{ kg/m}^3$ , dado que depende del ISL supuesto (el mismo), siendo una concentración de sólidos accesible de alcanzar. La relación de recirculación de lodos requerida para mantener la MLSST de diseño para cada escenario (2,1 y 4  $\text{kg/m}^3$ ), toma un valor de 0,45 y 1,4 respectivamente, en ambos casos adecuados y alcanzables desde el punto de vista operativo.

Para evaluar la capacidad de desnitrificación del sistema, este parámetro depende de las cargas de entrada de  $\text{DBO}_5$  y Nitrógeno, que es la misma para todos los escenarios, adquiriendo un valor de 0,24 kg nitrato a desnitrificar / kg  $\text{DBO}_5$  de entrada; o su inverso 4 kg  $\text{DBO}_5/\text{kg}$  nitrato, la referencia sugiere una relación  $> 4$ , lo que indicaría que se tiene poca materia orgánica para poder desnitrificar todo el nitrato.

A partir de la capacidad de desnitrificación, se determina la relación de volúmenes  $V_D/V_{AT}$  necesaria, la cual confirma que es menor que la relación de volúmenes disponible.

En lo que refiere a la remoción de fósforo, se observa que el diseño prevé una remoción por incorporación a la biomasa heterótrofa de 13%, una remoción biológica por bioaugmentación de 13 % y un 65% de remoción fisicoquímica.

### **Sedimentador secundario**

Se diseñó para una carga hidráulica de 0,34 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h, valor holgado en comparación con los de referencia (< 0,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h). El Índice de Sedimentabilidad de lodos supuesto (130 mL/g), se encuentra en el rango superior de los ISL de lodos de frigoríficos. Teniendo en cuenta ambos valores, y que se propone trabajar con una concentración de sólidos relativamente baja (2,1 o 4 kg/m<sup>3</sup>), entonces la profundidad del sedimentador necesaria, es significativamente menor a la disponible. En otras palabras el sedimentador todavía cuenta con capacidad adicional (para trabajar con mayor concentración de sólidos, mayor caudal de efluente o una peor sedimentabilidad de lodos).

#### **4.4.3 Análisis de la operación en régimen de la PTE**

En este apartado se realizará un análisis comparativo entre las condiciones de diseño del proyecto de ingeniería, y los valores de operación una vez que la PTE ha alcanzado el régimen.

La información correspondiente al período de operación en régimen, corresponde a datos reales, mediciones del efluente final y seguimiento de los parámetros de operación, presentados por la empresa y relevados en inspecciones de DINAMA.

El período de puesta en operación duró 3 o 4 meses; tomado desde que finalizó la construcción, se realizó el llenado de las unidades, la inoculación

y la puesta en régimen. A los efectos del presente análisis, se toma un día cero arbitrario, a partir del cual se estabilizaron los valores de los parámetros del efluente de salida.

El período de análisis abarca 13 meses. Si bien se cuenta con mayor cantidad de datos para algunos parámetros, por ej. para el efluente final se cuenta con un período de 25 meses desde que la PTE entró en régimen, para otros parámetros no se tiene tantos datos, por lo cual se reduce el período, de manera que todos los parámetros e información sea comparable en el mismo período de estudio.

#### **4.4.3.1 Características del efluente bruto generado**

No se tiene datos del efluente bruto generado

#### **4.4.3.2 Características del influente al SLA**

En la Tabla 32 se observa el valor promedio del influente al SLA. Para esta industria se tiene que ingresan dos corrientes: la procedente de la laguna anaerobia 1, y la que procede del bypass de la laguna (accede directo desde el digestor). Se toman valores de concentración promedio de cada corriente (a partir de 9 y 11 muestreos), y se pondera por la relación de caudal de cada corriente, siendo el valor de relación de caudal, un valor promedio para ese período.

Tabla 32: Industria 4, cargas y concentración del influente al SLA, valores de operación

período de toma de muestra	Caudal (m <sup>3</sup> /d)	DBO <sub>5</sub>	DQO	Ntotal	Ptot	SST
Concentración promedio	650	470 (mg/L)	1200 (mg/L)	155 (mg/L)	25 (mg/L)	sd
valor de diseño	1000	380 (mg/L)	1150 (mg/L)	120 (mg/L)	30 (mg/L)	285 (mg/L)
Carga	650	303 (kg/d)	780 (kg/d)	100 (kg/d)	15 (kg/d)	sd
valor de diseño	650	380 (kg/d)	1145 (kg/d)	120 (kg/d)	30 (kg/d)	285 (kg/d)

#### 4.4.3.3 Parámetros de operación del SLA, según la metodología de cálculo propuesta

En la Tabla 33 se muestran los valores que toman los parámetros durante el período de operación y se comparan con los valores previstos en el diseño. En azul y con asterisco (\*) se indican los valores brindados por la empresa, en negro los calculados. En la Tabla 34 se muestran los valores del efluente final que se vierte a curso de agua, corresponden al promedio para el período en estudio. Cabe aclarar que los análisis corresponden al efluente final, que no es el mismo que el efluente de salida del sedimentador, dado que este último atraviesa dos lagunas de acumulación. Para evaluar la capacidad del sistema de lodos activados, se asume que los valores del efluente a la salida del sedimentador secundario son los mismos que los del efluente vertido, los cuales son prácticamente iguales, excepto para SST que mejoran debido a la sedimentación en las lagunas.

Tabla 33: Industria 4, parámetros del SLA, comparación entre valores de diseño y de operación

Parámetros de diseño y operación	valores de diseño	Valores de operación
Configuración del SLA <b>Vana=</b> <b>Vanox=</b> <b>Vaer=</b> <b>VAT=</b> <b>VD=VAT</b>	500 m <sup>3</sup> (*) 3.000 m <sup>3</sup> (*) 1.500 m <sup>3</sup> (*) 1.500 m <sup>3</sup> (*) 0,5 (*)	516 m <sup>3</sup> (*) <sup>(A)</sup> 1.523 m <sup>3</sup> (*) 1.470 m <sup>3</sup> (*) 2.980 m <sup>3</sup> (*) 0,5 (*)
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>		
Temperatura	15°C	15°C
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	380	306
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/m <sup>3</sup> )	2,1 (*)	3,1 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,06	0,03
<b>Producción de lodos (lo que sale con purga y clarificado)</b>		
Relación en el influente $X_{SST}/C_{DBO5}$	0,75 (*)	Sd
Tiempo de retención celular, SRT (d)	23	31
Producción de lodos totales (kg SST/d)	418	304
<b>Producción de sólidos que se derivan a deshidratación (lodos en purga)</b>		
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	59	36
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	400	290
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>		
Un sedimentador (largo x ancho total x profundidad) (m)	17 x 11 x 3,5 (*)	17 x 11 x 3,5 (*)
qA (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,34	0,22
ISL (mL/g)	130 (*)	110 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y la purga (kg/m <sup>3</sup> )	6,8	8
Relación recirculación lodos	0,45	2 (*)
Caudal de recirculación de lodos	448	1300
Profundidad <sub>requerida</sub> < profundidad <sub>disponible</sub>	1,2 m < 3,5 m	1,6 m < 3,5 m



<b>Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación</b>		
Diseño: eficiencia desnitrificación		
Operación: % de nitrógeno que se desnitrificó	88%	48%
Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	4	4
Verificar que $(V_D/V_{AT})$ disponible < requerido	0,5 < 0,5(*) Cumple	0,5 < 0,5(*) cumple

<sup>(A)</sup> En la construcción de las unidades, hubo variación en las dimensiones, por lo que para las condiciones de operación deben calcularse a partir de los volúmenes reales.

### **Otras condiciones de operación:**

- Los niveles de producción en este período fueron un poco menores que los de diseño
- En relación con la aireación, se operó con concentración de oxígeno mayor a la de diseño.
- Hubo ciertos inconvenientes en la puesta en régimen de las unidades de deshidratación (geotubos), lo que derivó en que en un período de 2 meses se acumularan sólidos en el reactor alcanzándose concentraciones de MLSST= 5 kg/m<sup>3</sup>, por otra parte, esto fue puntual y no afectó el funcionamiento posterior.
- Relación de recirculación de lodos =2, se midió al comienzo de la operación y se mantiene fija. Caudal de purga se purgan 3-4 m<sup>3</sup>/h unas 9 horas/día.

Tabla 34: Industria 4, valores promedio del efluente final (post laguna acumulación) durante la operación

	DBO <sub>5</sub> mg/L	DQO mg/L	Ntot mg/L	NKT mg/L	NH4 mg/L	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> mg/L	Ptot mg/L	SST mg/L
Promedio período 13 meses	11	136	82	8	4	60	3	22
Cantidad de muestras	20	12	15	1	19	17	19	1
Límites normativa	60	-	-	10	5	20	5	150

Nota: se asume que los valores a la salida del SLA y a la salida de la laguna de acumulación son muy similares, excepto el de SST, que puede variar por sedimentación en la laguna

#### 4.4.4 Análisis de las condiciones de operación del SLA

En base a los valores del efluente de salida, se observa que el sistema está realizando una adecuada nitrificación (prácticamente se removi6 todo el amonio, con un promedio de NH4=4 mg/L), pero no se está realizando la desnitrificación necesaria, cuyo valor promedio es NO<sub>3</sub><sup>-</sup>=60 mg/L). La DBO<sub>5</sub> del efluente de salida se encuentra dentro de los valores previstos; el valor de f6sforo alcanzado es adecuado y holgado respecto al límite de la normativa (5 mg/L). El valor de SST corresponde al posterior a las lagunas de pulido, y no puede compararse con el de salida del SLA.

#### **Sedimentador secundario:**

Se observa una carga hidráulica adecuada y similar a la de diseño. El ISL

de operación es menor, y mejor que el de diseño (110 mL/g vs 130 mL/g), lo cual beneficia la sedimentación. No se cuenta con valores de SST a la salida del sedimentador, y estos pueden diferir con los valores a la salida de la laguna de acumulación.

### **Reactor biológico**

En lo que refiere a la carga de DBO<sub>5</sub> de entrada, es un poco más baja que la prevista en el diseño, porque los niveles de producción estuvieron por debajo de la capacidad máxima proyectada.

La concentración de sólidos durante la operación es en el orden de la de diseño (3 kg/m<sup>3</sup> vs 2,1 kg/m<sup>3</sup>). Considerando que la variación de la carga de DBO<sub>5</sub> de entrada es menor, resulta que la carga de lodos durante la operación es menor que la de diseño: (0,03 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d vs 0,06 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d). Considerando que los valores de referencia de bibliografía sugieren para la carga de lodos, rangos entre 0,05 y 0,15 kg DBO<sub>5</sub>/kg SST.d; se observa en este caso que el valor está en el rango y se obtuvo una buena capacidad de degradación biológica del SLA.

El SRT de operación, es un poco mayor al de diseño (31 días vs 23 días) y levemente mayor al SRT necesario para estabilización (25d), esto implicaría menor producción de lodos, pero a su vez mayor consumo en aireación, y paulatina inertización de los lodos, disminuyendo la capacidad biológica.

En relación con el proceso de desnitrificación, se observa alta concentración de nitrato a la salida. Seguramente el factor primordial es la falta de materia orgánica, lo cual se evidencia en la baja relación  $DBO_5/NKT=4$  en el influente, valor menor al mínimo de referencia ( $DBO_5/NKT>4$ ). Además, otro factor que pudiera estar incidiendo, podría ser la presencia de oxígeno en el reactor anóxico. A estos efectos debe evaluarse los agitadores del reactor anóxico, ya que pudieran incorporar oxígeno al líquido, no lográndose las condiciones anóxicas necesarias para que se consuma el nitrato; y también evaluarse el ingreso de la corriente de recirculación de nitratos, proveniente del reactor aireado, la cual puede acarrear oxígeno disuelto al reactor anóxico. Ya sea por una concentración de oxígeno alta en el reactor aireado, o por un ingreso del flujo de recirculación que favorezca la aireación.

### **Remoción de fósforo:**

El sistema logra la remoción de fósforo necesaria, para alcanzar los valores en el efluente final, requeridos en la normativa ( $<5\text{mg/L}$ ).

Por otra parte, sería conveniente determinar si con estas condiciones de operación se está maximizando la remoción biológica (lo cual es beneficioso dada la menor generación de barros y el ahorro de productos químicos), o en caso de no lograr una eficiencia adecuada, se esté supliendo mediante la remoción fisicoquímica. La información que se tiene, no es suficiente para determinar lo anterior.

Por otra parte, se puede afirmar lo siguiente: desde el punto de vista del sistema, la configuración UCT, tiene como principal objetivo minimizar el oxígeno que ingresa al selector anaerobio; para ello, la recirculación de licor, se realiza desde al anóxico al anaerobio. En el supuesto que la concentración de nitrato en el anóxico es baja, se lograría minimizar el oxígeno (en forma de nitrato) que se incorpora al selector anaerobio. Sin embargo, en las condiciones de operación actuales, las concentraciones de nitrato en la salida del UCT, que son las mismas que en el anóxico son altas, por lo que es de prever que el anaerobio esté -en cierta proporción- desnitrificando en vez de operar como selector. Este aspecto es sencillo de determinar mediante la medición de la concentración de oxígeno disuelto o el potencial redox, en reactor anóxico y el selector anaerobio. Otro factor importante a tener en cuenta es el SRT alto, que disminuye la eficiencia de la remoción biológica, debido a la degradación endógena de los barros.

### **Pretratamiento**

El pretratamiento cuenta con separación de las líneas de rojas y de verdes, y cuenta con unidades habituales para aquellos contaminantes que deben removerse previo a un Sistema de lodos Activados: Aceites y Grasas y Sólidos Suspendidos Totales; sin embargo las unidades previstas para ello, tienen una eficiencia media, dado que son graseras estáticas para la línea de rojas, y una prensa extrusora (una unidad) para la línea de verdes.

