



UNIVERSIDAD DE CHILE

FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA Y MATERIALES

DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUAS SERVIDAS
EN BASE A CELDAS DE COMBUSTIBLE MICROBIOLÓGICAS

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

FRANCISCO JAVIER HENRÍQUEZ HENRÍQUEZ

PROFESORA GUÍA:

MELANIE COLET LAGRILLE

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

ÁLVARO OLIVERA NAPPA

KATHERINE LIZAMA ALLENDE

FABIOLA DE GIORGIS ÁLVAREZ

SANTIAGO DE CHILE

2020

RESUMEN DE LA MEMORIA
PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO
POR: FRANCISCO HENRÍQUEZ HENRÍQUEZ
FECHA: MAYO 2020
PROF. GUÍA: MELANIE COLET LAGRILLE

DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUAS SERVIDAS EN BASE A CELDAS DE COMBUSTIBLE MICROBIOLÓGICAS

En este trabajo se presenta un modelo matemático que permite diseñar y evaluar técnico-económicamente una planta de tratamiento de aguas servidas cuya etapa de tratamiento secundario se basa en la tecnología de celdas de combustible microbiológicas.

Para establecer el diseño de este proceso, se toma un caso base de 700 L s^{-1} y se considera el DS90 para fijar la calidad del efluente de salida.

Las celdas de combustible microbiológicas se modelan en base a la cinética electroquímica y los fenómenos de transporte asociados al sistema en particular, mientras que las demás operaciones unitarias del proceso se basan en modelos reportados en bibliografía.

Con respecto al tratamiento convencional de lodos activados, el proceso propuesto disminuye la producción de lodos en un 10%, el requerimiento de electricidad en un 70%, y las dimensiones de los equipos después de la etapa asociada a las celdas en hasta un 50%, aproximadamente. Sin perjuicio de lo anterior, la disminución del requerimiento energético se asocia en un 90% a la generación y valorización de biogás en el proceso.

De la evaluación económica del proyecto con celdas de combustible microbiológicas, se puede rescatar que el CAPEX corresponde a 1.300 MMUSD y el OPEX (sin la depreciación de los activos fijos) corresponde a 40 MMUSD. Con respecto al tratamiento convencional, el ΔVAN entre ambos proyectos es de -1.000 MMUSD , con lo cual se concluye que no es rentable usar este tipo de tecnologías en el proceso de tratamiento de aguas servidas.

Por último, y en base al estudio técnico-económico de la tecnología estudiada, se descarta el atractivo de esta en la industria sanitaria bajo las condiciones presentadas en este informe. Sin embargo, para encausar de mejor manera las investigaciones futuras, se propone profundizar el análisis de la eficiencia energética de este tipo de celdas con foco en los aspectos cinéticos que la componen. Además, se sugiere investigar la aplicación de estas tecnologías en otros nichos como el de los sensores biológicos para la determinación instantánea y en línea de DBO.

Dedicatoria

*A mi madre, mis niños, mi tía y mis abuelos,
por hacer de mis pasos un trote seguro,
por ser el universo azulado que vela mi sendero.*

Tabla de contenido

| | | |
|-------|---|----|
| 1 | Introducción..... | 1 |
| 1.1 | Proceso de tratamiento de aguas servidas y sus desafíos energéticos..... | 1 |
| 1.2 | Celdas de combustible microbiológicas | 3 |
| 1.3 | Objetivo general..... | 6 |
| 2 | Revisión bibliográfica | 7 |
| 2.1 | Operaciones unitarias del proceso convencional de tratamiento de aguas servidas | 7 |
| 2.1.1 | Operaciones unitarias de la línea de aguas | 8 |
| 2.1.2 | Operaciones unitarias de la línea de lodos..... | 11 |
| 2.2 | Celdas de combustible | 13 |
| 2.2.1 | Fundamentos..... | 13 |
| 2.2.2 | Curvas de polarización..... | 15 |
| 2.3 | Celdas de combustible microbiológicas | 16 |
| 2.3.1 | Fundamentos..... | 16 |
| 2.3.2 | Mecanismos de transporte de electrones | 18 |
| 2.3.3 | Cinética bioelectroquímica en una CCM..... | 20 |
| 2.3.4 | Eficiencia energética en una CCM..... | 22 |
| 2.4 | Operación de CCMs con aguas servidas..... | 23 |
| 2.5 | Objetivos específicos..... | 25 |
| 3 | Caso base y límite de batería | 26 |
| 4 | PTAS convencional..... | 31 |
| 4.1 | Diagrama de bloques del proceso..... | 31 |
| 4.2 | Balances de masa | 32 |
| 4.2.1 | Descripción de la metodología de resolución | 32 |

| | | |
|--------|--|----|
| 4.2.2 | Tamizado | 34 |
| 4.2.3 | Desarenado-desengrasado..... | 35 |
| 4.2.4 | Sedimentación primaria..... | 37 |
| 4.2.5 | Reacción aeróbica y sedimentación secundaria | 38 |
| 4.2.6 | Desinfección | 47 |
| 4.2.7 | Espesado..... | 48 |
| 4.2.8 | Reacción anaeróbica..... | 50 |
| 4.2.9 | Deshidratado | 56 |
| 4.2.10 | Resumen resultados..... | 58 |
| 4.3 | Dimensionamiento de equipos | 60 |
| 4.3.1 | Tamizado | 60 |
| 4.3.2 | Desarenado y desengrasado | 60 |
| 4.3.3 | Sedimentación primaria..... | 61 |
| 4.3.4 | Reacción aeróbica..... | 62 |
| 4.3.5 | Sedimentación secundaria..... | 62 |
| 4.3.6 | Desinfección | 62 |
| 4.3.7 | Espesado..... | 63 |
| 4.3.8 | Reacción anaeróbica..... | 64 |
| 4.3.9 | Deshidratado | 64 |
| 4.3.10 | Resumen resultados..... | 66 |
| 4.4 | Balances de energía..... | 66 |
| 4.4.1 | Consumo energético por equipos | 66 |
| 4.4.2 | Pre calentamiento de lodos..... | 68 |
| 4.4.3 | Resumen de resultados | 71 |
| 5 | PTAS con CCMs | 73 |
| 5.1 | Diagrama de bloques del proceso..... | 73 |

| | | |
|--------|--|-----|
| 5.2 | Balances de masa | 74 |
| 5.2.1 | Reacción electroquímica | 75 |
| 5.2.2 | Resumen resultados..... | 80 |
| 5.2.3 | Discusiones parciales..... | 81 |
| 5.3 | Dimensionamiento de equipos | 83 |
| 5.3.1 | Reacción electroquímica | 83 |
| 5.3.2 | Resumen de resultados | 98 |
| 5.3.3 | Discusiones parciales..... | 99 |
| 5.4 | Balances de energía..... | 101 |
| 6 | Evaluación económica | 104 |
| 6.1 | Estimación del CAPEX | 104 |
| 6.2 | Estimación del OPEX | 111 |
| 6.3 | Flujo de caja y ΔVAN | 113 |
| 6.4 | Discusiones parciales | 114 |
| 7 | Comparación técnico-económica de una PTAS convencional y en base a CCMs ... | 115 |
| 7.1 | Caso base | 115 |
| 7.2 | Estudio de sensibilidad para la eficiencia coulombica | 115 |
| 7.3 | Discusiones parciales | 117 |
| 8 | Conclusiones y recomendaciones | 118 |
| 9 | Bibliografía..... | 120 |
| 10 | Anexos..... | 132 |
| 10.1 | Modelo de Trapero <i>et al.</i> para el dimensionamiento de una etapa de CCMs | 132 |
| 10.2 | Modelo de Rittmann y McCarthy para estequiometría en reacciones bioquímicas | 133 |
| 10.2.1 | Oxidación aeróbica de aguas servidas | 134 |
| 10.2.2 | Respiración endógena..... | 134 |

| | | |
|--------|---|-----|
| 10.2.3 | Metanogénesis a partir de lodos primarios | 135 |
| 10.2.4 | Metanogénesis a partir de lodos secundarios | 135 |
| 10.2.5 | Oxidación electrogénica de aguas servidas | 136 |
| 10.3 | Balance de masa por etapa para la PTAS con CCMs..... | 137 |
| 10.4 | Datos usados para realizar la simulación de la celda de Min <i>et al.</i> | 140 |
| 10.5 | Valores CEPCI..... | 141 |

Índice de figuras

| | |
|---|----|
| Figura 1. Diagrama de bloques simplificado del proceso de tratamiento de aguas servidas convencional en base a la tecnología de lodos activados y desinfección con gas cloro. | 1 |
| Figura 2. Balance energético teórico de un proceso de tratamiento de aguas servidas que utiliza celdas de combustible microbiológicas y digestión anaeróbica. | 4 |
| Figura 3. Esquema de un equipo de tamizado continuo con cinta transportadora y una zona de acopio de sólidos (corte transversal) | 8 |
| Figura 4. Esquema de un desarenador de cámara airada en dos vistas: a) corte transversal y b) en perspectiva | 9 |
| Figura 5. Esquema de un equipo de desarenado-desengrasado en cámara aireada (corte transversal) | 9 |
| Figura 6. a) esquema de un equipo de sedimentación primario, y b) fotografía de la tecnología. | 10 |
| Figura 7. Esquema del proceso convencional de lodos activados | 10 |
| Figura 8. a) esquema del proceso de mezcla en línea de cierto químico (cloro gas), y b) esquema del estanque de contacto para la cloración | 11 |
| Figura 9. Esquema de una mesa espesadora de lodos | 12 |
| Figura 10. Esquema de un reactor anaeróbico de mezcla mecánica con una etapa de calentamiento del líquido interior | 12 |
| Figura 11. Esquema de una centrífuga para el deshidratado de lodos | 13 |
| Figura 12. Esquema de una celda de combustible alimentada con un flujo másico de agente reductor m_{rede} y agente oxidante m_{oxe} . El sistema puede intercambiar un flujo de calor Q con el ambiente y produce un trabajo eléctrico W sobre una resistencia externa..... | 14 |
| Figura 13. Esquema de curvas típicas de polarización de una celda de combustible, donde se destaca la densidad de corriente de operación (j) y el voltaje que se establece a ese valor (U_{celda}), para la densidad de potencia máxima (P_{celda}) | 16 |
| Figura 14. Esquema que representa el sistema electroquímico de una CCM..... | 17 |

| | |
|--|----|
| Figura 15. Esquema del mecanismo de transporte de electrones en una CCM, desde el sustrato presente en el seno de la solución alimentada a la cámara anódica, hasta la transferencia de los electrones hacia el ánodo | 18 |
| Figura 16. Esquema propuesto para el mecanismo de transferencia de electrones en un microorganismo de la familia de las <i>Geobacter</i> . En el esquema se aprecian diferentes tipos de citocromos tipo C en la membrana externa (por ej.: OmcB) | 19 |
| Figura 17. Esquema de los diferentes mecanismos de transporte de electrones desde un microorganismo hacia el ánodo: a) por contacto directo, (b) por mediadores externos, y (c) por conducción a través de <i>nanowires</i> | 19 |
| Figura 18. Balance de carga para la DBO total consumida en una CCM..... | 22 |
| Figura 19. Esquema de un <i>stack</i> de celdas de combustible microbiológicas..... | 24 |
| Figura 20. Diagrama de bloques simplificado del proceso convencional a estudiar. | 31 |
| Figura 21. Esquema de la tecnología de lodos activados (reacción aeróbica más sedimentación secundaria). | 41 |
| Figura 22. Esquema de la etapa de reacción anaeróbica..... | 53 |
| Figura 23. Esquema del balance de masa global del proceso planteado para el caso base, donde la etiqueta “insumos” contiene a los polímeros usados para acondicionar los procesos de espesado y deshidratado, y además, los nutrientes requeridos en la etapa de reacción anaeróbica. | 58 |
| Figura 24. Esquema de un equipo desarenador-desengrasador aireado. | 60 |
| Figura 25. Esquema de un sedimentador primario circular..... | 61 |
| Figura 26. Esquema de un estanque de contacto para la desinfección. | 63 |
| Figura 27. Esquema de una mesa espesadora..... | 63 |
| Figura 28. Esquema de un reactor anaeróbico continuo..... | 64 |
| Figura 29. Esquema de una centrífuga continua..... | 65 |
| Figura 30. Distribución porcentual del requerimiento energético por etapas en la “línea base”..... | 68 |
| Figura 31. Esquema de la etapa de precalentamiento de los lodos que ingresan a la etapa de reacción anaeróbica, donde QIC es el calor transferido en el intercambiador de calor. 69 | |

| | |
|--|-----|
| Figura 32. Esquema de la etapa de valoración energética del biogás. | 70 |
| Figura 33. Diagrama de bloques simplificado de la PTAS con CCMs. | 73 |
| Figura 34. Esquema del balance de masa global del proceso planteado para el caso base, donde la etiqueta “insumos” contiene a los polímeros usados para acondicionar los procesos de espesado y deshidratado, y además, los nutrientes requeridos en la etapa de reacción anaeróbica. | 80 |
| Figura 35. Esquema de un arreglo de celdas de combustible microbiológicas en paralelo, donde WREq corresponde a la potencia eléctrica total generada en la etapa. | 83 |
| Figura 36. Esquema de una celda de combustible microbiológica unitaria. | 84 |
| Figura 37. Esquema del perfil de concentración de la DBO en la cámara anódica de una CCM (corte transversal a la celda). | 87 |
| Figura 38. Esquema del perfil de concentración del O ₂ en la cámara catódica de una CCM (corte transversal a la celda). | 91 |
| Figura 39. Algoritmo para la resolución del dimensionamiento de la etapa de reacción electroquímica. | 94 |
| Figura 40. Simulación de curvas de polarización para la CCM estudiada. | 95 |
| Figura 41. Análisis de sensibilidad en torno a los parámetros de diseño críticos en una CCM unitaria. | 96 |
| Figura 42. Análisis de sensibilidad en torno a la eficiencia coulombica en una CCM unitaria. | 97 |
| Figura 43. Resultados simulación CCM de Min <i>et al.</i> y datos experimentales reportados [18]. | 98 |
| Figura 44. Distribución porcentual del requerimiento energético por etapas para la PTAS con CCMs planteada. | 101 |
| Figura 45. Costo de una cámara de desarenado en función del caudal afluente | 106 |
| Figura 46. Costo de un estanque de contacto para la desinfección por unidad de volumen del equipo, para diferentes escalas de proceso | 107 |
| Figura 47. Costo de un digestor anaeróbico por unidad de volumen del equipo, para diferentes escalas de proceso | 108 |

Figura 48. Esquema del balance de electrones en un proceso bioquímico con la formación de biomasa según el modelo de Rittmann y McCarthy, donde f_{e0} corresponde a la fracción real de electrones destinados para la generación de productos, y f_{s0} la fracción real de electrones destinados para la generación de biomasa 133

Índice de tablas

| | |
|--|----|
| Tabla 1. Composición típica del agua servida sin tratar | 7 |
| Tabla 2. Revisión bibliográfica de resultados experimentales de CCMs operando en modo continuo con aguas servidas como sustrato (N.R.: indica que no se reporta el dato). | 24 |
| Tabla 3. Resumen del caso base..... | 26 |
| Tabla 4. Resumen de parámetros de calidad del agua para descargas de residuos líquidos a aguas fluviales según la normativa chilena vigente (DS90)..... | 27 |
| Tabla 5. Resumen de condiciones de operación para obtener lodos tipo B según normativa chilena vigente (DS4), usando como etapa de estabilización la de digestión anaeróbica. 27 | |
| Tabla 6. Fraccionamiento DBO y SST en afluente de entrada a la planta. | 29 |
| Tabla 7. Resumen de los flujos máxicos asociados al caso base. | 30 |
| Tabla 8. Caracterización de los principales flujos del diagrama de bloques del proceso presentado en la Figura 20. | 32 |
| Tabla 9. Resumen de factores de destrucción promedio de coliformes fecales por operación unitaria | 33 |
| Tabla 10. Resumen del balance de masa en la etapa de tamizado. | 35 |
| Tabla 11. Resumen balance de masa desarenado-desengrasado. | 36 |
| Tabla 12. Resumen balance de masa sedimentación primaria. | 38 |
| Tabla 13. Resumen de rendimientos máxicos proceso de oxidación aeróbica de aguas servidas..... | 39 |
| Tabla 14. Resumen rendimiento máxico proceso de respiración endógena. | 40 |
| Tabla 15. Resumen de parámetros para un sistema de lodos activados en aguas servidas a 20 °C..... | 42 |
| Tabla 16. Resumen balance de masa de la reacción aeróbica y sedimentación secundaria. | 47 |
| Tabla 17. Resumen balance de masa espesado. | 50 |

| | |
|---|----|
| Tabla 18. Fraccionamiento DBO y SST en corriente F7..... | 50 |
| Tabla 19. Resumen rendimiento másico proceso de metanogénesis a partir de lodos primarios. | 51 |
| Tabla 20. Resumen rendimiento másico proceso de metanogénesis a partir de lodos secundarios. | 52 |
| Tabla 21. Resumen de parámetros para un sistema anaeróbico a 35 °C. | 53 |
| Tabla 22. Resumen balance de masa de la reacción anaeróbica. | 56 |
| Tabla 23. Resumen balance de masa deshidratado. | 58 |
| Tabla 24. Resumen de parámetros de calidad del agua efluente de salida de la planta. .. | 59 |
| Tabla 25. Resumen de parámetros de calidad del lodo de salida de la planta. | 59 |
| Tabla 26. Resumen de los parámetros para el dimensionamiento de una centrífuga continua a 35 °C..... | 65 |
| Tabla 27. Resumen del dimensionamiento de los principales equipos de una PTAS convencional..... | 66 |
| Tabla 28. Resumen de factores de rendimiento energético asociados a las principales etapas del proceso de tratamiento de aguas convencional. | 67 |
| Tabla 29. Parámetros requeridos para calcular la recuperación energética del biogás en un CHP..... | 71 |
| Tabla 30. Resumen del balance energético de una PTAS convencional. | 71 |
| Tabla 31. Caracterización de los principales flujos del diagrama de bloques del proceso presentado en la Figura 33. | 73 |
| Tabla 32. Resumen de rendimientos másicos del proceso de oxidación electrogénica de aguas servidas del lado del anódico..... | 75 |
| Tabla 33. Resumen de rendimientos másicos del proceso de oxidación electrogénica de aguas servidas del lado del catódico. | 76 |
| Tabla 34. Resumen de rendimientos másicos del proceso de metanogénesis a partir de aguas servidas..... | 76 |
| Tabla 35. Resumen de parámetros de calidad del agua efluente de salida de la planta. .. | 81 |

| | |
|---|-----|
| Tabla 36. Resumen de parámetros de calidad del lodo de salida de la planta. | 81 |
| Tabla 37. Comparación de los parámetros de diseño entre una CCM de escala laboratorio y una PEMFC comercial..... | 85 |
| Tabla 38. Resumen de los parámetros para la estimación del coeficiente de convección en la cámara anódica a 20 °C..... | 90 |
| Tabla 39. Resumen de los parámetros para la estimación del coeficiente de convección en la cámara catódica a 20 °C..... | 92 |
| Tabla 40. Resumen de los parámetros requeridos para estimar las pérdidas óhmicas del sistema..... | 93 |
| Tabla 41. Resumen del dimensionamiento de la etapa de reacción electroquímica. | 95 |
| Tabla 42. Comparación principales resultados simulación celda de Min <i>et al.</i> | 98 |
| Tabla 43. Resumen del dimensionamiento de los principales equipos para la PTAS con CCMs, y la comparación con los resultados obtenidos para el proceso convencional reportados en la Tabla 27. | 99 |
| Tabla 44. Resumen del balance energético de la PTAS con CCMs estudiada..... | 102 |
| Tabla 45. Peso porcentual usual de los principales ítems asociados al CAPEX de un proyecto de ingeniería | 104 |
| Tabla 46. Costo unitario de los principales materiales asociados a una CCM..... | 106 |
| Tabla 47. Resumen de la inversión asociada a los equipos de las principales operaciones unitarias tanto para una PTAS convencional como con CCMs..... | 109 |
| Tabla 48. Resumen de los costos de los equipos asociados a las principales líneas del proceso planteado..... | 109 |
| Tabla 49. Resumen CAPEX de la PTAS convencional..... | 110 |
| Tabla 50. Resumen CAPEX de la PTAS con CCMs..... | 110 |
| Tabla 51. Peso porcentual usual de los principales ítems asociados al OPEX de un proyecto de aguas servidas | 111 |
| Tabla 52. Resumen de los costos unitarios asociados a los insumos del proceso planteado. | 112 |
| Tabla 53. Resumen OPEX de la PTAS convencional..... | 112 |

| | |
|--|-----|
| Tabla 54. Resumen del OPEX de la PTAS con CCMs. | 113 |
| Tabla 55. Tabla para la formulación del flujo de caja sin ingresos de un proyecto (los signos “+” y “-“ indican flujos positivos y negativos, respectivamente). | 113 |
| Tabla 56. Comparación de los indicadores globales para el proceso con CCMs y el caso “línea base”, además de la diferencia entre el VAN de ambos proyectos. | 115 |
| Tabla 57. Resumen de los indicadores globales del proceso para diferentes eficiencias coulombicas (N.A.: No aplica). | 116 |
| Tabla 58. Resumen del balance de masa en la etapa de tamizado. | 137 |
| Tabla 59. Resumen balance de masa desarenado-desengrasado. | 137 |
| Tabla 60. Resumen balance de masa sedimentación primaria. | 138 |
| Tabla 61. Resumen balance de masa de la reacción electroquímica. | 138 |
| Tabla 62. Resumen balance de masa de la reacción aeróbica y sedimentación secundaria. | 138 |
| Tabla 63. Resumen balance de masa espesado. | 139 |
| Tabla 64. Resumen balance de masa de la reacción anaeróbica. | 139 |
| Tabla 65. Resumen balance de masa deshidratado. | 140 |
| Tabla 66. Condiciones de operación y parámetros de diseño de la celda de Min <i>et al.</i> ... | 140 |
| Tabla 67. Resumen de los valores CEPCI usados en la estimación de costos del proyecto. | 141 |

Nomenclatura

| | |
|--------------------|---|
| A | : Área / m ² |
| C | : Concentración / kg m ⁻³ |
| c | : Coeficiente estequiométrico / - |
| CEPI | : Índice de costo de una planta de ingeniería química / - |
| costo | : Costo / USD |
| \bar{c}_p | : Calor específico promedio / kJ (kg K) ⁻¹ |
| D ^{ef} | : Coeficiente de difusión efectivo / m s ⁻² |
| D _h | : Diámetro hidráulico / m |
| dimension | : Dimensión característica / - |
| D _m | : Coeficiente de difusión molecular / m s ⁻² |
| d _p | : Diámetro de partícula / m |
| E ⁰ | : Potencial estándar / V |
| E/Q | : Indicador energético / kWh m ⁻³ |
| f | : Factor de conversión / - |
| H | : Alto / m |
| h | : Horizonte de evaluación / años |
| H _f | : Entalpía estándar de formación / kJ mol ⁻¹ |
| I | : Corriente / A |
| J | : <i>Flux</i> másico / kg (m ² s) ⁻¹ |
| j | : Densidad de corriente / A m ⁻² |
| j ₀ | : Densidad de corriente de intercambio / A m ⁻² |
| j _L | : Densidad de corriente límite / A m ⁻² |
| j _{L,bio} | : Densidad de corriente límite celular / A m ⁻² |
| k | : Tasa específica máxima para el sustrato / A m s ⁻¹ |
| K _{B/E} | : Constante de Butler-Volmer-Monod / - |
| K _{eq} | : Constante de equilibrio / - |

| | |
|-------------------|---|
| K_M | : Constante de Michaelis-Menten / mol m ⁻³ |
| k_L | : Coeficiente de transferencia de masa global / m s ⁻¹ |
| L | : Largo / m |
| L_c | : Largo característico / m |
| \bar{L} | : Criterios de diseño modelo de Bell / - |
| \dot{m} | : Flujo másico / kg s ⁻¹ |
| N | : Número total / - |
| P | : Densidad de potencia / W m ⁻² |
| p | : Presión parcial / atm |
| PCI | : Poder calorífico inferior / kJ kg ⁻¹ |
| PM | : Peso molecular / g mol ⁻¹ |
| PM _{DBO} | : Peso molecular como DBO / g _{DBO} mol ⁻¹ |
| Q | : Caudal / m ³ s ⁻¹ |
| \dot{Q} | : Flujo de calor / W |
| r | : Tasa de reacción por unidad de área / kg (m ² s) ⁻¹ |
| Re | : Adimensional de Reynolds / - |
| \bar{R} | : Razón de recirculación / - |
| \bar{r}_1 | : Criterios de diseño modelo de Bell / - |
| \bar{r}_{so} | : Criterios de diseño modelo de Bell / - |
| Sc | : Adimensional de Schmidt / - |
| Sh | : Adimensional de Sherwood / - |
| T | : Temperatura / K |
| TDS | : Tasa de descuento / - |
| U | : Voltaje / V |
| V | : Volumen / m ³ |
| v_0 | : Parámetro cinético modelo de Riddel / m h ⁻¹ |
| v_{ss} | : Velocidad de sedimentación / m s ⁻¹ |
| \bar{v} | : Velocidad promedio / m s ⁻¹ |
| W | : Ancho / m |

| | |
|-----------|---|
| \dot{W} | : Trabajo / W |
| X | : Concentración especie no soluble en agua / kg m ⁻³ |
| x | : Proporción másica / - |
| Y | : Rendimiento másico / - |
| y | : Parámetro cinético modelo de Riddel / L g ⁻¹ |

Alfabeto griego

| | |
|--------------------|--|
| α | : Coeficiente de transferencia de carga / - |
| δ | : Grosor / m |
| ΔE_N | : Potencial de Nernst / V |
| ΔE_{rxn}^0 | : Voltaje estándar de reacción / V |
| ΔVAN | : Diferencia de VAN / USD |
| $\Delta\phi^{IR}$ | : Pérdidas óhmicas / V |
| ε | : Porosidad / - |
| η | : Sobrepotencial / V |
| θ | : cociente de flujos másicos / - |
| θ_H | : Tiempo de retención hidráulico / h |
| θ_S | : Edad del lodo / días |
| ϑ | : Tasa superficial / m ³ (m ² s) ⁻¹ |
| μ | : Viscosidad dinámica / kg (m s) ⁻¹ |
| ν_e | : Electrones transferidos en la semirreacción / - |
| ξ | : Factor de destrucción / - |
| χ | : Eficiencia de remoción / - |
| Π | : Tasa de reacción / kg s ⁻¹ |
| ρ | : Densidad / kg m ⁻³ |
| σ | : Conductividad eléctrica / S m ⁻¹ |
| Σ | : Área equivalente de sedimentación / m ² |
| τ | : Tiempo de contacto / min |
| Φ_C | : Eficiencia coulombica / - |

| | |
|---------------------|---|
| Φ^{CHP} | : Eficiencia de conversión energética / - |
| ω | : Velocidad de giro / RPS |

Subíndices y superíndices

| | |
|---|---------------------------------------|
| a | : Activa |
| act | : Activación |
| aer | : Aeróbico |
| an | : Ánodo |
| ana | : Anaeróbico |
| AS | : Aguas servidas |
| A&G | : Aceites y grasas |
| bio | : Biodegradable |
| biof | : <i>Biofilm</i> |
| biomasa | : Biomasa |
| ca | : Cátodo |
| CDG | : Capa de difusión de gases |
| celda | : Celda |
| CHP | : Ciclo combinado de calor y potencia |
| CH ₄ | : Metano |
| Cl ₂ | : Cloro |
| C _n H _a O _b N _c | : Molécula orgánica tipo CHON |
| conc | : Concentración |
| consume | : Asociado a consumo |
| CO ₂ | : Dióxido de carbono |
| crit | : Crítico |
| CytC | : Citocromo C |
| C ₅ H ₇ O ₂ N | : Fórmula química de la biomasa |
| C ₁₀ H ₁₉ O ₃ N | : Fórmula química del agua servida |
| DBO | : Demanda bioquímica de oxígeno |

| | |
|--------|-------------------------------|
| DD | : Desarenado y desengrasado |
| DS | : Desinfección |
| DH | : Deshidratado |
| E | : Electrogénico |
| e | : Entra |
| el | : Eléctrica |
| ES | : Espesado |
| F_k | : Flujo k |
| genera | : Asociado a generación |
| H_2O | : Agua |
| i | : Especie química i |
| IC | : Intercambiador de calor |
| IO | : Inorgánico |
| l | : Fase líquida |
| lodos | : Lodos |
| L1 | : Lodos primarios |
| L2 | : Lodos secundarios |
| M | : Metanogénesis |
| max | : Máximo |
| ML | : Media logarítmica |
| n | : Número de flujo n |
| nbio | : No biodegradable |
| NKT | : Nitrógeno de Kjeldhal total |
| N_2 | : Nitrógeno |
| OAe | : Oxidación aeróbica |
| OE | : Oxidación electroquímica |
| ox | : Agente oxidante |
| O_2 | : Oxígeno |
| P | : Fósforo |

| | |
|---------------------|-----------------------------------|
| PEM | : <i>Proton exchange membrane</i> |
| pH | : pH |
| polímeros | : Polímeros |
| RAe | : Reacción aeróbica |
| RAn | : Reacción anaeróbica |
| red | : Agente reductor |
| REq | : Reacción electroquímica |
| res | : Respiración endógena |
| s | : Sale |
| Screenings | : <i>Screenings</i> |
| seno | : Seno |
| soluble | : Soluble |
| sol | : Fase sólida |
| SSV | : Sólidos suspendidos volátiles |
| SST | : Sólidos suspendidos totales |
| S1 | : Sedimentación primaria |
| S2 | : Sedimentación secundaria |
| t | : Total |
| t_{actual} | : Tiempo actual |
| TM | : Tamizado |
| t_{ref} | : Tiempo de referencia |
| 01 | : Unitario |

Constantes

| | |
|-------|---|
| F | : Constante de Faraday (= 96.485 C (mol-eq) ⁻¹) |
| R | : Constante de los gases ideales (= 8,314 J (mol K) ⁻¹) |
| π | : Número pi (= 3,14) |

1 Introducción

1.1 Proceso de tratamiento de aguas servidas y sus desafíos energéticos

En términos generales, el tratamiento de aguas servidas es fundamental para la protección de la salud y el medioambiente, pero según la Organización de las Naciones Unidas (ONU) solo el 20% de estos residuos producidos en el mundo son sometidos a un proceso de tratamiento antes de su disposición [1].

En Chile el panorama es más alentador, pues al 2017 existían 297 sistemas operativos de tratamiento de aguas servidas, lo que se traduce en una cobertura del 99,97% del total de la población [2]. Sin perjuicio de lo anterior, el sistema sanitario está sujeto a nuevos desafíos que guardan relación con el cambio climático y la resiliencia de las plantas de tratamiento en el tiempo. Dentro de estos ejes de desarrollo, es relevante destacar la necesidad de invertir en tecnología e innovación en los procesos actuales, a fin de avanzar en aspectos de sustentabilidad y economía circular [3].

Según la Superintendencia de Servicios Sanitarios (SISS), en el país el 60% de los sistemas de tratamiento de aguas servidas utilizan el proceso convencional en base a la tecnología de lodos activados, mientras que el resto corresponde a lagunas aireadas, descargar en emisarios submarinos, entre otros [2]. Dado lo anterior, el foco de este estudio fue la tecnología predominante en el país. En la Figura 1 se puede ver el diagrama de bloques simplificado del proceso de lodos activados.

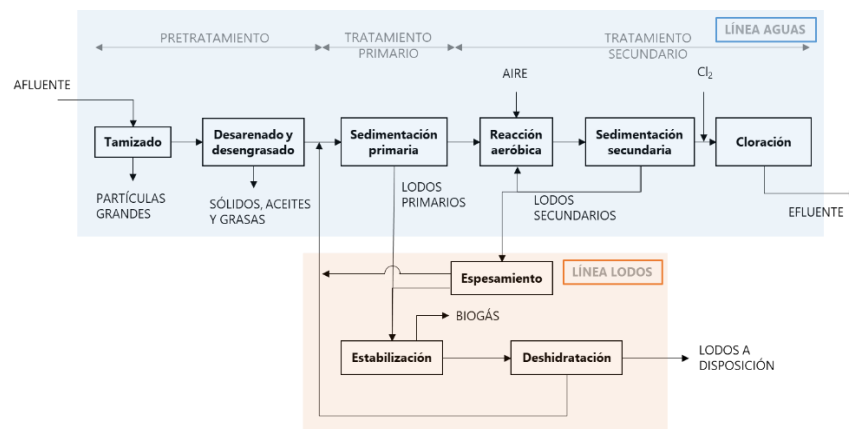


Figura 1. Diagrama de bloques simplificado del proceso de tratamiento de aguas servidas convencional en base a la tecnología de lodos activados y desinfección con gas cloro (adaptado de ref. [4]).

Una planta de tratamiento de aguas servidas (PTAS) usualmente se compone de dos líneas: la asociada al afluente a tratar (línea de aguas) y la asociada al manejo de los lodos primarios y secundarios (línea de lodos). La línea de aguas se puede separar en tres partes: pretratamiento, tratamiento primario y tratamiento secundario.

En el pretratamiento se retienen aceites, grasas y sólidos insolubles de granulometría mayor a 0,15 mm [5]. Esta parte del proceso está constituida por las operaciones de tamizado y desarenado y desengrasado.

El principal objetivo del tratamiento primario es separar el material suspendido en una operación de sedimentación. A la corriente concentrada en sólidos que se obtiene en esta etapa se le conoce como “lodo primario” y requiere ser tratada en la línea de lodos.

Por último, en el tratamiento secundario se busca disminuir la concentración de los principales contaminantes. En esta etapa se puede utilizar la tecnología de lodos activados, la que se compone de un reactor aireado donde proliferan microorganismos capaces de reducir la carga orgánica y un equipo de decantación que separa el efluente clarificado y el “lodo secundario”, constituido principalmente por biomasa y otros componentes no biodegradables sedimentables que deben ser tratados en la línea de lodos [4]. El tratamiento secundario suele finalizar con una etapa de desinfección.

En Chile, el 98,7% del agua tratada se descarga en aguas marítimas o continentales superficiales [2], por lo que están sujetas al Decreto Supremo 90 (DS90). Dicha regulación establece una concentración máxima de coliformes fecales [6], y por tanto, el diseño de PTAS en Chile suele contemplar una operación unitaria que controla este parámetro antes de disponer el efluente.

En lo que respecta a la línea de lodos, esta puede representar hasta el 50% de los costos operacionales de una PTAS [4][7], por lo que es importante diseñar un proceso que optimice su aprovechamiento energético y gestión. Las etapas del tratamiento de lodos se pueden ver en la Figura 1, donde el espesado y deshidratado corresponden a operaciones de separación sólido-líquido destinadas a concentrar los sólidos, mientras que la de estabilización busca reducir los patógenos, olores y el potencial de putrefacción del residuo de salida del proceso [5]. Las principales opciones de estabilización de los lodos generados en una PTAS son las operaciones de digestión aeróbica, digestión anaeróbica y acondicionamiento alcalino [5].

Asimismo, es necesario mencionar que la disposición de lodos debe estar sujeta a la normativa vigente, y en lo que respecta a Chile el Decreto Supremo 4 (DS4) corresponde a la base legal que estipula la clasificación, uso y disposición final de este tipo de residuos [8].

Se estima que el requerimiento energético para tratar aguas servidas mediante un proceso como el presentado en la Figura 1 varía entre un 0,5 y 2 kWh (m³ tratado)⁻¹ [7]. Esto se traduce en un impacto ambiental de entre 0,45 y 1,8 kg CO_{2,eq.} (m³ tratado)⁻¹ [7][9]. De esta demanda de energía, hasta el 75% puede deberse al costo operacional asociado a la aeración en la tecnología de lodos activados [4][10].

Se estima además, que la energía química contenida en la materia orgánica presente en las aguas servidas corresponde a 1,79 kWh m⁻³ [11][†], por lo que es atractivo diseñar un proceso de tratamiento que permita aprovechar esta energía para autoabastecerse y optimizar el consumo energético asociado.

Una forma de valorizar los residuos de una planta de tratamiento de aguas servidas, consiste en usar la tecnología de digestión anaeróbica en la etapa de estabilización y así obtener biogás como subproducto, el cual se puede combustionar y con ello disminuir los requerimientos energéticos del proceso. Sin embargo, con este método se estima que solo se puede suplir hasta un 50% del total de energía demandada por el proceso [7][9].

Ante esto, sigue siendo necesario desarrollar nuevas alternativas que permitan innovar en el proceso de tratamiento de aguas servidas, a fin de aprovechar de mejor manera la energía contenida en estos residuos, aumentar la eficiencia energética global del proceso, y potenciar la economía circular dentro de la industria sanitaria.

1.2 Celdas de combustible microbiológicas

Una celda de combustible microbiológica (CCM) es un dispositivo electroquímico capaz de degradar la materia orgánica y en paralelo transformar esa energía química directamente en electricidad [9][12][13][14].

Las celdas de combustible microbiológicas pueden ser alimentadas con distintos sustratos con contenido orgánico biodegradable [15]. Este fenómeno se debe a que el transporte de electrones está mediado por una amplia gama de bacterias clasificadas como electrogénas

[†] Calculado como la energía teórica liberada al oxidar completamente la materia orgánica presente en las aguas servidas cuya concentración es de 320 mg_{DBO} L⁻¹ [114].

[16][17], dentro de las cuales se encuentran las especies *Geobacter sulfurreducens*, *Shewanella putrefaciens IR-1*, *S. oneidensis MR-1*, *Escherichia coli*, entre otras [16]. En efecto, se ha encontrado que las aguas servidas contienen un inóculo electroactivo de bacterias con las propiedades deseadas para poder operar una CCM [18][19][20], y por ello, se hace factible la utilización de estos residuos como combustible para estas tecnologías.

En base a lo anterior, es que el proceso de tratamiento de aguas servidas se presenta como un nicho para la utilización de celdas de combustible microbiológicas, donde en la etapa asociada al tratamiento biológico se ha propuesto incorporar este tipo de tecnologías [11]. Con esto, la principal ventaja que se obtiene de este diseño es la reducción en el consumo energético neto en una planta de tratamiento de aguas servidas convencional.

En la literatura se ha propuesto un esquema para el sistema de tratamiento de aguas servidas en base a CCMs, donde estas reemplazan la reacción aeróbica, y además, se considera una etapa de digestión anaeróbica para el manejo de lodos (ver Figura 2). En dicho esquema, el balance energético teórico muestra que es posible aprovechar el 17% de la energía química contenida en el afluente mediante el uso de CCMs, y por otra parte, hasta el 37% de dicha energía en forma de combustible (biogás). Este diseño muestra la importancia de adicionar una etapa de digestión anaeróbica para aumentar la recuperación energética del proceso.

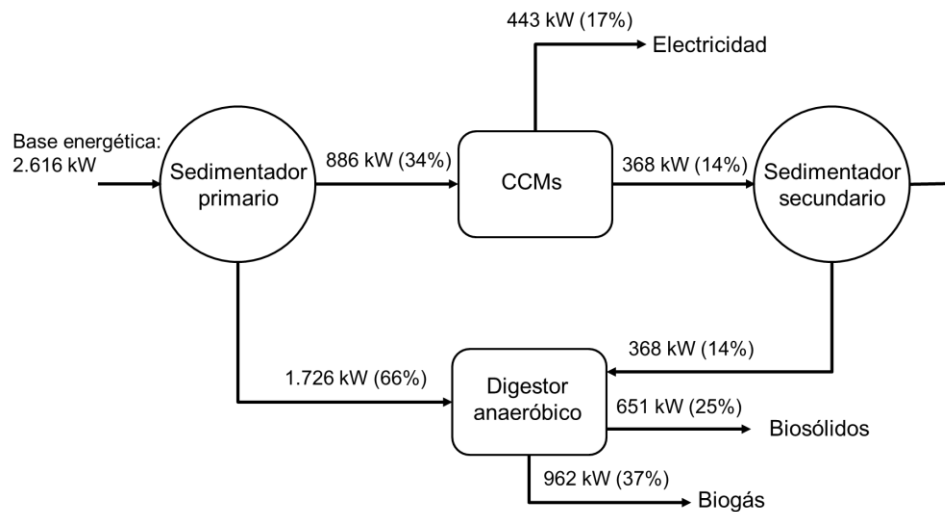


Figura 2. Balance energético teórico de un proceso de tratamiento de aguas servidas que utiliza celdas de combustible microbiológicas y digestión anaeróbica [11].

Además de la ventaja energética señalada en el párrafo anterior, es posible obtener otros beneficios en el diseño global de una PTAS al reemplazar la etapa de reacción aeróbica por celdas de combustible microbiológicas, a saber:

- i. La producción de lodos puede disminuir hasta un 30% en relación al proceso convencional de lodos activados, y con ello, alcanzar una disminución en los costos operacionales de hasta un 10% [9]. Esto, fundamentado en que las CCMs operan bajo condiciones anaeróbicas, por lo cual, el rendimiento en la generación de biomasa por unidad de materia orgánica consumida es de aproximadamente un 10% en relación a un sistema aeróbico, como es el caso de la tecnología de lodos activados [5].
- ii. Con base en el hecho anterior, es posible requerir equipos de menores dimensiones en la línea de lodos en comparación con el diseño convencional, disminuyendo así los costos de inversión asociados a estas operaciones unitarias.

Por último, cabe mencionar que la evaluación económica más acabada de un proceso industrial en base a CCMs publicada a la fecha de redacción de este informe, corresponde al trabajo de Trapero *et al.* en el 2016 quienes estudiaron un proceso de tratamiento de aguas residuales de una planta de producción de jugos, comparando la tecnología de lodos activados convencionales y la de celdas de combustible microbiológicas [21]. En este trabajo, para un caudal de diseño de $0,62 \text{ L s}^{-1}$ y una concentración de materia orgánica a la entrada de $15.000 \text{ mg}_{\text{DBO}} \text{ L}^{-1}$, se obtuvo un sistema de 10 CCM con área unitaria de membrana de $0,7 \times 0,7 \text{ cm}^2$. Luego, los autores calcularon la diferencia entre el VAN del proceso de tratamiento en base a celdas y el de uno convencional con lodos activados (ΔVAN) para una tasa de descuento del 3% y un horizonte de evaluación de 15 años. Bajo estas condiciones, obtuvieron un ΔVAN positivo de 5.000 EUR, lo que implica que los costos asociados a la tecnología de lodos activados son mayores que los del sistema de CCMs, y por tanto, concluyeron que era una mejor opción, en términos económicos, elegir dicha tecnología frente al proceso convencional [21].

Estos resultados, sirven de motivación para estudiar el impacto económico de las celdas de combustible microbiológicas en un proceso de tratamiento de aguas servidas, y esclarecer si estas tecnologías presentan un atractivo económico para el mercado actual.

Es importante tener en cuenta, que el modelo usado para el escalamiento de las CCMs en el trabajo de Trapero *et al.* no integra los principales fenómenos de transporte ni cinéticas de reacción asociados al sistema en particular (ver discusión en Anexo 10.1), por lo cual,

existe un nicho de desarrollo para la formulación de un modelo adecuado para el escalamiento de estas tecnologías, que aspire a predecir con mayor exactitud la respuesta del sistema frente a distintas condiciones y variables de operación (por ej.: geometría de las celdas, caudal afluente, carga orgánica, entre otros).

1.3 Objetivo general

Estudiar la prefactibilidad técnica y económica de un proceso de tratamiento de aguas servidas, cuyo tratamiento secundario se basa en la tecnología de celdas de combustible microbiológicas y lodos activados.

2 Revisión bibliográfica

A continuación se describe con mayor detalle el proceso de tratamiento de aguas servidas convencional, la tecnología de celdas de combustible microbiológicas, y los estudios más relevantes sobre esta última temática en el área del tratamiento de aguas servidas.

2.1 Operaciones unitarias del proceso convencional de tratamiento de aguas servidas

Para poder diseñar una PTAS es relevante conocer la calidad del agua del afluente a tratar. Al respecto, Metcalf y Eddy entregan una idea de las características del agua servida de acuerdo al flujo que es generado de este residuo por unidad de habitantes, clasificándolas en una escala de intensidad:

- i. De baja fuerza: dado un flujo promedio de agua servida de 570 L (hab d)⁻¹.
- ii. De mediana fuerza: dado un flujo promedio de agua servida de 380 L (hab d)⁻¹.
- iii. De alta fuerza: dado un flujo promedio de agua servida de 190 L (hab d)⁻¹.

En la Tabla 1 se pueden ver los valores promedio para algunos parámetros de calidad del agua en los tres casos descritos anteriormente.

Tabla 1. Composición típica del agua servida sin tratar [5].

| Parámetro | Unidad | Baja fuerza | Mediana fuerza | Alta fuerza |
|--|----------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| Sólidos suspendidos totales (SST) | mg L ⁻¹ | 130 | 195 | 389 |
| Demanda bioquímica de oxígeno (DBO ₅) [‡] | mg L ⁻¹ | 133 | 200 | 400 |
| Nitrógeno de Kjeldahl total (NKT) [§] | mg L ⁻¹ | 23,0 | 35,0 | 69,0 |
| Fósforo total (P) | mg L ⁻¹ | 3,7 | 5,6 | 11,0 |
| Aceites y grasas (A&G) | mg L ⁻¹ | 51,0 | 76,0 | 153 |
| Coliformes fecales (coli) ^{**} | NMP (100 ml) ⁻¹ | 10 ³ - 10 ⁵ | 10 ⁴ - 10 ⁶ | 10 ⁵ - 10 ⁹ |

[‡] Demanda bioquímica de oxígeno a los 5 días (DBO₅): cantidad de oxígeno consumido al degradar biológicamente la materia orgánica de una muestra, en un período de análisis de 5 días.

[§] Nitrógeno de Kjeldahl total (NKT): medida del contenido de nitrógeno orgánico más nitrógeno amoniacal de una muestra.

^{**} Número más probable (NMP): estimación estadística de la cantidad de elementos discretos en una muestra.

2.1.1 Operaciones unitarias de la línea de aguas

A continuación, se describen a grandes rasgos los equipos recomendados en cada etapa de la línea de aguas mostrada en la Figura 1, con el fin de alcanzar los parámetros de calidad de agua requeridos para el efluente.

2.1.1.1 Tamizado

Este proceso se puede realizar mediante un tamizador continuo que consiste en una cinta con rastrillas destinadas a transportar los sólidos retenidos en la rejilla (llamadas *screenings*) hasta una zona de acopio (ver Figura 3). La granulometría de las partículas capturadas en esta etapa dependerá del equipo usado. El diseño convencional considera rejillas gruesas, que pueden retener partículas de hasta 12,5 mm de diámetro.

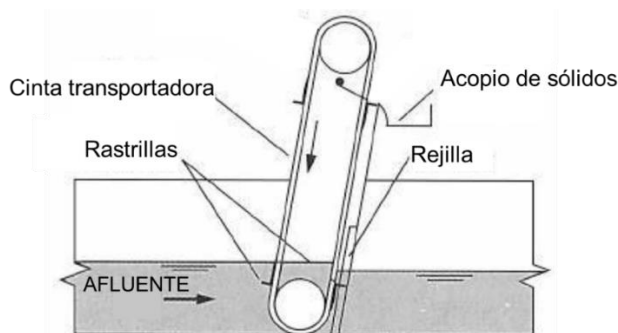


Figura 3. Esquema de un equipo de tamizado continuo con cinta transportadora y una zona de acopio de sólidos (corte transversal) [5].

2.1.1.2 Desarenado-desengrasado

El proceso de desarenado se lleva a cabo mediante la decantación de sólidos de diámetro mayor a 0,15 mm [5]. Esta etapa se puede realizar en un estanque como el de la Figura 4, donde se insufla aire para generar un perfil de flujo helicoidal el que promueve el proceso de sedimentación [5]. El estanque se diseña con un ángulo de inclinación de 45°, de forma tal que los sólidos de mayor densidad (arenas) se acumulen en la zona inferior del equipo [22], mientras que por la zona intermedia se colecte el efluente con la carga remanente de contaminantes.

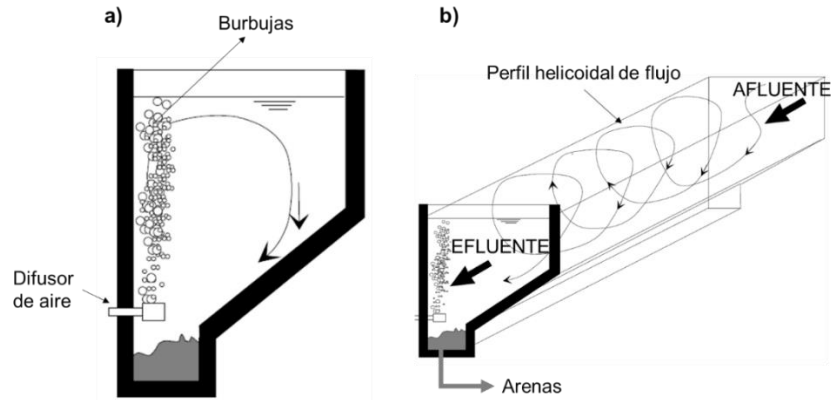


Figura 4. Esquema de un desarenador de cámara aireada en dos vistas: a) corte transversal y b) en perspectiva [23].

Por su parte, el proceso de desengrasado consiste en separar los aceites y grasas livianas de la fase acuosa, dada la diferencia de densidades [5]. Tanto el proceso de desarenado como el de desengrasado se pueden llevar a cabo en un mismo equipo, el cual es similar al desarenador de cámara aireada de la Figura 4, donde el estanque se divide en dos secciones mediante una pared deflectora (ver Figura 5). Para el caso de las grasas y aceites, el aire contribuye al proceso de flotación, y el perfil helicoidal del flujo transporta estos residuos a la cámara de aceites y grasas (abreviado “A&G”) [5]. El residuo flotante es recolectado por un barredor de superficie (ver Figura 5).

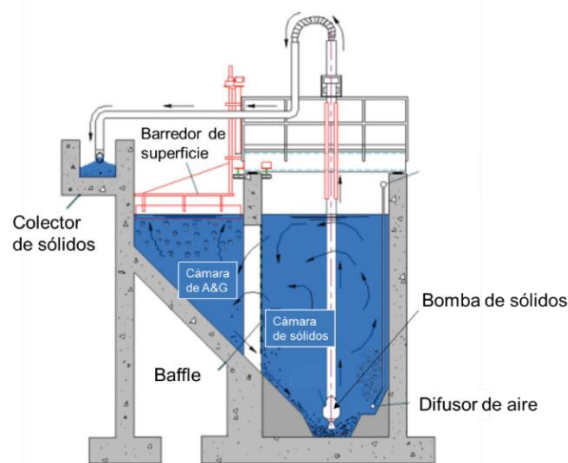


Figura 5. Esquema de un equipo de desarenado-desengrasado en cámara aireada (corte transversal) [24].

2.1.1.3 Sedimentación primaria

En esta etapa se busca decantar los sólidos sedimentables y el material suspendido del afluente [5]. Para tales fines, el equipo recomendado es un sedimentador continuo circular en donde la alimentación se da en el centro del equipo, de forma tal que se genera un perfil

radial en el flujo el que promueve la sedimentación (ver Figura 6). Por la parte superior del equipo (*overflow*) se colecta el efluente clarificado, mientras que por el fondo (*underflow*) sale una corriente concentrada de sólidos (lodos primarios).

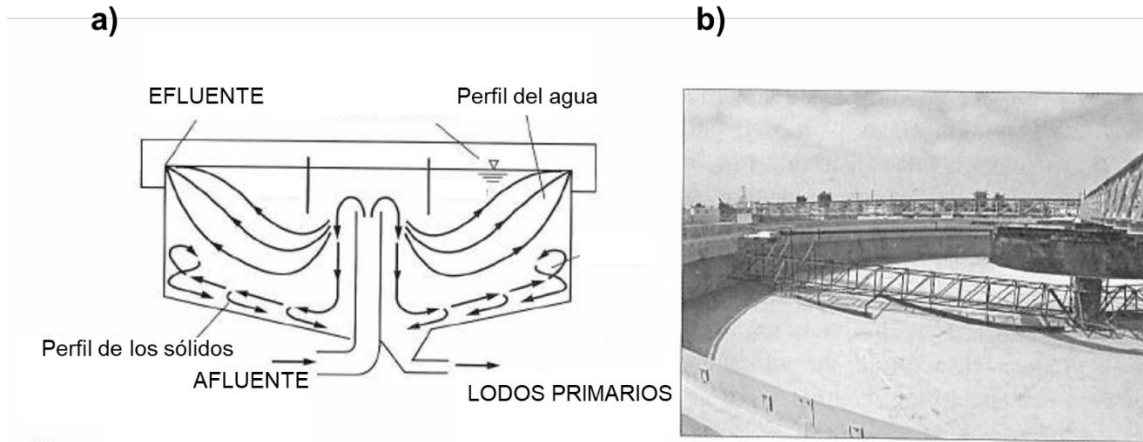


Figura 6. a) esquema de un equipo de sedimentación primario, y b) fotografía de la tecnología [5].

2.1.1.4 Lodos activados y sedimentación secundaria

El principal objetivo de esta etapa es la disminución de la concentración de materia orgánica (expresada en términos de DBO_5). La tecnología convencionalmente usada para tales fines es la de lodos activados, en la cual el abatimiento de carga orgánica se promueve mediante la actividad microbiológica de un consorcio aeróbico [5]. El equipo requerido en este caso está constituido por un estanque aireado seguido de un sedimentador continuo, entre los cuales es necesario conectar un reciclo para controlar la cantidad de microorganismos en el reactor. Además, es necesario instalar una purga de la materia biológica decantada que sale en el *underflow* del sedimentador (lodos secundarios) (ver Figura 7).

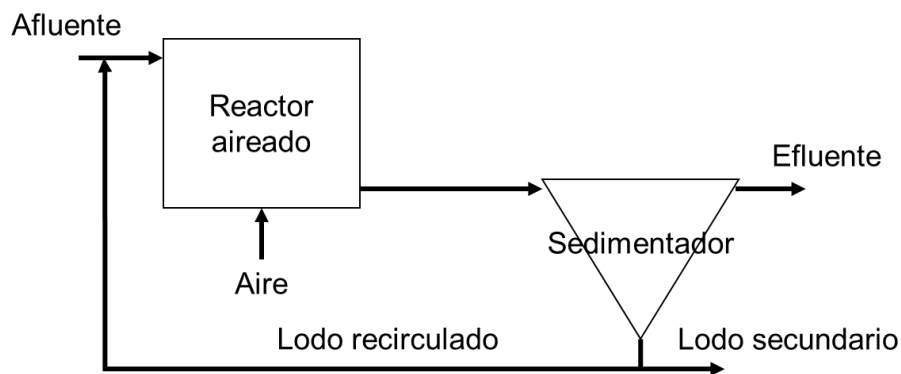


Figura 7. Esquema del proceso convencional de lodos activados [5].

2.1.1.5 Desinfección

Antes de disponer los efluentes de la PTAS, es necesario desinfectar dicho flujo y reducir la concentración de coliformes fecales. El desinfectante más usado en el mundo es el cloro gas, y su efecto depende del tiempo de contacto que se dé entre dicho agente y el agua a tratar [5]. Para tales efectos, el cloro se puede mezclar en línea para luego pasar por un estanque de contacto (ver Figura 8).

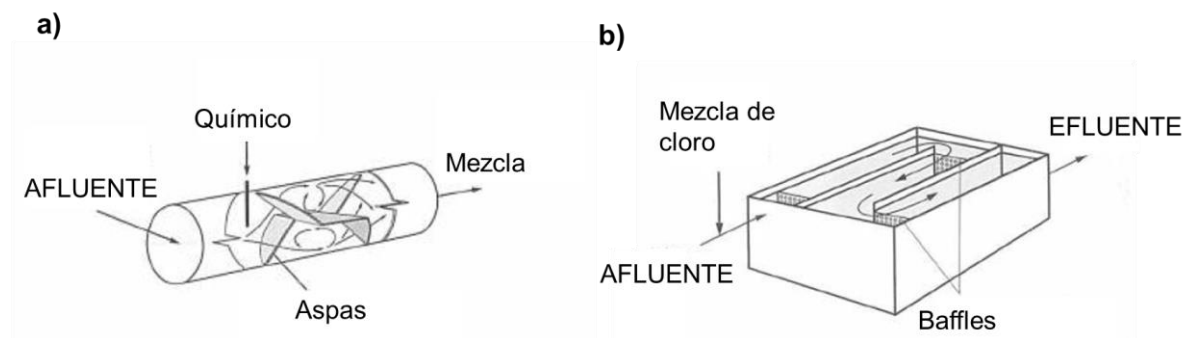


Figura 8. a) esquema del proceso de mezcla en línea de cierto químico (cloro gas), y b) esquema del estanque de contacto para la cloración [5].

2.1.2 Operaciones unitarias de la línea de lodos

En esta parte del proceso se engloban todas las etapas necesarias para reducir el volumen de lodos generados y ajustar sus características físicas según la normativa atinente. A continuación se describen los equipos asociados a las etapas de la línea de lodos detallada en la Figura 1.

2.1.2.1 Espesado

En esta etapa se busca reducir el caudal de lodos secundarios a tratar para optimizar el diseño de las etapas siguientes, y se puede realizar en una mesa de espesamiento como la esquematizada en la Figura 9. Dicho equipo consiste en una cinta permeable por donde se filtra el agua, de forma que el lodo retenido es transportado hacia la operación siguiente. En este caso es necesario agregar agentes flocculantes (polímeros) que permiten optimizar la retención de sólidos [5].

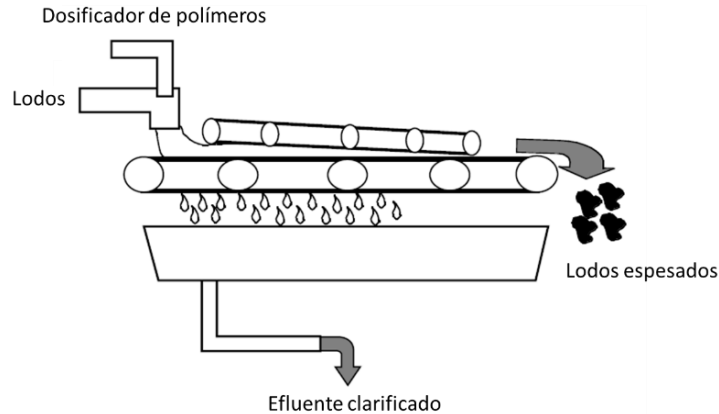


Figura 9. Esquema de una mesa esesadora de lodos [4].

2.1.2.2 Estabilización de lodos mediante digestión anaeróbica

La forma usual de estabilizar los lodos de una PTAS y obtener energía a partir de esto corresponde a la utilización de un biorreactor anaeróbico de mezcla completa donde se genera biogás con una concentración de hasta 72% v/v de metano, y otros compuestos como dióxido de carbono, amoníaco y ácido sulfhídrico [4][5]. Según las condiciones de operación, el equipo puede necesitar una etapa auxiliar de precalentamiento de los lodos para mantener cierta temperatura en el reactor (ver Figura 10).

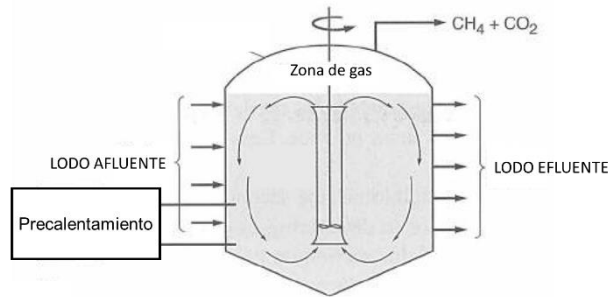


Figura 10. Esquema de un reactor anaeróbico de mezcla mecánica con una etapa de calentamiento del líquido interior [5].

2.1.2.3 Deshidratado

En esta operación se busca alcanzar la humedad requerida por normativa, y se puede realizar en un centrífuga como la esquemática en la Figura 11. En este equipo se alimentan los lodos a tratar en la zona intermedia, y producto de la aceleración centrífuga se genera una torta concentrada en sólidos (lodos de salida), la que es transportada por un

tornillo sin fin hasta un extremo del equipo. Por su parte, el agua clarificada sale por el extremo opuesto respecto a la salida del lodo [5].

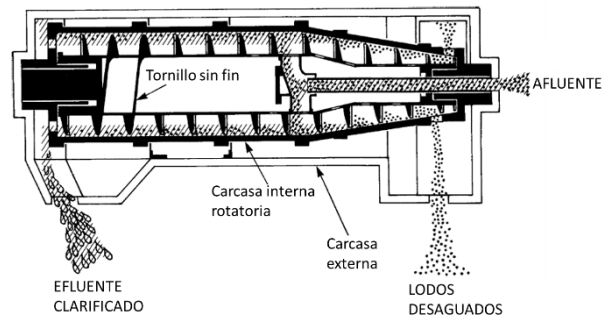


Figura 11. Esquema de una centrífuga para el deshidratado de lodos [25].

2.2 Celdas de combustible

2.2.1 Fundamentos

Para comprender como funcionan las CCMs, primero es necesario estudiar los fundamentos de las tecnologías de celdas de combustible en general. Estas tecnologías corresponden a dispositivos electroquímicos que pueden generar continuamente energía eléctrica en tanto se les proporcione continuamente un agente reductor, llamado también “combustible” (R^{red}), y un agente oxidantes (O^{ox}) [26]. Las semirreacciones que ocurren en los electrodos de una celda de combustible son las siguientes:

Ánodo (electrodo donde ocurre la semirreacción de oxidación): $R^{\text{red}} \rightarrow R^{\text{ox}} + e^-$

Cátodo (electrodo donde ocurre la semirreacción de reducción): $O^{\text{ox}} + e^- \rightarrow O^{\text{red}}$

Lo llamativo de estas tecnologías, es que las eficiencias energéticas no están limitadas por el ciclo de Carnot y, por lo tanto, teóricamente aprovechan de mejor manera la energía contenida en los combustibles usados [27]. En la Figura 12 se muestra un esquema de una celda de combustible.

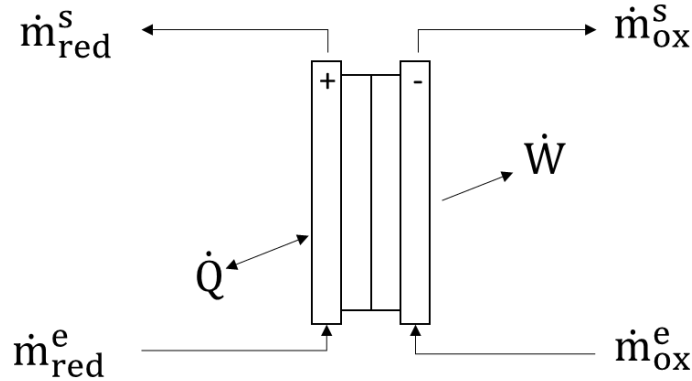


Figura 12. Esquema de una celda de combustible alimentada con un flujo másico de agente reductor \dot{m}_{red}^e y agente oxidante \dot{m}_{ox}^e . El sistema puede intercambiar un flujo de calor \dot{Q} con el ambiente y produce un trabajo eléctrico \dot{W} sobre una resistencia externa.

El balance de masa para el agente reductor en estado estacionario en una celda de combustible genérica como la propuesta en la Figura 12 es el siguiente:

$$\dot{m}_{red}^s = \dot{m}_{red}^e - \Pi_{red} \quad (1)$$

donde Π_{red} corresponde a la tasa másica de consumo del agente reductor.

Las celdas de combustible son en esencia un reactor heterogéneo cuya cinética depende de la superficie catalítica efectiva del electrodo [28]. Es por esto, que la ecuación (1) se puede reescribir como sigue:

$$\chi_{red} \cdot \dot{m}_{red}^e = r_{red} \cdot A \quad (2)$$

donde χ_{red} corresponde a la remoción del agente reductor, r_{red} corresponde a la tasa másica de consumo del agente reductor por unidad de área de electrodo, y A es el área proyectada del material electroactivo.

Por tratarse de un proceso que involucra reacciones de óxido-reducción, la cinética de consumo está determinada por la ley de Faraday [29]:

$$r_{red} = \frac{j}{\nu_e \cdot F} \cdot PM(red) \quad (3)$$

donde j corresponde a la densidad de corriente, ν_e a los moles de electrones equivalentes por unidad de mol de agente reductor, F a la constante de Faraday, y $PM(red)$ el peso molecular del agente reductor.

En este sentido, el estudio de la cinética en una celda de combustible está asociado a la caracterización de la densidad de corriente que se establezca en dicho sistema.

Finalmente, al reemplazar la ecuación (3) en (2) se puede obtener una expresión para dimensionar una etapa de celdas de combustibles en base a los parámetros de operación de dicho sistema:

$$A = \frac{v_e \cdot F \cdot \chi_{red} \cdot \dot{m}_{red}^e}{j \cdot PM(red)} \quad (4)$$

2.2.2 Curvas de polarización

Como se indicó en la sección anterior, para dimensionar una celda de combustible es necesario previamente relacionar la densidad de corriente y el voltaje de celda (U_{celda}) a los cuales opera el dispositivo. Esto se puede realizar mediante la siguiente ecuación [30][31]:

$$U_{celda} = \Delta E_N - \eta_{act}^{an} - |\eta_{act}^{ca}| - \eta_{conc}^{an} - |\eta_{conc}^{ca}| - \Delta\phi^{IR} \quad (5)$$

donde cada término en dicha ecuación se relaciona con un fenómeno particular del sistema estudiado:

- ΔE_N corresponde a la diferencia de potenciales de equilibrio o de Nernst, y establece el potencial máximo teórico que se puede establecer en la celda de combustible dada la termodinámica de la reacción.
- η_{act}^{an} y η_{act}^{ca} corresponden a los sobrepotenciales de activación en el ánodo y el cátodo, respectivamente, y dan cuenta de la cinética en cada electrodo.
- η_{conc}^{an} y η_{conc}^{ca} corresponden a los sobrepotenciales de concentración en el ánodo y el cátodo, respectivamente, y dan cuenta de los fenómenos de transferencia de masa que se dan en cada cámara de la celda de combustible.
- $\Delta\phi^{IR}$ corresponde a las pérdidas óhmicas del sistema las que tienen relación con la resistencia a la transferencia de carga en los materiales de los cuales está compuesta la celda.

Por otra parte, la potencia generada por la celda (\dot{W}_{celda}) está definida en razón de la densidad de potencia de esta (P_{celda}), de acuerdo a la siguiente ecuación [28]:

$$\dot{W}_{celda} = P_{celda} \cdot A \quad (6)$$

Por su parte, la densidad de potencia está definida en función de la densidad de corriente y el voltaje que se establezcan en la celda [28]:

$$P_{\text{celda}} = j \cdot U_{\text{celda}} \quad (7)$$

Una curva típica de polarización dada por la ecuación (5) se puede ver en la Figura 13. Aquí además se grafica la densidad de potencia del sistema para un rango de densidades de corriente arbitrario, y se observa que la densidad de corriente de operación óptima se da para aquel punto en el cual se alcanza el máximo para la densidad de potencia, vale decir, cuando se logra obtener el máximo de energía del sistema.

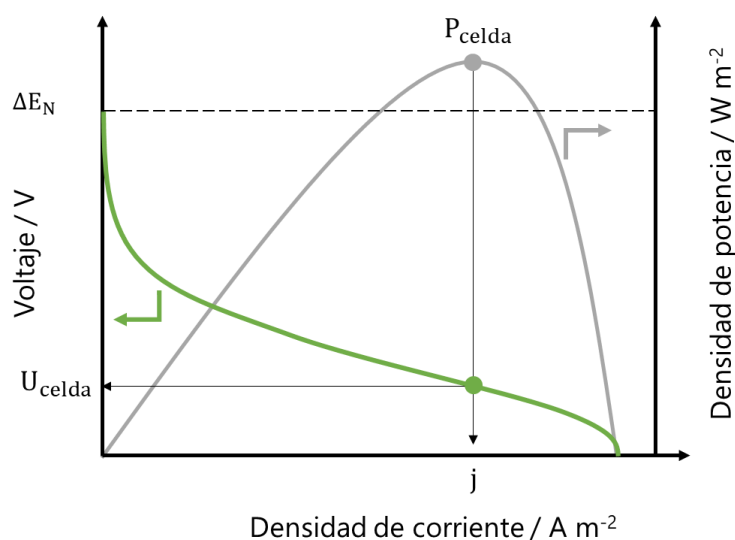


Figura 13. Esquema de curvas típicas de polarización de una celda de combustible, donde se destaca la densidad de corriente de operación (j) y el voltaje que se establece a ese valor (U_{celda}), para la densidad de potencia máxima (P_{celda}) (adaptado de ref. [31]).

En conclusión, para dimensionar una etapa de celdas de combustible es necesario poder definir el óptimo descrito anteriormente, de forma tal de estimar la densidad de corriente y voltaje que se establecerían en el sistema.

2.3 Celdas de combustible microbiológicas

2.3.1 Fundamentos

Una celda de combustible microbiológica se puede entender bajo los mismos conceptos dados en la sección 2.2, con la particularidad de que en este caso la presencia de microorganismos en el ánodo cataliza la semirreacción que ocurre en la superficie, y el combustible debe ser un sustrato biodegradable (por ej.: aguas servidas) [32]. Por su parte

el cátodo se puede alimentar con aire atmosférico debido a la capacidad oxidante del oxígeno contenido en dicho fluido [14].

Un esquema de este tipo de celda se puede ver en la Figura 14 en la que se distinguen los principales componentes: un ánodo de carbono al cual se adhieren los microorganismos encargados de oxidar la materia orgánica (formando un “bioánodo”) [33], un cátodo de platino soportado sobre carbono donde ocurre la semirreacción de reducción [15], y una membrana de intercambio protónico (PEM por sus siglas en inglés, *Proton Exchange Membrane*) que permite el balance iónico en el sistema [34]. El ánodo se encuentra inmerso en el agua a tratar contenida en la cámara anódica, mientras que el cátodo se encuentra en contacto con aire atmosférico en la cámara catódica.

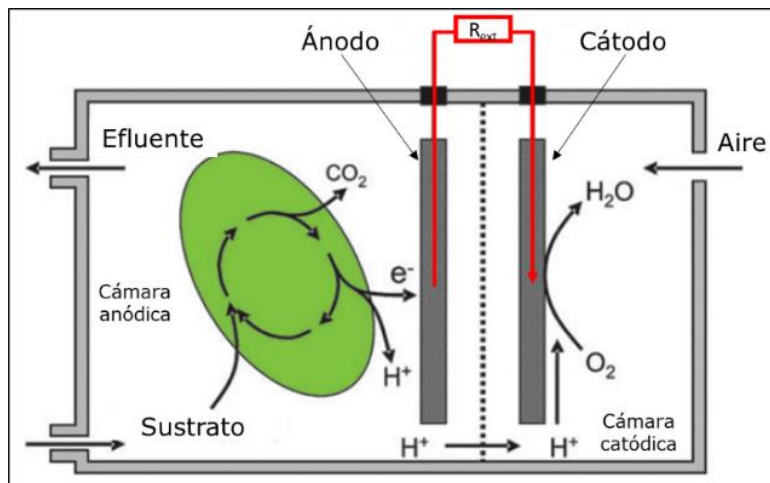


Figura 14. Esquema que representa el sistema electroquímico de una CCM [35].

Para mantener la actividad de las bacterias electrógenas y, por tanto, favorecer el desempeño electroquímico en la celda, la cámara anódica se debe mantener en condiciones anaeróbicas [16]. Por su parte, dada la alimentación de aire atmosférico en la cámara catódica, allí se genera un ambiente aeróbico, luego, es fundamental la presencia de la membrana semipermeable entre ambos compartimentos para separarlos físicamente y evitar el transporte de oxígeno hacia el ánodo [7].

Los electrones generados en el proceso de oxidación del sustrato orgánico son transportados desde el ánodo hacia el cátodo mediante un circuito externo, aprovechando con ello el trabajo eléctrico generado en el sistema. En base a esto, es importante entender los mecanismos de transporte de electrones que se dan en una CCM, para poder comprender la fenomenología y el desempeño electroquímico global.

2.3.2 Mecanismos de transporte de electrones

En el transporte de electrones que se da en una CCM se pueden diferenciar tres etapas: 1) transporte convectivo del sustrato desde el seno de la solución hacia el microorganismo, 2) oxidación bioquímica dentro del microorganismo, y 3) transferencia heterogénea de electrones desde la membrana externa del microorganismo hacia el ánodo. Un esquema de estas etapas se puede ver en la Figura 15.

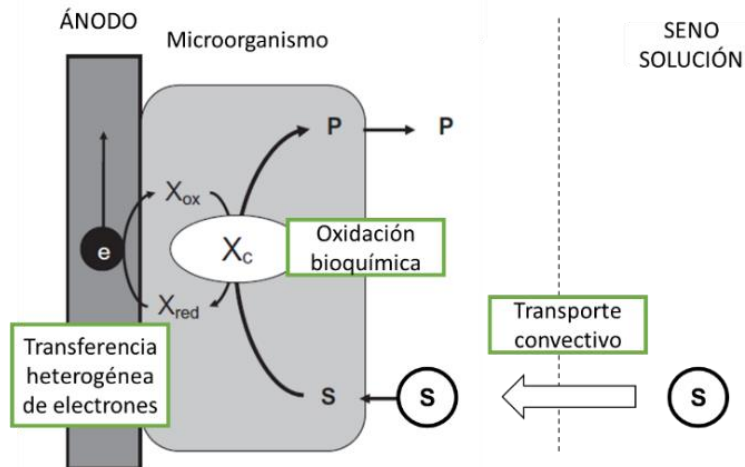


Figura 15. Esquema del mecanismo de transporte de electrones en una CCM, desde el sustrato presente en el seno de la solución alimentada a la cámara anódica, hasta la transferencia de los electrones hacia el ánodo (adaptado de ref. [36]).

El transporte del sustrato desde el seno de la solución hacia los sitios de actividad microbiológica está controlado por la convección y el régimen fluidodinámico que se establece en la cámara anódica [28].

Una vez que el sustrato entra en contacto con la bacteria, ocurre la degradación bioquímica mediante una ruta metabólica compleja (por ej.: glucólisis acompañado de ciclo de Krebs [37][38]). Los electrones liberados en este proceso son captados por mediadores celulares (NAD^+/NADH), los cuales son transportados hasta la membrana plasmática oxidándose y transfiriendo dichos electrones a una cadena de proteínas, donde el último aceptor son los citocromos tipo C presentes en la membrana externa (abreviadas Omc, por su traducción al inglés) [39][40][38]. Un esquema del transporte de electrones en la membrana plasmática se puede ver en la Figura 16.