La laguna anaerobia 1 remueve demasiada materia orgánica, la cual se necesita luego para la desnitrificación. Sería conveniente aumentar la relación del bypass, de manera de no extraer demasiada DBO<sub>5</sub>. Por otra parte, esta unidad remueve una proporción significativa de AyG y SST, y el efluente procedente directamente del bypass, no es tan apto para el ingreso al SLA, no permitiendo aumentar la relación del bypass para que ingrese mayor materia orgánica.

### **Purga y deshidratación de barros**

La generación de barros real que se purgan (289 kg SST/d), es bastante menor a la prevista en el diseño (400 kg SST/d); esto se debe seguramente al decaimiento endógeno de los lodos en el reactor, dado el SRT de operación (31d) que lleva a la estabilización de los lodos.

#### **4.4.5 Conclusiones particulares para el caso en estudio**

1. Configuración del SLA: está de acuerdo con las recomendaciones de bibliografía. Se entiende que la dificultad en lograr la desnitrificación no está vinculada con la configuración, tal como se explicó precedentemente, y se resume a continuación.
2. Pretratamiento: se entiende que la laguna anaerobia es la responsable de la excesiva disminución de materia orgánica. La medida de aumentar la proporción de efluente que bypassea la laguna no resultó beneficioso, esta corriente procede de unidades de desengrasado y

remoción de sólidos estáticas y es probable que al aumentar la proporción de bypass, se incrementen las cargas de sólidos y grasas que ingresan al UCT. Podría evaluarse implementar un DAF en la corriente que se bypassea, para disminuir el uso de la laguna anaeróbica.

3. Parámetros de diseño: en general los parámetros de operación tomaron valores similares a los de diseño, excepto el SRT y la Producción de lodos, pero esto no afectó la eficiencia en alcanzar los requerimientos de vertido.
4. Aptitud del SLA para cumplir con los estándares de vertido
  - a. La PTE se encuentra operando con cargas brutas de  $\text{DBO}_5$ , Nitrógeno y fósforo levemente menores a la de diseño, debido a que en el período hubo una producción menor a la máxima de diseño, y por ende menor generación de efluentes.
  - b. Para estas cargas de entrada en la operación, se logró alcanzar los valores de los parámetros de operación, y las condiciones de operación previstas en el diseño, excepto en la capacidad de desnitrificación.
  - c. Para las condiciones de operación, el sistema de tratamiento permitió alcanzar valores de  $\text{DBO}_5 < 10$ ;  $\text{SST} < 25$ ;  $\text{Nkjeldahl} < 10$  mg/L;  $\text{NH}_4 < 5$  y  $\text{Ptot} < 3$  mg/L.

- d. La eficiencia de desnitrificación fue baja, no permitiendo alcanzar de manera sostenida, los valores requeridos por la normativa; seguramente la razón de esto es la falta de materia orgánica para la desnitrificación, y posiblemente la presencia de oxígeno en el reactor anóxico.
- e. Una vez en régimen, este sistema de tratamiento permitió alcanzar las siguientes eficiencias promedio:

	DBO <sub>5</sub>	Ntot	Ptot
Eficiencias del SLA	98%	48%	87%

## 4.5 INDUSTRIA 5

### 4.5.1 Análisis de los aspectos de diseño del proyecto de ingeniería

#### 4.5.1.1 Descripción de la actividad

La industria es un frigorífico, cuyos procesos tienen las siguientes características:

- Los productos finales son medias reses, cortes que se envasan y carne cocida congelada, a partir del desosado de las medias reses.
- No se procesa harina de carne ni sebo en las instalaciones del frigorífico, sino que son enviados a terceros para su procesamiento. Esto es significativo, porque el procesamiento de harina de carne



genera efluentes con alta carga de nitrógeno orgánico, que influirían en las características de los efluentes generales.

En la Tabla 35, se describe la capacidad máxima de producción del frigorífico, diaria y mensual, así como el consumo de agua por unidad de producción. En base a esta capacidad máxima de producción, que implica determinadas características de generación de efluentes brutos, se diseñó el proyecto de ingeniería.

Tabla 35: Industria 5, nivel de actividad, valores de diseño del proyecto

Producción máxima diaria		Producción máxima mensual		Consumo de agua por unidad de producción	
1.000	vacunos faenados/día	22.000	Vacunos faenados/mes	2.520	litros/vacuno faenado

Datos tomados de la SADI presentada en 2014

#### 4.5.1.2 Características del efluente bruto que se genera

Los valores de efluente bruto tomados para el diseño de la planta de tratamiento de efluentes, corresponden a mediciones de concentración, de los parámetros relevantes que presentó la industria, los cuales se pueden observar en la Tabla 36. La corriente de efluente rojo corresponde a los efluentes de la playa de faena, el desosado y la limpieza; en la corriente de efluente verde se unen los efluentes de mondonguería, lavado de corrales y lavado de camiones.

Tabla 36: Industria 5 – concentración y cargas del efluente bruto, valores para el diseño del proyecto

	Concentración efluente rojo	Concentración Efluente verde	Cargas totales
Caudal generado (m3/día)	1.380 m3/d	920 m3/d	2.300 m3/d
DBO <sub>5</sub>	3.450 (mg/L)	3.500 (mg/L)	6.670 kg/d
DQO	6.418 (mg/L)	9.800 (mg/L)	15.433 kg/d
N total	360 (mg/L)	260 (mg/L)	598 kg/d
Fósforo total	15 (mg/L)	46 (mg/L)	56 kg/d
Aceites y Grasas	1.381 (mg/L)	1.500 (mg/L)	2.760 kg/d

Datos tomados de la SADI presentada en diciembre 2014

### 4.5.1.3 Descripción de la Planta de Tratamiento de Efluentes

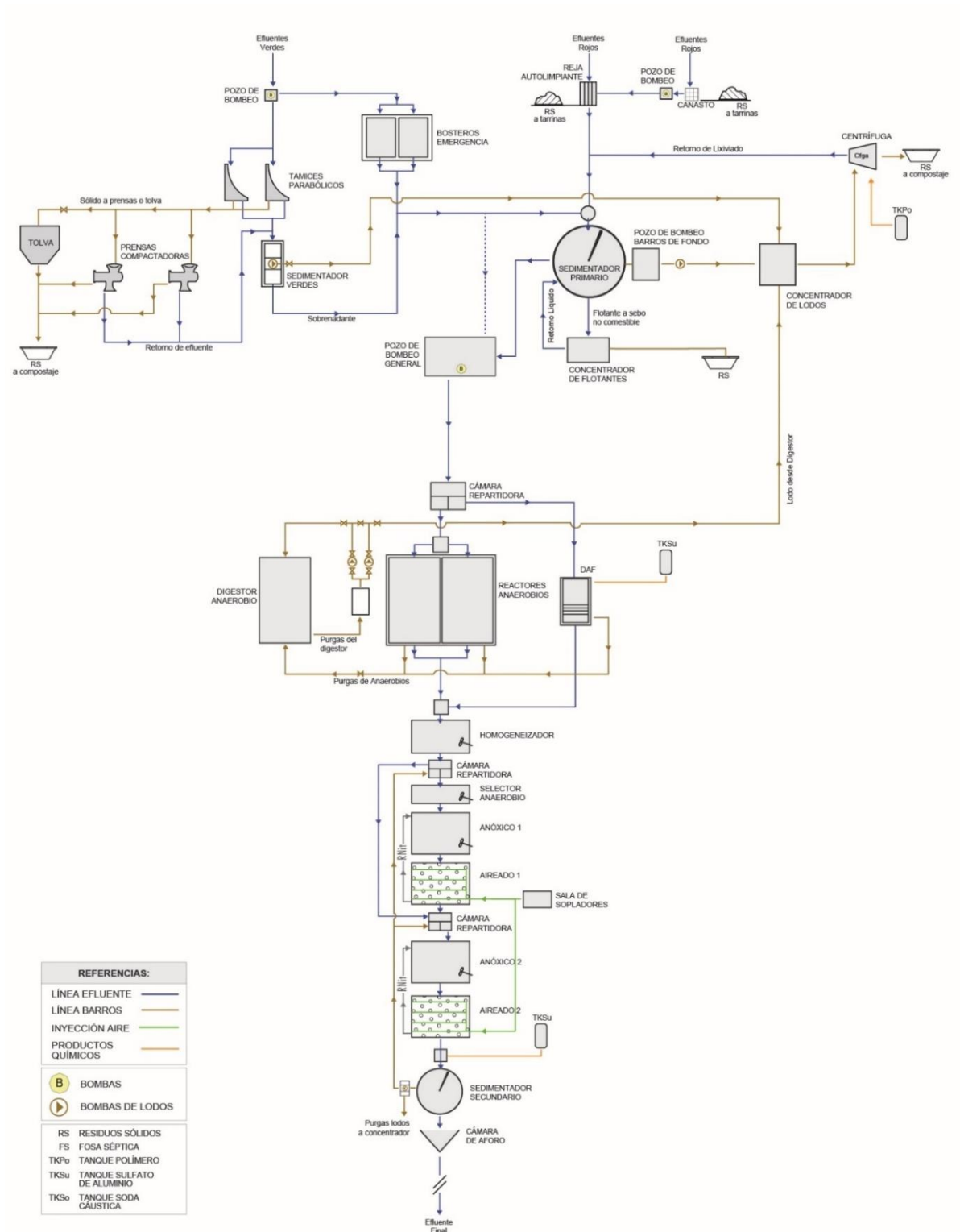


Diagrama de flujo tomado de la SADI de industria 5 (VER PRÒXIMA PÀGINA)

#### 4.5.1.4 Descripción del pretratamiento

La línea de verdes pasa por un tamiz parabólico; el efluente se deriva a un sedimentador de verdes de sección rectangular, y luego al sedimentador primario. Los sólidos retenidos en el tamiz se derivan a prensa extrusora, sistema que se tiene por duplicado, dispuestos en paralelo, que reducen el contenido de humedad hasta 70%; los sólidos caen directamente a una tolva y camión cargador y se destinan a compostaje; el líquido de retorno se envía al sedimentador de sección rectangular.

La línea de efluentes rojos atraviesa una reja autolimpiante y luego se deriva al mismo sedimentador primario.

El sedimentador primario es de sección circular, cuenta con un barredor, y cuenta con un cerramiento para evitar la dispersión de olores.

Todos los sólidos que se separan en esta etapa se envían a un concentrador de lodos y desde allí a dos centrífugas decanter que operan en régimen 1+1.

El efluente que sale del sedimentador primario se envía al “pozo de bombeo general”; desde allí el efluente se bombea entre las siguientes unidades: reactores anaerobios (RAN1 y RAN2 que funcionan en paralelo) y un DAF, en el cual se agrega sulfato de aluminio y polímeros. Para determinar la porción de caudal que se deriva a cada unidad, se tiene en cuenta que debe eliminarse en la mayor medida posible las grasas y sólidos, ya que

provocan problemas de espumas en el SLA posterior; pero por otra parte la materia orgánica no puede disminuir demasiado en el pretratamiento (ya que se necesitará para la desnitrificación luego).

Las salidas de los reactores anaerobios y el DAF, se unen en un reactor homogeneizador de volumen útil 2.000 m<sup>3</sup>, y desde allí se bombean para su ingreso al SLA.

Las purgas de los reactores anaerobios, y los barros flotados del DAF, se derivan a un digestor anaerobio de sólidos.

#### 4.5.1.5 Descripción del Sistema de Lodos Activados

El Sistema de Lodos Activados consiste en un reactor en cascadas, con dos trenes (Figura 15). El primer tren cuenta con un reactor anaerobio, un reactor anóxico + reactor aireado; el segundo tren cuenta con un reactor anóxico + reactor aireado, según se describe a continuación.

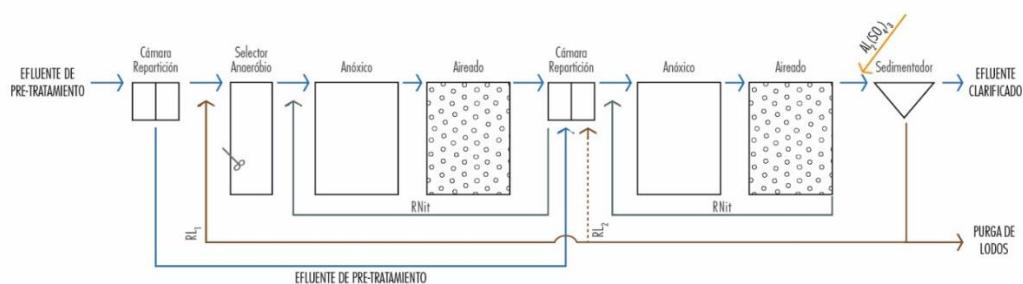


Figura 15: SLA, configuración en cascada

El efluente desde el homogeneizador se deriva a una cámara de repartición. Una porción de efluente (60%) ingresa al primer tren: selector

anaerobio + reactor anóxico (ANOX 1) + reactor aireado (AR 1), y luego a una segunda cámara de repartición (CA2).

A esta segunda cámara también ingresa la otra fracción del efluente del pretratamiento (40%) (efluente desde el tanque de homogeneización que viene desde la cámara de repartición CA 1); por lo tanto, en esta cámara se tiene todo el caudal de efluente, que ingresa al segundo tren: reactor anóxico (ANOX 2) y al aireado (AR2). Posteriormente el efluente se deriva al sedimentador secundario.

En cada tren hay una recirculación de nitratos interna (desde AR1 a ANOX1; y desde AR2 a ANOX 2).

Respecto a la recirculación de lodos, en la misma proporción indicada anteriormente se reparte el caudal ingresando en la cámara repartidora (CA1) previo al primer tren, y la cámara repartidora (CA2) previo al segundo tren.

#### **4.5.1.6 Descripción del tratamiento de barros**

Los barros que se purgan del sistema de lodos activados se envían al digestor anaerobio (el mismo al que concurren las purgas de reactores anaeróbicos y flotantes del DAF). Este digestor tiene un volumen de 3.640 m<sup>3</sup>, un tiempo de retención de sólidos de 46 días, está cubierto con membrana, y cuenta con captación de biogás. Desde el digestor, mediante bombeo se envía la purga de barros al concentrador de lodos.