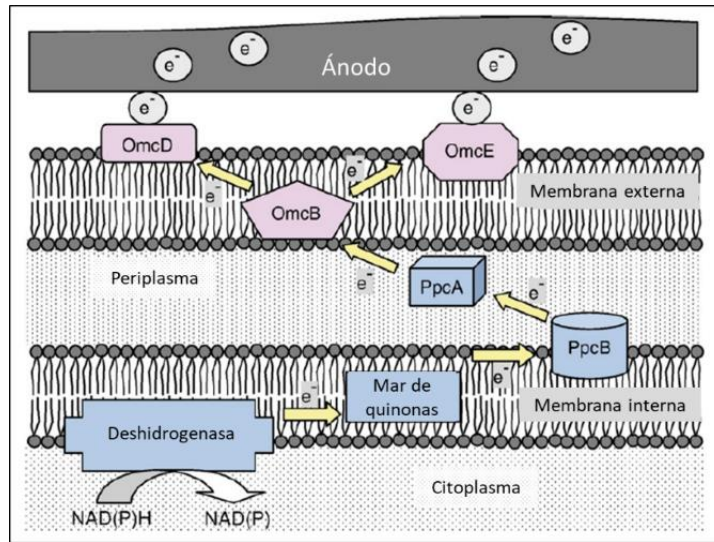


Figura 16. Esquema propuesto para el mecanismo de transferencia de electrones en un microorganismo de la familia de las *Geobacter*. En el esquema se aprecian diferentes tipos de citocromos tipo C en la membrana externa (por ej.: OmcB) [14].

Finalmente, la transferencia electrónica desde los citocromos tipo C hacia el electrodo se puede dar de tres formas diferentes:

- i. Por mediadores externos (por ej.: Antraquinona 2,6-disulfonada, ácido húmico) [19][40], que corresponden a pares redox que son transportados desde la membrana externa de los microorganismos hacia la superficie del electrodo.
- ii. Por contacto directo, dada la proximidad de los citocromos al ánodo.
- iii. Por conducción, desde los citocromos hasta unos apéndices que generan algunas bacterias (por ej.: *Geobacter Sulfurreducens* y *Shewanella putrefaciens IR-1* [16]), llamados *pili* bacteriano o *nanowires*.

Un esquema de los mecanismos descritos anteriormente se puede ver en la Figura 17.

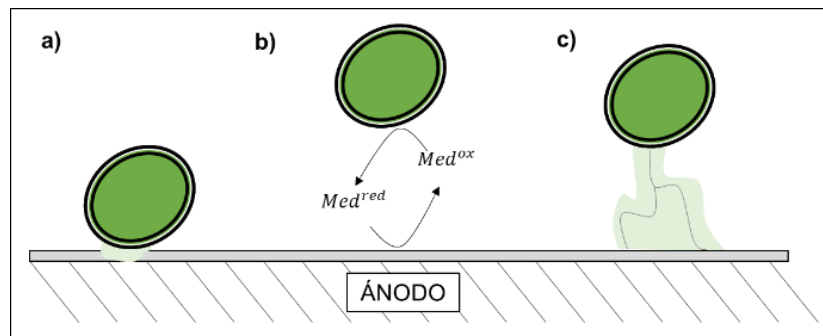


Figura 17. Esquema de los diferentes mecanismos de transporte de electrones desde un microorganismo hacia el ánodo: a) por contacto directo, (b) por mediadores externos, y (c) por conducción a través de *nanowires* (adaptado de ref. [7]).

Al adosarse los microorganismos a la superficie del electrodo se forma una película electroactiva llamada *biofilm*, que es el principal responsable del desempeño energético de una CCM [41][42][43]. En dicho *biofilm* los principales mecanismos de transferencia de electrones son por contacto directo y conducción, por lo cual los citocromos tipo C (CytC) juegan un papel fundamental [7]. Es así, que para el dimensionamiento de este tipo de tecnologías es de suma importancia tener en consideración estos fenómenos, a fin de poder establecer un modelo adecuado que dé cuenta de la cinética bioelectroquímica que se da en una CCM.

2.3.3 Cinética bioelectroquímica en una CCM

Como se explicó previamente, una vez que el sustrato es transportado hacia los microorganismos que se encuentran en el bioánodo, se llevan a cabo dos procesos principales: la oxidación bioquímica y la transferencia heterogénea de electrones [36]. En este sentido, la cinética global en el lado del ánodo en una CCM se puede modelar según la etapa controlante. A continuación se muestran los modelos cinéticos usados usualmente para los casos en los que la cinética está controlada por la oxidación bioquímica, la transferencia de electrones o ambas.

2.3.3.1 Control por oxidación bioquímica: Ecuación de Monod

La oxidación bioquímica que se da en una CCM se debe principalmente a la actividad biocatalítica de las enzimas presentes en los microorganismos [39], y se suele modelar de acuerdo a la Ecuación de Monod [44][45], la cual sigue un comportamiento de Michaelis-Menten como se ve a continuación [5][46]:

$$j = k_{\text{DBO}} \cdot \frac{C_{\text{DBO}}}{K_{\text{M,DBO}} + C_{\text{DBO}}} \cdot X_a \quad (8)$$

donde k_{DBO} corresponde a la tasa de degradación máxima para la DBO, C_{DBO} a la concentración de DBO en los sitios de reacción, $K_{\text{M,DBO}}$ a la constante de velocidad media o de Michaelis-Menten, y X_a a la concentración de biomasa activa.

2.3.3.2 Control por transferencia heterogénea de electrones: Ecuación de Butler-Volmer

La transferencia de electrones en una CCM se puede modelar de acuerdo a la ecuación de Tafel o Butler-Volmer [45][47][44], sin embargo, la segunda se usa con mayor frecuencia

porque se ajusta de mejor manera a los datos experimentales [48]. La ecuación de Butler-Volmer se puede ver a continuación [49]:

$$j = j_0 \cdot \left\{ \exp\left(\frac{(1 - \alpha) \cdot v_e \cdot F}{R \cdot T} \cdot \eta_{act}\right) - \exp\left(\frac{-\alpha \cdot v_e \cdot F}{R \cdot T} \cdot \eta_{act}\right) \right\} \quad (9)$$

donde j_0 corresponde a la densidad de corriente de intercambio, α al coeficiente de transferencia de carga, R a la constante de los gases ideales, y T a la temperatura de operación.

El modelo de Butler-Volmer descrito anteriormente considera que la cinética de transferencia de electrones depende solo del potencial de celda, sin embargo, existe una modificación donde se considera que la concentración de reactantes también afecta dicha cinética (control por transferencia de carga y masa). La expresión para este modelo se puede ver a continuación [50]:

$$j = j_0 \cdot \left(1 - \frac{j}{j_L}\right) \cdot \left\{ \exp\left(\frac{(1 - \alpha) \cdot v_e \cdot F}{R \cdot T} \cdot \eta_{act}\right) - \exp\left(\frac{-\alpha \cdot v_e \cdot F}{R \cdot T} \cdot \eta_{act}\right) \right\} \quad (10)$$

donde j_L corresponde a la densidad de corriente límite del sistema dada la disponibilidad de reactantes.

2.3.3.3 Control mixto: Ecuación de Butler-Volmer-Monod

Hamelers *et al.* en el 2011 desarrollaron un modelo que considera tanto el proceso de oxidación bioquímica como la transferencia heterogénea de electrones, resolviendo un balance de masa y de carga dentro de los microorganismos, y asumiendo las ecuaciones de Butler-Volmer sin transferencia de masa y Monod descritas previamente. La expresión a la que llegaron los autores la denominaron ecuación de Butler-Volmer-Monod y se puede ver a continuación [36]:

$$j = j_{L,bio} \cdot \frac{1 - \exp\left(-\frac{F}{R \cdot T} \eta_{act}\right)}{1 + K_{B/E} \cdot \exp\left(-\frac{F}{R \cdot T} \eta_{act}\right) + K_{eq} \cdot \exp\left(-\frac{F}{R \cdot T} \eta_{act}\right) + \frac{K_{M,DBO}}{C_{DBO}}} \quad (11)$$

donde $j_{L,bio}$ corresponde a la densidad de corriente límite del sistema dada la disponibilidad de enzimas al interior de los microorganismos, $K_{B/E}$ a la constante de Butler-Volmer-Monod,

K_{eq} a la constante de equilibrio para la reacción de oxidación bioquímica, y $K_{M,DBO}$ a la constante de Michaelis-Menten para el sustrato.

2.3.4 Eficiencia energética en una CCM

Dado que en una celda de combustible microbiológica puede existir un consorcio de microorganismos que compiten por la materia orgánica, se espera que existan por tanto otras rutas metabólicas alternativas a la actividad electrogénica, como por ejemplo, el proceso de metanogénesis [32]. En este sentido, el consumo total de materia orgánica, o DBO, que se da en una CCM se puede asociar tanto al proceso de generación de electricidad como al de estos procesos competitivos. En la Figura 18 se puede ver el esquema del balance de carga asociado a los electrones provenientes de la materia orgánica consumida en una CCM.

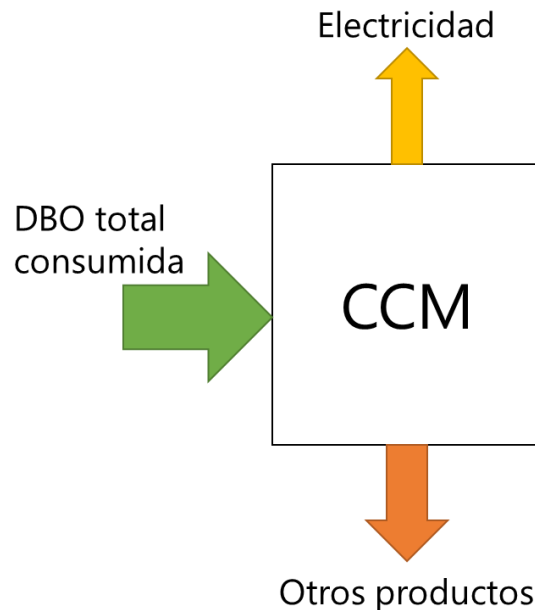


Figura 18. Balance de carga para la DBO total consumida en una CCM.

Dado lo anterior, la generación de electricidad en una CCM depende de la eficiencia del sistema para convertir directamente la DBO total consumida en trabajo eléctrico, la cual se conoce como eficiencia coulombica (Φ_C) y representa un parámetro de diseño relevante en una CCM.

Para un sistema continuo, la eficiencia coulombica se calcula de acuerdo con la siguiente expresión [51]:

$$\Phi_C = \frac{j \cdot A}{v_e \cdot F \cdot \chi_{DBO} \cdot \frac{Q \cdot C_{DBO}^e}{PM_{DBO}}} \quad (12)$$

donde χ_{DBO} corresponde a la remoción de DBO en la celda, Q al caudal afluente, C_{DBO}^e a la concentración de DBO en la entrada y PM_{DBO} al peso molecular como DBO del sustrato a tratar.

Al reemplazar la ecuación (3) en (12), la eficiencia coulombica se puede reescribir como sigue:

$$\Phi_C = \frac{\Pi_{DBO,E}}{\chi_{DBO} \cdot \dot{m}_{DBO}^e} \quad (13)$$

donde $\Pi_{DBO,E}$ corresponde a la tasa de consumo de DBO asociada a la actividad electrogénica y \dot{m}_{DBO}^e al flujo másico de DBO en la entrada.

2.4 Operación de CCMs con aguas servidas

Para cerrar este capítulo se presentan algunos resultados experimentales para celdas de combustible microbiológicas reportados por diversos autores en bibliografía. Los trabajos seleccionados se relacionan con el objetivo del informe, por lo que se consideraron los siguientes criterios de selección:

- i. Operación en modo continuo.
- ii. Alimentación a la cámara anódica con aguas servidas.
- iii. Presentar en el diseño de la celda una membrana de intercambio iónico.

Además de los criterios anteriores, se consideraron solo trabajos en torno a celdas unitarias, vale decir, se excluyeron de este primer análisis los diseños de CCMs operando en un arreglo de varias celdas, esto para poder enfocarse en entender de mejor manera el desempeño energético de la tecnología. El resumen de los trabajos seleccionados se presenta en la Tabla 2.

Tabla 2. Revisión bibliográfica de resultados experimentales de CCMs operando en modo continuo con aguas servidas como sustrato (N.R.: indica que no se reporta el dato).

| Referencia | Caudal afluente $Q / L d^{-1}$ | Concentración DBO afluente $C_{DBO}^e / mg_{DBO} L^{-1}$ | Remoción DBO $\chi_{DBO} / \%$ | Área ánodo celda unitaria A_{01} / cm^2 | Densidad de potencia máxima de celda $P_{celda} / mW m^{-2}$ | Eficiencia coulómbica $\Phi_C / \%$ |
|-----------------------------------|--------------------------------------|--|--------------------------------------|---|--|---|
| Liu y Logan (2004) [20] | N.R. | N.R. | N.R. | 7 | 28 | 28 |
| Liu <i>et al.</i> (2004) [19] | N.R. | 210 | 78 | 232 | 26 | <12 |
| Min <i>et al.</i> (2004) [18] | 0,32 | 246 | 58 | 100 | 63 | 7 |
| Puig <i>et al.</i> (2011) [52] | 1,39 | 376 | 80 | 7 | N.R. | N.R. |

En cuanto a los trabajos reportados para celdas de combustible microbiológicas de gran escala, el diseño usual consiste en acoplar varias celdas planas en *stacks* [53] (ver Figura 19). Esto va en concordancia con el diseño de gran escala que usualmente se sigue en otros tipos de celdas de combustible como las de baja temperatura (por ej. celdas de combustible con membrana) o de alta temperatura (por ej. celdas de combustible de óxido sólido) [54].

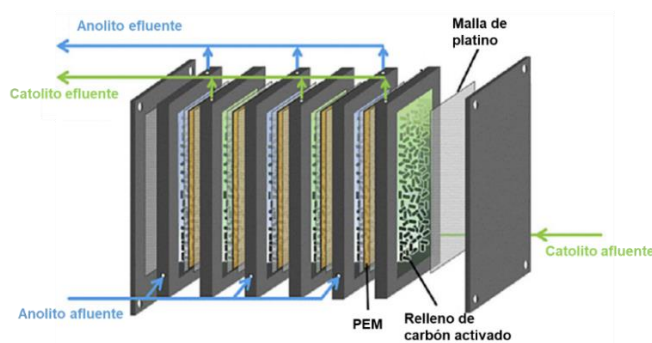


Figura 19. Esquema de un *stack* de celdas de combustible microbiológicas [55].

Uno de los trabajos más relevante en diseños experimentales de CCMs en *stacks* corresponde al de Liang *et al.* en el 2018, quienes construyeron y operaron el sistema más grande de celdas de combustible microbiológicas reportado hasta la fecha de redacción del informe, el cual consiste en 50 *stacks* de 3 celdas unitarias cada uno, cuya área transversal era de 60 x 33 cm² (vale decir, aproximadamente 0,2 m² de área de ánodo en cada una de las celdas unitarias) [56]. Otro de los resultados importantes del trabajo, es que dicho

sistema operó de forma continua y estable por más de un año [56], lo cual da sustento para plantear procesos industriales estables en torno a este tipo de tecnologías.

2.5 Objetivos específicos

Luego de realizar la revisión bibliográfica referente al proyecto de tratamiento de aguas servidas con base en celdas de combustible microbiológicas, se establecen los siguientes objetivos específicos para el trabajo:

- i. Definir el caso base de una planta de tratamiento de aguas servidas, bajo consideraciones industriales.
- ii. Proponer un modelo adecuado de celdas de combustible microbiológicas para el dimensionamiento y análisis de esta operación unitaria dentro del proceso de tratamiento de aguas servidas.
- iii. Realizar los balances de masa y energía para cada uno de los procesos involucrados en una PTAS.
- iv. Dimensionar los equipos principales de cada proceso.
- v. Estimar el CAPEX y OPEX de cada diseño.
- vi. Evaluar económicamente el proceso con celdas de combustible microbiológicas, construyendo el flujo de caja de cada proceso y calculando la diferencia entre el VAN de ambos.
- vii. Estudiar la sensibilidad de los resultados en base a diferentes valores para la eficiencia coulombica de una CCM.

3 Caso base y límite de batería

Para estudiar el proceso planteado se debió establecer un caso base que contemplara tanto el caudal a tratar como los principales parámetros de calidad de agua del afluente que ingrese a la planta. Para trabajar en un escenario intermedio respecto de las variables de operación referidas anteriormente, se decidió diseñar una planta de mediana escala con una calidad de agua del afluente de mediana fuerza (referido a la Tabla 1), además de una temperatura de entrada del afluente igual a 20°C. Con respecto a los parámetros de calidad del agua específicos que se estudiaron en el proceso, se tomaron los usados usualmente en el diseños de este tipo de plantas [57].

Para una planta de mediana escala se puede considerar un caudal de diseño de 700 L s⁻¹. Para tener una idea de la población a la que busca impactar un proyecto como este, se tiene de referencia que la planta de aguas servidas de Talagante está diseñada para un caudal de 743 L s⁻¹ con lo que espera cubrir una población de 277.937 habitantes [57].

El resumen de los parámetros asociados al caso base se presenta en la Tabla 3.

Tabla 3. Resumen del caso base [5].

| Parámetro | Valor | Unidad |
|-----------|-----------------|----------------------------|
| Q | 700 | L s ⁻¹ |
| T | 20 | °C |
| DBO | 200 | mg L ⁻¹ |
| NKT | 35 | mg L ⁻¹ |
| SST | 195 | mg L ⁻¹ |
| P | 5,6 | mg L ⁻¹ |
| A&G | 76 | mg L ⁻¹ |
| coli | 10 ⁶ | NMP (100 ml) ⁻¹ |

Para definir el proceso requerido fue necesario establecer las condiciones de salida del efluente y de los lodos generados en la planta. Para el primer punto se decidió disponer el agua tratada en el cauce de un río o corrientes fluviales, por lo que se debe cumplir con el Decreto Supremo 90 para aguas fluviales (DS90-AF) [6], el cual establece un límite para la calidad de agua del efluente de la planta cuyos valores se resumen en la Tabla 4.

Tabla 4. Resumen de parámetros de calidad del agua para descargas de residuos líquidos a aguas fluviales según la normativa chilena vigente (DS90) [6].

| Parámetro | Límite superior | Unidad |
|-----------|-----------------|----------------------------|
| DBO | 35 | mg L ⁻¹ |
| NKT | 50 | mg L ⁻¹ |
| SST | 80 | mg L ⁻¹ |
| P | 10 | mg L ⁻¹ |
| A&G | 20 | mg L ⁻¹ |
| coli | 10 ³ | NMP (100 ml) ⁻¹ |

Con respecto a los lodos de salida del proceso, en primer lugar se necesita alcanzar una condición de estabilización o de reducción del potencial de atracción de vectores sanitarios, lo que se traduce en una remoción mínima de un 38% p/p de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) en la etapa de estabilización [8].

Por otra parte, se decidió disponer los lodos de salida de la planta en un relleno sanitario, para lo cual la normativa vigente establece ciertas restricciones operacionales a este tipo de residuo. En términos legales, se necesita obtener un lodo categorizado como “tipo B”, para el cual se puede usar la tecnología de digestión anaeróbica como etapa de estabilización y las restricciones operacionales de la Tabla 5.

Tabla 5. Resumen de condiciones de operación para obtener lodos tipo B según normativa chilena vigente (DS4), usando como etapa de estabilización la de digestión anaeróbica [8].

| Parámetro | Valor | Unidad |
|--|----------------------|---------------------------|
| Humedad lodo salida | <70 | % |
| Coli por unidad de lodo de salida | <2 x 10 ⁶ | NMP (g SST) ⁻¹ |
| Tiempo de residencia medio digestión anaeróbica entre 35 - 55 °C | >15 | días |

En lo que se refiere a los *screenings*, arenas y A&G provenientes del pretratamiento, se decidió externalizar su gestión.

Una vez definidos los parámetros de entrada y salida del proceso, fue necesario caracterizar químicamente el afluente a tratar y estimar su composición másica. En primer

lugar, se caracterizó la materia orgánica y los sólidos presentes en las aguas servidas con respecto a los parámetros de calidad del agua definidos en la Tabla 3.

La materia orgánica se expresa como DBO, la cual está compuesta de componentes solubles ($C_{\text{DBO,soluble}}$) y sólidos suspendidos volátiles biodegradables ($C_{\text{SSV,bio}}$) [58]. En lo que se refiere a las aguas servidas, la proporción másica entre ambos componentes suele ser de 1:3 [59], respectivamente, de forma que la mayor proporción de la DBO está representada por los SSV presentes en el residuo a tratar. Lo anterior queda expresado en la ecuación (14).

$$C_{\text{DBO}} = C_{\text{DBO,soluble}} + f_{\text{DBO}} \cdot C_{\text{SSV,bio}} \quad (14)$$

donde f_{DBO} es el factor de conversión de DBO (en $g_{\text{DBO}} g_{\text{SSV}}^{-1}$).

Para modelar la DBO presente en las aguas servidas, esta se considera como una molécula con fórmula química $C_{10}H_{19}O_3N$ [5]. Con esto, es posible establecer el peso molecular como DBO de esta especie ($PM_{\text{DBO}}(C_{10}H_{19}O_3N)$), por simplicidad $PM_{\text{DBO}}(\text{AS})$, y con esto poder realizar los balances molares correspondientes. En bibliografía se establece una fórmula teórica para conocer este valor, donde para una molécula con fórmula química $C_nH_aO_bN_c$ se tiene lo siguiente [58]:

$$PM_{\text{DBO}}(C_nH_aO_bN_c) (/ g_{\text{DBO}} \text{ mol}^{-1}) = (2 \cdot n + 0,5 \cdot a - 1,5 \cdot c - b) \cdot 16 \quad (15)$$

En base a la ecuación (15) y la fórmula química para la materia orgánica en las aguas servidas, se obtiene que su peso molecular como DBO es de $400 g_{\text{DBO}} \text{ mol}^{-1}$.

Por otra parte, y dado que se trabajará con sistemas biológicos, la biomasa asociada a los microorganismos se modela como una molécula con fórmula química $C_5H_7O_2N$ [5]. Dada la naturaleza física de esta especie se considera como un sólido suspendido volátil biodegradable [5][46], vale decir, la proliferación de microorganismos en un sistema contribuye en el aumento de SSV.

Conociendo la fórmula química de la materia orgánica a tratar y de la biomasa, es posible estimar los factores de conversión de DBO para cada especie, en base a la siguiente fórmula teórica dada en bibliografía [58]:

$$f_{\text{DBO},C_nH_aO_bN_c} \left(/ g_{\text{DBO}} g_{\text{SSV}}^{-1} \right) = \frac{PM_{\text{DBO}}(C_nH_aO_bN_c)}{12 \cdot n + a + 16 \cdot b + 14 \cdot c} \quad (16)$$

Así, se concluye que el factor de conversión para las aguas servidas es de 1,99 $g_{\text{DBO}} g_{\text{SSV}}^{-1}$ y el de la biomasa es de 1,42 $g_{\text{DBO}} g_{\text{SSV}}^{-1}$.

Por su parte, los sólidos totales presentes en las aguas servidas se expresan como SST, que corresponden a la suma del material particulado inorgánico (C_{IO}) y los sólidos suspendidos volátiles (C_{SSV}). Notar que los SSV están compuestos de material biodegradable ($C_{\text{SSV,bio}}$) y no biodegradable ($C_{\text{SSV,nbio}}$) [58]. Lo anterior se puede expresar de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$C_{\text{SST}} = C_{\text{IO}} + C_{\text{SSV,bio}} + C_{\text{SSV,nbio}} \quad (17)$$

En base a los parámetros de calidad del agua y los productos esperados en el proyecto, se hizo seguimiento a once especies químicas: H_2O , NKT, SST, P, A&G, N_2 , O_2 , CO_2 , HCO_3^- , CH_4 y Cl_2 .

Para aguas servidas, la proporción másica promedio entre SSV y SST ($x_{\text{SSV/SST}}$) es de 0,78 [5]. Con este dato y el análisis anterior, es posible deducir el fraccionamiento para la DBO y los SST en el flujo de entrada al proceso según se muestra en la Tabla 6.

Tabla 6. Fraccionamiento DBO y SST en afluente de entrada a la planta.

| Parámetro | Valor | Unidad |
|--------------------------|-------|-------------|
| $C_{\text{DBO,soluble}}$ | 50 | $mg L^{-1}$ |
| $C_{\text{SSV,bio}}$ | 75 | $mg L^{-1}$ |
| C_{DBO} | 200 | $mg L^{-1}$ |
| $C_{\text{SSV,nbio}}$ | 77 | $mg L^{-1}$ |
| C_{IO} | 43 | $mg L^{-1}$ |
| C_{SST} | 195 | $mg L^{-1}$ |

En base al fraccionamiento anterior, es posible estimar los flujos másicos que componen el afluente de entrada al proceso según las once especies químicas definidas previamente. Para esto, se asumió que el flujo volumétrico de H_2O que entra a la planta es igual al caudal

de diseño Q , luego, conociendo la densidad del agua (ρ_{H_2O} @20 °C= 1 kg L⁻¹ [60]) se pudo calcular el valor requerido según la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{H_2O} = Q \cdot \rho_{H_2O} \quad (18)$$

Para los flujos máxicos asociados a las demás especies i (\dot{m}_i) se usó la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_i = Q \cdot C_i \quad (19)$$

donde C_i corresponde a la concentración máxica de la especie i .

El resumen de los flujos máxicos asociados al caso base se detallan en la Tabla 7.

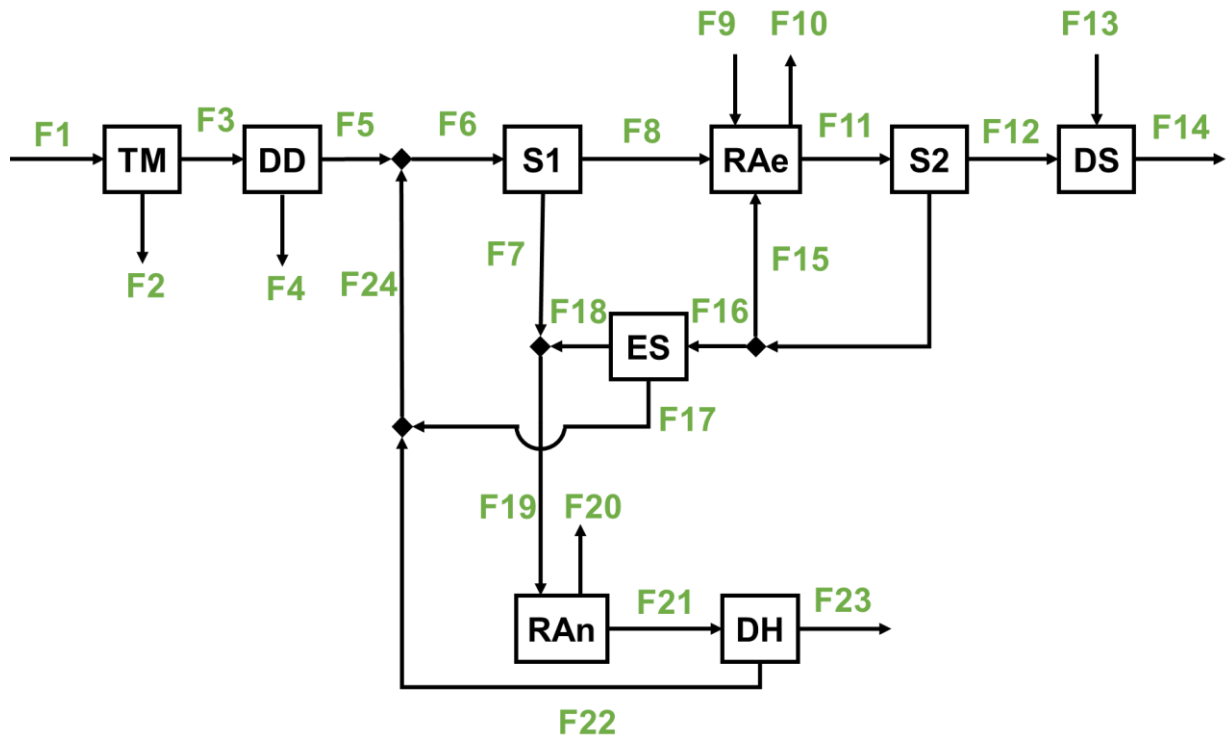
Tabla 7. Resumen de los flujos máxicos asociados al caso base.

| Especie | Valor / kg s ⁻¹ |
|-------------------------------|--------------------------------------|
| H ₂ O | 700 |
| NKT | 0,025 |
| SST | 0,14 |
| P | 0,0039 |
| A&G | 0,053 |
| N ₂ | 0 |
| O ₂ | 0 |
| CO ₂ | 0 |
| HCO ₃ ⁻ | 0 |
| CH ₄ | 0 |
| Cl ₂ | 0 |

4 PTAS convencional

4.1 Diagrama de bloques del proceso

En primer lugar, se consideró como base comparativa el diseño convencional de una PTAS de acuerdo a lo descrito en la sección 1.1 para ajustar los principales parámetros de calidad del agua según la Tabla 4. El diagrama de bloques simplificado del proceso con su nomenclatura respectiva se puede ver en la Figura 20.



Nomenclatura

TM: Tamizado DD: Desarenado y desengrasado S1: Sedimentación primaria RAe: Reacción aeróbica
 S2: Sedimentación secundaria DS: Desinfección ES: Espesado RAn: Reacción anaeróbica DH: Deshidratado

Figura 20. Diagrama de bloques simplificado del proceso convencional a estudiar.

Los componentes de cada uno de los flujos del proceso anterior, de acuerdo a la nomenclatura usada en la Figura 20 se puede ver en la Tabla 8.

Tabla 8. Caracterización de los principales flujos del diagrama de bloques del proceso presentado en la Figura 20.

| Flujo | Definición | Composición |
|--------------|--|---|
| F1 | Afluente planta | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, <i>Screenings</i> , A&G |
| F2 | Residuos sólidos | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, <i>Screenings</i> , A&G |
| F3 | Afluente DD | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G |
| F4 | Residuos DD | H ₂ O, NKT, P, SST, A&G |
| F5 | Efluente DD | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G |
| F6 | Afluente S1 | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F7 | Lodos primarios | H ₂ O, SST, HCO ₃ ⁻ |
| F8 | Afluente RAe | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F9 | Aire alimentación RAe | N ₂ , O ₂ |
| F10 | Gases de salida RAe | N ₂ , O ₂ , CO ₂ |
| F11 | Afluente S2 | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F12 | Afluente DS | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F13 | Alimentación cloro gas | Cl ₂ |
| F14 | Efluente planta | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F15 | Reciclo RAe | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F16 | Afluente ES (lodos secundarios) | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F17 | Efluente clarificado ES para recirculación | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F18 | Lodos secundarios espesados | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F19 | Afluente RAn (lodos totales) | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F20 | Biogás RAn | CH ₄ , CO ₂ |
| F21 | Afluente DH (lodos estabilizados) | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F22 | Efluente clarificado DH para recirculación | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F23 | Lodos a disposición | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F24 | Efluente recirculación línea de lodos | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |

4.2 Balances de masa

4.2.1 Descripción de la metodología de resolución

La ecuación fundamental para resolver los balances de masa para cada especie *i* en estado estacionario es la siguiente [61]:

$$\dot{m}_i^s = \dot{m}_i^e + \Pi_{i,genera} - \Pi_{i,consume} \quad (20)$$

Así, en cada etapa se especificaron las principales condiciones de operación con las cuales resolver los balances de masa asociados a las especies descritas previamente, y luego, se reportaron los resultados generales asociados a la ecuación (20).

En el caso de las etapas que involucran reacciones, se definió además la estequiometría y los rendimientos máxicos con respecto al consumo de DBO, de forma tal que la generación/consumo de cada especie i ($\Delta\dot{m}_i$) queda definida de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\Delta\dot{m}_i = Y_{i/DBO} \cdot \Delta\dot{m}_{DBO} \quad (21)$$

Es importante tener en cuenta que el flujo que ingresa a la etapa de sedimentación primaria corresponde a la suma del flujo F5 y el agua recirculada de la línea de lodos F24, por lo que en una primera instancia se despreció esta última entrada (vale decir, $F_6 = F_5$). Con esto, fue posible resolver los balances de masa en las etapas posteriores y, a su vez, conocer el caudal y composición de la corriente F24. Una vez que se completaron estos cálculos, se incorporó el flujo F24 en el modelo y se iteraron los cálculos hasta minimizar el error en el balance de masa en el punto de mezcla (F6).

Adicionalmente a los cálculos anteriores, en cada etapa se estimaron la DBO y las coliformes fecales. En particular para este último parámetro, se conocen los factores de destrucción asociados a cada operación unitaria k (ξ_{coli}^k , ver Tabla 9), de forma tal que la concentración de coliformes en el flujo F_j se calcula en base a la siguiente ecuación:

$$C_{coli}^{F_j} = (1 - \xi_{coli}^k) \cdot C_{coli}^{F_{(j-1)}} \quad (22)$$

Tabla 9. Resumen de factores de destrucción promedio de coliformes fecales por operación unitaria [5].

| Operación unitaria k | ξ_{coli}^k / % |
|-----------------------------|--|
| Tamizado | 2,5 |
| Desarenado y desengrasado | 17,5 |
| Sedimentación primaria | 50 |

Tabla 9. Resumen factor de destrucción promedio de coliformes fecales por operación unitaria [5]
(continuación).

| Operación unitaria k | ξ_{coli}^k / % |
|--------------------------|------------------------------|
| Reacción aeróbica | 95 |
| Sedimentación secundaria | 50 |
| Cloración | (Depende del diseño) |
| Espesamiento | 0 ^{††} |
| Reacción anaeróbica | 0 ^{‡‡} |
| Deshidratación | 0 ^{§§} |

4.2.2 Tamizado

4.2.2.1 Remoción de *screenings*

Para una rejilla gruesa con apertura de 12,5 mm, la remoción de la mezcla *screenings* y H₂O (χ^{TM}) en aguas servidas es de 50 L (1.000 m³ afluyente tratado)⁻¹, cuya densidad de mezcla es de 0,9 kg L⁻¹ [5]. Esta mezcla posee una fracción másica de agua promedio ($x_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{F2}}$) de 0,75 [5].

En base a lo anterior, el flujo másico de *screenings* que sale por la corriente F2 se calcula según la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{screenings}}^{\text{F2}} = (Q^{\text{F1}} \cdot \chi^{\text{TM}}) \cdot \rho^{\text{F2}} \cdot (1 - x_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{F2}}) \quad (23)$$

4.2.2.2 DBO

Dado que se asume que no hay retención de SST en esta etapa, la concentración de DBO tampoco cambia con respecto a la concentración del afluyente, vale decir, se tiene lo siguiente:

$$C_{\text{DBO}}^{\text{F3}} = C_{\text{DBO}}^{\text{F1}} \quad (24)$$

^{††} Asumido por no reportarse valor

^{‡‡} Asumido por no reportarse valor

^{§§} Asumido por no reportarse valor

4.2.2.3 Caudal del efluente

Considerando que la densidad es similar en cada flujo que entra y sale a la etapa, se tiene el siguiente balance de masa global simplificado:

$$Q^{F1} = Q^{F2} + Q^{F3} \quad (25)$$

4.2.2.4 Resumen balance de masa global

La Tabla 10 resume el balance de masa de las principales especies involucradas en el proceso de tamizado, el error porcentual aproximado asociado al balance de masa global en la etapa, y los caudales de cada flujo.

Tabla 10. Resumen del balance de masa en la etapa de tamizado.

| Especie | F1 / kg s ⁻¹ | F2 / kg s ⁻¹ | F3 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| screenings | 7,88 x 10 ⁻³ | 7,88 x 10 ⁻³ | 0,00 x 10 ⁰ |
| H ₂ O | 7,00 x 10 ² | 2,36 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |
| Total | 7,00 x 10 ² | 3,15 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |
| Error / % | | 0,00 x 10 ⁰ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 7,00 x 10 ² | 3,50 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |

4.2.3 Desarenado-desengrasado

4.2.3.1 Remoción de arenas, aceites y grasas

La remoción de arenas (mezcla de SST y H₂O) en un desarenador para aguas servidas es de 15 L (1.000 m³ afluente tratado)⁻¹, cuya densidad de mezcla es de 0,9 kg L⁻¹ [5]. Esta mezcla posee una fracción másica de agua promedio de 0,39 [5].

En base a lo anterior, el flujo másico de SST que sale por la corriente F4 se calcula según la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{SST}^{F4} = (Q^{F3} \cdot \chi_{arena}^{DD}) \cdot \rho^{F4} \cdot (1 - x_{H_2O}^{F4}) \quad (26)$$

En lo que respecta a la retención de aceites y grasas, en equipos como el descrito en la sección 2.1.1.2 se puede alcanzar una remoción de A&G de 80% ($\chi_{A\&G}^{DD}$) [24]. En base a esto, el flujo másico que se retira por F4 se calcula como sigue:

$$\dot{m}_{A\&G}^{F4} = \chi_{A\&G}^{DD} \cdot \dot{m}_{A\&G}^{F3} \quad (27)$$

Asumiendo una densidad de 0,95 kg L⁻¹ [62], el caudal de A&G que se remueve en el equipo se calcula como sigue:

$$Q_{A\&G}^{F4} = \rho_{A\&G} \cdot \dot{m}_{A\&G}^{F4} \quad (28)$$

4.2.3.2 DBO

Dado que hay un cambio en la concentración de SST, se asume un cambio equivalente en la demanda bioquímica de oxígeno con respecto a este parámetro, lo que se traduce en lo siguiente:

$$C_{DBO}^{F5} = C_{DBO}^{F3} \cdot \frac{C_{SST}^{F5}}{C_{SST}^{F3}} \quad (29)$$

4.2.3.3 Caudal del efluente

Considerando que la densidad es similar en cada flujo que entra y sale a la etapa, se obtiene el siguiente balance de masa global simplificado:

$$Q^{F3} = Q^{F4} + Q^{F5} \quad (30)$$

4.2.3.4 Resumen balance de masa global

La Tabla 11 resume el balance de masa de las principales especies involucradas en el proceso de desarenado-desengrasado, el error porcentual aproximado asociado al balance de masa global en la etapa, y los caudales de cada flujo.

Tabla 11. Resumen balance de masa desarenado-desengrasado.

| Especie | F3 / kg s ⁻¹ | F4 / kg s ⁻¹ | F5 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| H ₂ O | 7,00 x 10 ² | 6,04 x 10 ⁻³ | 7,00 x 10 ² |
| SST | 1,37 x 10 ⁻¹ | 5,76 x 10 ⁻³ | 1,31 x 10 ⁻¹ |
| A&G | 5,32 x 10 ⁻² | 4,26 x 10 ⁻² | 1,06 x 10 ⁻² |
| Total | 7,00 x 10 ² | 5,44 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |
| Error / % | | 0,00 x 10 ⁰ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 7,00 x 10 ² | 5,53 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |

4.2.4 Sedimentación primaria

4.2.4.1 Remoción de SST y DBO

La remoción de SST a una temperatura promedio de 20°C depende del tiempo de retención hidráulica (θ_H en horas), de acuerdo con la siguiente ecuación empírica [5]:

$$\chi_{SST}^{S1} = \frac{\theta_H}{0,75 + 1,4 \cdot \theta_H} \quad (31)$$

Para esta etapa se sugiere un tiempo de retención de 2 horas [5], con lo que se obtiene una remoción del 42%.

La remoción de DBO a una temperatura promedio de 20°C depende del tiempo de retención hidráulica (θ_H en h), de acuerdo con la siguiente ecuación empírica [5]:

$$\chi_{DBO}^{S1} = \frac{\theta_H}{1,8 + 2 \cdot \theta_H} \quad (32)$$

Dado el tiempo de retención de 2 horas, se obtiene una remoción del 26%.

4.2.4.2 SST

El flujo másico de SST que se retiene en la corriente F7 se calcula según la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{SST}^{F7} = \chi_{SST}^{S1} \cdot \dot{m}_{SST}^{F6} \quad (33)$$

La concentración de sólidos en los lodos primarios se sugiere mantener en 3% p/p [5], lo que se traduce en una concentración de SST de 30.000 mg L⁻¹ en el *underflow* del sedimentador (C_{SST}^{F7}). Con esto, es posible estimar el caudal de lodos primarios que sale del sedimentador como sigue:

$$Q^{F7} = \frac{\dot{m}_{SST}^{F7}}{C_{SST}^{F7}} \quad (34)$$

4.2.4.3 DBO

La demanda bioquímica de oxígeno que se tiene en la corriente F7 se calcula según la siguiente ecuación:

$$C_{\text{DBO}}^{\text{F7}} = \chi_{\text{DBO}}^{\text{S1}} \cdot \frac{Q^{\text{F6}} \cdot C_{\text{DBO}}^{\text{F6}}}{Q^{\text{F7}}} \quad (35)$$

Análogamente, para el efluente clarificado se tendrá la siguiente DBO:

$$C_{\text{DBO}}^{\text{F8}} = (1 - \chi_{\text{DBO}}^{\text{S1}}) \cdot \frac{Q^{\text{F6}} \cdot C_{\text{DBO}}^{\text{F6}}}{Q^{\text{F8}}} \quad (36)$$

4.2.4.4 Caudal del efluente

Considerando que la densidad es similar en cada flujo que entra y sale a la etapa, se obtiene el siguiente balance de masa global simplificado:

$$Q^{\text{F6}} = Q^{\text{F7}} + Q^{\text{F8}} \quad (37)$$

4.2.4.5 Resumen balance de masa global

La Tabla 12 resume el balance de masa de las principales especies involucradas en el proceso de sedimentación primaria, el error porcentual aproximado asociado al balance de masa global en la etapa, y los caudales de cada flujo.

Tabla 12. Resumen balance de masa sedimentación primaria.

| Especie | F6 / kg s ⁻¹ | F7 / kg s ⁻¹ | F8 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| H ₂ O | 7,00 x 10 ² | 2,46 x 10 ⁰ | 7,00 x 10 ² |
| SST | 1,31 x 10 ⁻¹ | 7,37 x 10 ⁻² | 5,71 x 10 ⁻² |
| Total | 7,00 x 10 ² | 2,53 x 10 ⁰ | 6,98 x 10 ² |
| Error / % | | 0,00 x 10 ⁰ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 7,00 x 10 ² | 2,46 x 10 ⁰ | 6,97 x 10 ² |

4.2.5 Reacción aeróbica y sedimentación secundaria

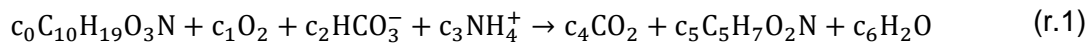
4.2.5.1 Estequiometría

Para modelar el proceso de lodos activados se tomará el modelo de Lawrence y McCarthy [63], en el cual se consideran dos reacciones: 1) oxidación aeróbica de materia orgánica acoplada a la generación de biomasa (lodos secundarios), y 2) oxidación aeróbica completa de biomasa para la mantención de las actividades celulares de los mismos

microorganismos (proceso conocido como respiración endógena) [63][5]. A continuación, se define la estequiometría de cada proceso por separado.

4.2.5.1.1 Oxidación aeróbica de aguas servidas

Para definir esta estequiometría se sigue el modelo de Rittmann y McCarthy con lo cual se obtiene la siguiente expresión (ver detalle de cálculos y supuestos en Anexo 10.2.1):



donde $c_0 = 0,020$; $c_1 = 0,088$; $c_2 = 0,0513$; $c_3 = 0,013$; $c_4 = 0,050$; $c_5 = 0,033$; $c_6 = 0,11$.

En base a lo anterior, es posible establecer los rendimientos máxicos de generación/consumo de cada componente i en relación con la DBO que se degrada ($Y_{i/DBO}$), mediante la ecuación (38).

$$Y_{i/DBO} = \pm \frac{c_i}{c_0} \cdot \frac{PM(i)}{PM_{DBO}(AS)} \quad (38)$$

donde el signo “+” hace referencia a que se está generando la especie y “-” que se está consumiendo.

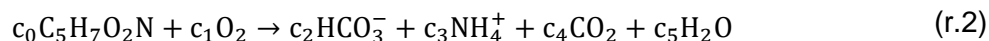
El resumen de estos resultados se puede ver en la Tabla 13.

Tabla 13. Resumen de rendimientos máxicos proceso de oxidación aeróbica de aguas servidas.

| Especie i | $Y_{i/DBO}^{OAe}$ / $g_i g_{DBO}^{-1}$ |
|---|---|
| H ₂ O | + 0,24 |
| CO ₂ | + 0,28 |
| HCO ₃ ⁻ | - 0,10 |
| NH ₄ ⁺ (expresado como NKT) | - 0,028 |
| O ₂ | - 0,35 |
| C ₅ H ₇ O ₂ N (expresado como SSV) | + 0,46 |

4.2.5.1.2 Respiración endógena

Análogamente, para el proceso de respiración endógena se calcula la estequiometría de la reacción global (ver detalle de cálculos y supuestos en Anexo 10.2.2):



donde $c_0 = 0,050$; $c_1 = 0,250$; $c_2 = 0,050$; $c_3 = 0,050$; $c_4 = 0,20$; $c_5 = 0,050$.

Dado que en este caso el consumo de sustrato está asociado a la biomasa, se calcula el rendimiento másico con respecto a los SSV usando la siguiente ecuación:

$$Y_{i/SSV} = \pm \frac{c_i}{c_0} \cdot \frac{PM(i)}{PM(C_5H_7O_2N)} \quad (39)$$

donde el signo “+” hace referencia a que se está generando la especie y “-” que se está consumiendo.

El resumen de estos resultados se presenta en la Tabla 14.

Tabla 14. Resumen rendimiento másico proceso de respiración endógena.

| Especie i | $Y_{i/SSV}^{res}$ / $g_i g_{SSV}^{-1}$ |
|---|---|
| H ₂ O | + 0,16 |
| CO ₂ | + 1,56 |
| HCO ₃ ⁻ | + 0,54 |
| NH ₄ ⁺ (expresado como NKT) | + 0,16 |
| O ₂ | - 1,42 |

4.2.5.2 Requerimiento de nutrientes

Para sistemas aeróbicos en el tratamiento de aguas servidas se requiere tener una proporción másica de DBO:NKT:P de a lo menos 100:5:1 para asegurar el correcto funcionamiento de los microorganismos [5][64]. En el caso estudiado, se tiene una proporción de 100:45:7, por lo cual se puede asegurar una disponibilidad de nutrientes para la actividad microbiológica.

4.2.5.3 Modelo de Lawrence y McCarthy

Este modelo se basa en los balances de masa de materia orgánica y sólidos suspendidos en el sistema, para diseñar las operaciones de reacción aeróbica y sedimentación secundaria y relacionarlas con la tasa de producción de lodos secundarios. Por esto,

considérese el esquema de la Figura 21 para poder comprender de mejor manera la explicación sucesiva.

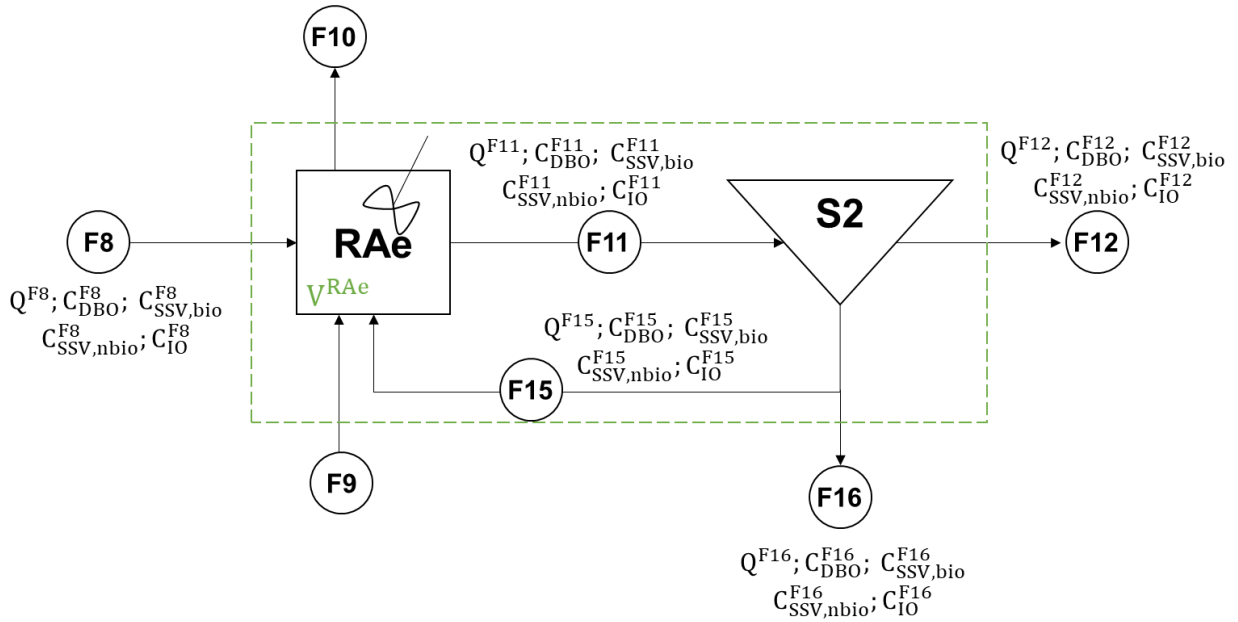


Figura 21. Esquema de la tecnología de lodos activados (reacción aeróbica más sedimentación secundaria).

Para resolver el sistema que se obtiene al plantear los balances, se tomaron los siguientes supuestos [63]:

- i. Toda la DBO de entrada se convierte en DBO soluble, por lo cual, la concentración de sólidos suspendidos volátiles biodegradables en el sistema ($C_{SSV,bio}$) corresponde a biomasa activa de microorganismos aeróbicos ($X_{a,aer}$).
- ii. La masa de microorganismos que ingresan se considera despreciable (en este caso, $X_{a,aer}^{F12} = 0$).
- iii. El reactor aeróbico se modela como un sistema perfectamente agitado, y se asume que el caudal efluente es el mismo que el afluente.
- iv. Para el sedimentador secundario el caudal efluente es el mismo que el afluente.
- v. La cinética de consumo de DBO asociada al proceso de oxidación aeróbica (Π_{DBO}^{OAe}) sigue un comportamiento tipo Monod, vale decir:

$$\Pi_{DBO}^{OAe} = k_{DBO}^{OAe} \cdot \frac{C_{DBO}}{K_{M,DBO}^{OAe} + C_{DBO}} \cdot X_{a,aer} \cdot V^{RAe} \quad (40)$$

- vi. La cinética de generación de biomasa ($\Pi_{SSV,bio}$) considera el proceso de anabolismo asociado a la degradación de la DBO y el consumo por respiración endógena (Π_{res}).

$$\Pi_{SSV,bio} = Y_{SSV/DBO}^{OAe} \cdot \Pi_{DBO} - \Pi_{SSV,bio}^{res} \quad (41)$$

- vii. La respiración endógena sigue una cinética de primer orden con respecto a la concentración de biomasa activa:

$$\Pi_{SSV,bio}^{res} = k_{res} \cdot X_{a,aer} \cdot V^{RAe} \quad (42)$$

- viii. El proceso de respiración endógena genera un residuo sólido no biodegradable ($R_{SSV,nDBO}$) a una tasa proporcional $Y_{nDBO/DBO}$, lo cual se puede expresar como sigue:

$$\Pi_{SSV,nbio} = Y_{nbio/DBO} \cdot R_{SSV/DBO} \quad (43)$$

Los parámetros cinéticos para un sistema de lodos activados en aguas servidas se resumen en la Tabla 15.

Tabla 15. Resumen de parámetros para un sistema de lodos activados en aguas servidas a 20 °C.

| Parámetro | Valor | Unidad | Referencia |
|---------------------|-------|----------------------------|------------------|
| k_{DBO}^{OAe} | 6 | $g_{DBO} (g_{SSV} d)^{-1}$ | [5] |
| $K_{M,DBO}^{OAe}$ | 30 | $g_{DBO} m^{-3}$ | [5] |
| $Y_{SSV/DBO}^{OAe}$ | 0,46 | $g_{SSV} g_{DBO}^{-1}$ | (estequiometría) |
| k_{res} | 0,1 | $g_{DBO} (g_{SSV} d)^{-1}$ | [5] |
| $Y_{nbio/DBO}$ | 0,2 | - | [5] |

4.2.5.4 Edad del lodo

En el diseño de un sistema de lodos activados, uno de los parámetros fundamentales es el tiempo de retención de sólidos o “edad del lodo” (θ_S^{RAe}), el que se define como el cociente entre la masa de sólidos que se mantiene en la etapa de reacción aireada dividido por la masa de sólidos que sale del sistema. En términos de la nomenclatura ocupada en esta sección, la edad del lodo queda definida por la ecuación (44).

$$\theta_S^{RAe} = \frac{C_{SSV,bio}^{F11} \cdot V^{RAe}}{Q^{F12} \cdot C_{SSV,bio}^{F12} + Q^{F16} \cdot C_{SSV,bio}^{F16}} \quad (44)$$

La edad del lodo promedio en un sistema convencional de lodos activados para aguas servidas es de 9 días [5].

4.2.5.5 Tiempo de retención hidráulica

Otro parámetro de diseño relevante es el tiempo de retención hidráulica (θ_H) que se define como el cociente entre el volumen efectivo de un equipo dividido por el caudal de entrada [61]. En el caso de un sistema de lodos activados convencional este parámetro se define solo en razón del caudal de afluente del agua a tratar [5], es decir, se tiene la siguiente expresión:

$$\theta_H^{RAe} = \frac{V^{RAe}}{Q^{F8}} \quad (45)$$

Para procesos convencionales de lodos activados para aguas servidas se sugiere operar bajo un tiempo de retención hidráulica de entre 3 a 6 horas [5].

4.2.5.6 DBO

Definida la edad del lodo y mediante los balances de masa del sistema, se puede estimar la concentración de DBO soluble en la salida de la reacción aeróbica según lo siguiente [5]:

$$C_{DBO,soluble}^{F15} = \frac{K_{M,DBO}^{OAe} \cdot (1 + k_{res} \cdot \theta_S^{RAe})}{\theta_S^{RAe} \cdot (Y_{SSV/DBO}^{OAe} \cdot k_{DBO}^{OAe} - k_{res}) - 1} \quad (46)$$

En base a esto, se puede determinar el flujo másico de DBO que se consume en la etapa de reacción aeróbica:

$$\Pi_{DBO}^{OAe} = Q^{F8} \cdot (C_{DBO}^{F8} - C_{DBO,soluble}^{F11}) \quad (47)$$

Por su parte, la concentración total de DBO en la salida considerará tanto la soluble como la asociada a la biomasa activa producida. Por ejemplo, en la corriente F11 se tendrá lo siguiente:

$$C_{DBO}^{F11} = C_{DBO,soluble}^{F11} + f_{DBO,biomasa} \cdot C_{SSV,bio}^{F11} \quad (48)$$

4.2.5.7 SST

4.2.5.7.1 SSV

Dado el modelo de Lawrence y McCarthy, se concluye que la concentración de sólidos suspendidos biodegradables a la salida de la reacción aeróbica es la siguiente [5]:

$$C_{SSV,bio}^{F11} = \frac{\theta_S^{RAe}}{\theta_H^{RAe}} \cdot \frac{Y_{SSV/DBO}^{OAe} \cdot (C_{DBO}^{F8} - C_{DBO,soluble}^{F11})}{(1 + k_{res} \cdot \theta_S^{RAe})} \quad (49)$$

Por su parte, el flujo de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables en la corriente de salida de la reacción aeróbica se calcula según lo siguiente [5]:

$$C_{SSV,nbio}^{F11} = \frac{\theta_S^{RAe}}{\theta_H^{RAe}} \cdot C_{SSV,nbio}^{F8} + X_{nbio/DBO} \cdot k_{res} \cdot C_{SSV,bio}^{F11} \cdot \theta_S^{RAe} \quad (50)$$

Dado lo anterior, es posible obtener una expresión para los sólidos suspendidos volátiles totales en el licor de mezcla del reactor aeróbico (SSVLM) [5]:

$$C_{SSV}^{F11} = \frac{\theta_S^{RAe}}{\theta_H^{RAe}} \cdot \left[\frac{Y_{SSV/DBO}^{OAe} \cdot Q^{F8} \cdot (C_{DBO}^{F8} - C_{DBO,soluble}^{F11})}{(1 + k_{res} \cdot \theta_S^{RAe})} \cdot (1 + Y_{nbio/DBO} \cdot k_{res} \cdot \theta_S^{RAe}) + C_{SSV,nbio}^{F8} \right] \quad (51)$$

El SSVLM es otro parámetro de diseño que permite definir el sistema de lodos activados, y en un proceso convencional para aguas servidas este valor se fija en 2.000 mg L⁻¹ [5]. Al establecer este valor, y a partir de la ecuación (51) es posible calcular el tiempo de retención hidráulico:

$$\theta_H^{RAe} = \frac{\theta_S^{RAe}}{C_{SSV}^{F15}} \cdot \left[\frac{Y_{SSV/DBO}^{OAe} \cdot Q^{F8} \cdot (C_{DBO}^{F8} - C_{DBO,soluble}^{F11})}{(1 + k_{res} \cdot \theta_S^{RAe})} \cdot (1 + Y_{nbio/DBO} \cdot k_{res} \cdot \theta_S^{RAe}) + C_{SSV,nbio}^{F8} \right] \quad (52)$$

Para los datos del proyecto, la edad del lodo y los SSVLM fijados previamente, se obtiene un θ_H de 7 horas lo cual se encuentra en el rango sugerido [5].

4.2.5.7.2 Sólidos inorgánicos

Como estas especies no están sujetas a un cambio por la reacción que se da en el sistema, el balance de masa queda como sigue:

$$C_{IO}^{F11} = \frac{\theta_S^{RAe}}{\theta_H^{RAe}} \cdot C_{IO}^{F8} \quad (53)$$

4.2.5.7.3 Remoción de sólidos en el sedimentador

Para un proceso convencional de sedimentación secundaria se alcanza una remoción de sólidos del 99% (χ_{SST}^{S2}) [58], con lo cual se puede calcular el flujo másico de SST que se liberan en el efluente clarificado de la corriente F12:

$$\dot{m}_{SST}^{F12} = (1 - \chi_{SST}^{S2}) \cdot \dot{m}_{SST}^{F11} \quad (54)$$

4.2.5.8 O₂

La remoción de oxígeno en un reactor aireado convencional está restringida por la transferencia de masa que se da entre las burbujas de gas y el licor de mezcla, y por tanto, depende del tipo de difusores, las condiciones de operación y la profundidad a la cual se ubican estos equipos [5]. Para difusores tubulares porosos en condiciones estándar y a una profundidad de 4,5 m se tiene una remoción de entre 0,28 y 0,32*** [5]. Por simplicidad se tomará el promedio en este rango de valores, y con esto, la tasa de consumo de oxígeno en la operación se calcula en base a la siguiente expresión:

$$\Pi_{O_2}^{RAe} = \chi_{O_2}^{RAe} \cdot \dot{m}_{O_2}^{F9} \quad (55)$$

Además, a partir de la estequiometría de la reacción la tasa de consumo de oxígeno en la reacción aeróbica se puede estimar como sigue:

$$\Pi_{O_2}^{RAe} = Y_{O_2/DBO}^{OAe} \cdot \Pi_{DBO}^{OAe} + Y_{O_2/SSV}^{res} \cdot \Pi_{SSV,bio}^{res} \quad (56)$$

4.2.5.9 Caudal de aire atmosférico requerido

A la etapa se alimenta aire atmosférico a una presión de 1 atm (P_t^{F9}) y se asume como una mezcla de N₂ y O₂ en una proporción molar de 79 : 21. En base a lo anterior, la presión parcial de oxígeno en la entrada a la etapa se calcula en 0,21 atm ($p_{O_2}^{F9}$). En base a esto, el

*** Basado en la tasa de transferencia de oxígeno en condiciones estándar (SOTE, por sus siglas en inglés).

caudal de aire requerido en la etapa se estima en base a la misma metodología tomada en la sección anterior y la ecuación (118):

$$Q^{F9} = \frac{\Pi_{O_2}^{RAe}}{\chi_{O_2}^{RAe}} \cdot \frac{R \cdot T^{F9}}{p_{O_2}^{F9} \cdot PM(O_2)} \quad (57)$$

4.2.5.10 Caudal del efluente

La concentración de sólidos en los lodos secundarios se sugiere mantener en 0,8% p/p [5], lo que se traduce en una concentración de SST de 8.000 mg L⁻¹ en el *underflow* del sedimentador (C_{SST}^{F15} y C_{SST}^{F16}). Con esto y el balance de masa de las etapas conjuntas (reacción aeróbica y sedimentación secundaria), se puede calcular el caudal de lodos secundarios que se transfieren a la línea de lodos:

$$Q^{F16} = \frac{C_{SST}^{F11} \cdot \frac{V^{RAe}}{\theta_s} - Q^{F8} \cdot C_{SST}^{F12}}{C_{SST}^{F16} - C_{SST}^{F12}} \quad (58)$$

Por otra parte, al resolver el balance de masa para SST en el sedimentador secundario, se puede obtener una expresión para el caudal de recirculación al reactor aireado:

$$Q^{F15} = \frac{Q^{F8} \cdot C_{SST}^{F11} - Q^{F16} \cdot C_{SST}^{F16} - Q^{F12} \cdot C_{SST}^{F12}}{C_{SST}^{F15} - C_{SST}^{F11}} \quad (59)$$

Por último, en base al balance de masa global, se estima la siguiente relación para los flujos de entrada y salida a la etapa conjunta:

$$Q^{F8} = Q^{F12} + Q^{F16} \quad (60)$$

4.2.5.11 Resumen balance de masa global

La Tabla 16 resume el balance de masa de las principales especies involucradas en el proceso de reacción aeróbica, el error porcentual aproximado asociado al balance de masa global en la etapa, y los caudales de cada flujo.

Tabla 16. Resumen balance de masa de la reacción aeróbica y sedimentación secundaria.

| Especie | F8 / kg s ⁻¹ | F9 / kg s ⁻¹ | F10 / kg s ⁻¹ | F11 / kg s ⁻¹ | F12 / kg s ⁻¹ | F15 / kg s ⁻¹ | F16 / kg s ⁻¹ |
|--------------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| H ₂ O | 6,98 x 10 ² | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 1,00 x 10 ³ | 6,92 x 10 ² | 3,05 x 10 ² | 5,70 x 10 ⁰ |
| NKT | 2,75 x 10 ⁻² | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 4,04 x 10 ⁻² | 2,79 x 10 ⁻² | 1,23 x 10 ⁻² | 2,30 x 10 ⁻² |
| SST | 5,71 x 10 ⁻² | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 2,51 x 10 ¹ | 1,73 x 10 ⁻² | 2,44 x 10 ¹ | 4,56 x 10 ⁻² |
| P | 4,05 x 10 ⁻³ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 5,83 x 10 ⁻³ | 4,02 x 10 ⁻³ | 1,77 x 10 ⁻³ | 3,31 x 10 ⁻⁵ |
| O ₂ | 0,00 x 10 ⁰ | 2,23 x 10 ⁻¹ | 1,56 x 10 ⁻¹ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ |
| N ₂ | 0,00 x 10 ⁰ | 3,67 x 10 ⁻¹ | 3,67 x 10 ⁻¹ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ |
| HCO ₃ ⁻ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 3,11 x 10 ⁻² | 2,15 x 10 ⁻² | 9,47 x 10 ⁻³ | 1,77 x 10 ⁻⁴ |
| Total | 6,98 x 10² | 5,90 x 10⁻¹ | 5,86 x 10⁻¹ | 1,01 x 10³ | 6,92 x 10² | 3,08 x 10² | 5,75 x 10⁰ |
| Error / % | | | | 0,00 x 10⁰ | | | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 6,98 x 10² | 7,98 x 10² | 7,81 x 10² | 1,00 x 10³ | 6,92 x 10² | 3,05 x 10² | 5,70 x 10⁰ |

4.2.6 Desinfección

En esta etapa se inyecta cloro gas a través de la corriente F13 con el fin de reducir la concentración de coli hasta lo requerido por normativa (ver Tabla 4). Este desinfectante tiene una solubilidad en agua de 7.000 mg L⁻¹ a 15,5 °C [5], y en medio acuoso genera ácido hipocloroso (HOCl). Este ácido y su base conjugada (ion hipoclorito, OCl⁻) conforman lo que se conoce como “cloro libre”. Por otro lado, el ácido hipocloroso reacciona con el ion amonio para formar cloroaminas, las que conforman lo que se conoce como “cloro combinado”. Todas estas especies poseen un potencial desinfectante, por lo tanto, el cloro total en el agua está representado por la suma en la concentración de estas especies [5].

El factor de destrucción de coliformes fecales en esta etapa depende de la concentración de cloro que se tenga a la salida de la etapa (cloro residual, expresado en la variable C_{Cl₂}^{F14}), y el tiempo de contacto entre el agente desinfectante y el afluente a tratar (τ^{DS}). El modelo refinado de Collins y Selleck permite cuantificar este factor de destrucción, donde para aguas servidas con un producto C_{Cl₂}^{F14} · τ^{DS} mayor a 3 NMP min (100 ml)⁻¹, se tiene la siguiente expresión [5]:

$$\xi_{\text{coli}}^{\text{DS}} = 1 - \left(\frac{C_{\text{Cl}_2}^{\text{F14}} \cdot \tau^{\text{DS}}}{3} \right)^{-2,8} \quad (61)$$

El tiempo de contacto convencional en un proceso de tratamiento de aguas servidas con cloro gas es de 30 minutos [5].

Además, dadas las condiciones del proyecto el factor de destrucción deseado en la etapa queda determinado por la siguiente expresión:

$$\xi_{\text{coli}}^{\text{DS}} = \frac{C_{\text{coli}}^{14}}{C_{\text{coli}}^{\text{F12}}} \quad (62)$$

Por su parte, el cloro total en el agua decae de forma exponencial con respecto al tiempo de contacto en la etapa. Para el tiempo de contacto dado, la concentración de esta especie en la entrada se puede modelar según la siguiente ecuación [65]:

$$C_{\text{Cl}_2}^{\text{F14}} = 0,7 \cdot C_{\text{Cl}_2}^{\text{F12}} \cdot \exp(-0,003 \cdot \tau^{\text{DS}}) \quad (63)$$

Así, reemplazando (63) en (61) se obtiene la siguiente expresión para la dosis de cloro requerida:

$$C_{\text{Cl}_2}^{\text{F12}} = 4,3 \cdot \frac{(1 - \xi_{\text{coli}}^{\text{DS}})^{-\frac{1}{2,8}}}{\tau^{\text{DS}} \cdot \exp(-0,003 \cdot \tau^{\text{DS}})} \quad (64)$$

Asumiendo que todo el cloro gas inyectado en el sistema se absorbe en el afluente a tratar, se concluye que el flujo másico de esta especie requerido en el proceso se calcula como sigue:

$$\dot{m}_{\text{Cl}_2}^{\text{F13}} = Q^{\text{F12}} \cdot C_{\text{Cl}_2}^{\text{F12}} \quad (65)$$

lo cual da un valor de $2,62 \times 10^{-4} \text{ kg s}^{-1}$.

4.2.7 Espesado

4.2.7.1 Acondicionamiento de lodos secundarios

Previo al ingreso de los lodos secundarios a la etapa de espesado se deben agregar agentes floculantes, los que tienen la funcionalidad de aumentar la eficiencia de remoción de los sólidos. La dosis promedio sugerida en un equipo como el descrito en la sección 2.1.2.1 es de $5 \text{ g (kg SST)}^{-1}$ [5].

En términos de parámetros de calidad del agua, estos polímeros se caracterizan como SST no biodegradables, por lo cual el flujo de sólidos suspendidos totales que entran a la etapa de espesado se calcula en base a la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{SST}^{F16} = Q^{F16} \cdot C_{SST}^{F16} + \dot{m}_{polimeros}^{ES} \quad (66)$$

4.2.7.2 Remoción de SST

La remoción promedio de SST en mesas espesadoras con acondicionamiento de lodos es de 0,94 (χ_{SST}^{ES}) [5]. Dado lo anterior, el flujo másico de SST que se retiene en la corriente F18 se calcula según la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{SST}^{F18} = \chi_{SST}^{ES} \cdot \dot{m}_{SST}^{F16} \quad (67)$$

La concentración de sólidos en lodos a la salida de una etapa como la estudiada es de 5% p/p [5], lo que se traduce en una concentración de SST de 50.000 mg L⁻¹ en el *underflow* de la mesa espesadora (C_{SST}^{F18}). Con esto, es posible estimar el caudal de lodos secundarios espesados que salen de esta etapa:

$$Q^{F18} = \frac{\dot{m}_{SST}^{F18}}{C_{SST}^{F18}} \quad (68)$$

4.2.7.3 DBO

Dada la remoción de SST en la operación, se asume un cambio equivalente en la demanda bioquímica de oxígeno, con lo cual se obtiene la siguiente expresión para este parámetro:

$$C_{DBO}^{F18} = \chi_{SST}^{ES} \cdot \frac{Q^{F16} \cdot C_{DBO}^{F16}}{Q^{F18}} \quad (69)$$

4.2.7.4 Caudal del efluente

Considerando que la densidad es similar en cada flujo que entra y sale a la etapa, se obtiene el siguiente balance de masa global simplificado:

$$Q^{F17} + Q^{F18} = Q^{F16} \quad (70)$$

4.2.7.5 Resumen balance de masa global

La Tabla 17 resume el balance de masa de las principales especies involucradas en el proceso de espesado, el error porcentual aproximado asociado al balance de masa global en la etapa, y los caudales de cada flujo.

Tabla 17. Resumen balance de masa espesado.

| Especie | F16 / kg s ⁻¹ | F17 / kg s ⁻¹ | F18 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| H ₂ O | 5,70 x 10 ⁰ | 4,84 x 10 ⁰ | 8,62 x 10 ⁻¹ |
| SST | 4,59 x 10 ⁻² | 2,75 x 10 ⁻³ | 4,31 x 10 ⁻² |
| Total | 5,75 x 10 ⁰ | 4,84 x 10 ⁰ | 9,05 x 10 ⁻¹ |
| Error / % | | 0,00 x 10 ⁰ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 5,70 x 10 ⁰ | 4,84 x 10 ⁰ | 8,62 x 10 ⁻¹ |

4.2.8 Reacción anaeróbica

4.2.8.1 Mezcla de lodos

Para estimar los SSV biodegradables, los SSV no biodegradables y los sólidos suspendidos inorgánicos que se tienen en la corriente F7, basta seguir la misma metodología usada en la sección 3 para estimar el fraccionamiento de SST y DBO. La Tabla 18 presenta los resultados de este procedimiento.

Tabla 18. Fraccionamiento DBO y SST en corriente F7.

| Parámetro | Valor | Unidad |
|--------------------------|--------------|--------------------|
| C _{DBO,soluble} | 4.708 | mg L ⁻¹ |
| C _{SSV,bio} | 11.596 | mg L ⁻¹ |
| C _{DBO} | 18.833 | mg L ⁻¹ |
| C _{SSV,nbio} | 11.804 | mg L ⁻¹ |
| C _{IO} | 6.600 | mg L ⁻¹ |
| C _{SST} | 30.000 | mg L ⁻¹ |

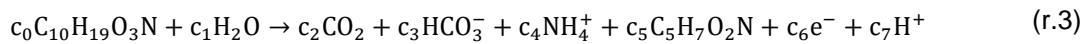
Dado que a la etapa ingresa una mezcla de lodos primarios y secundarios, los parámetros de calidad del agua de la corriente F23 se calculan en base a la siguiente expresión:

$$C_i^{F19} = \frac{Q^{F7} \cdot C_i^{F7} + Q^{F18} \cdot C_i^{F18}}{Q^{F7} + Q^{F18}} \quad (71)$$

4.2.8.2 Estequiometría

En primer lugar, hay que notar que en esta etapa se degrada la materia orgánica tanto de los lodos primarios como de los secundarios, por lo tanto, es necesario diferenciar las estequiometrías que siguen cada tipo de residuo orgánico.

Para el primer caso, la carga orgánica de las aguas servidas se modeló como una molécula con fórmula química $C_{10}H_{19}O_3N$, lo que es consistente con la caracterización de lodos primarios reportada en bibliografía [66]. En base a esto, se sigue el modelo de Rittmann y McCarthy para obtener la siguiente estequiometría asociada al proceso de metanogénesis a partir de lodos primarios (ver detalle de cálculos y supuestos en Anexo 10.2.3):



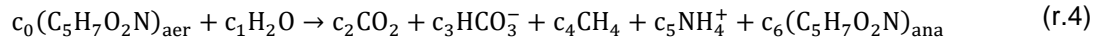
donde $c_0 = 0,020$; $c_1 = 0,34$; $c_2 = 0,17$; $c_3 = 0,018$, $c_4 = 0,018$, $c_5 = 0,0025$, $c_6 = 0,95$ y $c_7 = 0,95$.

Un resumen de estos resultados se puede ver en la Tabla 19.

Tabla 19. Resumen rendimiento másico proceso de metanogénesis a partir de lodos primarios.

| Espece i | $Y_{i/DBO}^{OE,an}$ / $g_i g_{DBO}$ |
|---|--|
| H ₂ O | - 0,79 |
| CO ₂ | + 0,94 |
| HCO ₃ ⁻ | + 0,13 |
| NH ₄ ⁺ (expresado como NKT) | + 0,039 |
| C ₅ H ₇ O ₂ N (expresado como SSV) | + 0,04 |

Por su parte, la carga orgánica en los lodos secundarios corresponde a la biomasa de los microorganismos aeróbicos producidos en la línea de aguas, los que se modelan como $(C_5H_7O_2N)_{aer}$. En base a esto, se sigue el modelo de Rittmann y McCarthy para obtener la siguiente estequiometría asociada al proceso de metanogénesis a partir de lodos secundarios (ver detalle de cálculos y supuestos en Anexo 10.2.4):



donde $c_0 = 0,050$; $c_1 = 0,19$; $c_2 = 0,71$; $c_3 = 0,048$; $c_4 = 0,12$; $c_5 = 0,048$; $c_6 = 0,0025$.

Dado que en este caso el consumo de sustrato está asociado a la biomasa aeróbica, se calcula el rendimiento molar con respecto a los SSV usando la ecuación (38), y luego se divide por el factor $f_{DBO,biomasa}$. El resumen de estos resultados se puede ver en la Tabla 20.