El concentrador tiene un volumen útil de 41 m<sup>3</sup>. Además de los barros de purga del digestor, recibe los sólidos de fondo del sedimentador primario (circular), los sólidos del sedimentador de verdes (rectangular), y purga de espumas desde el sedimentador secundario.

Desde el concentrador se envía los sólidos a centrífuga decanter con capacidad para procesar 15 m<sup>3</sup>/h y 800 kg MSS/h, contándose con una de respaldo (10 m<sup>3</sup>/h y 500 kg MSS/h). Se realiza dosificación de polímero. El efluente centrifugado de la decanter se envía a la cámara de ingreso del sedimentador primario.

#### 4.5.1.7 Aspectos constructivos del SLA

La construcción de la nueva PTE implicó una obra civil de gran envergadura. Se construyó desde cero las siguientes unidades del SLA (además de otras):

Unidad	Volumen útil
Tanque homogeneización	2000 m <sup>3</sup>
Selector anaerobio	360 m <sup>3</sup>
Reactor anóxico 1	2545 m <sup>3</sup>
Reactor aerobio 1	3886 m <sup>3</sup>
Reactor anóxico 2	1708 m <sup>3</sup>
Reactor aerobio 2	2585 m <sup>3</sup>
Sedimentador secundario	diámetro útil =19 m, profundidad útil= 4 m

Las unidades son excavadas en tierra, impermeabilizadas mediante capa de arcilla y geomembrana, a excepción del sedimentador secundario, que se construyó en hormigón armado. Entre ambas se colocó un geotextil y sistema de drenaje (geocompuesto) para captación de eventuales roturas de la geomembrana y evacuación de gases que se puedan generar entre terreno y geomembrana. Se requirió más de 54.000 m<sup>3</sup> de excavación, la colocación de 16.000 m<sup>2</sup> de membrana de cobertura y 10.350 m<sup>2</sup> de geotextil<sup>13</sup>.

Para las unidades aireadas y anóxicas inicialmente se previó su separación mediante un tabique con geomembrana. Esta presentó dificultades ya que se rompió en reiteradas oportunidades, debido a la diferencia de densidades entre reactor aireado y reactor anóxico, por lo que se cambió la separación de las zonas mediante una pantalla de policarbonato y una separación de zonas, mediante flujo inducido por los agitadores. La pantalla tiene dimensión como para proteger los agitadores ubicados en la zona

---

<sup>13</sup> Datos aportados por la empresa en el “Taller remoción de nutrientes para industrias prioridad 1” organizado por DINAMA, junio 2016



anóxica, de la turbulencia ocasionada por el burbujeo de la zona aireada<sup>14</sup>.

El sistema de aireación consta de platos de membranas difusoras, unos 2.000 platos, colocados en tuberías que están fijadas a los reactores aireados.

Además, se instaló la unidad DAF, y el sistema de captación de biogás de los reactores anaerobios, el cerramiento del local de la centrífuga decanter y unidades de separación de sólidos primarias.

Medidas mitigación en lo que se refiere a los aspectos constructivos: cuenta con unidades de tratamiento primarias cerradas, con extracción y tratamiento de la corriente de aire: sedimentador primario, espesador de lodos y pozo de bombeo; Locales cerrados para acopio transitorio de lodos. Se cuenta con equipos back up de manera de no detener operación: sopladores, decanter, bombas, mixers y repuestos en planta. Se tiene insonorización de sopladores y aislación del local donde se ubican y del sistema de distribución de aire.

---

<sup>14</sup> Esta infraestructura fue la existente en el período de operación que se analizó en la tesis. Posteriormente se instaló de manera definitiva, una pantalla de policarbonato, a lo largo de todo el reactor.

#### **4.5.1.8 Relación con la planta de tratamiento anterior**

La PTE anterior contaba conceptualmente con las mismas etapas de separación previa de sólidos: separación gruesa en ambas corrientes de efluentes verdes y rojos, pasaje por el sedimentador primario; como parte de la nueva PTE, se incorporaron equipos de respaldo y se amplió la capacidad de los mismos; además se cerraron estas unidades en locales, de manera de evitar la dispersión de olores. Luego del pretratamiento, el clarificado del sedimentador primario se enviaba al pozo de bombeo desde donde se impulsaba una distancia de 1,5 km hacia un sistema de 5 lagunas, y el lodo a un concentrador desde donde se deshidrataba mediante centrífuga decanter.

La nueva PTE incorporó desde cero todas las otras unidades: el DAF, los 2 reactores anaerobios, el homogeneizador, el SLA (dos reactores anóxicos, dos aireados y el sedimentador) y el sistema de deshidratación de barros (digestor anaerobio, espesadores y una nueva centrífuga decanter con mayor capacidad).

#### **4.5.2 Análisis de los parámetros de diseño del SLA**

##### **4.5.2.1 Características del influente**

En la Tabla 37 se presentan los valores de cargas y concentración del influente al SLA, los cuales se toman para el diseño del proyecto. Las

cargas del influente al SLA se estimaron a partir de las cargas de los efluentes brutos generados en el proceso, y considerando la eficiencia de remoción de las unidades de pretratamiento.

Tabla 37: Industria 5 – Cargas y concentración de ingreso al SLA, valores de diseño del proyecto

	Cargas ingreso (al SLA conjunto)	Concentración ingreso
Caudal	2.300 m <sup>3</sup> /d	2.300 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>5</sub>	2.300 kg/día	1.000 mg/L
DQO	5.220 kg/día	2.270 mg/L
NKT	300 kg/día	130 mg/L
Ptotal	46 kg/día	20 mg/L
SST	955 kg/día	415 mg/L

### **Aptitud del influente para el tratamiento del SLA:**

La relación  $DQO/ DBO_5 = 2,3$ ; valor que indica una alta degradabilidad del efluente.

Relación  $DBO_5/NKT \sim DBO_5/N_{total} = 7,7$ ; valor que indica que el efluente tendría materia orgánica suficiente para proveer en la desnitrificación<sup>15</sup>.

---

<sup>15</sup> Como una primera aproximación, se calcula la relación  $DBO/NKT$ . En realidad no todo el NKT del influente se transformará en nitrato, ni todo el nitrato formado se desnitrificará (ver capít 2.12.9), por lo que ha de tenerse en cuenta que este valor es una estimación gruesa, que a su vez es conservadora, por lo que puede ser útil para contar con un valor indicativo inicial, y luego deberá realizarse un cálculo más preciso.

#### 4.5.2.2 Requerimientos del influente de salida

Para esta industria el requerimiento del influente de salida, corresponde a los estándares establecidos en la normativa.

#### 4.5.2.3 Parámetros de diseño del SLA según metodología de cálculo propuesta

El objetivo de esta sección consiste en relevar los parámetros de diseño; en particular calcular los *parámetros de referencia* (carga de lodos, producción específica de sólidos, SRT, MLSST, relaciones de recirculación e ISL), a partir de aquellos *parámetros* que quedaron *fijos* en el proceso de diseño y comparar los primeros con los rangos/valores de referencia que se encuentran en bibliografía.

En la Tabla 38, se muestran los parámetros de diseño, para su cálculo se utilizó el procedimiento presentado en el capítulo “3.3 - Procedimiento para relevar los parámetros de diseño del SLA”. En azul y con asterisco (\*) se consignan los datos brindados por la empresa como parte del proyecto, en negro los datos obtenidos a partir del procedimiento de cálculo.

En el proceso de diseño la empresa definió un rango para ciertos parámetros (en vez de valores individuales): por tal motivo, en el cálculo, se plantean cuatro escenarios cuyas condiciones son las siguientes:

- (i) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,65 , MLSST = 3 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 120 mL/g;
- (ii) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,42 , MLSST = 3 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 120 mL/g;
- (iii) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,42, MLSST = 4 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 120 mL/g;
- (iv) (SST/ DBO<sub>5</sub>) entrada= 0,42 , MLSST = 6 kg/m<sup>3</sup> , ISL = 80 mL/g;

Tabla 38: Industria 5- parámetros de diseño del SLA, valores de proyecto

Parámetros de diseño	Escena rio (i)	Escena rio (ii)	Escena rio (iii)	Escena rio (iii)
Sistema de Lodos Activados en cascada Tren 1 y Tren 2 en serie Volumen (m <sup>3</sup> )	Vanaerobio=360 m <sup>3</sup> ; (*) Vanox1= 2545 m <sup>3</sup> ; Vaero1= 3.885 m <sup>3</sup> (*) Vanox2=1708 m <sup>3</sup> ; Vaero2= 2.582 m <sup>3</sup> (*) VAT=10.720 m <sup>3</sup> ; VD=2.545 m <sup>3</sup> (*)			
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>				
Temperatura (°C)	15 (*)	15 (*)	15 (*)	15 (*)
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	2.300	2.300	2.300	2.300
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/ m <sup>3</sup> )	3 (*)	3 (*)	4 (*)	6 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,07	0,07	0,05	0,04
<b>Producción de lodos debido a degradación de carbono</b>				
Relación en el influente $X_{SST}/C_{DBO_5}$	0,65	0,42	0,42	0,42
Producción Específica de sólidos (kg SST producidos por carbono/kg DBO <sub>5</sub> entrada)	0,67	0,50	0,48	0,45
Producción de sólidos por degradación de carbono (kg SST por carbono/día)	1544	1158	1099	1038
Tiempo de retención celular, SRT (d)	21	28	39	62
<b>Fósforo a precipitar</b>				
Producción de lodos biológicos concentrados en fósforo (kg SST/d)	69	69	69	69
Agregado de sales para precipitación fisicoquímica (kg Al a agregar/día)	Estequiométricamente no necesario			
producción de lodos precipitados con sales (kg SST/d)	NC	NC	NC	NC

<b>Producción de lodos totales (lodos que salen en la purga y el clarificado)</b>				
Producción de lodos totales (kg SST/d)	1613	1227	1168	1107
<b>Producción de sólidos que se derivan a sistema de deshidratación (lodos en purga)</b>				
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	1571	1184	1125	1063
Caudal de purga (m3/d)	214	161	153	67
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>				
Dimensiones Sedimentador secundario	Circular, diámetro 19 m; (*) profundidad disponible=4 m (*)			
Caudal máximo horario (m3/h)	190 (*)	190 (*)	190 (*)	190 (*)
qA (m3/m2/h)	0,67	0,67	0,67	0,67
ISL (ml/g)	120 (*)	120 (*)	120 (*)	80 (*)
Concentración de sólidos en la recirculación y en la purga , SST <sub>RL</sub> (kg/m3)	7,3	7,3	7,3	11
Relación recirculación lodos	0,7	0,7	1,2	1,2
Caudal de recirculación de lodos (m3/d)	1586	1586	2747	2747
Profundidad requerida < profundidad disponible	2,4m< 3,0m (*)	2,4m< 3,0m (*)	3,7m< 3,0m (*)	3,7m< 3,0m(*)
<b>Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación</b>				
RC total	6,4	6,4	6,4	6,4
Eficiencia desnitrif disponible con ese RCtotal	86%	86%	86%	86%
Inverso de Capacidad de desnitrificación (DBO <sub>5</sub> entrada/nitrato a desnitrificar)	13	13	13	13
Capacidad de desnitrificación	0,08	0,08	0,08	0,08
Verificar que $(V_D/V_{AT})_{disponible} < (V_D/V_{AT})_{requerido}$	0,2 < 0,4(*)	0,2 < 0,4(*)	0,2 < 0,4(*)	0,2 < 0,4(*)
<b>VERIFICACIÓN DEL REQUERIMIENTO DE OXÍGENO</b>				
Requerimientos de O <sub>2</sub> (kg O <sub>2</sub> /h)	177	162	164	167

**Análisis de las condiciones de diseño resumidas en la Tabla 38:**

## **Reactor biológico**

Considerando las concentraciones de sólidos propuestas,  $MLSST = 3, 4$  y  $6 \text{ kg/m}^3$ , se tiene una carga de lodos  $F/M = 0,07, 0,05$  y  $0,04 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST.d}$  respectivamente, valores aceptables, que se encuentran dentro de los rangos sugeridos en las guías alemanas, (ATV - M767, 1988) (hasta  $0,15 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST.d}$ ) y por lo tanto permite prever una buena actividad de nitrificación en el reactor biológico para ambas condiciones de operación.

Sin embargo, dado el sedimentador secundario – que ya está construido y sus dimensiones fijadas-, solo sería posible operar con una concentración de sólidos de  $6 \text{ kg/m}^3$ , si el sólido tiene un buen Índice de Sedimentabilidad, por tal motivo el escenario (iv) se fijó para  $ISL = 80 \text{ mL/g}$ . Si luego en la operación, se tuviera Índices de Sedimentabilidad mayores, el hecho de trabajar con una concentración de  $MLSST = 6 \text{ kg/m}^3$ , podría derivar en escape de lodo (o en otras palabras se requeriría mayor profundidad del sedimentador).

En cuanto a la relación de sólidos/  $DBO_5$  del influente ( $X_{SST,IAT}/C_{DBO,IAT}$ ), se tiene que los escenarios ii), iii) y iv) el valor es el provisto en la SADI (0,42), este valor implica una Producción específica de lodos, relativamente baja ( $0,50, 0,48$  y  $0,45 \text{ kg SST/kg DBO}_5$  entrada, respectivamente), lo cual implica Producción de lodos bajas, y determina que los SRT requeridos sean altos (28, 39 y 62 días). Con el objeto de plantear un escenario un

poco más exigido, se plantea el escenario i) con un valor de  $X_{SST,IAT}/C_{DBO,IAT} = 0,65$ , lo cual determina mayor producción de sólidos, y por ende SRT menores, de 21 días (para  $MLSST=3 \text{ kg/m}^3$ ).

El SRT propuesto por la empresa comprende un rango entre 20 y 40 días, es amplio y los parámetros que dependen directamente del SRT toman valores muy diferentes para cada uno de esos valores propuestos.

- Para la Producción de sólidos ( $\text{kg SST/d}$ ), se tiene que en el escenario (i) ( $\text{SRT}=20 \text{ d}$ ), se generan una cantidad mucho mayor de lodos ( $1570 \text{ kg SST/d}$ ), lo cual es una desventaja considerando la necesidad de gestionarlos posteriormente (digerirlos y deshidratarlos); en cambio para un SRT de 40 d, la producción de lodos es significativamente menor debido al decaimiento endógeno ( $1125 \text{ kg SST/d}$ ).
- La Producción específica de sólidos para todos los escenarios ( $0,67$ ;  $0,50$ ;  $0,48$  y  $0,45 \text{ kg SST producidos/ kg DBO}_5 \text{ entrada}$ ) se encuentra en los valores extremos de los rangos recomendados (entre  $0,4$  y  $0,9$ )

Por otro lado, el SRT incide directamente en los requerimientos de oxígeno, incrementándose a mayores SRT; sin embargo, para los escenarios propuestos se observa que no hay diferencias sustanciales en el consumo de oxígeno.

Para mantener la  $MLSST$  de diseño en el reactor, debe evaluarse la concentración de sólidos en la recirculación de lodos, y la relación de



recirculación. Para el escenario (iv):  $MLSST=6 \text{ kg/m}^3$ , se requiere una concentración  $SST_{RL} = 11 \text{ kg/m}^3$ , que es el valor más alto de los escenarios, y solo posible de alcanzar si el sedimentador tiene profundidad suficiente (y con adecuado tiempo de espera). Por otra parte, se observa relativa diferencia en la recirculación de lodos, entre los escenarios (i= ii:  $R_{Lodos}=0,7$ ) y (iii = iv:  $R_{Lodos}=1,2$ ) .

En lo que refiere a la capacidad de desnitrificación del sistema, este parámetro depende de las cargas de entrada de  $DBO_5$  y Nitrógeno, que es la misma para todos los escenarios, tomando un valor de 0,08 kg nitrato a desnitrificar / kg  $DBO_5$  de entrada (o su inverso 13 kg  $DBO_5$ /kg nitrato  $> 4$ , según se sugiere de referencia).

A partir de la capacidad de desnitrificación, se determina la relación de volúmenes  $V_D/V_{AT}$  necesaria, la cual confirma que es menor que la relación de volúmenes disponible.

Finalmente, en lo que refiere a la remoción de fósforo, el hecho de contar con un reactor anaerobio previo sería suficiente para alcanzar los estándares de vertido, en los cuatro escenarios planteados. Sin embargo, tal como se mencionó en el capítulo 2.3.1, siempre que hay remoción biológica de fósforo, también se agrega por defecto alguna sal para estar en el margen de seguridad y para mejorar la sedimentación previniendo el desarrollo de bacterias filamentosas.

### **Sedimentador secundario**

Se diseñó para una carga hidráulica de  $0,67 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ , valor un poco mayor que los que se manejan como referencia ( $< 0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ); podría preverse una eficiencia de separación de sólidos menor que la necesaria en los momentos en que llegan los caudales horarios máximos. Por otra parte, el Índice de Sedimentabilidad utilizado para el diseño (tomado en base a valores reales), entre 80 y 120 mL/g, indica buenas características de sedimentabilidad del lodo.

En lo que refiere a la profundidad necesaria, esta queda determinada por la carga hidráulica, el ISL, y la concentración de sólidos necesaria en la recirculación. Se tiene que la profundidad necesaria es menor que la disponible.

### **Pretratamiento**

La corriente de efluentes verdes, cuenta con tamices parabólicos y prensas extrusoras, unidades habituales y necesarias para este tipo de efluentes con alto contenido de fibras. La corriente de rojos cuenta con una serie de graseras estáticas, y todos los efluentes se derivan a un sedimentador primario de sección circular.

Según la norma alemana ATV M767 (1988), el uso de una unidad DAF con adición de productos químicos, ubicado previo a la unidad de homogeneización, para el pretratamiento de efluentes de frigoríficos -como es el caso de esta industria- es un pretratamiento óptimo. El efluente debe ser fresco para evitar la degradación de ácidos orgánicos en unidades de

homogeneización, que afectarían la remoción de grasas en el DAF. Las ventajas que se presentan para la flotación con agregado de productos químicos son las siguientes:

- Mejora la separación de grasas lo que implica menores volúmenes del SLA posterior, y reduce el riesgo de desarrollo de bacterias filamentosas
- Mejora las características de deshidratabilidad de los lodos, dado que tienen un mayor contenido de materia seca.

De hecho, estas conclusiones se verificaron cuando se aumentó el caudal de efluente que se deriva al DAF (en detrimento del caudal que ingresa a los reactores anaerobios), dado que disminuyó la formación de espumas en el RLA, atribuibles a la presencia de grasas citado en el (Expediente de control y seguimiento)

#### **4.5.3 Análisis de la operación en régimen de la PTE**

En esta sección, la idea es realizar un análisis comparativo, entre las condiciones de diseño del proyecto de ingeniería y los valores de operación una vez que la PTE ha alcanzado el régimen. Para esta industria, ocurrió que luego de haber entrado en régimen, surgió un problema estructural, que no le permitió operar de la manera que estaba prevista en el diseño. Si bien inicialmente, el sistema entró en operación, en un período corto de 1-

2 meses, un mes después, surgieron una serie de problemas estructurales en ambos reactores consecutivamente. Las pantallas, hecha de membrana de PEAD, que separan la zona anóxica de la aireada, no soportaron las presiones y la diferencia de densidad de ambas zonas, con lo cual se rompieron, y hubo que vaciar los reactores – primero para reparar la membrana, y luego para cambiarla por otro tipo de sistema.

La empresa implementó alternativas, pero no funcionaron, lo que la obligó a vaciar y volver a llenar el tren 1 en tres oportunidades, y luego tuvo que vaciar y volver a llenar el tren 2. Estos problemas estructurales y las actividades para intentar resolverlos derivaron en que la industria no pudiera operar con ambos trenes en cascada, operando una parte del período de estudio con un tren, y la otra parte del período con el otro tren.

La información correspondiente a este período corresponde a datos reales, seguimiento de los parámetros de operación, presentados por la empresa y relevados en inspecciones de DINAMA; entre otros mediciones de los equipos de monitoreo en línea, mediciones in situ de algunos parámetros (pH, Índice Volumétrico de Lodos, OD, caudal de ingreso), así como resultados de análisis de efluentes a la salida de cada unidad.

En consecuencia, en el análisis de la operación que se realiza a continuación, abarca un período de 22 semanas, que se divide en dos períodos de estudio: 15 semanas que se operó con el Tren 2, y 7 semanas con el Tren 1. Si bien el sistema no se encuentra operando en las

condiciones para las que se diseñó, ya que consiste en otra configuración, de todas formas es interesante evaluar el desempeño de cada reactor, la robustez del sistema y la flexibilidad para enfrentarse a situaciones de contingencia, sin perder de vista que operó en condiciones distintas a las de diseño; en particular un parámetro que tomó valores muy distinto al de diseño, fue la concentración de sólidos del reactor, la cual se mantuvo bastante más alta que lo planificado, con el objetivo de almacenar lodos para inocular el otro reactor cuando estuviera reparado.

#### 4.5.3.1 Características del efluente bruto generado

Los datos de la Tabla 39 corresponden a valores promedios, de resultados de análisis proporcionados por la industria y tomados del expediente de “control y seguimiento” (período de toma de muestra abarca 18 meses). Las muestras son del “pozo de bombeo general” *posterior* al sedimentador primario circular, no corresponden con el efluente bruto generado descrito en el capítulo 4.5.2.1 – “Características del influente”, en la cual se considera el efluente previo a las unidades de separación de sólidos groseros (rejas, tamices y sedimentador primario):

Tabla 39: Industria 5, concentración del efluente bruto en el “pozo de bombeo general”, valores de operación

	DBO <sub>5</sub>	DQO	NT	NH <sub>4</sub>	NO <sub>3</sub>	PT	SST	AyG
Promedio (mg/L)	1925	4177	251	161	11	50	2012	380
Máximo (mg/L)	3200	7300	320	300	26	70	7000	660

Mínimo (mg/L)	720	2500	130	71	1	33	670	137
cantidad muestras	12	13	11	7	7	11	13	9
diseño SADI (mg/L)	2400	5660	260	150	10	45	1790	450

Se está derivando un caudal de 80 m<sup>3</sup>/h al DAF, se aumentó la proporción que se envía al DAF en vez de a los reactores anaeróbicos, con el objetivo de no disminuir demasiado la materia orgánica.

#### 4.5.3.2 Características del influente al SLA

Los datos que se muestran en la Tabla 40 corresponden a valores promedios, de resultados de análisis proporcionados por la industria y extraídos del expediente de “control y seguimiento”. Las muestras son tomadas del homogeneizador previo al SLA. En principio estos datos no estarían afectados por la configuración posterior del sistema, y no sería necesario referenciar a cada uno de los dos períodos que se realizará el estudio; sin embargo, teniendo en cuenta que la industria durante ese tiempo, fue realizando ajustes en el pretratamiento, se optó por separar los datos de ingreso en los dos períodos de operación (para el Tren 2 y para el Tren 1), de hecho se observan algunas variaciones, que probablemente reflejen acciones en el pretratamiento para mejorar la aptitud del influente

que ingresa al SLA (por ej. el aumento de materia orgánica a la salida del homogeneizador.

Tabla 40: Industria 5 – características del influente al SLA – valores de operación

	DBO <sub>5</sub>	DQO	Ntot	NKT	NH4	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Ptot	SST	AyG
TREN 2 (que coincide con el primer período) – semanas 4 a la 18									
Promedio (mg/L)	375	1371	175	185	155	4	20	568	140
Máximo (mg/L)	675	2159	180	185	190	14,3	21	1200	140
Cantidad muestras	15	15	2	1	15	5	3	10	1
Valor de diseño SADI (mg/L)	1000	2269	260	256	143			415	
TREN 1 (que coincide con el segundo período) – semanas 21 a la 27									
Promedio (mg/L)	826	3129	240	238	154	2	39	1323	826
Máximo (mg/L)	1493	5225	240	238	180	2	51	1840	1493
Cantidad muestras	7	7	1	1	7	2	2	3	7
Valor de diseño SADI (mg/L)	1000	2269	260	256	143			415	

Análisis del influente al SLA durante el período de operación

Cabe destacar que los resultados de las muestras tomadas en el homogeneizador están directamente relacionados con la eficiencia del pretratamiento, y por lo tanto, el análisis que se hace a continuación es independiente de la configuración con que está operando el Sistema de Lodos Activados posterior.

- Las condiciones de producción y los niveles de faena para el período en estudio, se encuentran entorno a las de diseño.
- Caudal de ingreso al SLA, el caudal promedio de 1.840 m<sup>3</sup>/d, se encuentra en el entorno del valor de diseño.
- El valor de DBO<sub>5</sub> de ingreso al SLA promedio, para el Tren 2 es DBO<sub>5</sub>=375 mg/L, significativamente menor que la de diseño (1000 mg/L); para el Tren 1 es DBO<sub>5</sub>=825 mg/L. No indicó la industria si esta variación se debe a ajustes intencionales en el pretratamiento, para mejorar la relación DBO<sub>5</sub>/NKT; y este aspecto se reflejará directamente en la capacidad de desnitrificación, tal como se verá a continuación.
- Relación DQO/ DBO<sub>5</sub> si bien demuestra biodegradabilidad del efluente, es levemente más alta que en el diseño, esto es porque mayor cantidad de materia orgánica biodegradable se consumió en el pretratamiento.
- La concentración de sólidos en el homogeneizador *SST<sub>IAT</sub>*, es levemente mayor que la de diseño para el Tren 2, y significativamente mayor para el Tren 1, como se verá más adelante, esto afecta directamente en la Producción de Sólidos y el SRT.
- Relación SSV/SST iguales a las de diseño.
- La concentración de NH<sub>4</sub> se encuentra entorno de la de diseño; para Nitrógeno Total y NKT, se tienen pocos datos. Este aspecto deberá tenerse en cuenta al sacar conclusiones, ya que serán en base a valores promedio (de unos pocos datos).



- Se tiene una relación promedio,  $DBO_5/NKT=1,8$  para el período 1 (Tren 2), y  $DBO_5/NKT=3,5$  para el período 2 (Tren 1). Considerado que el valor de referencia es  $DBO_5/NKT>4$ , se prevé falta de materia orgánica para la desnitrificación.

Como se tenía pocos datos de NKT, y por lo tanto, el valor promedio pudiera no ser representativo, se calculó la relación  $DBO_5/NH_4$ , ya que para este último parámetro sí se tiene datos suficientes. Este cálculo puede ser útil para una evaluación muy somera, y poniéndose en las mejores condiciones para el sistema (suponiendo que no ingresa más nitrógeno que el medido,  $NKT= NH_4^+ + Norg$ ). Se obtuvo una relación  $DBO_5/ NH_4^+=2$  para el Tren 2 y  $DBO_5/ NH_4^+=4,1$  para el Tren 1, lo que indica que aún en las mejores condiciones (que todo el nitrógeno que ingresa al sistema estuviera medido como  $NH_4^+$ ), habrá falta de materia orgánica para la desnitrificación.

#### **4.5.3.3 Parámetros de operación del SLA según metodología de cálculo propuesta**

En la Tabla 41, se muestran los valores que toman los parámetros durante la operación y en la Tabla 42 se muestra las características del efluente de salida. Se separó la operación para el período 1=Tren 2 y el período 2=Tren 1.