Tabla 20. Resumen rendimiento másico proceso de metanogénesis a partir de lodos secundarios.

| Espece i | $Y_{i/SSV}^{M,L2}$ / g; g _{SSV} ⁻¹ |
|---|---|
| H ₂ O | - 0,43 |
| CO ₂ | + 0,39 |
| HCO ₃ ⁻ | + 0,36 |
| NH ₄ ⁺ (expresado como NKT) | + 0,11 |
| CH ₄ | + 0,24 |
| C ₅ H ₇ O ₂ N (expresado como SSV) | + 0,04 |

4.2.8.3 Requerimiento de nutrientes

Como ya se discutió previamente, para sistemas anaeróbicos la razón DBO:NKT:P debe ser de a lo menos 250:5:1 para asegurar el correcto funcionamiento de los microorganismos [5]. En el caso estudiado, se tiene una proporción de 250:1:0,1 por lo cual sería necesario agregar nutrientes hasta alcanzar una calidad del agua con una concentración de NKT de 300 mg L⁻¹ y de P de 50 mg L⁻¹, a fin de alcanzar el mínimo de nutrientes sugeridos para la operación.

4.2.8.4 Modelo de reactor perfectamente agitado

El modelo usado para diseñar la etapa se basa en los balances de masa de DBO y los sólidos en el sistema, por lo que el diagrama de la Figura 22 servirá como guía para la explicación sucesiva.

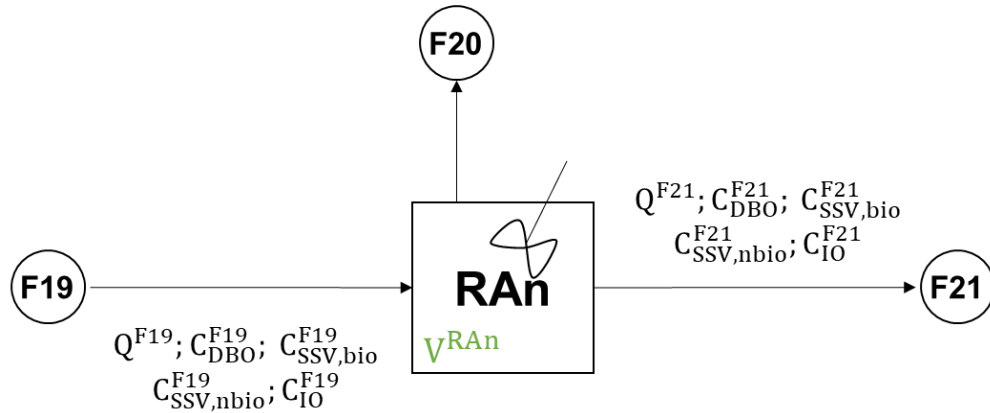


Figura 22. Esquema de la etapa de reacción anaeróbica.

Para resolver los balances de masa de la etapa, se tomaron los siguientes supuestos:

- i. Toda la DBO de entrada se convierte en DBO soluble, por lo cual, la concentración de sólidos suspendidos volátiles biodegradables en el sistema ($C_{SSV,bio}$) corresponde a biomasa activa de microorganismos anaeróbicos ($X_{a,ana}$).
- ii. La masa de microorganismos que ingresan se considera despreciable (es decir, $X_{a,ana}^{F23} = 0$).
- iii. El reactor anaeróbico se modela como un sistema perfectamente agitado, y se asume que el caudal efluentes es el mismo que el afluente.
- iv. Los procesos de metanogénesis a partir de lodos primarios y secundarios siguen la misma cinética (expresada como consumo de DBO), la cual se expresa según un comportamiento tipo Monod:

$$\Pi_{DBO}^{M,RAn} = k_{DBO}^{M,RAn} \cdot \frac{C_{DBO}}{K_{M,DBO}^{M,RAn} + C_{DBO}} \cdot X_{a,ana} \cdot V^{RAn} \quad (72)$$

- v. La temperatura de operación es de 35 °C.

Los parámetros cinéticos para un sistema anaeróbico en aguas servidas se resumen en la Tabla 21.

Tabla 21. Resumen de parámetros para un sistema anaeróbico a 35 °C.

| Parámetro | Valor | Unidad | Referencia |
|---|-------|----------------------------|------------------|
| $k_{DBO}^{M,RAn}$ | 9,9 | $g_{DBO} (g_{SSV} d)^{-1}$ | [5] |
| $K_{M,DBO}^{M,RAn}$ | 120 | $g_{DBO} m^{-3}$ | [5] |
| $Y_{SSV/DBO}^{M,L1} = Y_{SSV/DBO}^{M,L2} = Y_{SSV/DBO}^{M,RAn}$ | 0,04 | $g_{SSV} g_{DBO}^{-1}$ | (estequiometría) |

4.2.8.5 Tiempo de retención hidráulica

En el caso del reactor anaeróbico, el tiempo de retención hidráulica queda definido por la siguiente ecuación:

$$\theta_H^{RAn} = \frac{V^{RAn}}{Q^{F19}} \quad (73)$$

De acuerdo con lo especificado en el DS4 para este tipo de operaciones de estabilización de lodos se requiere un θ_H^{RAn} mayor a 15 días [8]. Para una planta con un proceso anaeróbico de lodos mixtos y un caudal similar al usado en el proyecto se usa un tiempo de retención hidráulica de 20 días [57], por lo que se toma este valor para diseñar la etapa.

4.2.8.6 DBO

A partir de los balances de masa del sistema, se puede estimar la concentración de DBO soluble en la salida del reactor anaeróbico según la siguiente expresión:

$$C_{DBO,soluble}^{F21} = \frac{K_{M,DBO}^{M,RAn}}{\theta_H^{RAn} \cdot Y_{SSV/DBO}^{M,RAn} \cdot k_{DBO}^{M,RAn} - 1} \quad (74)$$

En base a esto, se puede determinar el flujo másico de DBO que se consume para la estabilización de los lodos primarios y secundarios ($\Pi_{DBO}^{M,L1}$ y $\Pi_{DBO}^{M,L2}$, respectivamente):

$$\Pi_{DBO}^{M,L1} = Q^{F7} \cdot (C_{DBO}^{F7} - C_{DBO,soluble}^{F21}) \quad (75)$$

$$\Pi_{DBO}^{M,L2} = Q^{F18} \cdot (C_{DBO}^{F18} - C_{DBO,soluble}^{F21}) \quad (76)$$

Sumando ambas tasas de consumo, se puede obtener el balance de masa de DBO para el proceso completo de metanogénesis de los lodos mixtos ($R_{DBO}^{M,RAn}$):

$$\Pi_{DBO}^{M,RAn} = Q^{F19} \cdot (C_{DBO}^{F19} - C_{DBO,soluble}^{F21}) \quad (77)$$

Por su parte, la concentración total de DBO en la salida considerará tanto la soluble como la asociada a la biomasa activa producida (particulado). En base a lo anterior, la concentración de DBO en la corriente F21 se estima en base a lo siguiente:

$$C_{DBO}^{F21} = C_{DBO,soluble}^{F21} + f_{DBO,biomasa} \cdot C_{SSV,bio}^{F21} \quad (78)$$

4.2.8.7 SST

Del modelo planteado, se concluye que la concentración de sólidos suspendidos biodegradables a la salida de la reacción anaeróbica es la siguiente:

$$C_{SSV,bio}^{F21} = Y_{SSV/DBO}^{M,RAn} \cdot (C_{DBO}^{F19} - C_{DBO,soluble}^{F21}) \quad (79)$$

Por su parte, las concentraciones de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables y de inorgánicos no sufren cambios con respecto al flujo de entrada.

4.2.8.7.1 Remoción de sólidos asociada a la estabilización de los lodos de la planta

Para corroborar que el proceso planteado cumple con lo requerido por el DS4, es necesario calcular la remoción de SSV en la etapa de reacción anaeróbica según la siguiente expresión:

$$\chi_{SSV}^{RAn} = \frac{C_{SSV}^{F19} - C_{SSV}^{F21}}{C_{SSV}^{F19}} \quad (80)$$

De acuerdo con los resultados obtenidos, se alcanzaría una remoción de SSV del 43%p/p, por lo cual se tendrían efectivamente lodos estabilizados en su potencial de atracción de vectores sanitarios a la salida de la etapa.

4.2.8.8 Caudal de biogás de salida

Por simplicidad se asume que el biogás que se genera en el reactor se compone únicamente de metano y dióxido de carbono. Para estimar el caudal de esta corriente, se asume un comportamiento de gases ideales y una presión de operación (P_t^{F20}) de 1 atm:

$$Q^{F20} = \left(\frac{\dot{m}_{CH_4}^{F20}}{PM(CH_4)} + \frac{\dot{m}_{CO_2}^{F20}}{PM(CO_2)} \right) \cdot \frac{R \cdot T^{F20}}{P_t^{F20}} \quad (81)$$

4.2.8.9 Resumen balance de masa global

La Tabla 22 resume el balance de masa de las principales especies involucradas en el proceso de reacción anaeróbica, el error porcentual aproximado asociado al balance de masa global en la etapa, y los caudales de cada flujo.

Tabla 22. Resumen balance de masa de la reacción anaeróbica.

| Especie | F19 / kg s ⁻¹ | F20 / kg s ⁻¹ | F21 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| H ₂ O | 3,32 x 10 ⁰ | 0,00 x 10 ⁰ | 3,30 x 10 ⁰ |
| NKT | 9,95 x 10 ⁻⁴ | 0,00 x 10 ⁰ | 3,30 x 10 ⁻³ |
| SST | 1,17 x 10 ⁻¹ | 0,00 x 10 ⁰ | 7,35 x 10 ⁻² |
| P | 1,66 x 10 ⁻⁴ | 0,00 x 10 ⁰ | 1,66 x 10 ⁻⁴ |
| CO ₂ | 0,00 x 10 ⁰ | 1,59 x 10 ⁻² | 0,00 x 10 ⁰ |
| HCO ₃ ⁻ | 2,67 x 10 ⁻⁵ | 0,00 x 10 ⁰ | 7,83 x 10 ⁻³ |
| CH ₄ | 0,00 x 10 ⁰ | 1,33 x 10 ⁻² | 0,00 x 10 ⁰ |
| Total | 3,4 x 10⁰ | 2,92 x 10⁻² | 3,40 x 10⁰ |
| Error / % | | 2,63 x 10⁻¹ | |
| Caudal / L s⁻¹ | 3,32 x 10⁰ | 3,01 x 10¹ | 3,32 x 10⁰ |

Si bien el error en el balance de masa en esta etapa no es significativo con respecto a los resultados globales, pues no alcanza a ser el 1% del total, corresponde a un flujo de 0,005 kg s⁻¹ lo que es equivalente al 40% de lo que se produce de metano. Luego, es necesario entender de mejor manera que tan relevante puede ser este error.

Dado que se definió la estequiometría tanto para los lodos primarios como para los secundarios, no se presenta una discrepancia en el balance de masa asociado a la reacción bioquímica. Luego, el error se atribuye a la metodología usada para estimar la DBO y los SSV biodegradables, lo cual podría repercutir en el cálculo de los lodos generados en el proceso. Sin perjuicio de lo anterior, el flujo atribuido al error en la etapa es equivalente al 7% de los SST a la salida de esta, por lo cual, no se considera que sea de relevancia para el análisis global del proceso.

4.2.9 Deshidratado

4.2.9.1 Acondicionamiento de lodos estabilizados

Previo al ingreso de los lodos secundarios a la etapa de espesado se deben agregar agentes floculantes, los que tienen la funcionalidad de aumentar la eficiencia de remoción

de los sólidos. La dosis promedio sugerida en un equipo como el descrito en la sección 2.1.2.3 es de $11,3 \text{ g (kg SST)}^{-1}$ [5].

En términos de parámetros de calidad del agua, estos polímeros se caracterizan como SSV no biodegradables, por lo cual el flujo de sólidos suspendidos totales que entran a la etapa de deshidratado se calcula en base a la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{\text{SST}}^{\text{F21}} = Q^{\text{F21}} \cdot C_{\text{SST}}^{\text{F21}} + \dot{m}_{\text{polímeros}}^{\text{DH}} \quad (82)$$

4.2.9.2 Remoción de SST

La remoción promedio de SST en centrífugas con acondicionamiento de lodos es de 0,95 como mínimo ($\chi_{\text{SST}}^{\text{DH}}$) [5]. Dado lo anterior, el flujo másico de SST que se retiene en la corriente F23 se calcula según la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{SST}}^{\text{F23}} = \chi_{\text{SST}}^{\text{DH}} \cdot \dot{m}_{\text{SST}}^{\text{F21}} \quad (83)$$

La concentración de sólidos en los lodos a la salida de una etapa como la estudiada varía entre 22% y 35% p/p [5]. Para alcanzar la humedad del lodo esperada, se decide establecer una concentración de SST de $450.000 \text{ mg L}^{-1}$ en la corriente F23 ($C_{\text{SST}}^{\text{F23}}$). Con esto, es posible estimar el caudal de lodos de salida de la planta:

$$Q^{\text{F23}} = \frac{\dot{m}_{\text{SST}}^{\text{F23}}}{C_{\text{SST}}^{\text{F23}}} \quad (84)$$

Una vez realizados los cálculos, se corrobora que la concentración de sólidos en el lodo de salida de esta etapa es de 32% p/p, lo cual está en el rango sugerido.

4.2.9.3 DBO

Dada la remoción de SST en la operación, se asume un cambio equivalente en la demanda bioquímica de oxígeno, con lo cual se obtiene la siguiente expresión para este parámetro:

$$C_{\text{DBO}}^{\text{F23}} = \chi_{\text{SST}}^{\text{DH}} \cdot \frac{Q^{\text{F21}} \cdot C_{\text{DBO}}^{\text{F21}}}{Q^{\text{F23}}} \quad (85)$$

4.2.9.4 Caudal del efluente

Considerando que la densidad es similar en cada flujo que entra y sale a la etapa, se obtiene el siguiente balance de masa global simplificado:

$$Q^{F21} = Q^{F22} + Q^{F23} \quad (86)$$

4.2.9.5 Resumen balance de masa global

La Tabla 23 resume el balance de masa de las principales especies involucradas en el proceso de deshidratado, el error porcentual aproximado asociado al balance de masa global en la etapa, y los caudales de cada flujo.

Tabla 23. Resumen balance de masa deshidratado.

| Espece | F21 / kg s ⁻¹ | F22 / kg s ⁻¹ | F23 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| H ₂ O | 3,30 x 10 ⁰ | 3,16 x 10 ⁰ | 1,44 x 10 ⁻¹ |
| SST | 7,43 x 10 ⁻² | 3,72 x 10 ⁻³ | 7,06 x 10 ⁻² |
| Total | 3,39 x 10 ⁰ | 3,17 x 10 ⁰ | 2,15 x 10 ⁻¹ |
| Error / % | | 0,00 x 10 ⁰ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 3,32 x 10 ⁰ | 3,16 x 10 ⁰ | 1,57 x 10 ⁻¹ |

4.2.10 Resumen resultados

A partir de la metodología anterior, se iteran los resultados hasta obtener un error menor al 1% en el punto de mezcla del efluente de las etapas de pretratamiento y el agua clarificada proveniente de la línea de lodos (F6). En base a esto, el balance global del proceso se puede ver en el esquema de la Figura 23.

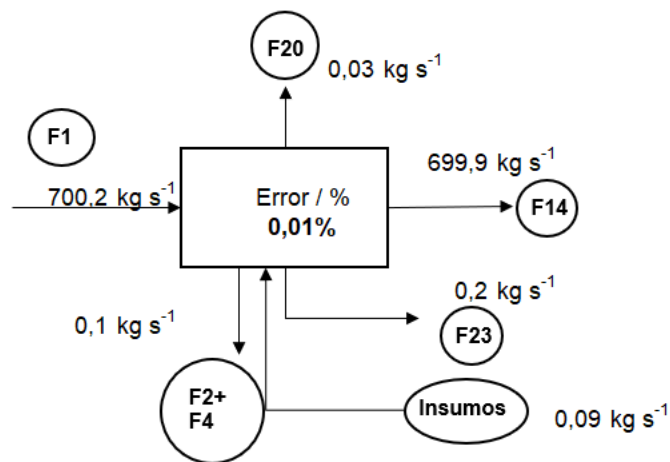


Figura 23. Esquema del balance de masa global del proceso planteado para el caso base, donde la etiqueta "insumos" contiene a los polímeros usados para acondicionar los procesos de espesado y deshidratado, y además, los nutrientes requeridos en la etapa de reacción anaeróbica.

Con respecto a las salidas secundarias del proceso, se puede apreciar que se producen 19,6 t d⁻¹ de lodos y 7,4 t d⁻¹ de desechos provenientes del pretratamiento. Por su parte, se generan 2,5 t d⁻¹ de biogás para ser valorizado.

Es importante notar que estos resultados están sujetos a un error porcentual de 0,01% en el balance de masa, que se propaga principalmente a partir de la etapa de reacción anaeróbica, pero que no se considera significativo para los resultados obtenidos dada la discusión presentada en la sección 4.2.8.9.

En lo que se refiere al efluente de salida de la planta, se alcanzan los parámetros de calidad del agua requeridos por normativa, los que se resumen en la Tabla 24.

Tabla 24. Resumen de parámetros de calidad del agua efluente de salida de la planta.

| Parámetro | Valor | DS90-AF | Unidad |
|-----------|-----------------|-----------------|----------------------------|
| DBO | 16 | 35 | mg L ⁻¹ |
| NKT | 40 | 50 | mg L ⁻¹ |
| SST | 25 | 80 | mg L ⁻¹ |
| P | 6 | 10 | mg L ⁻¹ |
| A&G | 15 | 20 | mg L ⁻¹ |
| coli | 10 ³ | 10 ³ | NMP (100 ml) ⁻¹ |

Finalmente, y en lo que respecta a los lodos de salida de la planta, se alcanzan los parámetros de calidad requeridos para categorizarlos como “lodos tipo B”, los que se resumen en la Tabla 25.

Tabla 25. Resumen de parámetros de calidad del lodo de salida de la planta.

| Parámetro | Valor | DS4 | Unidad |
|---------------------|---------------------|----------------------|------------------------|
| Remoción SSV | 47 | >38 | % |
| Humedad lodo salida | 67 | <70 | %p/p |
| coli / SST | 7 x 10 ³ | <2 x 10 ⁶ | NMP gSST ⁻¹ |
| θ_H^{RAn} | 20 | >15 | días |

4.3 Dimensionamiento de equipos

En base a los resultados obtenidos a través de la resolución de los balances de masa fue posible establecer las dimensiones características de los equipos más relevantes del proceso planteado. La planta se diseñó en dos líneas paralelas para cada proceso, vale decir, el caudal a tratar en cada etapa se dividió en dos. Con esto y las ecuaciones de diseño se calcularon las dimensiones características de los equipos requeridos. Lo anterior, se establece como medida en el caso que una línea falle en su operación o se necesite realizar la mantención de una o varias etapas del proceso.

A continuación, se detallan las ecuaciones de diseño y las dimensiones características de los equipos seleccionados en cada etapa.

4.3.1 Tamizado

En este caso en particular no se tiene una ecuación de diseño que permita dimensionar el equipo, por lo que este se eligió por catálogo de acuerdo al orificio de apertura de 12,5 mm y un caudal de tratamiento de 350 L s^{-1} .

4.3.2 Desarenado y desengrasado

La Figura 24 presenta un esquema del equipo dimensionado.

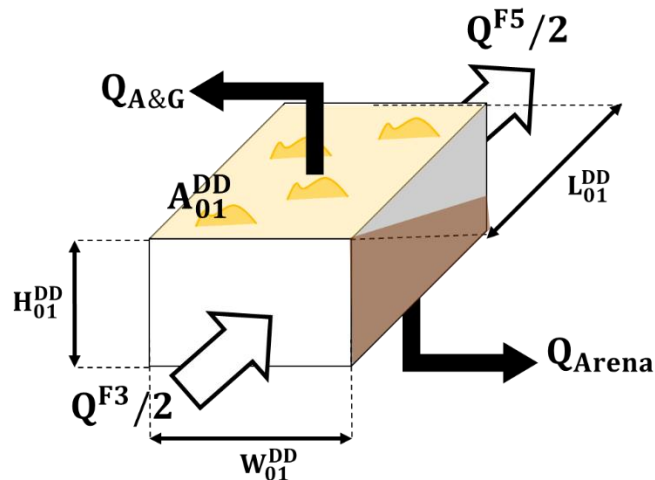


Figura 24. Esquema de un equipo desarenador-desengrasador aireado.

En un desarenador-desengrasador aireado como el requerido en la etapa se sugiere un tiempo de retención hidráulica de 3 minutos (θ_H^{DD})[5], en base a esto se puede calcular el volumen del equipo mediante la siguiente ecuación:

$$V_{01}^{DD} = \theta_H^{DD} \cdot Q^{F3}/2 \quad (87)$$

Asimismo, se sugiere una proporción ancho-alto ($W_{01}^{DD}:H_{01}^{DD}$) de 1,5 : 1 y largo-ancho ($L_{01}^{DD}:W_{01}^{DD}$) de 4 : 1 [5], con lo cual, se puede obtener la siguiente expresión para el largo del equipo:

$$L_{01}^{DD} = (24 \cdot V_{01}^{DD})^{1/3} \quad (88)$$

Finalmente, el área superficial de un equipo queda definida por la siguiente expresión:

$$A^{DD} = \frac{1}{4} \cdot (24 \cdot \theta_H^{DD} \cdot Q^{F3}/2)^{2/3} \quad (89)$$

4.3.3 Sedimentación primaria

La Figura 25 presenta un esquema del equipo dimensionado.

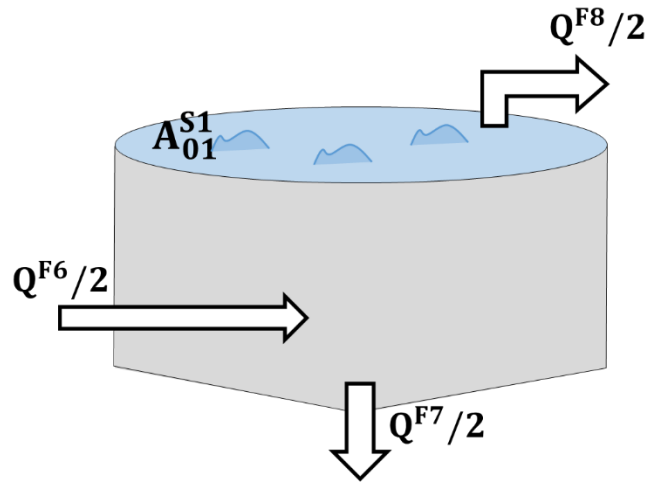


Figura 25. Esquema de un sedimentador primario circular.

Para un sedimentador primario se sugiere operar a la una tasa superficial de clarificación (ϑ^{S1}) de $40 \text{ m}^3 (\text{m}^2 \text{ d})^{-1}$, con lo cual, el área superficial de un equipo se calcula de acuerdo con la siguiente expresión:

$$A_{01}^{S1} = \frac{Q^{F8}/2}{\vartheta^{S1}} \quad (90)$$

4.3.4 Reacción aeróbica

El volumen del reactor aireado se concluyó a partir de la ecuación (45) y el tiempo de retención hidráulico de 6 horas obtenido en la sección 4.2.5.5.

4.3.5 Sedimentación secundaria

En este caso se dimensionaron sedimentadores continuos circulares similares a los de la Figura 25, pero con las ecuaciones de diseño deducidas a partir de la teoría del *flux* másico y el desarrollo de Riddel *et al.* [67]. En primer lugar, es necesario calcular la razón de recirculación de lodos al reactor aireado (\bar{R}) a partir de la siguiente expresión:

$$\bar{R} = \frac{Q^{F14}}{Q^{F11}} \quad (91)$$

Para el diseño del proyecto se tiene una razón de recirculación de 0,5.

Luego, es necesario calcular la razón de recirculación crítica del sistema (\bar{R}_{crit}) en base a la siguiente ecuación:

$$\bar{R}_{crit} = \frac{C_{SST}^{F11}}{\frac{4}{y} + C_{SST}^{F11}} \quad (92)$$

donde y es un parámetro asociado a la decantación de los lodos y para aguas servidas se tiene un valor típico de $0,345 \text{ L g}^{-1}$ [67]. Reemplazando la concentración de sólidos suspendidos totales en la corriente de salida del reactor aireado se obtienen una razón de recirculación crítica de 0,3.

Para la condición en que la razón de recirculación es mayor que la crítica, el autor establece la siguiente expresión para calcular el área de un sedimentador secundario:

$$A_{01}^{S2} = 1,25 \cdot \frac{Q^{F11}/2}{v_0 \cdot y \cdot \exp(-n \cdot C_{SST}^{F11})} \quad (93)$$

donde v_0 es otro parámetro cinético asociado a la decantación de los lodos y para aguas servidas se tiene un valor típico de 7 m h^{-1} [67].

4.3.6 Desinfección

La Figura 26 presenta un esquema del equipo dimensionado.

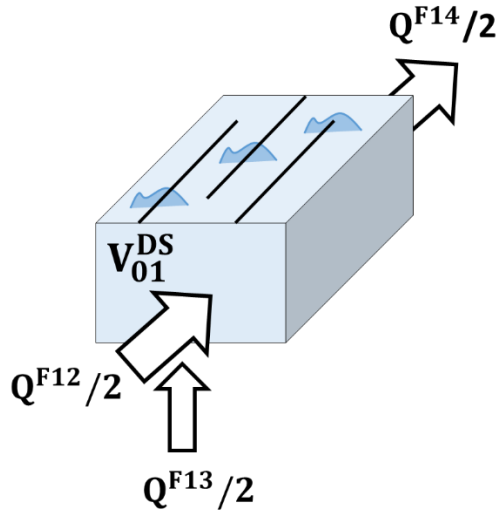


Figura 26. Esquema de un estanque de contacto para la desinfección.

Para dimensionar un estanque de contacto como el requerido para la etapa de desinfección, se asume un tiempo de retención hidráulica igual al tiempo de contacto de desinfección (τ^{DS}), con lo cual se obtiene la siguiente expresión:

$$V_{01}^{DS} = \tau^{DS} \cdot Q^{F12}/2 \quad (94)$$

4.3.7 Espesado

La Figura 27 presenta un esquema del equipo dimensionado.

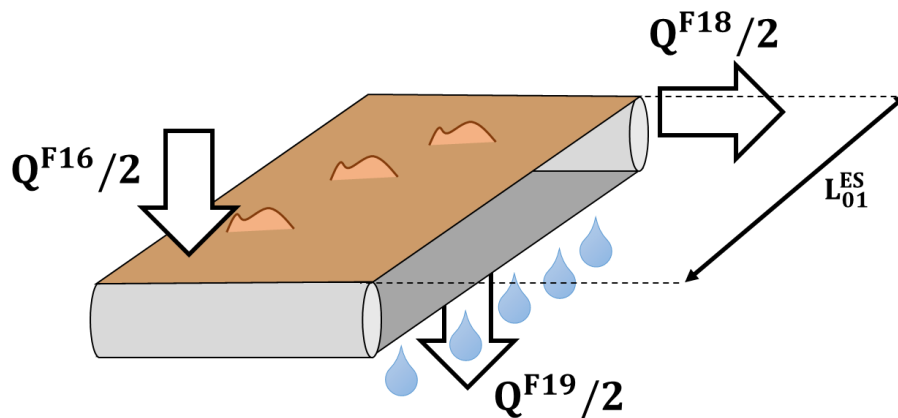


Figura 27. Esquema de una mesa espesadora.

Para este equipo se sugiere operar bajo una carga de SST (ϑ^{ES}) de $200 \text{ kg (m h)}^{-1}$, con lo cual el largo del equipo se calcula de acuerdo con la siguiente expresión:

$$L_{01}^{ES} = \frac{\dot{m}_{SST}^{F16}/2}{g_{ES}} \quad (95)$$

4.3.8 Reacción anaeróbica

La Figura 28 presenta un esquema del equipo dimensionado.

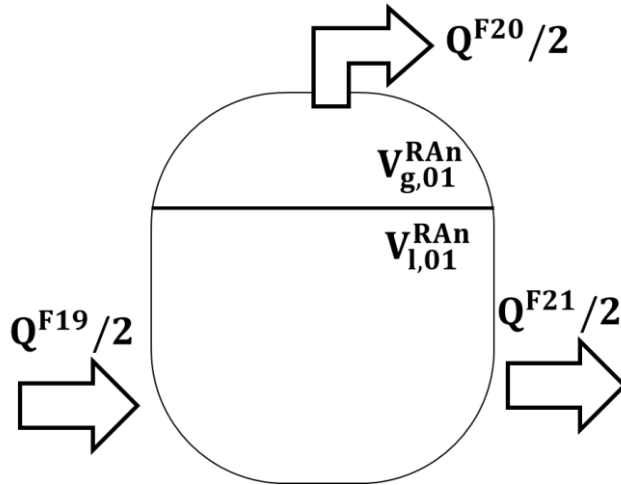


Figura 28. Esquema de un reactor anaeróbico continuo.

En este equipo se puede ver que se tendrá una fase líquida, donde ocurren las reacciones, y una fase gaseosa. El volumen de la primera fase se estima en base al tiempo de retención hidráulica definido previamente:

$$V_{l,01}^{RAn} = \theta_H^{RAn} \cdot Q^{F19}/2 \quad (96)$$

Por bibliografía se tiene que para reactores biológicos la fase líquida corresponde al 75% del volumen total del equipo [68], con lo cual se puede estimar el volumen total de un reactor en esta etapa.

4.3.9 Deshidratado

La Figura 29 presenta un esquema del equipo dimensionado.

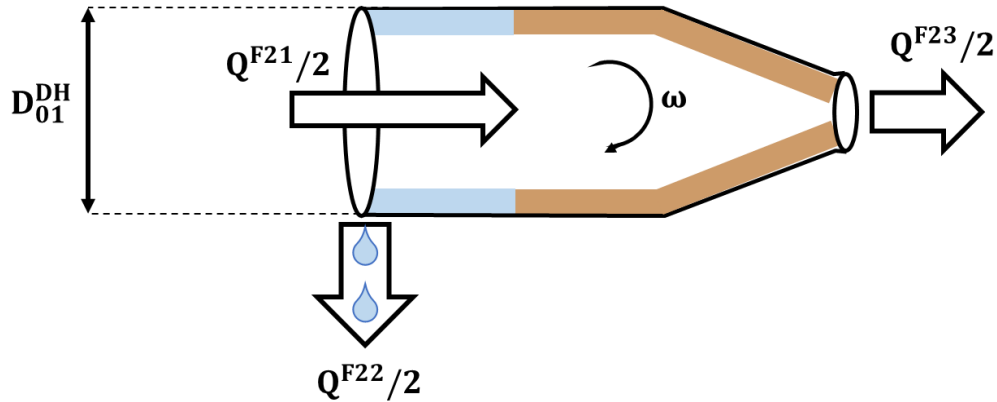


Figura 29. Esquema de una centrífuga continua.

Para dimensionar este equipo se usa la teoría sigma, mediante la cual se tiene la siguiente expresión [69]:

$$Q^{F21} = v_{ss} \cdot \Sigma \quad (97)$$

donde v_{ss} es la velocidad de sedimentación de Stokes (en $m\ s^{-1}$) y Σ es el área equivalente de sedimentación (en m^2) que depende de la geometría del equipo y la velocidad de giro ω^{DH} .

En base al desarrollo de Bell *et al.* (2014) la ecuación (97) se puede reformular para definir el diámetro de la centrífuga (D_{01}^{DH}) en función de las condiciones de operación:

$$D_{01}^{DH} = 2 \cdot \sqrt[3]{\frac{18 \cdot Q^{F21}/2}{\pi \cdot d_p^2 \cdot \bar{r}_{so} \cdot \omega^2 \cdot (\rho_s - \rho_l)} \cdot \left[\frac{\ln(1/\bar{r}_l)}{1 - \bar{r}_l^2} \right] \cdot \left(\frac{\bar{r}_{so} \cdot \mu_l}{L} \right)} \quad (98)$$

Para la deshidratación de lodos provenientes de aguas servidas se tienen los parámetros típicos para un equipo de centrífuga continua presentados en la Tabla 26.

Tabla 26. Resumen de los parámetros para el dimensionamiento de una centrífuga continua a 35 °C.

| Parámetro | Valor | Unidad | Referencia |
|----------------|-------|--------------|------------|
| d_p | 51 | μm | [70] |
| \bar{r}_{so} | 0,6 | - | [69] |
| ω | 2.450 | RPM | [71] |
| ρ_s | 1.100 | $kg\ m^{-3}$ | [72] |
| ρ_l | 994 | $kg\ m^{-3}$ | [60] |

| | | | |
|-------------|-----------------------|------------------------|------|
| \bar{r}_1 | 0,8 | - | [69] |
| μ_1 | $0,72 \times 10^{-3}$ | kg (m s)^{-1} | [60] |
| \bar{L} | 1,7 | - | [69] |

4.3.10 Resumen resultados

El resumen del dimensionamiento de los principales equipos del proceso se presenta en la Tabla 27.

Tabla 27. Resumen del dimensionamiento de los principales equipos de una PTAS convencional.

| Etapas | Número/etapa | Dimensión característica | Valor unitario | Valor total | Unidad |
|---------------|---------------------|---------------------------------|-----------------------|--------------------|----------------|
| TM | 2 | Apertura rejilla | 12,5 | - | mm |
| DD | 2 | Área | 7,6 | 15,2 | m ² |
| S1 | 2 | Área | 762,1 | 1.524,2 | m ² |
| RAe | 2 | Volumen | 10.013,6 | 20.027,2 | m ³ |
| S2 | 2 | Área | 539,7 | 1.079,5 | m ² |
| DS | 2 | Volumen | 6.298,0 | 12.596,0 | m ² |
| ES | 2 | Largo | 0,4 | - | m |
| Ran | 2 | Volumen | 4.000,1 | 8.000,2 | m ³ |
| DH | 2 | Diámetro | 0,4 | - | m |

4.4 Balances de energía

4.4.1 Consumo energético por equipos

Para estimar el consumo energético asociado al proceso global, se dispone del requerimiento energético asociado a las principales etapas del proceso, estandarizados por el caudal afluente de la etapa o su dimensión característica. Asimismo, se estima el requerimiento energético asociado al transporte de fluidos en el proceso (*piping*). El resumen de estos valores y la bibliografía consultada se encuentra en la Tabla 28.

Tabla 28. Resumen de factores de rendimiento energético asociados a las principales etapas del proceso de tratamiento de aguas convencional.

| Etapas | Variable/ dimensión | Ponderación | Unidad | Referencia |
|----------------------------------|--------------------------------|--------------------|--|-------------------|
| TM | F1 | 0,0004 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| DD | F3 | 0,008 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| S1 | F6 | 0,009 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [73] |
| RAe | F9 | 0,7 | kWh (m ³ aire) ⁻¹ | [73] |
| S2 | F11 | 0,004 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| DS | F12 | 0,002 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| ES | F16 | 0,001 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| Ran | v ^{RA} n | 0,007 | kW (m ³ reactor) ⁻¹ | [5] |
| DH | F21 | 0,009 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| <i>Piping</i> línea de aguas | F1 | 0,04 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| Recirculación lodos activados | F15 | 0,01 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |
| <i>Piping</i> línea lodos | F16 | 0,0008 | kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | [5] |

El requerimiento energético total de las principales etapas asociadas al proceso de tratamiento de aguas es de 0,7 kWh por m³ tratado, cuyo valor se encuentra en el rango esperado para este tipo de procesos. La distribución porcentual del gasto energético por etapas se puede ver en la Figura 30.

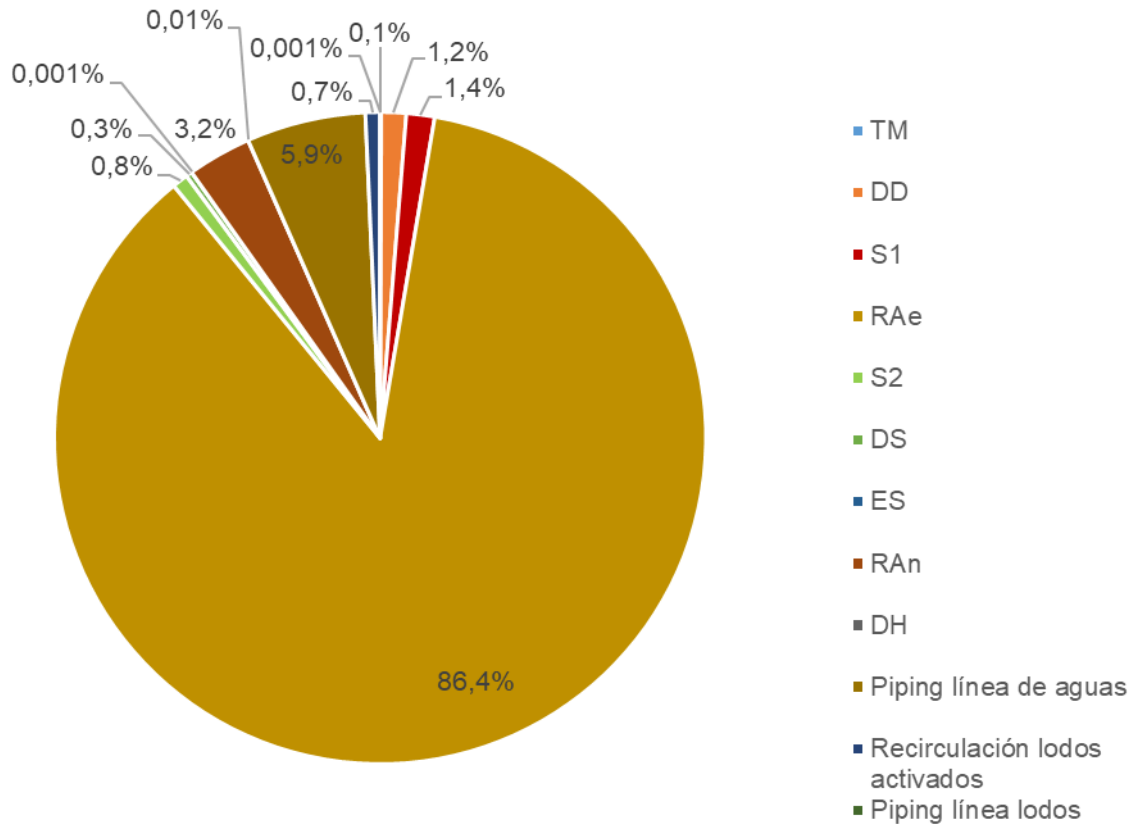


Figura 30. Distribución porcentual del requerimiento energético por etapas en la “línea base”.