Tabla 41: Industria 5: parámetros de operación del SLA

Parámetros de operación	Tren 2 (semanas 4 a 18)	Tren 1 (semanas 21 a 27)
Configuración del SLA		
$V_{total} = V_{AT} =$	4290 m <sup>3</sup> (*)	6430 m <sup>3</sup> (*)
$V_D =$	1708 m <sup>3</sup> (*)	2545 m <sup>3</sup> (*)
$V_D / V_{AT} =$	0,4 (*)	0,4 (*)
<b>CAPACIDAD DEL REACTOR BIOLÓGICO</b>		
Temperatura	25°C	24°C
Carga de DBO <sub>5</sub> que ingresa (kg DBO <sub>5</sub> /d)	725	1.390
Concentración de sólidos (MLSST) (kg/ m <sup>3</sup> )	7,7 (*)	7,1 (*)
Carga de lodos (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,02	0,03
<b>Producción de lodos debido a degradación de carbono</b>		
Tiempo de retención celular, SRT (d)	23 (*)	81 (*)
Producción de lodos totales (kg SST/d)	1.435	564
<b>SEDIMENTADOR SECUNDARIO</b>		
sedimentador (diámetro:profundidad)	circular (19:3) (*)	(19:3) (*)
qA (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	0,4	0,4
ISL (mL/g)	45 (*)	50 (*)
Relación recirculación lodos	2,3 (*)	2,2 (*)
<b>Capacidad de desnitrificación y relaciones de recirculación</b>		
DBO <sub>5</sub> entrada/nitrógeno que se debería desnitrificar	3	5
Nitrógeno que efectivamente se desnitrificó	18%	48%
<b>Producción de sólidos que se derivan a sistema de deshidratación (lodos en purga)</b>		
Caudal de purga (m <sup>3</sup> /d)	52 (*)	25 (*)
Sólidos que se van con la purga (kg SST/d)	1.010	445

**Otros aspectos de la operación:**

Oxígeno Disuelto: se operó siempre con concentraciones mayores a 2 ppm, la regulación del oxígeno fue manual, porque no estuvo operativa la lógica de control en línea con que cuenta el sistema

Tabla 42: Industria 5, resultados de análisis a la salida del sedimentador secundario

	DBO <sub>5</sub>	Ntot	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Ptot	SST
TREN 2 (que coincide con el primer período)						
Promedio semanas 4 a la 18 (mg/L)	12	sd	44	119	18	225
Máximo (mg/L)	20	nc	80	150	30	800
Cantidad de muestras	10	nc	10	10	6	11
TREN 1 (que coincide con el segundo período)						
Promedio semanas 21 a la 27 (mg/L)	9	71	5	84	8	73
Máximo (mg/L)	10	71	11	93	13	116
Cantidad de muestras	6	1	6	4	5	6

Nota: el efluente de salida del sedimentador secundario no corresponde al efluente final vertido, ya que luego del sedimentador atraviesa una serie de lagunas

#### 4.5.4 Análisis de las condiciones de operación del SLA

En relación con los resultados de análisis del efluente final se observa lo siguiente:

- La degradación de materia orgánica del sistema alcanza valores menores a 15 mg/L, indicando buena remoción.

- A partir de los valores de amonio, se deduce que en el Tren 2, no se pudo alcanzar una nitrificación adecuada, sin embargo, en el Tren 1 sí hubo buena eficiencia de nitrificación.
- Los valores de nitrato en ambos trenes confirman las previsiones respecto a que falta capacidad de desnitrificación, y seguramente el mayor factor es la falta de materia orgánica. De hecho, en el Tren 1 que hubo mayor ingreso promedio de materia orgánica, se observan menores valores de nitrato.
- Los valores de fósforo del período 1 (Tren 2) son significativamente altos (18 mg/L), los del período 2 (Tren 1) han mejorado (8 mg/L). Los SST que se escapan con el clarificado, si bien aportan al valor de fósforo total, seguramente no son el factor que determina la diferencia para estos valores de fósforo elevado, ya que corresponde en términos aproximados al incremento de 4-6 mg P/L para el escape de 225 mg SST/L, y el incremento de 1-3 mg P/L para la salida de 73 mg SST/L. La diferencia en los valores de fósforo también podría explicarse porque el Tren 1 cuenta con selector anaerobio; sin embargo en el período en que operó este tren, el SRT fue extremadamente alto, por lo que es probable que se vea afectada la eficiencia de la remoción biológica, y tampoco sea el factor que explique la diferencia. Se considera que la notoria mejoría en la eficiencia de remoción de fósforo, probablemente se encuentre en los ajustes que se realizaron con el agregado de sulfato de aluminio en el sedimentador y el ajuste de pH.

### **Capacidad del reactor biológico:**

En ambos trenes se trabajó con concentración de sólidos en el reactor relativamente alta, con un promedio de  $MLSST=7 \text{ kg/m}^3$ . Esto tiene incidencia en varios aspectos como se explica a continuación:

- En primer lugar, la carga de lodos es bastante baja, con valor promedio de  $0,02 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST}\cdot\text{d}$  para el Tren 2 y  $0,03 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST}\cdot\text{d}$  para el Tren 1. En la determinación de la carga de lodos también interviene el volumen de cada tren (anóxico-aerobio); y la carga de materia orgánica, que como se comentó es menor que la prevista en el diseño, porque se remueve en los reactores anaerobios en el pretratamiento. La industria indicó que operó con alta  $MLSST$ , para almacenar lodo que preveía utilizar de manera inminente al habilitar el otro tren.
- La producción de lodos, para el Tren 1 es mucho menor, esto se explica porque el  $SRT$  es mucho mayor ( $81 \text{ d}$  vs  $23\text{d}$ ) por lo tanto hay decaimiento endógeno y consumo de lodos.

### **Sedimentador Secundario:**

El Índice de Sedimentabilidad de Lodos tuvo valores muy bajos, con rangos entre  $40$  y  $70 \text{ mL/g}$ , incluso a pesar de haber operado con valores tan altos de  $MLSST$ , y a pesar de que la relación  $SSV/SSST$  de  $0,7$  indica un contenido

adecuado de sólidos orgánicos y bajo contenido de inertes. En el sedimentador esto afecta de dos maneras:

- la primera es la concentración de sólidos en el fondo, que toma valores extremadamente altos y superando significativamente los valores de referencia.
- el segundo punto es que llama la atención la concentración de sólidos del efluente clarificado,  $SST_{EST}$ ; ante un ISL tan alto, sería de esperar una baja concentración de  $SST_{EST}$ . Esta diferencia podría explicarse por el hecho que una sedimentación tan rápida de los gránulos no permita el arrastre de otras partículas más grandes.

#### 4.5.5 Conclusiones particulares para el caso en estudio

##### 1. Pretratamiento:

- a. Dado el nivel de producción de este frigorífico, que tiene altas cargas de efluente bruto, las unidades propuestas para el pretratamiento son las óptimas según recomendaciones de bibliografía. Corresponden a aquellas unidades de mayor tecnología, tanto en la separación grosera de sólidos, así como las unidades siguientes, la combinación de DAF y reactores anaeróbicos, en los que se reparte el efluente. El DAF con agregado de coagulantes es una unidad óptima, versátil y los barros que se generan tienen gran potencial de energético, aptos para la digestión anaerobia posterior. En relación

a los reactores anaerobios, por una parte, son muy ventajosos porque permite reducir la carga de materia orgánica aprovechando la generación de biogás. En el período en estudio la carga orgánica del efluente se redujo demasiado; se entiende que este es un aspecto operativo, y es posible mejorarlo adecuando las condiciones de operación del pretratamiento en su conjunto.

- b. Es una ventaja contar con la unidad de homogeneización, para las variaciones temporales de caudal y cargas de efluente, en particular para almacenar efluente para el fin de semana.

## 2. Configuración del SLA:

- a. El SLA no pudo funcionar según la configuración prevista dado un problema estructural.
- b. La industria operó el sistema, modificando la configuración, de manera de utilizar la mayor capacidad de tratamiento posible, mientras se solucionaba la falla estructural. El diseño del sistema permitió gran versatilidad en los aspectos constructivos (cambios en los flujos de ingreso, recirculación y derivaciones; requerimientos de bombeos, agitación y aireación) y la operación del sistema mostró capacidad de adaptación del lodo a los cambios.

## 3. Aptitud del SLA con el que se operó:

- a. Si bien no se pudo operar con la capacidad de tratamiento necesaria para tratar las cargas de ingreso, -capacidad que la que contaba el

sistema diseñado-, en base a los resultados obtenidos, la operación durante el período 2 (tren 1), resultó con adecuada eficiencia de nitrificación.

- b. En cuanto a la capacidad de desnitrificación, el sistema no ha logrado la eficiencia necesaria. El factor que seguramente tiene mayor incidencia en este aspecto es la falta de materia orgánica del influente al SLA, evidenciada por la relación  $DBO_5/NKT$ . Este aspecto depende del pretratamiento, y no de la configuración del SLA; y de lograr un equilibrio adecuado entre la disminución en la eficiencia de remoción de materia orgánica de las unidades previas, sin incrementar las grasas y sólidos inertes que ingresan al SLA.
- c. Con ambos trenes se obtuvo buena eficiencia de remoción de materia orgánica.
- d. En relación con el fósforo, si bien hasta el fin del período analizado, el sistema no logró alcanzar la eficiencia necesaria, se fueron realizando ajustes al sistema (dosificación de sulfato de aluminio) que mejoraron los valores de concentración de fósforo del efluente de salida del sedimentador, alcanzando el valor de diseño en el último muestreo. Debe evaluarse si la tendencia se mantiene.
- e. En la operación se trabajó con concentración de sólidos en los reactores MLSST, considerablemente más alta que la de diseño.



- f. No corresponde realizar conclusiones respecto a los parámetros de diseño, dado que no son comparables las condiciones de diseño con las de operación.

## 4.6 Analisis conjunto de los SLA implementado por las industrias

En la Tabla 43 se resumen las configuraciones utilizadas, y los valores promedio de DBO<sub>5</sub>, NKT, y NO<sub>3</sub><sup>-</sup> alcanzados en el período de estudio.

Tabla 43: resumen de las configuraciones de los SLA de las industrias 1 a 5

Ind	CONFIGURACIÓN DEL SLA	Remoc. qca de P	Punto de dosificación	Valores alcanzados <sup>(A)</sup>
1	A2/O (anaerobio/anóxico/aireado) RNit desde aireado al anóxico; Rlodos ingresa al anaerobio	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	Entrada del sedimentador secundario	DBO <sub>5</sub> =11 mg/L NKT= 2 mg/L NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> = 13 mg/L P= 3 mg/L
2	A2/O (anaerobio/desaireador/anóxico / aireado) RNit desde aireado al desaireador; Rlodos ingresa al anaerobio	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	Entrada del sedimentador secundario	DBO <sub>5</sub> = 6 mg/L NKT= 5 mg/L NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> = 7 mg/L P= 1 mg/L
3	N/D simultánea (o zanja de oxidación)	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	Entrada del sedimentador secundario	DBO <sub>5</sub> =11 mg/L NKT= 6 mg/L NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> = 12 mg/L P= 1 mg/L
4	UCT (anaerobio/anóxico/aireado) Rinterna desde anóxico al anaerobio, Rlodos ingresa al anóxico)	FeCl <sub>3</sub>	Entrada del sedimentador secundario	DBO <sub>5</sub> =11 mg/L NKT= 8 mg/L NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> = 60 mg/L P= 3 mg/L
5	Dos trenes en cascada (flujo entrada a Tren 1: 60%, Tren 2 40%)	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	En DAF y en entrada sediment sec.	Operó con un tren primero y luego el otro

<sup>(A)</sup> promedio para el período de estudio

Comentario respecto a la evaluación realizada del cumplimiento de los límites de vertido:

Tal como se indicó en el capítulo de Metodología, en la sección 3.2- Descripción de la sistemática de análisis para cada industria, la evaluación

de la aptitud de la PTE cuenta con tres etapas, y en la presente tesis se evaluó de manera general la primer etapa: la aptitud de las PTE en cuanto a lograr las condiciones de vertido y alcanzar la eficiencia de remoción de contaminantes para la cual fue diseñada. Las otras etapas: determinar las condiciones de operación para que sea robusta y sostenible en el tiempo; así como aquellas condiciones de eficiencia económica, quedaron fuera del alcance. La evaluación realizada en cuanto a alcanzar los valores de vertido, fue de carácter general en base a datos promedio, y se entiende que un próximo paso debería consistir en un análisis estadístico de la aptitud respecto al cumplimiento de los valores de vertido. Esto permitiría discriminar la capacidad de la tecnología en sí misma y el desempeño de la PTE teniendo en cuenta los factores que causan variabilidad en la operación real de la misma, por ejemplo las condiciones climáticas, las modificaciones de proceso que pueden demorar varios ciclos de SRT, variaciones específicas de la industria como cargas zafrales, fallas mecánicas o error humano (Bott, Parker, Jiménez, Miller, & Neethlings, 2012). Una evaluación de este tipo permite tener mayor conocimiento de los factores que pueden incidir en la operación de la PTE, a los efectos de saber cuánto se la puede “exigir”, y de esta manera profundizar en las otras etapas que permiten optimizar la operación de la PTE (entendiéndose por optimizar, encontrar las condiciones en las que se logre el cumplimiento de los límites de vertido, en condiciones de robustez, sostenibilidad en el tiempo y eficiencia económica).

En la Tabla 44, se resumen las cargas de ingreso al SLA en las condiciones de operación, y se las compara con las de diseño.

Tabla 44: resumen de cargas de ingreso de diseño y operación a los SLA

Cargas ingreso	Ind. 1	Ind. 2	Ind. 3	Ind. 4	Ind. 5 Tren 2	Ind 5 Tren1
	Malte ría	láctea	Frigoríf	Frigoríf	Frigoríf.	
Caudal de diseño (m3/d)	1050	6000	1210	1000	2300	
Caudal de operación (m3/d)	1010	4080	1100	650	1933	1682
carga orgánica ingreso de diseño (kg/d)	610	2050	2420	380	2300	
carga orgánica ingreso de operación (kg/d)	550	1510	1595	303	725	1389
carga nitrógeno ingreso de diseño (kg/d)	70	355	132	120	300 (NKT)	
carga nitrógeno ingreso de operación (kg/d)	45	245	286	101	358	400
carga fósforo ingreso de diseño (kg/d)	44	74	14	30	46	
carga fósforo ingreso de operación (kg/d)	30	82	21	15	39	66

En la Tabla 45 se compilan algunos de los parámetros de operación y diseño.