4.4.2 Pre calentamiento de lodos

Dado que la etapa de reacción anaeróbica se diseña a una temperatura de operación de 35 °C, es necesario realizar una estimación de los requerimientos energéticos asociados a dicha operación. En la descripción del caso base se tomó una temperatura del afluente de entrada a la planta de 20 °C, la cual se asume que no varía significativamente hasta la etapa de reacción anaeróbica. En base a esto, el diseño del proceso requiere una etapa de calentamiento de los lodos con vapor en un intercambiador de calor (IC), como se puede ver en la Figura 31.

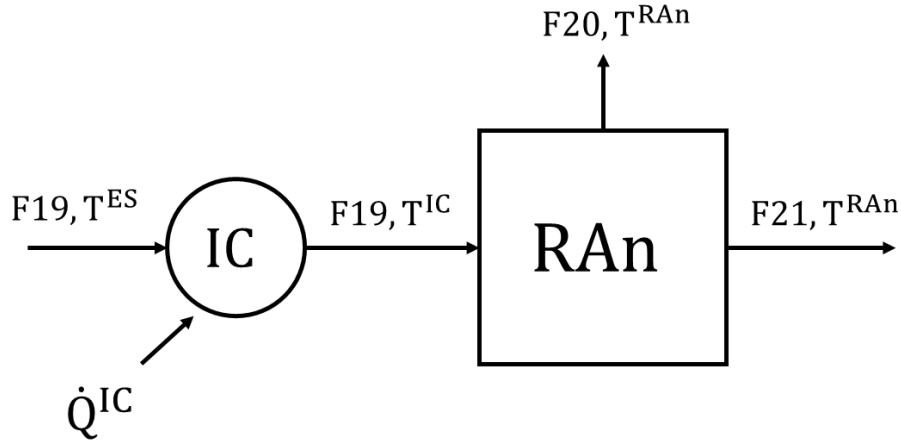


Figura 31. Esquema de la etapa de precalentamiento de los lodos que ingresan a la etapa de reacción anaeróbica, donde \dot{Q}^{IC} es el calor transferido en el intercambiador de calor.

En este sentido, el balance de energía en estado estacionario para el reactor anaeróbico se puede expresar en relación a la conversión de SST (χ_{SST}) [74]:

$$0 = \dot{m}_{SST}^{F19} \cdot \sum_i \theta_i \cdot (H_{f,i,T^{IC}} - H_{f,i,T^{RAn}}) - \chi_{SST} \cdot \dot{m}_{SST}^{F19} \cdot \Delta H_{r,T^{RAn}} + \dot{Q}^{RAn} - \dot{W}^{RAn} \quad (99)$$

donde θ_i es la cociente entre el flujo másico de entrada de la especie i y el de SST; $H_{f,i,T^{IC}}$ y $H_{f,i,T^{RAn}}$ son la entalpía de formación de la especie i a temperatura T^{IC} y a T^{RAn} , respectivamente; $\Delta H_{r,T^{RAn}}$ la entalpía de reacción; \dot{Q}^{RAn} el calor intercambiado con el ambiente; y \dot{W}^{RAn} el trabajo realizado sobre el sistema.

Para simplificar el balance de energía anterior, se toman los siguiente supuestos:

- i) La entalpía de reacción es despreciable.
- ii) El sistema está aislado térmicamente.
- iii) El trabajo que realiza el mezclador sobre el sistema es despreciable.

De este modelo se concluye que $H_{i,T^{IC}} = H_{i,T^{RAn}}$ y, por tanto, la temperatura a la cual tienen que entrar los lodos es igual a T^{RAn} .

Dado lo anterior, el calor requerido para calentar los lodos de entrada se puede calcular en base al balance de energía en esta fase:

$$\dot{Q}^{IC} = \left(\sum_i \dot{m}_i^{F19} \right) \cdot \bar{c}_{p,lodos} \cdot (T^{RAn} - T^{ES}) \quad (100)$$

donde $\bar{c}_{p,lodos}$ es el calor específico promedio de los lodos, y se puede estimar en base a la siguiente fórmula [75]:

$$\bar{c}_{p,lodos} (/ \text{kJ} (\text{kg K})^{-1}) = 1,05 \cdot x_{SST}^{F19} + 3,18 \cdot (1 - x_{SST}^{F19}) \quad (101)$$

En base a estas ecuaciones, se concluye que se requiere un intercambiador de calor capaz de transferir $0,06 \text{ kWh} (\text{m}^3 \text{ tratado})^{-1}$ para suplir los requerimientos energéticos de la etapa de reacción anaeróbica.

Para aprovechar el biogás obtenido en la etapa de reacción anaeróbica, se propone valorizar energéticamente estos flujos en un sistema combinado de generación eléctrica y calórica (CHP, por sus siglas en inglés), de forma tal de aprovechar el vapor generado en esta etapa para suplir los requerimientos energéticos en el reactor anaeróbico (integración energética). En consideración que el vapor producido en el equipo puede ser mayor que el requerido en el proceso, se plantea el esquema de proceso presentado en la Figura 32.

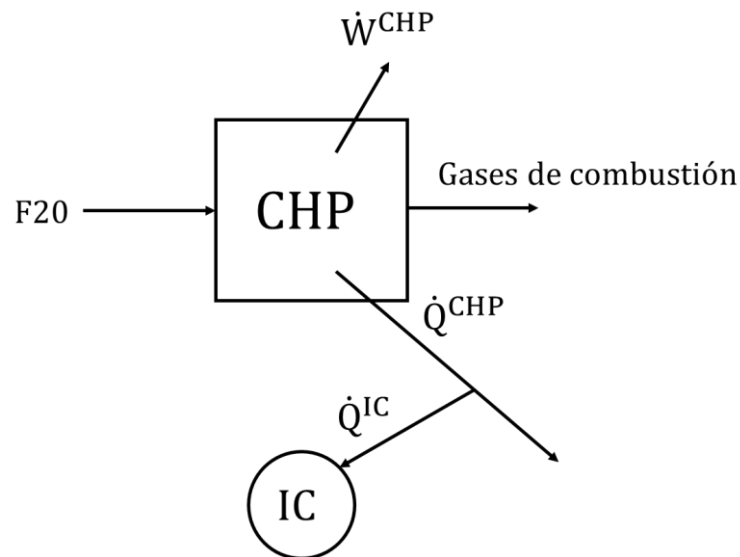


Figura 32. Esquema de la etapa de valoración energética del biogás.

La energía eléctrica generada en la etapa (\dot{W}^{CHP}) se calcula a partir del calor liberado en la combustión del metano presente en el biogás:

$$\dot{W}^{CHP} = \Phi_{el}^{CHP} \cdot (PCI_{CH_4} \cdot \dot{m}_{CH_4}^{F20}) \quad (102)$$

donde Φ_{el}^{CHP} es la eficiencia eléctrica de una turbina generadora y PCI_{CH_4} el poder calorífico inferior del metano.

Por su parte, el calor generado en la etapa (\dot{Q}^{CHP}) se calcula en base a una expresión similar:

$$\dot{Q}^{CHP} = (\Phi^{CHP} - \Phi_{el}^{CHP}) \cdot (PCI_{CH_4} \cdot \dot{m}_{CH_4}^{F20}) \quad (103)$$

donde Φ^{CHP} es la eficiencia de un sistema combinado de potencia y calor.

A partir de los datos de la Tabla 29 se puede obtener que la electricidad y vapor producidos en el proceso.

Tabla 29. Parámetros requeridos para calcular la recuperación energética del biogás en un CHP.

| Parámetro | Valor | Unidad | Referencia |
|-------------------|--------|---------------------|------------|
| Φ_{el}^{CHP} | 0,38 | - | [5] |
| Φ^{CHP} | 0,75 | - | [5] |
| PCI_{CH_4} | 55.600 | kJ kg^{-1} | [76] |

A partir de estos datos, es posible calcular la recuperación de energía eléctrica del agua servida en el proceso anaeróbico (E/Q^{An}) según la siguiente ecuación:

$$E/Q^{An} = \frac{\dot{W}^{CHP}}{Q^{F1}} \quad (104)$$

con lo cual se obtiene un valor de $0,11 \text{ kWh (m}^3 \text{ tratado)}^{-1}$, lo que corresponde casi al 10% de la energía química teórica contenida en este tipo de residuos (ver sección 1.1).

4.4.3 Resumen de resultados

En base a los resultados anteriores, el balance energético global de la planta se resume en la Tabla 30.

Tabla 30. Resumen del balance energético de una PTAS convencional.

| | Potencia eléctrica / $\text{kWh (m}^3 \text{ tratado)}^{-1}$ | Potencia calórica / $\text{kWh (m}^3 \text{ tratado)}^{-1}$ |
|------------|---|--|
| Consumo | - 0,65 | - 0,066 |
| Generación | + 0,11 | + 0,11 |
| Total | - 0,54 | + 0,044 |

En base a estos resultados, se concluye que el proceso produce calor en forma de vapor de agua para suplir procesos no previstos, y que el requerimiento de electricidad global del proceso es de $0,54 \text{ kWh (m}^3 \text{ tratado)}^{-1}$.

5 PTAS con CCMs

5.1 Diagrama de bloques del proceso

Para incorporar la etapa de reacción electroquímica asociada a las CCMs se decide incluirla antes de la reacción aeróbica, en base al diseño sugerido en literatura y discutido en la sección 1.2. Un esquema simplificado del proceso planteado para una PTAS con CCMs se puede ver en la Figura 33.

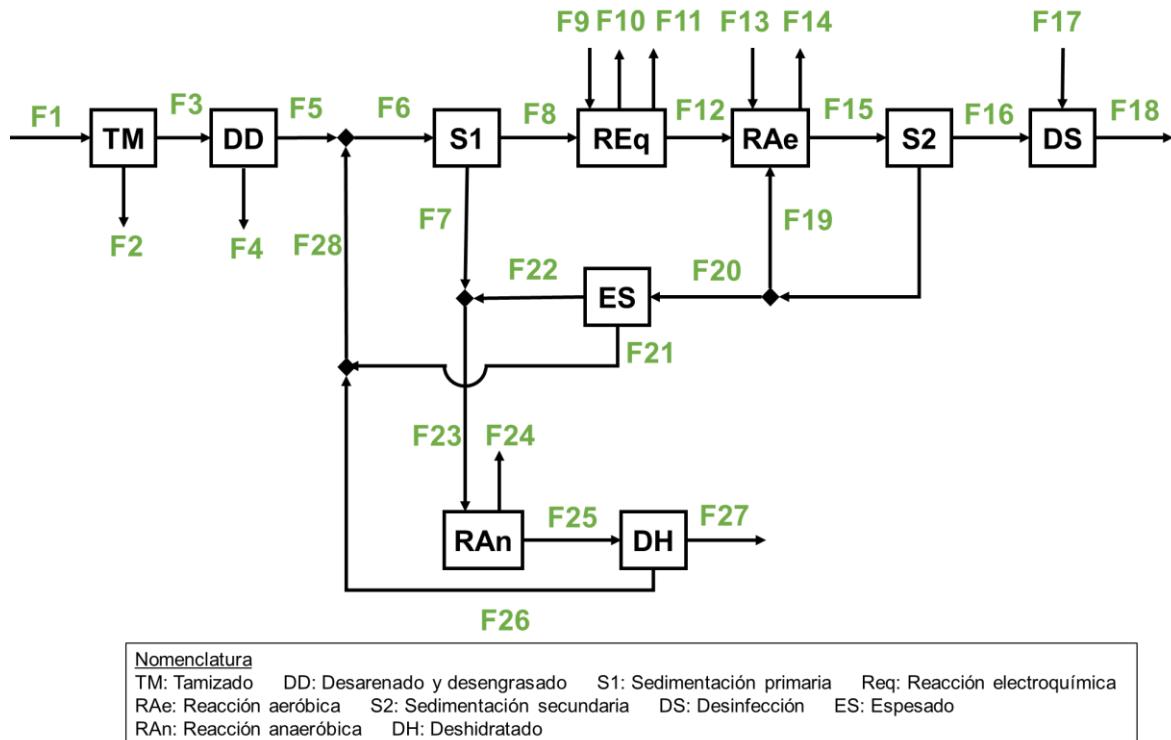


Figura 33. Diagrama de bloques simplificado de la PTAS con CCMs.

La composición de cada uno de los flujos del proceso anterior, de acuerdo a la nomenclatura usada en la Figura 33, se puede ver en la Tabla 31.

Tabla 31. Caracterización de los principales flujos del diagrama de bloques del proceso presentado en la Figura 33.

| Flujo | Definición | Composición |
|-------|------------------|--|
| F1 | Afluente planta | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, Screenings, A&G |
| F2 | Residuos sólidos | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, Screenings, A&G |
| F3 | Afluente DD | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G |
| F4 | Residuos DD | H ₂ O, NKT, P, SST, A&G |

Tabla 31. Caracterización de los principales flujos del diagrama de bloques del proceso presentado en la Figura 33 (continuación).

| Flujo | Definición | Composición |
|--------------|--|---|
| F5 | Efluente DD | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G |
| F6 | Afluente S1 | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F7 | Lodos primarios | H ₂ O, SST, HCO ₃ ⁻ |
| F8 | Afluente REq | H ₂ O, NKT, P, SST, coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F9 | Aire alimentación REq | N ₂ , O ₂ |
| F10 | Biogás REq | CO ₂ , CH ₄ |
| F11 | Gases de salida REq (cátodo) | N ₂ , O ₂ , H ₂ O |
| F12 | Afluente RAe | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F13 | Aire alimentación RAe | N ₂ , O ₂ |
| F14 | Gases de salida RAe | N ₂ , O ₂ , CO ₂ |
| F15 | Afluente S2 | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F16 | Afluente DS | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F17 | Alimentación cloro gas | Cl ₂ |
| F18 | Efluente planta | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F19 | Reciclo RAe | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F20 | Afluente ES (lodos secundarios) | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F21 | Efluente clarificado ES para recirculación | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F22 | Lodos secundarios espesados | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F23 | Afluente RAn (lodos totales) | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F24 | Biogás RAn | CH ₄ , CO ₂ |
| F25 | Afluente DH (lodos estabilizados) | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F26 | Efluente clarificado DH para recirculación | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F27 | Lodos a disposición | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |
| F28 | Efluente recirculación línea de lodos | H ₂ O, NKT, P, SST, Coli, A&G, HCO ₃ ⁻ |

5.2 Balances de masa

El balance de masa de una PTAS con CCMs sigue la misma lógica usada en un proceso convencional (ver sección 4.2), donde solo se debe adicionar el efecto de la etapa de reacción electroquímica en la degradación de carga orgánica.

5.2.1 Reacción electroquímica

5.2.1.1 Estequiometría

En una CCM la degradación de materia orgánica está determinada por la actividad de bacterias electrógenas (con lo cual se obtiene directamente corriente eléctrica) y por bacterias metanogénicas (con lo cual se obtiene biogás) [77][32], por esto, es necesario definir la estequiometría para cada proceso por separado.

5.2.1.1.1 Oxidación electrogénica de aguas servidas

Para definir esta estequiometría se sigue el modelo de Rittmann y McCarthy con lo cual se obtiene la siguiente expresión para el lado anódico (ver detalle de cálculos y supuestos en Anexo 10.2.5):



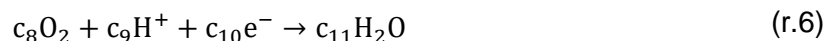
donde $c_0 = 0,020$; $c_1 = 0,34$; $c_2 = 0,17$; $c_3 = 0,018$, $c_4 = 0,018$, $c_5 = 0,0025$, $c_6 = 0,95$ y $c_7 = 0,95$.

Un resumen de estos resultados se puede ver en la Tabla 32.

Tabla 32. Resumen de rendimientos máxicos del proceso de oxidación electrogénica de aguas servidas del lado del anódico.

| Espece i | $Y_{i/DBO}^{OE,an}$ / $g_i g_{DBO}^{-1}$ |
|---|---|
| H ₂ O | - 0,79 |
| CO ₂ | + 0,94 |
| HCO ₃ ⁻ | + 0,13 |
| NH ₄ ⁺ (expresado como NKT) | + 0,039 |
| C ₅ H ₇ O ₂ N (expresado como SSV) | + 0,04 |

Por su parte, para el lado catódico se obtiene la siguiente estequiometría:



donde $c_8 = 0,24$; $c_9 = 0,95$; $c_{10} = 0,95$; $c_{11} = 0,48$.

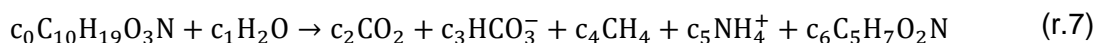
Dado el balance de electrones, el rendimiento másico con respecto a la DBO para el lado catódico se calcula según la misma metodología anterior. El resumen de estos resultados se puede ver en la Tabla 33.

Tabla 33. Resumen de rendimientos másicos del proceso de oxidación electrogénica de aguas servidas del lado del catódico.

| Espece i | $Y_{i/DBO}^{OE,ca}$ / $g_i g_{DBO}^{-1}$ |
|------------------|---|
| H ₂ O | + 0,53 |
| O ₂ | - 1,90 |

5.2.1.1.2 Metanogénesis a partir de aguas servidas

Además, en este proceso se debe considerar la metanogénesis asociada a la degradación de aguas servidas, que dado su naturaleza sigue la misma estequiometría del proceso de metanogénesis de lodos primarios (ver Anexo 10.2.3):



donde $c_0 = 0,020$; $c_1 = 0,10$; $c_2 = 0,051$; $c_3 = 0,018$; $c_4 = 0,12$; $c_5 = 0,018$; $c_6 = 0,0025$.

Para calcular el rendimiento másico con respecto a la DBO se usa la ecuación (38). El resumen de estos resultados se puede ver en la Tabla 34.

Tabla 34. Resumen de rendimientos másicos del proceso de metanogénesis a partir de aguas servidas.

| Espece i | $Y_{i/DBO}^{M,AS}$ / $g_i g_{DBO}^{-1}$ |
|---|--|
| H ₂ O | - 0,23 |
| CO ₂ | + 0,28 |
| HCO ₃ ⁻ | + 0,13 |
| NH ₄ ⁺ (expresado como NKT) | + 0,039 |
| C ₅ H ₇ O ₂ N (expresado como SSV) | + 0,04 |
| CH ₄ | + 0,24 |

5.2.1.2 Requerimiento de nutrientes

Para sistemas anaeróbicos en el tratamiento de aguas servidas se requiere tener una proporción másica de DBO:NKT:P de a lo menos 250:5:1 para asegurar el correcto funcionamiento de los microorganismos [5][64]. En el caso estudiado, se tiene una proporción de 250:62:10, por lo cual se puede asegurar una disponibilidad de nutrientes para la actividad microbológica.

5.2.1.3 DBO

En base a los trabajos experimentales de CCM operando con aguas servidas (ver sección 2.4) y la remoción de DBO sugerida en literatura (40-50% [78]), la etapa de reacción electroquímica se diseña para una degradación de la DBO de entrada del 50%. Así, el flujo másico de materia orgánica que se consume en la etapa es el siguiente:

$$\Pi_{\text{DBO}}^{\text{REq}} = \chi_{\text{DBO}}^{\text{REq}} \cdot (Q^{\text{F8}} \cdot C_{\text{DBO}}^{\text{F8}}) \quad (105)$$

Como la degradación de la materia orgánica conlleva la generación de biomasa que aporta en la DBO total, es necesario calcular el flujo másico de SSV biodegradables que se generan en este proceso:

$$\Pi_{\text{SSV}}^{\text{REq}} = Y_{\text{SSV/DBO}}^{\text{E,an}} \cdot \Pi_{\text{DBO}}^{\text{OE}} + Y_{\text{SSV/DBO}}^{\text{M,AS}} \cdot \Pi_{\text{DBO}}^{\text{M,AS}} \quad (106)$$

donde $\Pi_{\text{DBO}}^{\text{OE}}$ y $\Pi_{\text{DBO}}^{\text{M}}$ son las tasas de consumo de DBO en el proceso de oxidación electrogénica y el de metanogénesis, respectivamente. Usando el concepto de eficiencia coulombica estas tasas de consumo se pueden definir según las siguientes ecuaciones:

$$\Pi_{\text{DBO}}^{\text{OE}} = \Phi_{\text{C}} \cdot \Pi_{\text{DBO}}^{\text{REq}} \quad (107)$$

$$\Pi_{\text{DBO}}^{\text{M,AS}} = \Pi_{\text{DBO}}^{\text{REq}} - \Pi_{\text{DBO}}^{\text{OE}} \quad (108)$$

En CCMs operando con aguas servidas se suele alcanzar una eficiencia coulombica de entre 10 a 20% [79]. Para el diseño de la etapa se asumirá un escenario desfavorable de $\Phi_{\text{C}} = 0,1$.

Finalmente, la concentración de DBO total esperada para el efluente de la etapa de reacción electroquímica se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$C_{\text{DBO}}^{\text{F12}} = \frac{[Q^{\text{F8}} \cdot C_{\text{DBO}}^{\text{F8}} - \Pi_{\text{DBO}}^{\text{REq}}] + f_{\text{DBO,biomasa}} \cdot \Pi_{\text{SSV}}^{\text{REq}}}{Q^{\text{F12}}} \quad (109)$$

5.2.1.4 SST

En primer lugar, es necesario diferenciar los componentes asociados a los SST que ingresan a la etapa, y luego, calcular el flujo másico de sólidos suspendidos totales mediante la ecuación (17).

5.2.1.4.1 SSV biodegradables

En primer lugar, es necesario calcular el flujo másico de sólidos suspendidos volátiles de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{\text{SSV}}^{\text{F8}} = x_{\text{SSV/SST}} \cdot (Q^{\text{F8}} \cdot C_{\text{SST}}^{\text{F8}}) \quad (110)$$

Por otra parte, la fracción másica de SSV biodegradables se calcula en base a los sólidos volátiles biodegradables totales:

$$\dot{m}_{\text{SSV,DBO}}^{\text{F8}} = x_{\text{SSV,DBO/SSV}} \cdot \dot{m}_{\text{SSV}}^{\text{F8}} \quad (111)$$

El consumo de sólidos suspendidos biodegradables por concepto de degradación de materia orgánica se asume equivalente a la remoción de DBO en la etapa, luego, el cambio neto en la magnitud de este parámetro se calcula como sigue:

$$\chi_{\text{SSV}}^{\text{REq}} \cdot \dot{m}_{\text{SSV,DBO}}^{\text{F8}} = \chi_{\text{DBO}}^{\text{REq}} \cdot \dot{m}_{\text{SSV,DBO}}^{\text{F8}} - \Pi_{\text{SSV}}^{\text{REq}} \quad (112)$$

5.2.1.4.2 SSV no biodegradable

Por su parte, el flujo de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables en la corriente de entrada a la reacción electroquímica se calcula como sigue:

$$\dot{m}_{\text{SSV,nDBO}}^{\text{F8}} = \dot{m}_{\text{SSV}}^{\text{F8}} - \dot{m}_{\text{SSV,DBO}}^{\text{F8}} \quad (113)$$

5.2.1.4.3 Sólidos inorgánicos

A través de la ecuación (17) se puede calcular el flujo másico de sólidos inorgánicos:

$$\dot{m}_{\text{IO}}^{\text{F8}} = \dot{m}_{\text{SST}}^{\text{F8}} - \dot{m}_{\text{SSV}}^{\text{F8}} \quad (114)$$

5.2.1.5 O₂

Por simplicidad, se asumirá una remoción de oxígeno en el lado catódico igual a la tomada en el lado anódico para la DBO, con esto, se espera que no existan problemas asociados a la transferencia de masa ni se agote el agente oxidante en este compartimento. En base a lo anterior, la tasa de consumo de oxígeno en la operación se calcula en base a la siguiente expresión:

$$\Pi_{O_2}^{REq} = \chi_{O_2}^{REq} \cdot \dot{m}_{O_2}^{F9} \quad (115)$$

Además, a partir de la estequiometría de la reacción, la tasa de consumo de oxígeno en la reacción electroquímica se puede estimar como sigue:

$$\Pi_{O_2}^{REq} = Y_{O_2/DBO}^{OE,ca} \cdot \Pi_{DBO}^{OE} \quad (116)$$

5.2.1.6 Caudal de aire atmosférico requerido

El cátodo se alimenta de aire atmosférico a una presión de 1 atm (p_t^{F10}) y se asume como una mezcla de N₂ y O₂ en una proporción molar de 79 : 21. En base a lo anterior, la presión parcial de oxígeno en la entrada a la etapa se calcula en 0,21 atm ($p_{O_2}^{F9}$). Por último, asumiendo un comportamiento de gases ideales, el flujo másico de oxígeno se calcula como sigue:

$$\dot{m}_{O_2}^{F9} = \frac{p_{O_2}^{F9} \cdot Q^{F9}}{R \cdot T^{F9}} \cdot PM(O_2) \quad (117)$$

Así, reemplazando (117) en (115) se obtiene la siguiente expresión para el flujo de aire atmosférico requerido en la etapa:

$$Q^{F9} = \frac{\Pi_{O_2}^{REq}}{\chi_{O_2}^{REq}} \cdot \frac{R \cdot T^{F9}}{p_{O_2}^{F9} \cdot PM(O_2)} \quad (118)$$

5.2.1.7 Caudal de biogás de salida

Por simplicidad se asume que el biogás que se genera en la celda de combustible se compone únicamente de metano y dióxido de carbono. Para estimar el caudal de esta corriente, se asume un comportamiento de gases ideales:

$$Q^{F10} = \left(\frac{\dot{m}_{CH_4}^{F10}}{PM(CH_4)} + \frac{\dot{m}_{CO_2}^{F10}}{PM(CO_2)} \right) \cdot \frac{R \cdot T^{F9}}{P_t^{F10}} \quad (119)$$

5.2.1.8 Caudal del efluente

En base al balance de masa global, se estima la siguiente relación para los flujos de entrada y salida:

$$Q^{F12} = Q^{F8} \quad (120)$$

5.2.2 Resumen resultados

Para completar el balance de masa global del proceso se debe seguir la misma metodología seguida para el proceso convencional. El resumen del balance de masa global de la PTAS con CCMs se puede ver en el esquema de la Figura 23, mientras que el detalle por etapa se reporta en el Anexo 10.3.

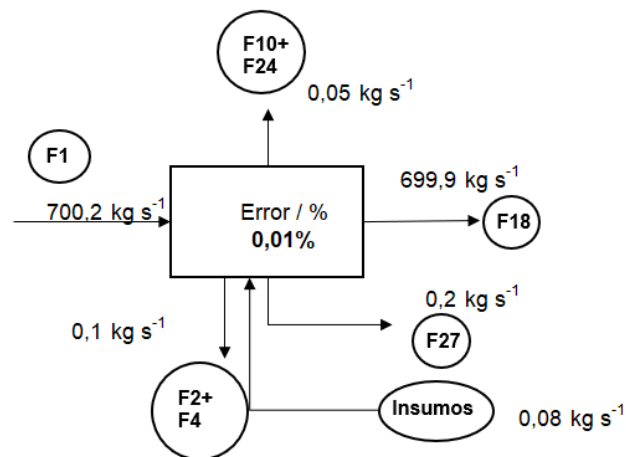


Figura 34. Esquema del balance de masa global del proceso planteado para el caso base, donde la etiqueta “insumos” contiene a los polímeros usados para acondicionar los procesos de espesado y deshidratado, y además, los nutrientes requeridos en la etapa de reacción anaeróbica.

Con respecto a las salidas secundarias del proceso, se puede apreciar que se producen 18 t d⁻¹ de lodos y 4,5 t d⁻¹ de biogás para ser valorizado. Estos valores muestran que se genera un 8% menos de lodos y un 80% más de biogás en relación a lo obtenido en el proceso convencional.

En lo que se refiere al efluente de salida de la planta, se alcanzan los parámetros de calidad del agua requeridos por normativa, los que se resumen en la Tabla 24.

Tabla 35. Resumen de parámetros de calidad del agua efluente de salida de la planta.

| Parámetro | Valor | DS90-AF | Unidad |
|-----------|-----------------|-----------------|----------------------------|
| DBO | 11 | 35 | mg L ⁻¹ |
| NKT | 42 | 50 | mg L ⁻¹ |
| SST | 27 | 80 | mg L ⁻¹ |
| P | 6 | 10 | mg L ⁻¹ |
| A&G | 15 | 20 | mg L ⁻¹ |
| coli | 10 ³ | 10 ³ | NMP (100 ml) ⁻¹ |

Finalmente, y en lo que respecta a los lodos de salida de la planta, se alcanzan los parámetros de calidad requeridos para categorizarlos como “lodos tipo B”, los que se resumen en la Tabla 36.

Tabla 36. Resumen de parámetros de calidad del lodo de salida de la planta.

| Parámetro | Valor | DS4 | Unidad |
|---------------------|---------------------|----------------------|------------------------|
| Remoción SSV | 42 | >38 | % |
| Humedad lodo salida | 67 | <70 | %p/p |
| coli / SST | 7 x 10 ³ | <2 x 10 ⁶ | NMP gSST ⁻¹ |
| θ_H^{RAn} | 20 | >15 | días |

5.2.3 Discusiones parciales

Del modelo planteado, lo más relevante a discutir guarda relación con la caracterización química de las especies y las reacciones que se dan en el proceso de tratamiento de aguas servidas.

En lo que respecta a la caracterización del agua servida, el foco está en la degradación de la materia orgánica expresada como DBO, para la cual se usó un modelo químico sugerido en literatura específicamente para este residuo, por lo que se espera que la simulación entregue una predicción ajustada a la realidad. Sin perjuicio de lo anterior, en aguas servidas pueden ocurrir otros procesos bioquímicos (por ej.: nitrificación en el reactor aireado [5]), los cuales no fueron considerados en el diseño del proceso por no considerarse de impacto para la calidad de agua del efluente de planta.

Si bien la caracterización de la biomasa no logra distinguir entre las diferentes especies que se tienen en el proceso planteado (bacterias aeróbicas, anaeróbicas y electrogénicas), se ha demostrado que para una amplia variedad de microorganismos se ajusta el modelo usado [80], con lo cual se espera tener una predicción acertada de la producción de lodos y biogás. Lo que no logra predecir este modelo es la constitución de fósforo que posee la biomasa producida, lo cual hace que el proceso no exprese remoción de este nutriente, siendo que en literatura se reporta un valor de $0,025 \text{ mg P (mg SSV producidos)}^{-1}$ [58]. Sin embargo, esto no resulta ser relevante pues la calidad del efluente de salida se ajusta a lo requerido por normativa.

Si bien para sistemas anaeróbicos en general se tiene una dependencia significativa de la temperatura en su desempeño [5], para la etapa de reacción electroquímica se asumió que no era necesario incorporar una etapa de precalentamiento del afluente a tratar, en vistas de que la literatura indica que esta condición de operación no tiene un impacto significativo en la cinética de una CCM [81][82]. Lo anterior, se justifica sobre la hipótesis de que en el *biofilm* se establecería un perfil de temperatura favorable para la cinética bioquímica, generado por la acumulación de la energía liberada en la degradación de materia orgánica [81]. En base a esto, para entender la dependencia efectiva de la temperatura en estos sistemas debiera realizarse un estudio más acabado del balance de energía en el *biofilm*, en especial para ambientes cuya temperatura del afluente es menor a la planteada en el proyecto.

En lo que respecta a la etapa de CCMs, es relevante notar que se asumió que la competencia por el sustrato en la cámara anódica se debe a la presencia de bacterias metanogénicas, con lo cual se logra obtener un producto de valor energético adicional en la etapa. Es importante notar que este supuesto es de relevancia para el diseño global del proceso, pues contribuye a aumentar la eficiencia energética de este. Para corroborar esta hipótesis sería necesario un estudio experimental de la relación que se establece entre la eficiencia coulombica de una celda de combustible microbológica y la generación de biogás, pues de no cumplirse el balance de masa sería necesario identificar que otros procesos pueden estar ocurriendo en este equipo.

Por último, es importante destacar que en el modelo usado para diseñar el proceso no se incorporaron el efecto de otros parámetros de calidad del agua como el pH y la alcalinidad, los cuales pueden afectar el desempeño de las bacterias. Un estudio más acabado debería

incluir estos fenómenos a fin de dilucidar si es necesario incorporar etapas de acondicionamiento que ajusten estos parámetros a valores óptimos para el proceso.

5.3 Dimensionamiento de equipos

Para dimensionar los equipos de una PTAS con CCMs se usan los mismos modelos usados en la sección 4.3 para las etapas convencionales, mientras que para la reacción electroquímica es necesario realizar un estudio de la cinética asociada a esta tecnología.

5.3.1 Reacción electroquímica

El diseño de esta etapa consiste en un arreglo de N^{REq} celdas de combustible microbiológicas conectadas en paralelo, tanto en términos de caudal afluente como de conexión eléctrica (ver esquema de la Figura 35).

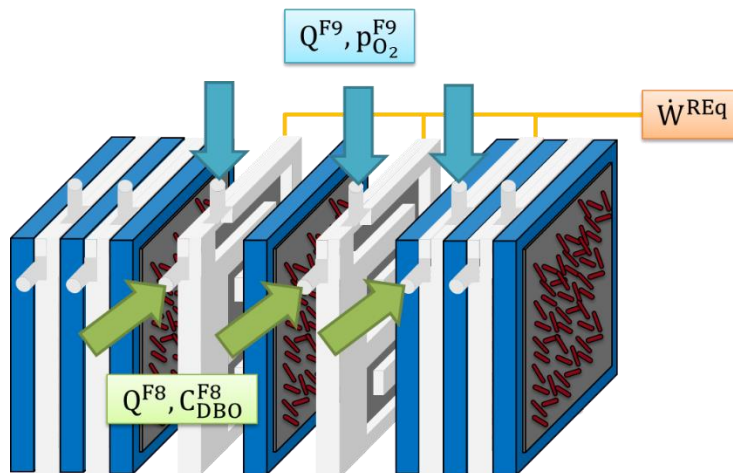


Figura 35. Esquema de un arreglo de celdas de combustible microbiológicas en paralelo, donde \dot{W}^{REq} corresponde a la potencia eléctrica total generada en la etapa.

Asumiendo conocida el área unitaria de una CCM, el área electroactiva total de la etapa de reacción electroquímica (A^{REq}) se calcula según la siguiente ecuación:

$$A^{REq} = N^{REq} \cdot A_{01}^{REq} \quad (121)$$

Luego, al reemplazar la ecuación (12) en (121) se obtiene la siguiente ecuación de diseño:

$$N^{REq} = \frac{\Phi_C \cdot v_e \cdot F \cdot \chi_{DBO} \cdot Q^{F8} \cdot C_{DBO}^{F8}}{PM_{DBO}(AS) \cdot j^{REq} \cdot A_{01}^{REq}} \quad (122)$$

Así, adicionalmente a las condiciones de operación establecidas en el caso base se necesitan conocer las dimensiones de una celda unitaria y la densidad de corriente j^{REq} a la cual operara.

5.3.1.1 Dimensiones de una celda unitaria

La CCM a modelar se basa en el diseño planar y simétrico de las cámaras anódicas y catódicas propuesto en Min *et al.* [18], en el cual el cátodo es de platino soportado en carbón poroso al 10% p/p, el ánodo es de carbón poroso y la PEM es de Nafion® 117.

En el diseño de celdas de combustible en *stacks*, es necesario adicionar una estructura encargada de coleccionar la corriente generada en los electrodos, cuyo material suele ser de grafito en celdas que operan a bajas temperaturas [28]. Por esto, en la CCM a modelar es necesario considerar colectores de corriente tanto en las cámaras anódica como catódica.

Asimismo, en las celdas que se alimentan con reactantes en estado gaseoso se sugiere agregar una capa de un material conductor electrónico poroso sobre el electrodo (llamada “capa de difusión de gases”, CDG), cuyo fin es evitar la pérdida de área electroactiva y permitir la difusión de las especies hacia estas zonas [28]. En base a esto, el cátodo de la CCM a modelar considera una capa de carbón poroso adicional a lo ya descrito.

La Figura 36 presenta un esquema de una CCM unitaria.

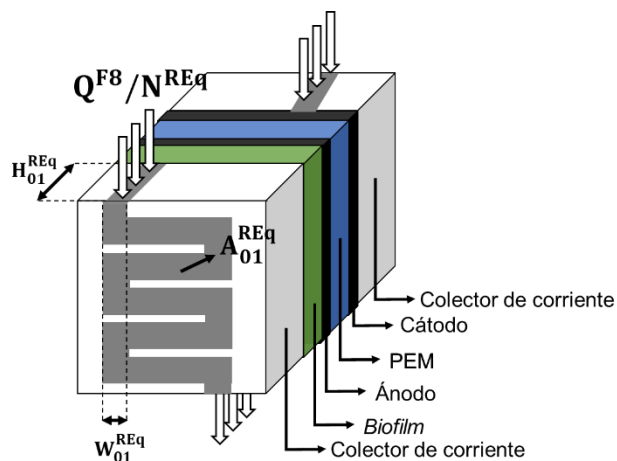


Figura 36. Esquema de una celda de combustible microbiana unitaria.