Tabla 45: resumen de los parámetros de diseño y operación de los SLA

	ind 1	ind 2	ind 3	ind 4	ind 5 - tren 2	ind 5- tren 1
	maltería	láctea	frigoríf	frigoríf	frigoríf	frigoríf
Temperatura	20°C estable	19°C en invierno	muy variable	variable	estable 25°C	estable 25°C
Volumen reactor - VAT (m3)	2134	8200	11000	3920	4290	6430
MLSST de diseño (kg SST/m3)	3,5	3	3	2,1	3 - 4	3 - 4
MLSST promedio operación (kg SST/m3)	9	11,7	6	3,1	7,7	7,1
Carga de lodos de diseño (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,08	0,08	0,07	0,06	0,07 a 0,04	
Carga de lodos de operación (kg DBO <sub>5</sub> /kg SST.d)	0,03	0,02	0,02	0,03	0,02	0,03
SRT de diseño (días)	26	19	19	23	21 a 40	
SRT promedio de operación (días)	21	32	54	31	23	81
Producción total de lodos de diseño (kg SST/d)	460	750	1760	418	1610 a 1170	
Producción total de lodos de operación (kg SST/d)	960	3000	1195	304	1435	564
Masa de sólidos que se van con la purga, en diseño (kg SST/d)	440	695	1740	399	1570 a 1125	
Masa de sólidos que se van con la purga, en operación (kg SST/d)	950	2915	1176	289	1010	445
ISL (mL/g) de diseño	150	120	110	130	120	
ISL (mL/g) de operación	75	73	75	110	45	50
% de nitrógeno que se desnitrificó en operación (A)	18%	60%	72%	46%	18%	48%

(A) Este % solo contabiliza el nitrógeno que se desnitrificó, debe tenerse en cuenta que también se dio remoción por incorporación a barros.

## 4.7 Análisis de la metodología utilizada para el diseño

En la tesis se propone una metodología para el diseño de sistemas de lodos activados, que se basa en la guía técnica ATV-131. El modelo que presenta esta guía es estático, para condiciones de régimen, en rangos de temperatura de líquido entre 15 y 30 °C y, sobre todo, se desarrolló para el diseño de plantas de tratamiento para efluentes domésticos. Si bien se utiliza ampliamente y ha sido verificada su aptitud en la práctica durante décadas (Walder, Lindtner, Poresl, Klegraf, & Vasantha, 2011), la interrogante fundamental es si puede extrapolarse a las condiciones de Uruguay y en particular a sistemas de tratamientos de efluentes de tipo industrial. Cabe indicar que también existen otras metodologías para el diseño de remoción biológica de nitrógeno y fósforo, como ser la metodología de la Water Environment Research Foundation (WERF); la que propone (Metcalf and Eddy, 2003); y la metodología de Sudáfrica, (University of Capetown), algunas de las razones por las que se eligió la que propone (ATV-A 131, 2001) son las siguientes:

- Utiliza pocos coeficientes de diseño, los cuales han sido ampliamente validados mediante su aplicación real (para plantas de saneamiento), nos referimos entre otros a: FT: factor de temperatura para respiración endógena; fC: factor de pico para respiración carbonosa; fN: factor de pico para oxidación de amonio; SF: factor de seguridad para nitrificación;  $Y_H$ : coeficiente de rendimiento heterótrofo;  $Y_{dH}$ : coeficiente

de decaimiento; b: coeficiente de restos celulares; a: coeficiente de sólidos inertes y sólidos minerales.

- El algoritmo que utiliza es sencillo, sirve para el diseño de los parámetros básicos, y el mismo algoritmo engloba las distintas configuraciones de los SLA.
- Propone parámetros de referencia y valores o rangos de valores, que deben tomar dichos parámetros.
- La cantidad y tipo de los parámetros que se requiere conocer son razonables. En este sentido, cabe mencionar que el diseño es en base de la  $DBO_5$ , de los SST.

Adicionalmente es importante resaltar que las otras metodologías de diseño también han sido desarrolladas para efluentes domésticos, por lo tanto, la principal desventaja en cuanto a la aplicabilidad de esta metodología es un factor que tiene el mismo peso a la hora de la elección ante las metodologías mencionadas.

Sin perjuicio de las ventajas mencionadas, la pregunta fundamental es, si esta metodología es extrapolable a las condiciones de Uruguay, y en particular a efluentes industriales. Como puntos a favor, se destaca, que las condiciones climáticas pueden asimilarse y que los ramos industriales en estudio (y los del sector industrial en nuestro país), corresponden a ramos agroindustriales, cuyos efluentes son de características muy similares a las de efluentes domésticos, siempre y cuando se los someta a un pretratamiento adecuado.

#### 4.7.1 Análisis del procedimiento para evaluar los parámetros de operación

Uno de los objetivos planteados en la tesis fue comparar -de manera general ya que se tiene pocos datos para ello- los valores que toman los parámetros durante la operación en relación a los parámetros elegidos anteriormente en el diseño, de manera de poder concluir sobre los rangos y parámetros de referencia propuestos en la etapa de diseño.

Para ello se relevaron los datos de operación de cada industria, y se calcularon los parámetros de operación, mediante una secuencia de pasos que se propuso como parte de la tesis. A continuación, se realizará un análisis de la conformidad de la sistemática utilizada.

Como punto principal a evaluar, surge que el cálculo de los parámetros de operación se realizó a partir de valores promedio para un período, que abarca según el caso, de 12 a 18 meses. Si bien se asume que, para cada industria, el lapso de estudio corresponde a un tiempo en que se operó en régimen, y esto efectivamente es así en términos generales (dado que las variaciones de los parámetros fueron pequeñas y dentro de un rango determinado), sin embargo, estrictamente muchas variables cambiaron durante ese período. En particular se podría mencionar: la temperatura del reactor, las cargas de ingreso, los SST en el reactor MLSST, el contenido de oxígeno del reactor.



En lo que refiere a la sistemática utilizada para determinar los parámetros de operación, la interrogante fundamental es, cuál es el período de tiempo a tomar para evaluar la operación del sistema, de manera que esos parámetros sean indicativos de las condiciones de operación. En otras palabras, ¿los datos sobre la operación deben promediarse en base diaria, mensual, anual?, conviene tomar valores promedios o momentos puntuales en los que el sistema se encuentre más exigido? ¿Cómo elegir el momento más exigido? ¿Cuál es la variable de operación que determina este momento: el de menor temperatura del reactor, el de mayor concentración de sólidos, ¿etc? ¿Con qué inmediatez se perciben los cambios en alguna variable en los parámetros de operación? ¿Qué frecuencia sería deseable para medir las variables de manera que el lapso de tiempo entre que se detecta un evento se interpreta, y se realizan las acciones sea mínimo?

Es claro que responder las interrogantes precedentes no forman parte del alcance de la tesis. Sin perjuicio de lo anterior, se entiende que las inquietudes mencionadas, pueden ser tema de estudios posteriores, que se aborden mediante el concepto de modelación dinámica para la etapa de operación.

El uso de modelos dinámicos es relativamente frecuente para chequear la operación de SLA dimensionados mediante modelos estáticos (ATV-A 131, 2001). La utilidad de los modelos dinámicos, radica en que los procesos que se dan en los SLA son sumamente complejos, desde el punto de vista

biológico, hidráulico, físico y químico; y dada esta gran variabilidad, el uso de modelos que simulan el proceso, permiten predecir aspectos de operación como: en qué variables incidir para mejorar la eficiencia, determinar cómo el cambio de alguna variable influye en la eficiencia del tratamiento, o cómo va a responder la planta a cambios en las características del influente (EPA, 1993); incluso se han desarrollado modelos que proponen un análisis comparativo entre plantas, para evaluar el consumo energético de la PTE (Torregrossa, abril 2016). Como contrapartida el uso de modelos requiere: contar con información del proceso confiable, para lo cual se requiere de realizar muchas mediciones, y en general mediciones en línea.

## **CAPÍTULO 5 – Conclusiones, productos y próximos pasos**

En este capítulo se realizará una breve conclusión de los SLA que implementaron las industrias; posteriormente se describirán los productos obtenidos mediante la elaboración de la tesis, y unas recomendaciones de pasos a seguir.

### **5.1 Conclusiones sobre los SLA implementados por las industrias**

Cabe recordar los objetivos planteados en la tesis, relacionados con la etapa de operación:

- A) evaluar si los Sistema de Lodos Activados implementados son aptos para cumplir con los requerimientos.
- B) Evaluar y comparar las distintas configuraciones de los SLA, sus ventajas y desventajas, en función de los ramos industriales y en función del sistema de tratamiento con el que contaba anteriormente.
- C) Evaluar la aptitud de los sistemas de pretratamiento.
- D) Evaluar los parámetros de operación.

Para todos ellos se realizó un análisis detallado para cada industria; en este capítulo se realizará un análisis conjunto.

### 5.1.1 Conclusiones sobre la aptitud de los SLA implementados

1. Las 5 industrias implementaron sistemas de remoción de nutrientes que implicaron un salto radical respecto a la tecnología de las unidades de tratamiento, el equipamiento, y el concepto de control y monitoreo
2. Se verificó que en todos los casos es posible alcanzar valores de los estándares de  $\text{DBO}_5 < 15 \text{ mg/L}$ ;  $\text{NKT} < 10 \text{ mg/L}$ ;  $\text{NO}_3^- < 20 \text{ mg/L}$  y  $\text{P}_{\text{total}} < 2\text{-}3 \text{ mg/L}$ , y eficiencias de remoción en algunos de estos sistemas de:  $\text{DBO}_5 = 99\%$ ;  $\text{N total} = 95\%$ ;  $\text{P total} = 95\%$
3. Se constató necesario un control y monitoreo continuo. Asimismo, se observó que es necesario que los operadores tengan capacidad de tomar decisiones (incidir) en las condiciones de operación, para asegurar que no haya desviaciones de las condiciones de equilibrio, por ejemplo, ante una variación en las cargas de entrada; cuándo y cuánto purgar; variar la frecuencia de bombas, aireadores y recirculaciones.
4. En todas las industrias analizadas se verificó que existe, un control y monitoreo estricto de los parámetros de operación del SLA. En base a lo observado, se recomiendan, al menos los siguientes:

- a. Diariamente:  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_3^-$ , OD, pH y Sólidos Sedimentables, caudal de purga, sólidos sedimentables a la salida de la purga del sedimentador; caudal/es de recirculación.
  - b. cada cierta frecuencia, que depende de la variabilidad del influente (podría ser quincenal): MLSST (para ver la correlación con los sólidos sedimentables), verificar las cargas de entrada de  $\text{DBO}_5$ ,  $\text{N}_{\text{total}}$ , SST, caudal de entrada y salida.
5. Por otra parte, es preferible control automático al menos de OD en el reactor aireado, y de nitrato o potencial redox en el reactor anóxico.
6. Se verificó la importancia de que los operarios estén adecuadamente capacitados en la operación de estos sistemas de tratamiento, de modo que puedan: operar, medir, y decidir en el momento.
7. El hecho de la necesidad de un control estricto de la operación del SLA, de que se requieren operarios capacitados que deben decidir sobre las condiciones de operación, ha llevado en todos los casos analizados, a que las personas a cargo del tratamiento se encuentren comprometidas con la correcta operación; generando un círculo virtuoso porque mayor compromiso implica una búsqueda de capacitación y de opciones para mejorar y hacer más eficiente el tratamiento. En ese sentido se constató una especial limpieza de las

plantas de tratamiento, un especial cuidado en el mantenimiento, en las mediciones realizadas y en los registros implementados.

### **5.1.2 Conclusiones respecto a los parámetros de operación de los SLA**

1. Las configuraciones elegidas por las industrias fueron variadas, todas estuvieron acordes a las recomendaciones de bibliografía, en función del sector productivo y las características de los efluentes.
2. La mayoría de las industrias se encuentran operando con una concentración de sólidos en el reactor, MLSST bastante mayor a la de diseño. Esto se debe a varias razones, pero en general las industrias se enfrentaron a dificultades que llevaron a que se utilizara el reactor biológico para almacenamiento y pulmón hasta que se solucionaran los inconvenientes. En algunos casos esto sucedió porque no se contaba con la capacidad suficiente para la gestión final de los lodos (industria 2 e industria 3), en otros casos se debió a problemas operativos del sistema de tratamiento de lodos (industria 5).
3. Los SRT de operación son para todos los casos altos, correspondiendo a condiciones de estabilización de lodos, o más aún, de envejecimiento del lodo. En parte esto es beneficioso en cuanto se da una estabilización de los barros (y reducción de la

cantidad), pero por otra parte requiere de mayor aireación y del control de que no se dé demasiada inertización de los barros, disminuyendo su capacidad biológica.

Salvo para una industria, los SRT toman valores mayores que los de diseño, como en este parámetro intervienen varias variables (producción de lodos, volumen del reactor y MLSST), que para cada industria tienen comportamiento distinto, por lo cual las razones de que los SRT son mayores, son distintas para cada caso (se explicó en los respectivos análisis particulares)<sup>16</sup>.

4. La carga de lodos durante la operación tomó en todos los casos valores significativamente menores a los previstos en el diseño.
5. Los valores de operación de MLSST, SRT y carga de lodos, fueron los que más se apartaron de los valores propuestos en el diseño (y todos los parámetros que dependen de estos), sin embargo, los sistemas de tratamiento funcionaron con eficiencia adecuada en cuanto a la nitrificación/desnitrificación y degradación de materia orgánica.

---

<sup>16</sup> En este análisis debe tenerse en cuenta, que los SRT altos no son porque no se pudo retirar los lodos producidos con la tasa prevista, esta dificultad se dio en los períodos previos al estudio (durante el período seleccionado para el estudio se mantienen condiciones relativamente estables de MLSST).