Si bien no existen CCMs comerciales en la actualidad, el diseño planteado se asemeja al de una celda de combustible que se alimenta con hidrógeno y oxígeno (PEMFC). La Tabla 37 presenta una comparación de los parámetros de diseño más relevantes para la CCM de Min *et al.* y la de una PEMFC comercial.

Tabla 37. Comparación de los parámetros de diseño entre una CCM de escala laboratorio y una PEMFC comercial.

| Parámetro | Min <i>et al.</i> (2004) [18] | PEMFC [83] |
|----------------------------------|----------------------------------|------------|
| H_{01}^{REq} / mm | 4 | 1,05 |
| W_{01}^{REq} / mm | 7 | 1,05 |
| A_{01}^{REq} / cm ² | 55 | 480 |

Un cambio en la fluidodinámica del afluente alimentado en la cámara anódica podría generar efectos no previstos en la estabilidad del *biofilm* o la presión interna. En particular, Min *et al.* alimentaron la cámara anódica a una velocidad promedio de 0,79 cm min⁻¹, por lo cual es importante tener en cuenta estas consideraciones operacionales al momento de realizar el dimensionamiento de la etapa.

En base a la discusión anterior, se tomarán las dimensiones del ducto interno en las cámaras anódica/catódica reportadas por Min *et al.*, pero el área total de la celda se escalará a las dimensiones de una PEMFC comercial.

5.3.1.2 Efecto de la temperatura

Si bien los parámetros cinéticos y termodinámicos asociados a un sistema electroquímico dependen de la temperatura a la cual ocurre la reacción [84], Moon *et al.* estudiaron una CCM alimentada con un afluente similar a las aguas servidas concluyendo que en un rango de temperatura de 24 a 33 °C la variación porcentual en la densidad de potencia máxima fue de alrededor de un 10% [82]. En razón de estos resultados, se asumirá que los datos termodinámicos y cinéticos reportados en los párrafos siguientes caracterizan adecuadamente al sistema, pues están en un rango de temperatura de 20 a 35 °C, donde se considera que estos valores no cambian significativamente.

5.3.1.3 Potencial termodinámico

Para establecer el potencial termodinámico en la CCM es necesario definir las semirreacciones que caracterizan al sistema.

En lo que respecta a la cámara anódica, la transferencia de electrones desde el *biofilm* hacia el electrodo de carbón está determinada por la oxidación de los CytC, cuya representación se muestra en la reacción (r.8).



El potencial estándar de reducción a 25 °C para los citocromos tipo C de una variedad de especies encontradas en una CCM es de 0 V vs. EHE (E_{CytC}^0) [35].

En lo que respecta a la cámara catódica, la especie que se reduce es el oxígeno presente en el aire atmosférico según la siguiente reacción:



El potencial estándar de reducción a 25 °C del oxígeno es de 1,229 V vs. EHE ($E_{\text{O}_2|\text{H}_2\text{O}}^0$) [9].

Con esto se puede calcular el potencial estándar de la reacción global (ΔE_{rxn}^0), de acuerdo con la siguiente expresión:

$$\Delta E_{\text{rxn}}^0 = E_{\text{O}_2|\text{H}_2\text{O}}^0 - E_{\text{CytC}}^0 \quad (123)$$

Luego, el potencial termodinámico de una CCM queda definido en base al potencial de equilibrio en condiciones no estándar, o de Nernst, de las semirreacciones descritas previamente y cuya expresión se puede ver a continuación:

$$\Delta E_N = \Delta E_{\text{rxn}}^0 + \frac{R \cdot T^{\text{REq}}}{\nu_e \cdot F} \ln \left((p_{\text{O}_2}^{\text{F9}})^{1/4} \cdot 10^{-\text{pH}} \right) \quad (124)$$

Por simplicidad se asumirá que la membrana PEM está adecuadamente hidratada con lo cual el pH que se percibe en el cátodo de una CCM es neutro.

5.3.1.4 Sobrepotenciales de activación

Otros de los análisis hechos en el trabajo de Moon *et al.* (2006) fueron variar la concentración de DBO a la entrada de 100 a 400 mg L⁻¹, y la velocidad de este afluente de 0,15 a 1,00 mL min⁻¹, obteniendo variaciones porcentuales en la densidad de potencia máxima de 130 y 250%, respectivamente [82]. En base a esto, se asume que la cinética electrogénica está regida por un control mixto de transferencia de carga y masa, lo cual

permite seleccionar el modelo más adecuado para definir el sobrepotencial de activación anódico.

En base a la existencia de información y parámetros cinéticos reportados en literatura, se decide usar el modelo de Butler-Volmer modificado con un coeficiente de transferencia de 0,5 (valor típico para sistemas electroquímicos [50]). En base a esto y la ecuación (10), el sobrepotencial de activación anódico se puede determinar en base a la siguiente fórmula:

$$\eta_{act}^{an} = \frac{R \cdot T^{REq}}{0,5 \cdot v_e \cdot F} \operatorname{arcsinh} \left(\frac{j}{2 \cdot j_0^{an} \cdot \left(1 - \frac{j}{j_L^{an}}\right)} \right) \quad (125)$$

Por lo cual, los principales parámetros cinéticos que determinan este sobrepotencial son la densidad de corriente de intercambio y la densidad de corriente límite.

La densidad de corriente de intercambio que define el sobrepotencial de activación en el ánodo se relaciona con la transferencia heterogénea de electrones desde los citocromos, parámetro cuyo valor se encuentra reportado en literatura a 30 °C y es igual a 0,034 A m⁻² [85].

Para determinar la densidad de corriente límite en el ánodo, es necesario tener en cuenta el fenómeno de transporte de masa que se tiene en la zona cercana a la superficie electroactiva del *biofilm*. Para esto se consideran dos supuestos: i) todo el consumo de DBO en el *biofilm* ocurre en la interfase cámara anódica-*biofilm*, y ii) se genera una capa límite cercana a esta interfase producto de la resistencia a la transferencia de masa de la DBO en la cámara anódica. Un esquema de esto se puede ver en la Figura 37.

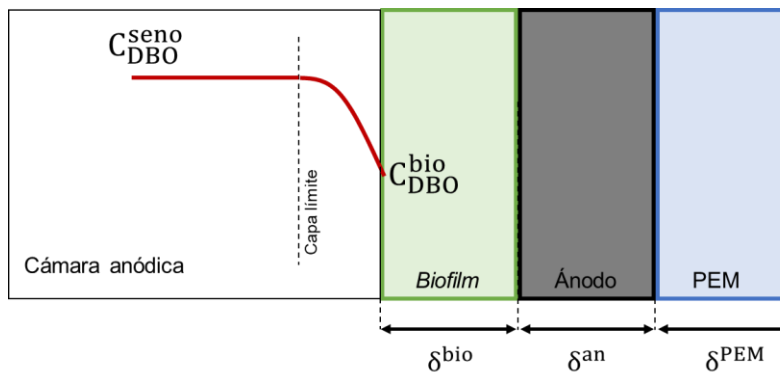


Figura 37. Esquema del perfil de concentración de la DBO en la cámara anódica de una CCM (corte transversal a la celda).

La densidad de corriente límite queda definida en base al máximo *flux* másico de DBO que se puede transportar hacia el *biofilm* para el proceso electrogénico ($J_{\text{DBO},E}^{\text{max}}$) [28]:

$$j_L^{\text{an}} = v_e \cdot F \cdot \frac{J_{\text{DBO},E}^{\text{max}}}{\text{PM}_{\text{DBO}}(\text{AS})} \quad (126)$$

Usando la ecuación (13) en (126), se puede obtener una expresión para la densidad de corriente límite en función del máximo *flux* de DBO que se transporta hacia el *biofilm* ($J_{\text{DBO}}^{\text{max}}$):

$$j_{L,\text{an}} = v_e \cdot F \cdot \Phi_C \cdot \frac{J_{\text{DBO}}^{\text{max}}}{\text{PM}_{\text{DBO}}(\text{AS})} \quad (127)$$

Considerando que la transferencia de masa hacia el *biofilm* está determinada por el fenómeno de convección, el *flux* másico de DBO queda determinado por la siguiente ecuación [45]:

$$J_{\text{DBO}} = k_{i,\text{DBO}}^{\text{an}} \cdot (C_{\text{DBO}}^{\text{seno}} - C_{\text{DBO}}^{\text{biof}}) \quad (128)$$

donde $k_{i,\text{DBO}}^{\text{an}}$ es el coeficiente de transferencia de masa por convección.

Por definición, el máximo *flux* se obtiene cuando la concentración del reactante en la superficie electroactiva es nula [28][50], con lo cual la ecuación (127) se puede reformular como sigue:

$$j_{L,\text{an}} = \frac{v_e \cdot F \cdot \Phi_C \cdot k_{i,\text{DBO}}^{\text{an}} \cdot C_{\text{DBO}}^{\text{seno}}}{\text{PM}_{\text{DBO}}(\text{AS})} \quad (129)$$

Para una celda de combustible donde la concentración del reactante a la salida no es la misma que en la entrada, el término $C_{\text{DBO}}^{\text{seno}}$ se puede estimar en base a la concentración media logarítmica ($C_{\text{DBO}}^{\text{Req,ML}}$) [28], cuya expresión se puede ver a continuación:

$$C_{\text{DBO}}^{\text{Req,ML}} = \frac{C_{\text{DBO}}^{\text{F8}} - C_{\text{DBO}}^{\text{F12}}}{\ln\left(\frac{C_{\text{DBO}}^{\text{F8}}}{C_{\text{DBO}}^{\text{F12}}}\right)} \quad (130)$$

En general, el coeficiente de transferencia de masa por convección (k_1) se estima en base al adimensional de Sherwood (Sh), según la siguiente fórmula [86]:

$$Sh = \frac{Sc \cdot D_m}{L_C} \quad (131)$$

donde D_m es el coeficiente de difusión molecular de la especie estudiada, y L_C es el largo característico del sistema.

En este tipo de enfoques el número de Sherwood resulta ser una función de los adimensionales de Reynolds (Re) y Schmidt (Sc), los cuales se relacionan con las condiciones fluidodinámicas propias de la operación y se calculan a partir de las siguientes ecuaciones [86]:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot \rho_l \cdot L_C}{\mu_l} \quad (132)$$

y,

$$Sc = \frac{\mu_l}{\rho_l \cdot D_m} \quad (133)$$

donde \bar{v} es la velocidad promedio del fluido, y ρ_l y μ_l la densidad y viscosidad dinámica de la fase líquida en la cual se transporta la especie, respectivamente.

Para estimar la velocidad promedio del fluido en la cámara anódica, se utiliza la siguiente expresión:

$$\bar{v}^{an} = \frac{Q^{F8}/N^{REq}}{H_{01}^{REq} \cdot W_{01}^{REq}} \quad (134)$$

Con esto, se tiene que la curva de polarización depende del flujo unitario que ingresa a una celda, por lo cual, el dimensionamiento de la etapa de CCMs está sujeto a un proceso iterativo de resolución. El algoritmo para resolver este problema se detalla en una sección posterior.

En lo que respecta a la transferencia de masa de la DBO en la cámara anódica, en bibliografía se tiene la siguiente correlación para la transferencia de masa en ductos con *biofilms* para un régimen laminar ($Re < 2.100$) [45]:

$$Sh = 2 \cdot Re^{1/2} \cdot \left(\frac{D_h}{L}\right)^{1/2} \cdot Sc^{1/2} \cdot (1 + 0,0021 \cdot Re) \quad (135)$$

donde D_h corresponde al diámetro hidráulico y L al largo del ducto.

Cabe destacar que para esta correlación el largo característico se define en base al diámetro hidráulico del ducto [45], el cual queda definido como sigue:

$$D_h = \frac{2 \cdot H_{01}^{REq} \cdot W_{01}^{REq}}{(H_{01}^{REq} + W_{01}^{REq})} \quad (136)$$

Los parámetros fisicoquímicos necesarios para calcular el coeficiente de convección se estiman en base a las propiedades del agua pura a 20 °C, y se resumen en la Tabla 38.

Tabla 38. Resumen de los parámetros para la estimación del coeficiente de convección en la cámara anódica a 20 °C.

| Parámetro | Valor | Unidad | Referencia |
|-------------------|--------------------------|--------------------------------|------------|
| ρ_l | 998 | kg m ⁻³ | [60] |
| μ_l | 1,002 x 10 ⁻³ | kg (m s) ⁻¹ | [60] |
| $D_{DBO,m}^{+++}$ | 1 x 10 ⁻⁴ | m ² d ⁻¹ | [58] |

Para modelar el sobrepotencial de activación de la semirreacción de oxidación del oxígeno en el cátodo de Pt/C, se asume que este proceso está controlado por la transferencia de carga, por lo cual se usa la ecuación de Butler-Volmer. A partir de esto, y asumiendo un coeficiente de transferencia de carga igual a 0,5, el sobrepotencial catódico se deduce a partir de la ecuación (9):

$$\eta_{act}^{ca} = \frac{R \cdot T^{REq}}{2 \cdot F} \operatorname{arcsinh} \left(\frac{j}{2 \cdot j_0^{ca}} \right) \quad (137)$$

En este caso, se encuentra reportada una función empírica para la densidad de la corriente de intercambio con respecto a la temperatura, según la siguiente expresión [87]:

$$j_0^{ca} (\text{A m}^{-2}) = 42,22 \cdot \exp \left(\frac{73.200}{R} \cdot \left(\frac{1}{353} - \frac{1}{T/K} \right) \right) \quad (138)$$

Reemplazando para una temperatura de 20 °C se tiene una densidad de corriente de intercambio de 0,26 A m⁻².

+++ Estimado en base al coeficiente de difusión molecular de la glucosa en agua a 25 °C.

5.3.1.5 Sobrepotencial de concentración

El sobrepotencial de concentración se define como la diferencia entre el potencial termodinámico medido en el seno de la cámara anódica (o catódica) menos el medido en la superficie electroactiva [30].

Dado que la semirreacción que ocurre en el ánodo corresponde a la oxidación de los CytC, no existe un gradiente de concentración asociada a esta especie en la cámara anódica, y por tanto, no existe un sobrepotencial de concentración anódico.

Por su parte, el oxígeno que ingresa al cátodo está sujeto a un perfil de concentración desde el seno del gas hasta la zona electroactiva. Para modelar este fenómeno se consideran tres supuestos:

- i) Todo el consumo de O_2 en el cátodo ocurre en la interfase cátodo-CDG.
- ii) La difusión de oxígeno en la CDG sigue la primera Ley de Fick.
- iii) Se genera una capa límite cercana a la interfase CDG-cámara catódica.

Un esquema de esto se puede ver en la Figura 38.

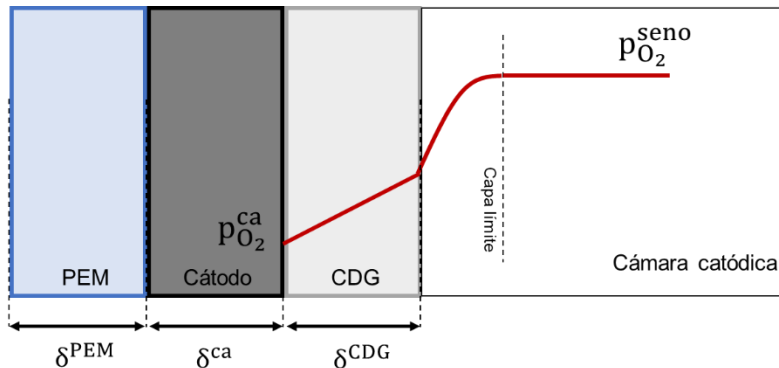


Figura 38. Esquema del perfil de concentración del O_2 en la cámara catódica de una CCM (corte transversal a la celda).

Se puede demostrar, que el sobrepotencial de concentración anódico en este caso tiene la siguiente fórmula:

$$\eta_{\text{conc}}^{\text{ca}} = \frac{R \cdot T^{\text{Req}}}{v_e \cdot F} \ln \left(\frac{1}{1 - \frac{j}{j_L^{\text{ca}}}} \right) \quad (139)$$

donde la corriente límite queda definida en función de la presión parcial de oxígeno en media logarítmica ($p_{O_2}^{REq,ML}$) y las resistencias a la transferencia de masa en la capa límite y en la CDG [28]:

$$j_L^{ca} = v_e \cdot F \cdot \frac{p_{O_2}^{REq,ML}}{\left(\frac{1}{k_{g,O_2}^{ca}} + \frac{\delta_{CDG} \cdot R \cdot T^{REq}}{D_{O_2}^{ef}} \right)} \quad (140)$$

El coeficiente de convección del oxígeno en la cámara catódica se estima en base a la misma metodología usada en el párrafo anterior. Para este sistema, se usa una correlación para ductos tubulares con valores de Reynolds menores a 2.300 [88]:

$$Sh = 2,54 \cdot \left(\frac{D_h}{L} \right) \cdot Re^{1/3} \cdot Sc^{1/3} \quad (141)$$

Como se tiene una celda simétrica en cuanto a las cámaras anódicas y catódicas, el diámetro hidráulico en este caso es el mismo que en el caso del ánodo.

En este caso, la velocidad promedio del aire en los ductos de la cámara catódica se estiman en base a la siguiente ecuación:

$$\bar{v}^{ca} = \frac{Q^{F9}/N^{REq}}{H_{01}^{REq} \cdot W_{01}^{REq}} \quad (142)$$

Los parámetros fisicoquímicos necesarios para calcular el coeficiente de convección se estiman en base a las propiedades del aire, y se resumen en la Tabla 39.

Tabla 39. Resumen de los parámetros para la estimación del coeficiente de convección en la cámara catódica a 20 °C.

| Parámetro | Valor | Unidad | Referencia |
|-------------|--------------------------|--------------------------------|------------|
| ρ_g | 998 | kg m ⁻³ | [60] |
| μ_g | 1,002 x 10 ⁻³ | kg (m s) ⁻¹ | [60] |
| $D_{O_2,m}$ | 1,88 x 10 ⁻⁵ | m ² s ⁻¹ | [86] |

Asumiendo que la CDG tiene una porosidad uniforme ε^{CDG} , el coeficiente de difusión efectiva del oxígeno se puede estimar en base a la siguiente fórmula:

$$D_{O_2}^{ef} = (\varepsilon^{CDG})^{3/2} \cdot D_{O_2,m} \quad (143)$$

Para el material usado como CDG usualmente se tiene una porosidad de 0,7 [83], con lo cual se obtiene un valor para la difusión efectiva del oxígeno de $1,1 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$.

5.3.1.6 Pérdidas óhmicas

Las pérdidas óhmicas se calculan en base a la siguiente ecuación:

$$\Delta\varphi^{IR} = j \cdot A_{01}^{REq} \cdot \sum_i \frac{\delta_i}{\sigma_i \cdot A_i} \quad (144)$$

donde δ_i es el grosor, σ_i la conductividad, y A_i el área transversal de los materiales que intervienen en el transporte interno de electrones y protones en la celda.

El resumen de los datos necesarios para calcular la resistencia óhmica total se puede ver en la Tabla 40.

Tabla 40. Resumen de los parámetros requeridos para estimar las pérdidas óhmicas del sistema.

| Fase i | δ_i / μm | σ_i / S m^{-1} | A_i / m^2 | Referencias |
|-----------------------|---|---|---|--------------------|
| <i>Biofilm</i> | 50 | 0,5 @27 °C | A_{01}^{REq} | [89], [90] |
| Ánodo | 20 | 158,0 @25 °C | A_{01}^{REq} | [28], [91] |
| PEM | 200 | 7,3 @25 °C | $1,2 \cdot A_{01}^{REq}$ | [92], [93] |
| Cátodo | 20 | 158,0 @20 °C ^{†††} | A_{01}^{REq} | [28], [91] |
| CDG | 100 | 158,0 @20 °C | $1,2 \cdot A_{01}^{REq}$ | [91] |
| Colector de corriente | 3.000 | $1,3 \times 10^6$ @27 °C | $1,2 \cdot A_{01}^{REq}$ | [94], [95] |

A partir de estos parámetros, se puede concluir que el área transversal y ancho efectivo de una celda unitaria es de 576 cm^2 y $1,4 \text{ cm}$, respectivamente.

5.3.1.7 Algoritmo de resolución

La Figura 39 muestra en forma esquemática el algoritmo de resolución para establecer el número de CCMs requeridas en la etapa, según el modelo cinético planteado en la presente

^{†††} En base a las propiedades del carbón puro.

sección. Cabe mencionar que la adivinanza inicial para la densidad de corriente de una celda unitaria establecida a la densidad de potencia máxima, se basa en los resultados obtenidos en el trabajo de Min *et al.* donde se obtuvo un valor de $0,1 \text{ A m}^{-2}$ [18].

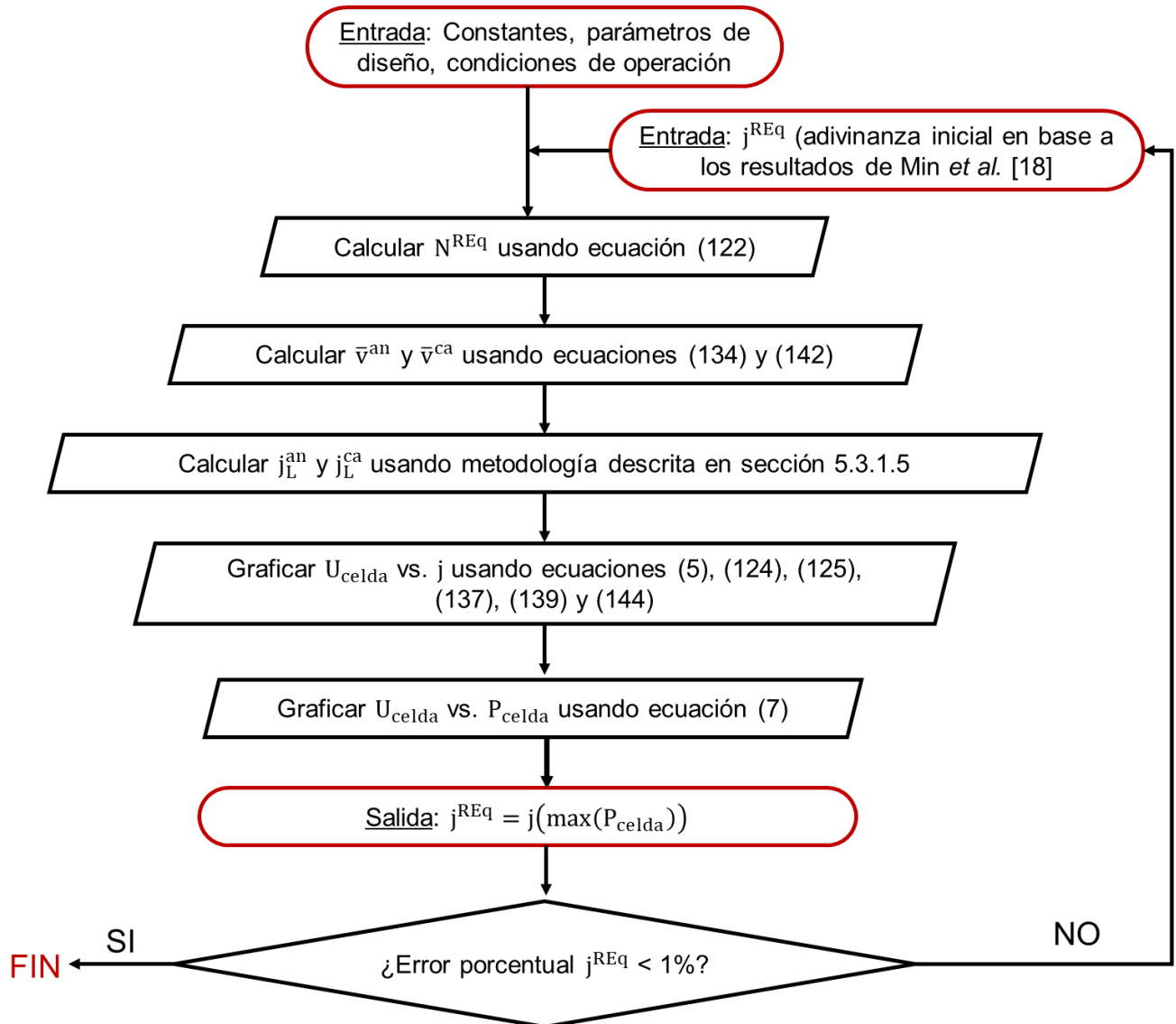


Figura 39. Algoritmo para la resolución del dimensionamiento de la etapa de reacción electroquímica.

De la simulación se obtuvieron las curvas de polarización y densidad de potencia que se presentan en la Figura 40.

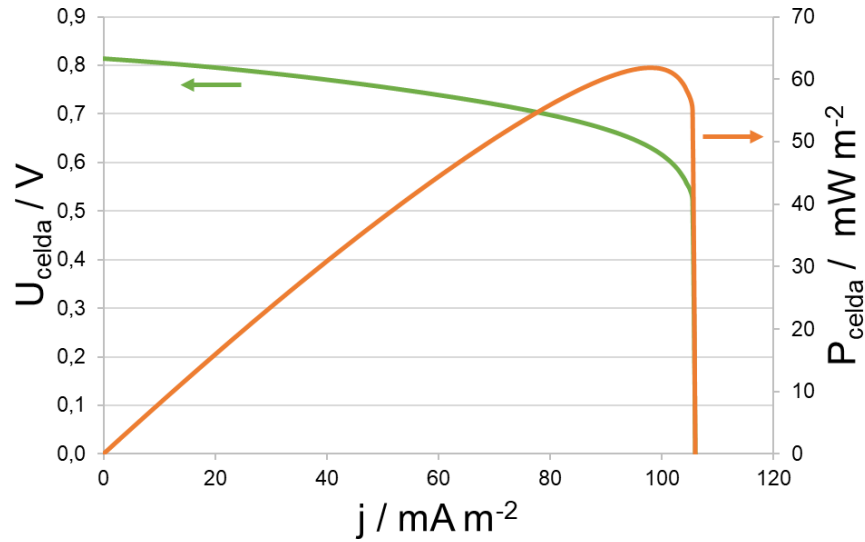


Figura 40. Simulación de curvas de polarización para la CCM estudiada.

En base a esto, el resumen de los principales resultados del dimensionamiento de la etapa de reacción electroquímica se presenta en la Tabla 41.

Tabla 41. Resumen del dimensionamiento de la etapa de reacción electroquímica.

| Variable | Valor | Unidad |
|--------------------|------------|----------------------|
| \bar{v}^{an} | 12,5 | cm min ⁻¹ |
| Re ^{an} | 10,6 | - |
| j_L^{an} | 0,1 | A m ⁻² |
| Re ^{ca} | 0,02 | - |
| j_L^{ca} | 392,8 | A m ⁻² |
| P _{celda} | 0,06 | W m ⁻² |
| U _{celda} | 0,6 | V |
| j^{REq} | 0,1 | A m ⁻² |
| N ^{REq} | 12.039.889 | - |
| \dot{W}^{REq} | 35,7 | kW |

Si bien en el proyecto se opera con una velocidad promedio en la cámara anódica 10 veces mayor a la reportada en el trabajo de Min *et al.*, se mantienen condiciones de flujo laminar en el lado del *biofilm*, con lo cual se espera que no existan problemas de erosión o desprendimiento de los microorganismos.

A partir de los datos anteriores, es posible calcular la valorización energética del agua servida en el proceso electroquímico (E/Q^{Eq}) como sigue:

$$E/Q^{Eq} = \frac{\dot{W}^{REq}}{Q^{F1}} \quad (145)$$

con lo cual se obtiene un valor de $0,01 \text{ kWh (m}^3 \text{ afluente tratado)}^{-1}$, lo que corresponde al 0,5% del contenido energético teórico reportado en bibliografía para las aguas servidas.

Por último, y dada las dimensiones efectivas de una CCM unitaria, es posible concluir que el volumen total de celdas requeridas en la etapa es de 9.979 m^3 .

5.3.1.8 Impacto de los parámetros de diseño en el dimensionamiento

Con el fin de analizar el impacto de los parámetros de diseño más relevantes elegidos en la sección 5.3.1.1 (caso base), se realizó un análisis de sensibilidad en torno a los valores de H_{01}^{REq} y W_{01}^{REq} . Para esto, se tomarán dos escenarios:

- i) Ductos pequeños: referidos al 50% de las medidas del caso base.
- ii) Ductos grandes: referidos al doble de las medidas del caso base.

Los resultados de este análisis se pueden ver en la Figura 41.

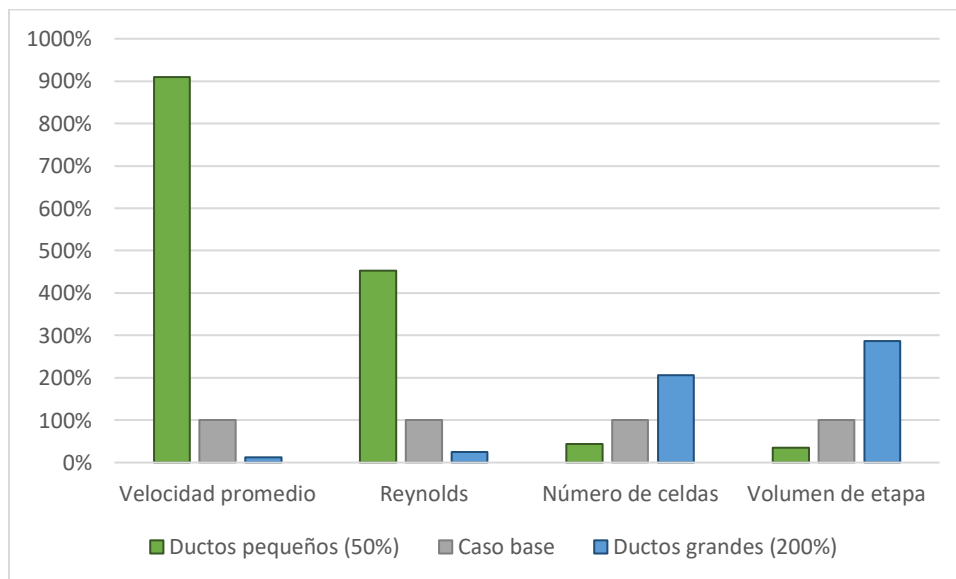


Figura 41. Análisis de sensibilidad en torno a los parámetros de diseño críticos en una CCM unitaria.

Se puede notar como las condiciones fluidodinámicas afectan la cinética del sistema, y, por ende, el dimensionamiento de la etapa. Si bien al disminuir las dimensiones del ducto en un 50%, el dimensionamiento se reduce a un 35% del caso base, se operaría bajo

velocidades de flujo 100 veces mayores a la reportada en Min *et al.* (2004), por lo cual, decisiones de este tipo están sujetas a la constatación empírica de poder operar en dichas condiciones.

5.3.1.9 Impacto de la eficiencia coulombica en el dimensionamiento

En vista de que la transferencia de masa tiene un impacto directo en el dimensionamiento de la etapa de CCMs, a continuación se estudia el efecto que tiene la eficiencia coulombica en estos resultados. Para esto se toman tres escenarios para este parámetro:

- i) Caso optimista: considerando que para aguas servidas se puede alcanzar un 20%.
- ii) Desarrollo tecnológico: suponiendo que la ecología y propiedades del *biofilm* puedan desarrollarse hasta alcanzar un 50%.
- iii) Caso irreal: considerando el caso extremo de 100%.

Los resultados de este análisis se pueden ver en la Figura 42.

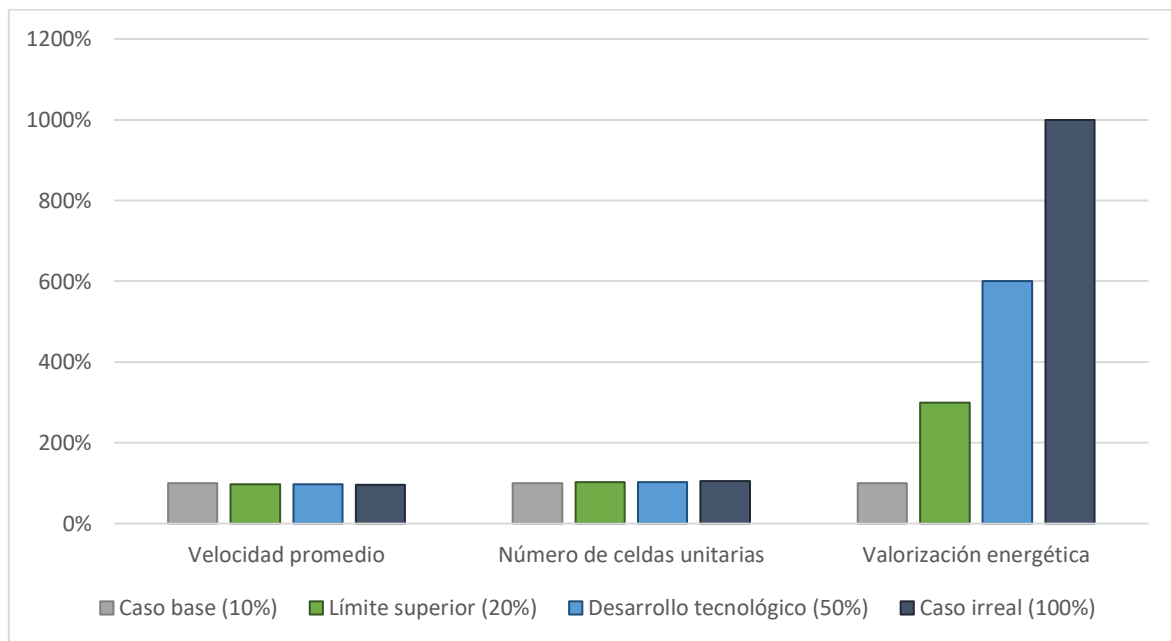


Figura 42. Análisis de sensibilidad en torno a la eficiencia coulombica en una CCM unitaria.

En base a estos resultados, se puede concluir que la eficiencia coulombica no tiene un impacto significativo en el dimensionamiento de la etapa, pero si sobre la recuperación energética de la materia orgánica presente en las aguas servidas.

5.3.1.10 Simulación celda de Min *et al.* (2004)

Con el fin de entender la capacidad de predecir el comportamiento real de una CCM, se usa el modelo descrito en esta sección para simular la celda de Min *et al.* (ver datos usados

en la simulación en Anexo 10.4). Es importante aclarar que los autores solo reportaron la curva P_{celda} vs. j , la cual se compara con la modelada en la Figura 43.

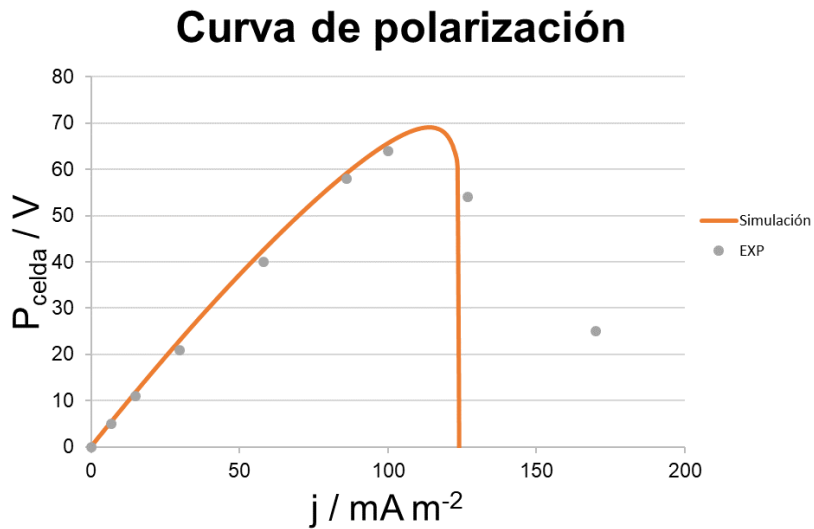


Figura 43. Resultados simulación CCM de Min *et al.* y datos experimentales reportados [18].

Si bien se observa que el modelo planteado no logra predecir de forma cabal la cinética que se da en la CCM experimental, entrega una estimación con un error porcentual menor al 15% para el parámetro operacional más relevantes en lo que se refiere al dimensionamiento de la operación (ver análisis cuantitativo en Tabla 42).

Tabla 42. Comparación principales resultados simulación celda de Min *et al.* (2004).

| Variable | Simulación | Experimento | Error porcentual / % |
|---|------------|-------------|----------------------|
| $\max(P_{\text{celda}}) / \text{mW m}^{-2}$ | 69 | 64 | 8 |
| $j(\max(P_{\text{celda}})) / \text{A m}^{-2}$ | 113 | 100 | 13 |

5.3.2 Resumen de resultados

El resumen del dimensionamiento de los principales equipos para la PTAS con CCMs y la comparación con la línea base, se puede ver en la Tabla 43.