6. Se observa entonces que es posible distintas condiciones de operación de los SLA, en los cuáles se llega a distintos estadios de régimen, debe evaluarse cuál/es de estos estados corresponden a un régimen estable, y hacen la operación más robusta, sostenible en el tiempo. Una vez asegurada la sostenibilidad y robustez, debe evaluarse cuáles de estos estados de régimen hacen la operación menos costosa.
7. En todos los casos la aireación durante la operación, supera la necesaria manteniendo concentraciones de OD mayores en el reactor. Además del incremento de costo debido a la aireación adicional, debería evaluarse la pérdida de eficiencia debido al ingreso de oxígeno en las zonas anóxicas o anaerobias. Este aspecto debe evaluarse particularmente para cada industria, en función de la configuración, los aspectos hidráulicos y de flujo (relaciones de recirculación, y geometría del punto de ingreso de las corrientes aireadas)
8. En ningún caso se observó desarrollo de bacterias filamentosas durante el período de estudio. Considerando que los diseños de los SLA han previsto las condiciones para minimizar el desarrollo y también las condiciones de operación, sería de esperar que estos aspectos fueran las razones de que no haya crecimiento de filamentosas.



9. La proporción de nitrógeno que se removió por desnitrificación es variable en cada caso. Se entiende que se cuenta con pocos datos (los cuales son a partir de promedios, que para el caso de las especies de nitrógeno es de menor cantidad de muestras), y no es adecuado realizar una comparación entre el valor que se obtuvo y los de diseño.
10. En relación con el fósforo, se observa que todas las industrias alcanzaron holgadamente los estándares exigidos, incluso para aquellos casos que eran más estrictos que la normativa (industria 1 y 2). Si bien no se tiene datos para evaluar el grado de remoción biológica, en realidad los altos SRT la perjudican, por lo que se presume que la remoción de fósforo se deba en su gran mayoría a la precipitación fisicoquímica. Esto implica el consumo de productos químicos y trae aparejado el aumento de costos por el uso de insumos y la mayor cantidad de barros generados. El incremento en la proporción de fósforo que se extrae debido a la remoción biológica es un aspecto a evaluar por estas, (industria 1, 2, 4 y 5).
11. En todos los casos se realiza agregado de sales  $Al_2(SO_4)_3$  y  $FeCl_3$ , no se han tenido problemas con el uso de los mismos, en particular se constató que no hay afectación a los procesos biológicos.

### 5.1.3 Conclusiones respecto al pretratamiento

1. Un adecuado pretratamiento es fundamental para que el SLA alcance las condiciones de nitrificación/desnitrificación requeridas, y la operación en régimen sea sostenible en el tiempo.
2. En este sentido se resalta los siguientes aspectos que se constató inciden directamente en la eficiencia y/o robustez del SLA: i) remoción previa de contaminantes que afectan la operación del SLA; ii) homogeneización de las cargas de entrada (picos); y iii) carga de DBO<sub>5</sub> de entrada; iv) estabilización de la temperatura del reactor biológico del SLA.

i) Remoción previa de contaminantes que afectan el SLA:

Para los frigoríficos, se verifica que la operación es adecuada en aquellos que tienen pretratamientos adecuados para maximizar la remoción de Aceites y Grasas y SST, aspecto que concuerda con la bibliografía, que resalta la necesidad de maximizar esta remoción. En lo que refiere al diseño, todos los casos de estudio cuentan con unidades apropiadas para remover estos contaminantes. Sin embargo, se verificó mayor dificultad en mantener estable la concentración de AyG y SST del influente al SLA, en aquellas unidades que implican menor tecnología (industria 3 e industria 4). Probablemente la eficiencia de graseras, estercoleros estáticos y

rejillas se encuentra más sujeta a las variaciones del afluente de entrada, que se constató son abundantes (variaciones diarias, semanales y estacionales), y a la temperatura del afluente que viene de proceso y emulsiona las grasas perjudicando su separación en el pretratamiento. En cambio, en unidades de mayor tecnología estas variaciones pueden abordarse variando las condiciones de operación (por ej en un DAF).

En la maltería es fundamental el pretratamiento para separación de SST, y en la láctea para separación de Aceites y Grasas, así como una adecuada homogeneización.

ii) Unidad de homogeneización:

Se constató que es necesaria la existencia de una unidad de homogeneización posterior al pretratamiento, y previa al SLA. El volumen de homogeneización debe ser suficiente para amortiguar las cargas que ingresan al SLA (hidráulicas y picos de nitrógeno y DBO<sub>5</sub>); sin embargo, no debe ser de volumen mayor que el estrictamente necesario, de manera que no disminuya la carga orgánica de entrada, la cual frente a un volumen grande al menos disminuye por dilución o degradación. Sin perjuicio de otras consideraciones que deben preverse, ya que, en efluentes de frigoríficos, malterías y lácteas, puede haber acidificación, y generación de olores.

iii) Carga de materia orgánica de entrada:

En aquellos casos que, en el pretratamiento, hay unidades que disminuyen demasiado la materia orgánica que ingresa al SLA, se observó dificultad en la desnitrificación (industria 4 e industria 5).

iv) Temperatura del reactor estable a lo largo del año:

En las industrias que tienen reactor anaeróbico como parte del pretratamiento, se constató que la temperatura es estable a lo largo del año, y adecuada para tratamientos biológicos (20-25°C). (Industria 1, industria 2, industria 5). Esto le confiere estabilidad a la operación del SLA. En los otros casos se observó gran inestabilidad en las condiciones de operación, sujetas a los cambios de temperatura.

## **5.2 Conclusiones sobre la metodología usada para el diseño**

El trabajo de la tesis abarcó su análisis para 5 casos de efluentes de 3 ramos industriales y distintas configuraciones de SLA. Sin embargo, los datos que se obtienen en este análisis son preliminares, calculados en base a promedios de períodos relativamente extensos, y en los cuales, si bien en términos generales puede decirse que se operó en régimen, en realidad hubo variaciones en los períodos, y los pocos datos no permiten evaluar la

sensibilidad del sistema a estas variaciones. De cualquier manera, se puede concluir que no se encontraron inconsistencias a la metodología utilizada, más aún se observó concordancia en los valores obtenidos para los parámetros de diseño con la bibliografía relevada.

Sin perjuicio de lo anterior, se entiende que los puntos débiles de aplicar la metodología para estas situaciones son los siguientes:

- 1) Carga de lodos: evaluar los rangos de referencia propuestos. Los valores obtenidos en la operación son menores que los sugeridos en la referencia, y se tienen pocos datos para poder concluir sobre la aptitud de los valores obtenidos.
- 2) Producción de lodos carbonosos: verificar la aptitud de los coeficientes que se utilizan en la ecuación de Hartwig. Se tiene pocos datos para concluir sobre su aptitud.

### **5.3 Conclusiones sobre la metodología usada para la operación**

Se entiende que el análisis realizado en la misma, promediando los datos para el período de 12 o 18 meses, es solo a los efectos cualitativos y como una primera aproximación. Se podría mejorar significativamente la calidad de la información si se tuvieran datos más frecuentes, a los efectos de

promediar en base mensual, para lo cual habría que diseñarse las medidas a realizar.

## 5.4 Productos de la tesis

1. Se realizó un análisis de las Plantas de Tratamiento de Efluentes, de 5 industrias relevantes de la Cuenca del Río Santa Lucía.
2. Este análisis fue exhaustivo, y abarcó la etapa de diseño del proyecto y una etapa de operación en régimen, de modo de evaluar los parámetros de diseño propuestos, a la luz de los resultados de operación de la PTE.
3. Se evaluó el pretratamiento y los sistemas de tratamiento para remoción de nutrientes.
4. Se elaboró una planilla en Excel que tiene la metodología utilizada. La visualización de las interrelaciones, y el hecho de modificar el valor de ciertos parámetros y analizar cuáles dependen de él y cómo varían, mejora el entendimiento básico del proceso; además que permite realizar un análisis de sensibilidad de los parámetros. Se utilizan parámetros de diseño por defecto, pero sirve como una comparación cualitativa.

## 5.5 Recomendaciones de pasos a seguir

- Costos: Uno de los desafíos en el diseño de tratamiento de efluentes es un diseño adecuado y de operación confiable, que garantice eficiencias de tratamiento altas y a la vez mantenga los costos de inversión y operación bajos.
- El uso de DQO en vez de  $\text{DBO}_5$  como parámetro de diseño de la materia orgánica, y por lo tanto, el estudio de todos los temas anteriores, tomando como base la DQO.
- Maximizar la remoción biológica de fósforo en aquellos que tienen sistema para ello. A tales efectos realizar estudios respecto a la concentración de fósforo por ej: se podrían realizar mediciones de ácidos orgánicos en el reactor anaerobio, concentración de fósforo disuelto en los reactores anaerobio y aerobio, y/o concentración de fósforo en los barros purgados.

### En relación a la metodología de diseño:

Dadas las ventajas que tiene esta metodología, surge como aspecto fundamental, la validación de esta, y por tal motivo se propone como materia de estudio posterior a la tesis. En particular los siguientes temas:

- La verificación o en su defecto, la posible adecuación de los coeficientes a valores adaptados a condiciones particulares (efluentes



industriales y condiciones locales); en particular los coeficientes que se utilizan en la ecuación de Hartwig que determinan la Producción Específica de Lodos.

- la verificación de los valores y rangos de referencia para las condiciones locales; en particular los valores de referencia para la carga de lodos.
- un análisis de sensibilidad, respecto a cuáles son los parámetros de referencia que determinan mayores cambios.

En relación al seguimiento de la operación:

- Profundizar en el análisis estadístico de los valores de vertido, con el fin de discriminar la capacidad de la tecnología en sí misma y el desempeño de la PTE cuando inciden factores que causan variabilidad en la operación real de la misma, con el objetivo de lograr una mayor comprensión de cómo varían los parámetros de operación de la PTE, para alcanzar robustez y sostenibilidad en el tiempo.
- En el mismo sentido, y con el mismo objetivo, la modelación dinámica surge como una potente herramienta para ayudar operadores a determinar las condiciones óptimas de operación (entendiéndose por tal, el cumplimiento de los límites de vertido, en condiciones de robustez, sostenibilidad en el tiempo y eficiencia económica).

## 6 Bibliografía

- Environment Canada. (2012). *Wastewater Systems Effluent Regulations. Fisheries Act*. Recuperado el febrero de 2018, de <http://laws-lois.justice.gc>.
- Al-Mutairi, N. (2008). Aerobic selectors in slaughterhouse activated sludge systems: A preliminary investigation. *Bioresource Technology*, 100 (1), 50 - 58. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2007.12.030>.
- ATV - M767. (1988). *Wastewater from Slaughterhouses and meat processing plants*.
- ATV-A 131. (2001). *Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen (Diseño de Plantas de Lodos Activados de una sola etapa)*. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser.
- BAT in Food, Drink and Milk, First Draft. (2017). *BAT in Food, Drink and Milk industries*. European Commission of Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC).
- BAT in Slaughterhouses. (2005). *Reference document on Best Available Techniques in the Slaughterhouses and animal by-products industries*. European Commission of Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC).
- Borzacconi, L., López, I., & Passeggi, M. (2006). Start-up and steady-state results of a full-scale UASB reactor treating malting wastewater. *Water Science & Technology*, 54(22), 261-267.
- Bott, C. B., Parker, D. S., Jiménez, J., Miller, M. W., & Neethlings, J. (2012). WERF study of BNR plants achieving very low N and P limits: Evaluation of technology performance and process reliability. *Water Science and Technology*, 808-815.
- Carozzi, Á. (1991). *Curso de Posgrado: Eliminación de nutrientes en tratamiento de líquidos residuales*. Montevideo: IMFIA - UDELAR.
- Carozzi, Á. (2016). *Guía Herramientas para el diseño de los Sistemas de Tratamiento de Remoción de Nutrientes*. Montevideo: DINAMA.
- Dec. 253/979. (9 de mayo de 1979). *Normas para prevenir la contaminación ambiental mediante la preservación de las aguas*. Obtenido de <https://www.impo.com.uy/bases/decretos/253-1979>
- División Laboratorio Ambiental de DINAMA. (2017). *Manual de procedimientos analíticos para muestras ambientales*. Obtenido de DINAMA - MVOTMA:

<https://www.mvotma.gub.uy/index.php/component/k2/item/1000981-0-manual-de-procedimientos-analiticos-para-muestras-ambientales-tercera-edicion-2017>

DWA-M 708. (2011). *Abwasser bei der Milchverarbeitung (Aguas residuales en el procesamiento de la leche)*. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser.

DWA-M 732. (2017). *Abwasser aus Brauereien (Aguas residuales en cervecerías)*. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser.

DWA-M 767. (2014). *Abwasser aus Schlacht- und Fleischverarbeitungsbetrieben (Aguas residuales de mataderos y plantas procesadoras de carne)*. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser.

EPA. (1987). *Design Manual - Phosphorus Removal*. US Environmental Protection Agency.

EPA. (1993). *Manual Nitrogen Control*. Washington: US Environmental Protection Agency.

Expediente de Industria 5 en Dinama. (s.f.). *Expediente de control y seguimiento*.

Hreiz Rainier, L. M. (2015). Optimal design and operation of activated sludge processes: State of the Art. *Chemical Engineering Journal*, 900-920.

Johns, M. (1995). Developments in the wastewater treatment in the meat processing industry: a review. *Bioresource Technology*.

Julián Carrera, Curso Eliminación Biológica de Nitrógeno. (2017). *Red TRITÓN (Tratamiento y Reciclaje de Aguas Industriales Mediante Soluciones Sostenibles Fundamentadas en Procesos Biológicos)*. Recuperado el 30 de abril de 2018, de [http://triton-cyted.com/wp-content/uploads/2017/04/Curso-EBN\\_EBN-v%C3%ADa-nitrito.pdf](http://triton-cyted.com/wp-content/uploads/2017/04/Curso-EBN_EBN-v%C3%ADa-nitrito.pdf)

Lackner, S., Gilbert, E., Vlaemick, S., Joss, A., Horn, H., & Van Loodsdrecht, M. (2014). Full-scale partial nitritation/anammox experiences- An application survey. *Water Research*, 292-303.

Lecompte, B., Ciro, F., & Mehrab, M. (2015). Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. *Journal of Environmental Management*, 287-302.

- Lecompte, B., Ciro, F., & Merhvar, M. (2016). Treatment of an actual slaughterhouse wastewater by integration of biological and advanced oxidation processes: Modeling, efectivization and cost-effectiveness analysis. *Journal of Environmental Management*, 651-666.
- Li, J., Healy, M., Zhan, X., & Rodgers, M. (2008). Nutrient removal from slaughterhouse wastewater in an intermittently aerated sequencing batch reactor. *Bioresource Technology*, 7644-7650.
- Metcalf and Eddy. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse* (Fourth Edition ed.). New York City: Mc Graw Hill.
- Passeggi, M., López, I., & Borzacconi, L. (2009). Integrated anaerobic treatment of dairy industrial wastewater and sludge. *Water Science & Technology*, 59(3), 501-506.
- Passeggi, M., López, I., & Borzacconi, L. (enero de 2012). Modified UASB reactor for dairy industry wastewater: performance indicators and comparison with the traditional approach. *Journal of Cleaner Production*, 26, 90-94.
- Plan de Acción. (2013). *Presentación del plan para la preservación de la potabilización y calidad ambiental de la cuenca del Río Santa Lucía*. Recuperado el noviembre de 2018, de MVOTMA-DINAMA: [http://mvotma.gub.uy/images/santa\\_lucia/Presentaci%C3%B3n%20StaLucia%20220513.pdf](http://mvotma.gub.uy/images/santa_lucia/Presentaci%C3%B3n%20StaLucia%20220513.pdf)
- Presentación de la industria. (junio 2016). Taller: Puesta en operación de sistemas de remoción de nutrientes. Montevideo: DINAMA.
- RM 966/13. (junio de 2013). *Resolución ministerial que establece la Medida 1, para las industrias prioridad 1 de la cuenca del Río Santa Lucía*. Obtenido de [http://mvotma.gub.uy/images/rm966-2013\\_medida1.pdf](http://mvotma.gub.uy/images/rm966-2013_medida1.pdf)
- Sun, F., Wang, X., & Li, X. (2013). An innovative membrane bioreactor (MBR) system for simultaneous nitrogen and phosphorus removal. *Process Biochemistry*, 1749-1756.
- Torregrossa, D. G.-S. (abril 2016). Energy saving in WWTP: Daily benchmarking under uncertainty. *Environmental Research*, 330-337.
- Vaiopoulou, E., Melidis, P., & Aivasidis, A. (2007). An activated sludge treatment plant for integrated removal of carbon, nitrogen and phosphorus. *Desalination*, 211 (1 -3) 192 - 199, doi:10.1016/j.desal.2006.02.092.

Walder, C., Lindtner, S., Poresl, A., Klegraf, F., & Vasantha. (2011).  
Adaptation of WWTP design parameters to warm climates using  
mass balancing of a full scale plant.

## ANEXO A – LISTA DE ABREVIATURAS

Se presenta la nomenclatura que se utiliza en el documento, agrupándola en las siguientes categorías<sup>17</sup>:

- i) Dimensiones de las unidades de tratamiento (superficie, volumen)
- ii) Caudales y relaciones de recirculación
- iii) Carga de los constituyentes (contaminantes) del efluente
- iv) Concentración de los constituyentes (contaminantes) del efluente
- v) Parámetros del reactor, proceso biológico y sedimentador
- vi) Parámetros relacionados con la transferencia de oxígeno
- vii) Índices de ubicación de la toma de muestra

### **i) Dimensiones de las unidades de tratamiento (superficie, volumen)**

$A_{sup}$	$m^2$	área superficial del sedimentador secundario
$V_{AT}, V_{Tot}$	$m^3$	volumen del reactor biológico/reactor aireado
$V_{BioP}, V_{ana}$	$m^3$	volumen del selector anaeróbico para remoción de fósforo.
$V_D, V_{anox}$	$m^3$	volumen del reactor biológico utilizado para desnitrificación
$V_N, V_{aerob}$	$m^3$	volumen del reactor biológico utilizado para nitrificación

---

<sup>17</sup> Adaptado de (ATV-A 131, 2001)

## ii) Caudales y relaciones de recirculación

$Q_d$	$m^3/d$	caudal seco medio diario del influente
$Q_h$	$m^3/h$	caudal seco medio horario del influente
$Q_{WW,h}$	$m^3/h$	caudal máximo horario, de tiempo húmedo
$Q_{REC,TOT}, Q_{RC}$	$m^3/h$	caudal de recirculación total ( $Q_{REC,TOT} = Q_{int} + Q_{lodos}$ )
$Q_{int}, Q_{Nit}$	$m^3/h$	caudal de recirculación interna (de nitratos)
$Q_{lodos}, Q_{RL}$	$m^3/h$	caudal de recirculación de lodos
$Q_P$	$m^3/h$	caudal de purga

$REC_{TOT}, RC$ -relación de recirculación total en zona preanóxica

$$REC_{Tot} = Q_{Rec\ tot}/Q_{h,DW}$$

$Rec_{Lodo}, RL$ -relación de recirculación. de lodos

$$Rec_{lodo} = Q_{lodo}/Q_{h,DW} \quad \text{o} \quad Rec_{lodo}/Q_{h,WW}$$

## iii) Cargas de los constituyentes (contaminantes) del efluente

$B_d, DBO_5$	kg $DBO_5$ ingresan/d	carga diaria de $DBO_5$
$B_d, xxx$	kg xxx ingresa/d	carga diaria de otro parámetro
$B_R, DBO_5$	kg $DBO_5$ /(m <sup>3</sup> .d)	carga volumétrica de $DBO_5$
$B_R, xxx$	kg xxx /(m <sup>3</sup> .d)	carga volumétrica de otro parámetro
$B_{SS}, DBO_5$	kg $DBO_5$ /(kg SST.d)	carga de barros de $DBO_5$
$B_{SS}, xxx$	kg xxx /(kg SST.d)	carga de barros de otro parámetro

## iv) Concentración de los constituyentes (contaminantes) del efluente

Criterio general para la nomenclatura de la concentración de un constituyente químico

$C_{xxx}$  mg/l concentración del parámetro XXX en la muestra homogeneizada

$S_{xxx}$  mg/l concentración del parámetro XXX en la muestra filtrada (soluble); (filtro de membrana 0,45 micras)

$X_{xxx}$	mg/l	concentración del retenido en el filtrado(particulado) $C_{xxx} = S_{xxx} + X_{xxx}$
$C_{DBO_5}$	mg/l	concentración de $DBO_5$ en la muestra homogeneizada
$C_{DQO}$	mg/l	concentración de DQO en la muestra homogeneizada
$C_{DQO,deg}$	mg/l	concentración de DQO biodegradable
$C_{Ntot}$	mg/l	concentración de nitrógeno total en la muestra homogeneizada. como N
$C_{Ptot}$	mg/l	concentración de fósforo total en la muestra homogeneizada. como P
$C_{NKT}$	mg/l	concentración de nitrógeno Kjeldahl en la muestra homogeneizada.
$C_{Norg}$	mg/l	concentración de nitrógeno orgánico en la muestra homog.
$S_{DBO_5}$	mg/l	concentración de $DBO_5$ en la muestra filtrada (0,45 micras)
$S_{DQO}$	mg/l	concentración de DQO en la muestra filtrada (0,45 micras)
$S_{DQO,deg}$	mg/l	concentración de DQO biodegradable, disuelta
$S_{DQO,inert}$	mg/l	concentración de DQO inerte, disuelta
$S_{Ninorg}$	mg/l	concentración de nitrógeno inorgánico
$S_{NH_4}$	mg/l	concentración de nitrógeno amoniacal en la muestra filtrada (0,45 micras), como N
$S_{NO_3}$	mg/l	concentración de nitrato en la muestra filtrada (0,45 micras), como N
$S_{NO_2}$	mg/l	concentración de nitrito en la muestra filtrada (0,45 micras), como N
$S_{NO_3,a.Desnit}$	mg/l	concentración de nitrato a ser desnitrificado
$S_{NH_4,a.Nitrif}$	mg/l	concentración de nitrógeno amoniacal a ser nitrificado
$S_{PO_4}$	mg/l	concentración de fosfato como P
$X_{DQO,BM}$	mg/l	concentración de DQO de la biomasa
$X_{DQO,deg}$	mg/l	concentración de DQO particulada, biodegradable



$X_{DQO, inert}$	mg/l	concentración de DQO particulada, inerte
$X_{Norg, BM}$	mg/l	concentración de nitrógeno orgánico incorporado a la biomasa
$X_{P, BM}$	mg/l	concentración de fósforo incorporado a la biomasa
$X_{P, Prec}$	mg/l	concentración de fósforo removido por precipitación simultánea
$X_{P, BioP}$	mg/l	concentración de fósforo removido por proceso de remoción biológica
$X_{SST}, SST_{EST}$	mg/l	concentración de sólidos Suspendidos en el efluente (filtro 0,45 micras y luego secado a 105°C)
$X_{SS\ org}$	mg/l	concentración de sólidos Suspendidos orgánicos en el efluente
$X_{SS\ inorg}$	mg/l	concentración de sólidos Suspendidos orgánicos en el efluente

**v) Parámetros relacionados con el proceso biológico y el sedimentador**

$b$	$d^{-1}$	coeficiente de decaimiento
$FT$	-	Factor de temperatura para respiración endógena
$fc$	-	factor por pico de demanda carbonosa en la respiración
$fN$	-	factor por pico de demanda nitrogenada en la respiración
$ISL$	l/kg	Índice de Sedimentabilidad de lodos
$qH$	m/h	carga hidráulica de sedimentador secundario
$qV$	$L/(m^2 \cdot h)$	carga volumétrica de lodo
$SF$	-	Factor de seguridad para nitrificación
$SRT$	d	Tiempo de retención de sólidos
$tss$	d	edad celular, corresponde aproximadamente con el tiempo de retención de sólidos (SRT)
$tss, aerob$	d	edad celular de la masa en la parte aeróbica
$T$	°C	Temperatura del líquido en el reactor

Masa <sub>SST, AT</sub>	kg	masa de SST en el reactor biológico/ reactor aireado
MLSST	kg/m <sup>3</sup>	concentración de sólidos en reactor biológico/reactor aireado
MLSST <sub>STEP</sub>	kg/m <sup>3</sup>	concentración promedio de sólidos en reactor biológico con desnitrificación en cascada.
SST <sub>BS</sub>	kg/m <sup>3</sup>	concentración de sólidos en el fondo del sedimentador secundario
SST <sub>EAT</sub>	kg/m <sup>3</sup>	concentración de sólidos en el efluente del reactor biológico/reactor aireado (SS <sub>EAT</sub> =MLSST)
SST <sub>RL</sub>	kg/m <sup>3</sup>	concentración de sólidos en la recirculación de lodos
SST <sub>p</sub>	kg/m <sup>3</sup>	concentración de lodos en la purga
SST <sub>EST, X<sub>SST</sub></sub>	mg/l	concentración de sólidos Suspendidos en el efluente (filtro 0,45 micras y luego secado a 105°C)
SP <sub>d</sub>	kg SST/d	producción diaria total de lodos activados (SST en purga + SST en clarificado)
SP <sub>d,C</sub>	kg SST/d	producción diaria de lodos (SST) generados por remoción de carbono
SP <sub>d,P</sub>	kg SST/d	producción diaria de lodos (SST) generados por remoción de fósforo
SP <sub>esp, DBO<sub>5</sub></sub>	kgSST/kgDBO <sub>5</sub>	producción de lodos generados por remoción de carbono referidos a la DBO <sub>5</sub>

#### vi) Parámetros relacionados con la transferencia de oxígeno

C <sub>s</sub>	mg/L	Concentración de saturación de oxígeno disuelto, dependiente de la temperatura y presión atmosférica
C <sub>x</sub>	mg/L	concentración de oxígeno disuelto en el tanque aireado (OD)
OC	kg O <sub>2</sub> /h	Transferencia de oxígeno de un sistema de aireación, en <i>agua limpia</i> , con C <sub>x</sub> =0 , T = 20°C y P = 1013 hPa

$\alpha$		Cociente de transferencia de oxígeno entre barros activados y agua limpia.
$\alpha$ OC	kg O <sub>2</sub> /h	transferencia de oxígeno de un sistema de aireación, en el licor de <i>lodos activados</i> , con C <sub>x</sub> =0 , T = 20°C y P = 1013 hPa.
OU <sub>C, DBO5</sub>	kg O <sub>2</sub> /kg DBO <sub>5</sub>	consumo diario de oxígeno para remoción de carbono, referida a la DBO <sub>5</sub> consumida
OU <sub>d,C</sub>	kg O <sub>2</sub> /d	consumo diario de oxígeno para remoción de carbono
OU <sub>d,N</sub>	kg O <sub>2</sub> /d	consumo diario de oxígeno para nitrificación
OU <sub>d,D</sub>	kg O <sub>2</sub> /d	consumo diario de oxígeno para remoción de carbono que es recuperada por desnitrificación
OU <sub>h</sub>	kg O <sub>2</sub> /h	tasa de consumo diario de oxígeno

**vii) Índices de ubicación de la toma de muestra (siempre se escribe al final)**

IAT	muestra del influente al reactor biológico; si aplica, corresponde al influente al selector anaeróbico. Por ej: C <sub>DQO, IAT</sub>
EAT	muestra del efluente de salida del reactor biológico
EST	muestra del efluente del sedimentador secundario
P	muestra de la purga de lodos
RL	muestra de la recirculación de lodos
ER	requerimientos que debe alcanzar el efluente, con muestra y técnica de análisis definida

**Otras siglas utilizadas**

DINAMA	Dirección Nacional de Medio Ambiente
N/D	nitrificación y desnitrificación
PTE	Planta de Tratamiento de Efluentes
SLA	Sistema de Lodos Activados