Tabla 43. Resumen del dimensionamiento de los principales equipos para la PTAS con CCMs, y la comparación con los resultados obtenidos para el proceso convencional reportados en la Tabla 27.

| Etapa | Dimensión característica | Valor total | Unidad | Comparación con PTAS convencional^{§§§} / % |
|--------------|---------------------------------|--------------------|----------------|---|
| TM | Apertura rejilla | - | mm | N.A. |
| DD | Área | 15,2 | m ² | 0 |
| S1 | Área | 1.519,8 | m ² | 0 |
| Req | Volumen | 9.979,4 | m ³ | N.A. |
| RAe | Volumen | 14.171,9 | m ³ | - 41 |
| S2 | Área | 1.155,1 | m ² | + 7 |
| DS | Volumen | 12.596,0 | m ² | 0 |
| ES | Largo | - | m | - 54 |
| Ran | Volumen | 7.219,8 | m ³ | - 11 |
| DH | Diámetro | - | m | - 3 |

En base a estos resultados, se puede concluir que al incluir la etapa de CCMs en una PTAS convencional, se pueden disminuir las dimensiones de los principales equipos del proceso en hasta un 50%. Este efecto se debe a la disminución de la carga orgánica que se da en la etapa de reacción electroquímica y, además, debido a la disminución de los lodos generados en relación al proceso convencional.

5.3.3 Discusiones parciales

Las discusiones más relevantes en esta sección se enfocan en la etapa de celdas de combustible microbiológicas. Si bien al modelar la cinética bioelectroquímica con la ecuación de Butler-Volmer-Monod es posible incorporar otros fenómenos propios de una CCM, como la ruta metabólica interna de los microorganismos; en tal caso, sería necesario ajustar datos experimentales y corroborar como afectan las condiciones de operación a los fenómenos de transferencia de masa externos a las bacterias. Sin embargo, para un nivel conceptual como el del proyecto basta con el modelo planteado como una herramienta para dimensionar el proceso y evaluar el atractivo técnico y económico que este tenga.

^{§§§} El signo “-” indica una disminución en las dimensiones de la etapa en el proceso con CCMs en relación al proceso convencional, y el signo “+” indican un aumento (N.A.: No aplica).

En lo que respecta al dimensionamiento del sistema de CCMs, la sensibilización de las condiciones de operación da cuenta que la transferencia de masa externa al *biofilm* determina la electroquímica completa asociada a la tecnología. Una forma de disminuir la resistencia a la transferencia de masa es diseñando celdas unitarias con dimensiones del canal interno más pequeñas, de forma tal de alcanzar velocidad de flujo mayor. Sin perjuicio de lo anterior, es necesario tener en cuenta que se deben investigar los efectos que pueda tener el aumento de la turbulencia en la cámara anódica respecto a la erosión del *biofilm* electroactivo. Así, para poder decidir si conviene cambiar las dimensiones tomadas en el presente proyecto es necesario hacer un estudio experimental y evaluar el *trade-off* entre estos parámetros.

Por su parte, la eficiencia coulombica no resulta tener un impacto en el requerimiento de celdas en la etapa, si no que más bien afecta directamente a la conversión energética de la materia orgánica tratada. Es necesario investigar cómo mejorar la eficiencia coulombica de una CCM en condiciones reales, de forma tal de poder comprender los límites reales de este tipo de tecnologías. De todas formas, es necesario estudiar el contexto energético global del proceso de tratamiento de aguas, y evaluar la competencia que presenta el efecto de la valorización del biogás producido en el proceso.

Por último, es importante destacar que si bien la conversión energética del agua servida es muy inferior a lo esperado teóricamente, en resultados experimentales para celdas de combustible microbiológicas operando con aguas servidas se tienen valores similares al obtenido en el proceso ($0,03 \text{ kWh (m}^3 \text{ tratado)}^{-1}$ [56]), lo cual muestra que los cálculos están en el orden esperado para un diseño similar.

5.4 Balances de energía

Para estimar el consumo de energía eléctrica de los principales equipos en una PTAS con CCMs, basta tomar los parámetros ya reportados para las etapas convencionales (ver Tabla 28), además de incluir el consumo energético asociado a las CCMs como tal. Se asumió que el principal consumo energético asociado a esta tecnología se debe a la recirculación de aire en las cámaras anódicas, la cual se estima en $0,012 \text{ kWh (m}^3 \text{ aire)}^{-1}$ [96].

En base a estos valores y el diseño del proceso planteado, se estima que el consumo de energía eléctrica total es de 883 kW. Un análisis porcentual del aporte de cada etapa a este valor se puede observar en la Figura 44.

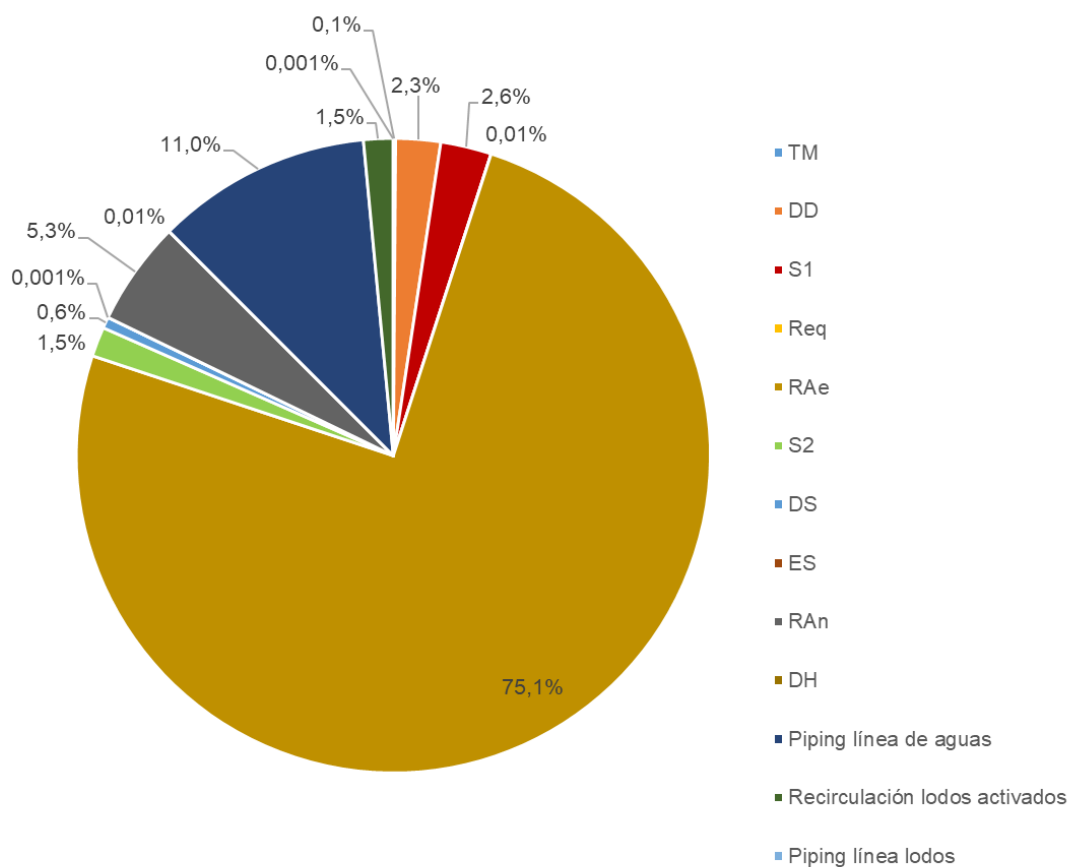


Figura 44. Distribución porcentual del requerimiento energético por etapas para la PTAS con CCMs planteada. En primer lugar, se puede observar que la etapa de reacción aeróbica para un diseño como este sigue siendo la más demandante en energía eléctrica con 3/4 del total requerido solo para operar los principales equipos.

Por otra parte, se tiene que en el proceso estudiado se requieren 0,4 kWh de energía eléctrica por m³ de afluente tratado, cuyo valor no incluye la recuperación energética asociada a las CCMs y el biogás. En comparación a los resultados del proceso convencional se logra una disminución de un 40% aproximadamente en la demanda de energía eléctrica, lo cual se sustenta en la reducción de las dimensiones asociadas a la etapa de reacción aeróbica.

En la Tabla 44 se puede ver el resumen del balance energético asociado al proceso estudiado.

Tabla 44. Resumen del balance energético de la PTAS con CCMs estudiada.

| | Potencia eléctrica / kWh (m ³ tratado) ⁻¹ | Potencia calórica / kWh (m ³ tratado) ⁻¹ |
|------------|---|--|
| Consumo | - 0,35 | - 0,060 |
| Generación | + 0,20 | + 0,18 |
| Total | - 0,15 | + 0,12 |

En base a estos resultados, se concluye que el proceso produce calor en forma de vapor de agua para suplir procesos no previstos, y que el requerimiento de electricidad global del proceso es de 0,2 kWh (m³ tratado)⁻¹. En este sentido, el incluir las CCMs en el proceso convencional genera una disminución aproximada del 70% del requerimiento energético global.

A partir de los resultados se puede ver que el proceso de tratamiento secundario global es demandante en electricidad producto del reactor aireado. Si bien, la tecnología de lodos activados es requerida en el proceso para completar la remoción de DBO del afluente, no se sugiere reemplazarlo completamente, pues implica remover el 100% de la materia orgánica en las CCMs. En este escenario, se tendrían un agotamiento del sustrato en algunas regiones del ánodo. Lo anterior llevaría a dos problemas: 1) no se aprovecharían eficientemente las celdas de combustible, las cuales poseen materiales de alto valor económico, y 2) se aumentaría la resistencia a la transferencia de masa en el sistema, lo cual tendría un efecto negativo en el dimensionamiento de la etapa. Si bien se han reportado sistemas de CCMs en los cuales se alcanzan remociones de hasta un 90% de la DBO de entrada [56], es necesario evaluar la eficiencia coulombica y condiciones de operación de

esos sistemas, pues probablemente las celdas estén actuando como un reactor anaeróbico más que como un sistema electroquímico.

Es importante notar que el diseño propuesto efectivamente logra aumentar la eficiencia energética del proceso convencional de tratamiento de aguas servidas, sin embargo, este efecto no proviene del sistema electroquímico de estas tecnologías, sino que del biogás producido en los procesos anaeróbicos. Esto se condice con los bajos valores para la eficiencia coulombica del sistema en aguas servidas, por lo que, el desarrollo de métodos para mejorar la ecología del *biofilm* podrían ser relevantes para validar el futuro de este tipo de tecnologías. No obstante, es necesario cuantificar con indicadores técnico-económicos globales el atractivo real por invertir esfuerzos en esta área.

En lo que respecta a la integración del calor residual proveniente de la etapa de valorización del biogás, es necesario mejorar el diseño y completar el balance hídrico asociado a la etapa, no obstante, para esto se requiere evaluar la factibilidad de ocupar el vapor remanente en otra actividad. Así, lo importante del trabajo es que se constata que el proceso es capaz de operar de forma autógena, vale decir, no requiere de una caldera ni combustible extra para suplir los requerimientos de la etapa de digestión anaeróbica.

Finalmente, es importante destacar que el diseño de la línea de biogás debe mejorarse en cuanto a la incorporación de contaminantes usuales que se producen en el proceso anaeróbico, en particular del ácido sulfhídrico (H_2S) el cual puede generar corrosión en el equipo, además de ser tóxico para la salud humana sobre valores de 100 ppm [5]. Se sabe que el biogás producido contiene cerca de 2.000 ppm de este ácido, por lo cual es necesario limpiarlo en un proceso de absorción o adsorción antes de valorizarlo en un sistema CHP [5]. Sin perjuicio de lo anterior, se asume que esta falencia del diseño planteado no es gravitante en el análisis global del proceso y la evaluación de los beneficios de incorporar la tecnología electroquímica en este.

6 Evaluación económica

Para cuantificar la factibilidad económica del proyecto, se estimó el CAPEX (*Capital Expenditure*) y OPEX (*Operational Expenditure*) en torno al diseño planteado. Con esto, se realizó el flujo de caja privado puro del proyecto sin ingresos, para finalmente calcular el ΔVAN de ambos procesos de tratamiento de aguas servidas.

6.1 Estimación del CAPEX

El CAPEX se desglosa en tres ítems:

- i) Costos directos: asociados a la adquisición de activos físicos.
- ii) Costos indirectos: asociados a los servicios requeridos para la instalación de la planta.
- iii) Capital de trabajo: asociado a los activos corrientes (inversiones de corto plazo).

Los costos i) y ii) tienen asociados subítems que se pasan a detallar en las secciones siguientes, mientras que en la Tabla 45 se detallan los porcentajes usuales de dichas categorías en el CAPEX total de un proyecto de ingeniería.

Tabla 45. Peso porcentual usual de los principales ítems asociados al CAPEX de un proyecto de ingeniería [97].

| ítem | Peso porcentual / % |
|---------------------------|------------------------|
| Costos directos | |
| Costo equipos | 15 – 40 |
| Instalación equipos | 6 – 14 |
| Instrumentación y control | 2 – 8 |
| Instalación <i>piping</i> | 3 – 20 |
| Instalación eléctrica | 2 – 10 |
| Infraestructura | 3 – 18 |
| Terreno | 1 -2 |

Tabla 45. Peso porcentual usual de los principales ítems asociados al CAPEX de un proyecto de ingeniería [97] (continuación).

| Costos indirectos | |
|---------------------------|----------------|
| Ingeniería y supervisión | 4 – 21 |
| Gastos construcción | 4 – 16 |
| Honorarios contratistas | 2 – 6 |
| Contingencia | 5 – 15 |
| Capital de trabajo | 10 - 20 |

Para estimar el costo asociado a los principales equipos de cada diseño de PTAS, se requiere de una cotización directa con proveedores o bien una fórmula empírica para su valorización.

En algunos casos, la dimensión característica del equipo cotizado o de referencia no es la misma que del diseñado para el proceso en particular, para lo cual fue necesario escalar el costo según la siguiente ecuación [97]:

$$\text{costo}_{\text{diseño}} = \text{costo}_{\text{ref}} \cdot \left(\frac{\text{dimensión}_{\text{diseño}}}{\text{dimensión}_{\text{ref}}} \right)^n \quad (146)$$

donde n es el coeficiente de escalamiento y tiene un valor típico de 0,6 [97].

Por otra parte, si la estimación del costo no está dada en base a una cotización presente, es necesario actualizar este costo según la siguiente fórmula [97]:

$$\text{costo}_{t_{\text{actual}}} = \text{costo}_{t_{\text{ref}}} \cdot \left(\frac{\text{CEPCI}_{t_{\text{actual}}}}{\text{CEPCI}_{t_{\text{ref}}}} \right) \quad (147)$$

donde CEPCI_{t_i} es el índice de costo de una planta de ingeniería química (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) al año t_i , cuyos valores más relevantes para el presente informe se pueden ver en el Anexo 10.5.

El costo de la rejilla se asocia a la estructura requerida para la operación y el sistema asociado a la limpieza, mediante la siguiente ecuación empírica para el año 1999 [98]:

$$\text{costo}_{1999}^{\text{TM}} (/ \text{EUR}) = 2.334 \cdot Q^{\text{F1}0,637} + 3.090 \cdot Q^{\text{F1}0,349} \quad (148)$$

con Q^{F1} en $m^3 h^{-1}$.

El costo de una cámara de desarenado se estima en base a la Figura 45 para el año 1993.

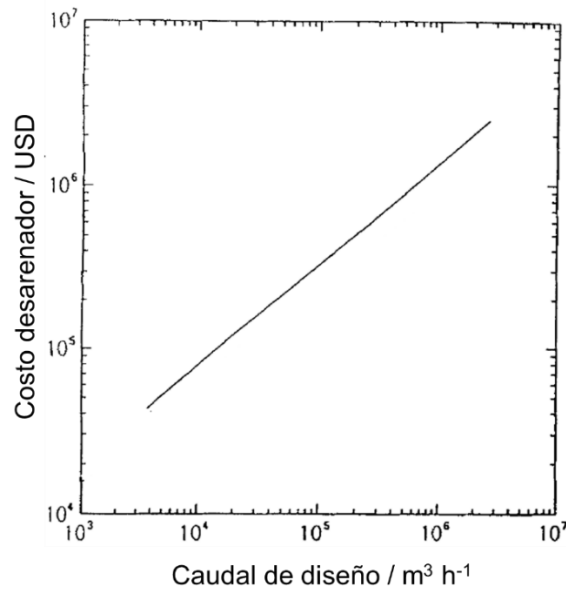


Figura 45. Costo de una cámara de desarenado en función del caudal afluente [99].

Para un desarenador y desengrasador aireado se sugiere sumar un 45% del valor obtenido en la Figura 45 [99].

El costo del sedimentador continuo se estima mediante la siguiente ecuación empírica para el año 1999 [98]:

$$\text{costo}_{1999}^{S1} (/ \text{EUR}) = 2.630 \cdot A^{S1 0,678} + 6.338 \cdot A^{S1 0,325} \quad (149)$$

con A^{S1} en m^2 .

Los costos por unidad de área de los principales materiales que componen una CCM se pueden ver en la Tabla 46.

Tabla 46. Costo unitario de los principales materiales asociados a una CCM [100].

| Materiales | Costo / EUR m^{-2} |
|---------------------------------|--------------------------------|
| Cátodo (Pt soportado en carbón) | 500 |
| Ánodo (carbón) | 100 |
| PEM (Nafion®) | 400 |
| Colectores de corriente | 25 |

Asumiendo que el costo asociado a los equipos auxiliares y conexiones anexas a un *stack* de celdas de combustible es despreciable en relación a los valores reportados en la Tabla 46, se tiene que el costo de una celda unitaria requerida en el proyecto es de 59 EUR, con referencia al año 2008.

El costo asociado a la tecnología de lodos activados considera tanto el sistema de aireación como el estanque del reactor, lo cual se puede estimar con la siguiente ecuación empírica para el año 1999 [98]:

$$\text{costo}_{1999}^{\text{RAe}} (/ \text{EUR}) = 10.304 \cdot V^{\text{RAe}0,477} + 8.590 \cdot Q^{\text{F13}0,325} \quad (150)$$

con V^{RAe} en m^3 y Q^{F13} en kg h^{-1} .

El costo del sedimentador continuo del tratamiento secundario se calcula en base a la ecuación (149).

El costo de un estanque de contacto para la desinfección se estima en base a la Figura 46 para el año 1975.

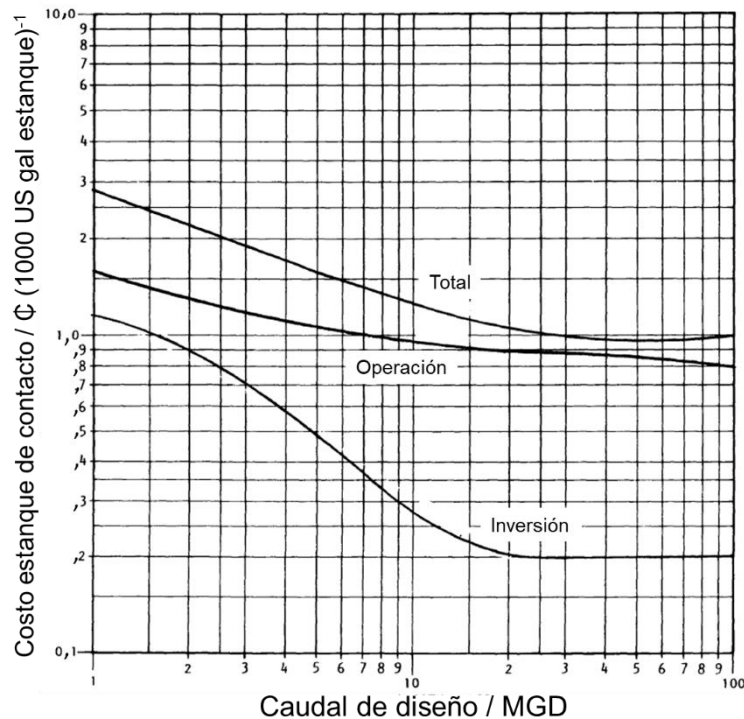


Figura 46. Costo de un estanque de contacto para la desinfección por unidad de volumen del equipo, para diferentes escalas de proceso [101].

Por catálogo se tiene que una cinta de espesamiento de 0,7 m de largo tiene un costo de 10.000 USD para el año 2019 [102].

El costo de un reactor de digestión anaeróbica se estima en base a la Figura 47 para el año 1975.

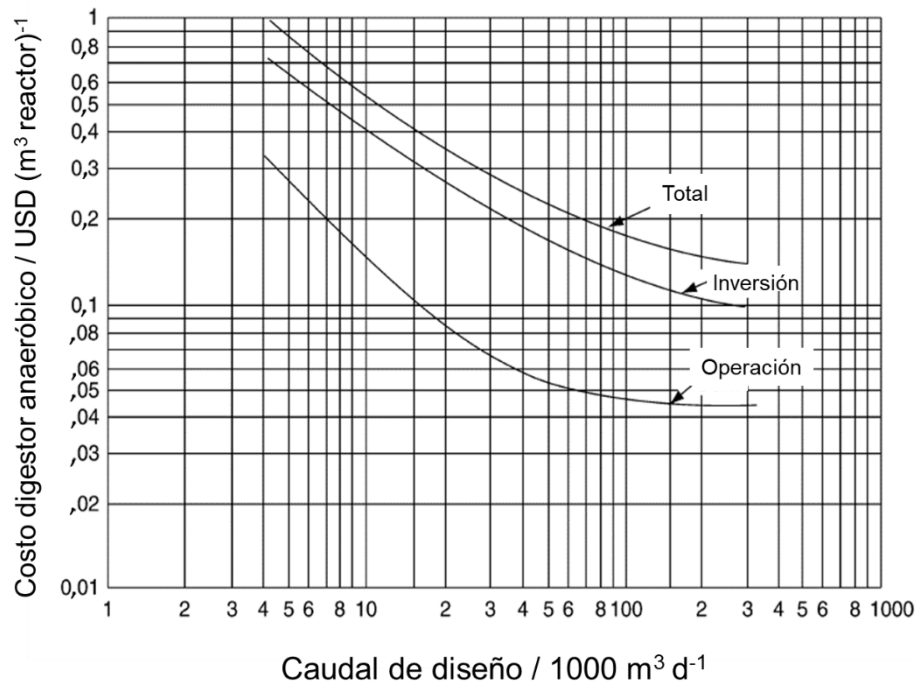


Figura 47. Costo de un digestor anaeróbico por unidad de volumen del equipo, para diferentes escalas de proceso [25].

Por catálogo se tiene que una centrífuga para lodos de 0,355 m de diámetro tiene un costo de 30.000 USD para el año 2019 [103].

Por catálogo se tiene que un intercambiador de calor de tubos y carcasa de 100 kW tiene un costo de 50.000 USD para el año 2019 [104].

Por catálogo se tiene que un sistema combinado de potencia y calor para biogás de 500 kW tiene un costo de 100.000 USD para el año 2019 [105].

En base a los datos anteriores, se estimó la inversión asociada a los equipos de las principales etapas en cada diseño de planta de tratamiento, lo cual se resume en la Tabla 47.

Tabla 47. Resumen de la inversión asociada a los equipos de las principales operaciones unitarias tanto para una PTAS convencional como con CCMs.

| Etapa | PTAS convencional | | PTAS con CCMs | |
|----------------------|-------------------|---------------------|---------------|---------------------|
| | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % |
| TM | 0,7 | 7,9 | 0,7 | 0,1 |
| DD | 2,6 | 28,7 | 2,6 | 0,3 |
| S1 | 1,0 | 11,8 | 1,0 | 0,1 |
| REq | - | - | 789,8 | 98,9 |
| RAe | 3,4 | 38,6 | 2,9 | 9,4 |
| S2 | 0,8 | 9,6 | 0,9 | 0,1 |
| DS | 0,00003 | 0,0003 | 0,00003 | 0,000003 |
| ES | 0,01 | 0,1 | 0,01 | 0,001 |
| RAn | 0,005 | 0,06 | 0,005 | 0,0006 |
| DH | 0,06 | 0,7 | 0,06 | 0,007 |
| IC | 0,1 | 1,01 | 0,1 | 0,01 |
| CHP | 0,1 | 1,6 | 0,2 | 0,02 |
| TOTAL / MMUSD | 8,9 | | 798,2 | |

En base a lo anterior, se puede observar que la inversión requerida para el proceso con CCMs es casi 100 veces mayor que la requerida en el proceso convencional.

Por otra parte, se pueden valorizar el costo de inversión asociado a las líneas de agua, lodos y la de biogás (CHP), lo cual se resumen en la Tabla 48.

Tabla 48. Resumen de los costos de los equipos asociados a las principales líneas del proceso planteado.

| Línea | PTAS convencional | | PTAS con CCMS | |
|--------|-------------------|---------------------|---------------|---------------------|
| | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % |
| Aguas | 8,58 | 96,51 | 797,9 | 99,96 |
| Lodos | 0,17 | 1,9 | 0,2 | 0,020 |
| Biogás | 0,14 | 1,6 | 0,2 | 0,024 |

Se puede apreciar que en ambos procesos la etapa asociada a la valorización del biogás tiene un nivel de inversión similar que el de la línea completa de lodos.

Por último, se tiene el desglose para el CAPEX total asociado a la PTAS convencional y la con CCMs en las Tablas Tabla 49 y Tabla 50, respectivamente.

Tabla 49. Resumen CAPEX de la PTAS convencional.

| ítem | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % |
|---------------------------|-------------------------|-------------------------------|
| Costos directos | | |
| Costo equipos | 9 | 22 |
| Instalación equipos | 3 | 8 |
| Instrumentación y control | 2 | 4 |
| Instalación <i>piping</i> | 4 | 10 |
| Instalación eléctrica | 2 | 5 |
| Infraestructura | 3 | 8 |
| Terreno | 1 | 1 |
| Costos indirectos | | |
| Ingeniería y supervisión | 4 | 10 |
| Gastos construcción | 3 | 8 |
| Honorarios contratistas | 1 | 3 |
| Contingencia | 3 | 8 |
| Capital de trabajo | 5 | 12 |
| TOTAL | 39,51 MMUSD | |

Tabla 50. Resumen CAPEX de la PTAS con CCMs.

| ítem | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % |
|---------------------------|-------------------------|-------------------------------|
| Costos directos | | |
| Costo equipos | 798 | 61 |
| Instalación equipos | 80 | 6 |
| Instrumentación y control | 20 | 2 |

Tabla 50. Resumen CAPEX de la PTAS con CCMs (continuación).

| | | |
|---------------------------|--------------------|-----------|
| Instalación <i>piping</i> | 35 | 3 |
| Instalación eléctrica | 20 | 2 |
| Infraestructura | 40 | 3 |
| Terreno | 10 | 1 |
| Costos indirectos | | |
| Ingeniería y supervisión | 50 | 4 |
| Gastos construcción | 50 | 4 |
| Honorarios contratistas | 20 | 2 |
| Contingencia | 60 | 5 |
| Capital de trabajo | 120 | 10 |
| TOTAL | 1.303 MMUSD | |

6.2 Estimación del OPEX

El desglose del OPEX se divide en dos ítems:

- i) Costos variables: asociados al nivel de producción del proceso.
- ii) Costos fijos: independientes del nivel de producción.

En la Tabla 51 se presentan los porcentajes usuales de dichas categorías en el OPEX total de un proyecto de ingeniería.

Tabla 51. Peso porcentual usual de los principales ítems asociados al OPEX de un proyecto de aguas servidas (basado en ref. [97]).

| ítem | Porcentajes referenciales |
|----------------------------|--|
| Costos variables | |
| Electricidad | - |
| Insumos | - |
| Gestión de lodos | - |
| Mano de obra | 10 – 20 % OPEX |
| Supervisión directa | 10 – 25 % Mano de obra |
| Mantenimiento y reparación | 2 – 10 % costos directos + costos indirectos |
| Costos fijos | |

| | |
|--------------|--|
| Depreciación | 10 % costos directos + costos indirectos |
|--------------|--|

El costo total de la electricidad se calcula en base al costo unitario estimado en 87 CLP kWh⁻¹ [106].

El costo asociado a la gestión de lodos y los residuos provenientes del pretratamiento se estima en 23.536 CLP (m³ generado)⁻¹ [107].

El costo unitario de los insumos se puede ver en la Tabla 52.

Tabla 52. Resumen de los costos unitarios asociados a los insumos del proceso planteado.

| Insumo | Valor unitario / CLP kg ⁻¹ | Referencia |
|----------------|--|------------|
| Polímeros | 2.990 | [107] |
| Cloro gas | 1.950 | [107] |
| Nutrientes**** | 7.140 | [108] |

Con esto, se tiene el desglose para el OPEX total asociado a la PTAS convencional y la con CCMs en las Tablas Tabla 53 y Tabla 54, respectivamente.

Tabla 53. Resumen OPEX de la PTAS convencional.

| ítem | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % |
|----------------------------|------------------|------------------------|
| Costos variables | | |
| Electricidad | 1 | 6 |
| Insumos | 1 | 2 |
| Gestión de lodos | 0,3 | 1 |
| Mano de obra | 16 | 67 |
| Supervisión directa | 2 | 7 |
| Mantenimiento y reparación | 1 | 3 |
| Costos fijos | | |
| Depreciación | 3 | 14 |

**** Estimado en base al costo unitario de una sal de amonio comercial.

Tabla 54. Resumen del OPEX de la PTAS con CCMs.

| ítem | Valor / MMUSD | Peso porcentual / % |
|----------------------------|-------------------------|-------------------------------|
| Costos variables | | |
| Electricidad | 0,4 | 0,3 |
| Insumos | 0,4 | 0,3 |
| Gestión de lodos | 0,3 | 0,2 |
| Mano de obra | 16 | 10 |
| Supervisión directa | 1,6 | 1 |
| Mantenimiento y reparación | 23,7 | 15 |
| Costos fijos | | |
| Depreciación | 118 | 74 |

6.3 Flujo de caja y Δ VAN

Para evaluar económicamente el efecto de las CCMs en una PTAS, se realiza el flujo de caja privado puro sin ingresos asociados a ambos diseños. Para esto, el flujo de caja para cada proceso se construye en base a la Tabla 55.

Tabla 55. Tabla para la formulación del flujo de caja sin ingresos de un proyecto (los signos “+” y “-” indican flujos positivos y negativos, respectivamente).

| Ítem | Flujo periodo k |
|---------------------------------|------------------------|
| OPEX sin depreciaciones | (-) |
| CAPEX sin Capital de trabajo | (-) |
| IVA a la inversión | (-) |
| Recuperación IVA a la inversión | (+) |
| Capital de trabajo | (-) |
| Recuperación capital de trabajo | (+) |
| FLUJO DE CAJA | F_k |

Para calcular la diferencia entre el VAN asociado a una PTAS con CCMs y uno convencional (Δ VAN), se usa la siguiente fórmula:

$$\Delta VAN = \left(\sum_k^h \frac{F_k}{(1 + TDS)^k} \right)_{PTAS \text{ con CCMs}} - \left(\sum_k^h \frac{F_k}{(1 + TDS)^k} \right)_{PTAS \text{ convencional}} \quad (151)$$

donde TDS es la tasa de descuento para el proyecto, h es el horizonte de evaluación del proyecto, y F_k los flujos económicos del periodo k para cada proyecto.

Finalmente, para calcular el ΔVAN del proyecto se toma una tasa de descuento típica para un proyecto de tratamiento de aguas servidas de 6% y un horizonte de evaluación de 10 años [107]. Con esto, se obtiene un valor de – 974 MMUSD para el ΔVAN .

6.4 Discusiones parciales

En primer lugar, se puede concluir que la inversión inicial asociada al proceso con CCMs está determinada por el costo de estas tecnologías, provocando una diferencia de dos órdenes de magnitud con respecto a la línea base. Si bien el costo de las celdas unitarias podría disminuir con el desarrollo tecnológico o la investigación de diseños más económicos, estos esfuerzos deberían estar sustentados en qué tan eficientes resultan ser estas tecnologías frente a procesos enfocados en la generación de biogás.

En miras a este último tipo de procesos, hay que tener en cuenta que se estima que la inversión de la línea de biogás es similar a la de los lodos, y esto sin considerar la limpieza de H_2S , lo cual podría aumentar los costos de inversión.

Si bien el modelo de costos del proyecto puede mejorar, estas estimaciones preliminares permiten entender el orden de magnitud que implica el elevado costo de este nuevo tipo de tecnologías.

7 Comparación técnico-económica de una PTAS convencional y en base a CCMs

7.1 Caso base

Con el fin de englobar los resultados más relevantes del estudio, se realiza un resumen de los principales indicadores asociados a un proyecto de tratamiento de aguas servidas con celdas de combustible microbiológicas, comparándolo además con la línea base. En la Tabla 56 se resumen estos resultados.

Tabla 56. Comparación de los indicadores globales para el proceso con CCMs y el caso “línea base”, además de la diferencia entre el VAN de ambos proyectos.

| Indicador | CCM | Línea base | Diferencia / % | Δ VAN / MMUSD |
|---|---------|------------|-------------------|-------------------------|
| E/Q ^{Eq} / kWh m ⁻³ | 0,01410 | N.A. | N.A. | |
| E/Q ^{An} / kWh m ⁻³ | 0,1805 | 0,1090 | + 65,66 | |
| Producción de lodos / t (1.000 m ³) ⁻¹ | 0,2984 | 0,3237 | - 7,833 | - 974,1 |
| Requerimiento de electricidad / kWh m ⁻³ | 0,1547 | 0,5406 | - 71,38 | |
| CAPEX / MMUSD | - 1.303 | - 39,51 | + 3.399 | |

En base a esto, se puede concluir que el incluir un sistema de CCMs en el proceso convencional de tratamiento de aguas servidas disminuye la generación de lodos en un 10% y el requerimiento de electricidad en un 70%, aproximadamente. No obstante, el beneficio energético es consecuencia de la valorización del biogás generado y en menor proporción por el proceso electroquímico esperado en las celdas. Por último, estos cambios suponen una inversión tal que la diferencia entre el VAN del proyecto planteado y la línea base, en un horizonte de evaluación de 10 años es negativa.

7.2 Estudio de sensibilidad para la eficiencia coulombica

Con el fin de aclarar el atractivo real de una sistema de celdas de combustible microbiológicas en el proceso de tratamiento de aguas, se realiza un análisis de sensibilidad en torno a la eficiencia coulombica del sistema para los tres casos ya estudiados en la

sección 5.3.1.9, con miras a poder dilucidar si es oportuno desarrollar tecnológicamente esta idea. En la Tabla 57 se puede ver el resumen de estos resultados.

Tabla 57. Resumen de los indicadores globales del proceso para diferentes eficiencias coulómbicas (N.A.: No aplica).

| Indicador | Caso optimista ($\Phi_c = 20\%$) | Línea base | Diferencia / % | ΔVAN / MMUSD |
|---|--|-------------------|---------------------------|---|
| E/Q ^{Eq} / kWh m ⁻³ | 0,02685 | N.A. | N.A. | - 993,3 |
| E/Q ^{An} / kWh m ⁻³ | 0,1714 | 0,1090 | + 57,23 | |
| Producción de lodos / t (1.000 m ³) ⁻¹ | 0,2984 | 0,3237 | - 7,833 | |
| Requerimiento de electricidad / kWh m ⁻³ | 0,1512 | 0,5406 | - 72,04 | |
| CAPEX / MMUSD | - 1.321 | - 39,51 | + 3.245 | |
| Indicador | Desarrollo tecnológico ($\Phi_c = 50\%$) | Línea base | Diferencia / % | ΔVAN / MMUSD |
| E/Q ^{Eq} / kWh m ⁻³ | 0,06127 | N.A. | N.A. | - 993,1 |
| E/Q ^{An} / kWh m ⁻³ | 0,1438 | 0,1090 | + 31,93 | |
| Producción de lodos / t (1.000 m ³) ⁻¹ | 0,2984 | 0,3237 | - 7,832 | |
| Requerimiento de electricidad / kWh m ⁻³ | 0,1444 | 0,5406 | - 73,30 | |
| CAPEX / MMUSD | - 1.321 | - 39,51 | + 3.245 | |
| Indicador | Caso irreal ($\Phi_c = 100\%$) | Línea base | Diferencia / % | ΔVAN / MMUSD |
| E/Q ^{Eq} / kWh m ⁻³ | 0,1146 | N.A. | N.A. | - 1.014 |
| E/Q ^{An} / kWh m ⁻³ | 0,09781 | 0,1090 | + 10,25 | |
| Producción de lodos / t (1.000 m ³) ⁻¹ | 0,2984 | 0,3237 | - 7,832 | |
| Requerimiento de electricidad / kWh m ⁻³ | 0,1370 | 0,5406 | - 74,66 | |
| CAPEX / MMUSD | - 1.340 | - 39,51 | + 3.292 | |

7.3 Discusiones parciales

En base a estos resultados, no se puede asegurar el atractivo de la tecnología de celdas de combustible en el proceso de tratamiento de aguas servidas para las condiciones establecidas en el presente informe. Esto, pues en términos energéticos no es competitivo con tecnologías basadas en la generación y valorización de biogás. Por otra parte, el bajo nivel de madurez de la tecnología sumada al alto costo de inversión que hoy presentan, disminuye su atractivo real.

Sin perjuicio de lo anterior y con el fin de esclarecer la ruta de investigación de este tipo de tecnologías, se sugiere profundizar el estudio de la cinética y microbiología asociada a estas celdas, con miras a entender el impacto que estas tienen en la eficiencia energética global de la tecnología y como poder optimizarlas.

Finalmente, en el último tiempo se ha puesto atención en la utilidad de este tipo de tecnologías como sensores para la determinación instantánea y en línea de la DBO [109], lo cual corresponde a un nicho diferente del estudiado en este informe y permite diversificar la aplicación de este tipo de tecnologías, sin embargo, queda propuesto entender el atractivo real desde una perspectiva técnico-económica.

8 Conclusiones y recomendaciones

En el presente trabajo se establece un modelo para un proceso de tratamiento de aguas servidas convencional (PTAS convencional) y uno en base a celdas de combustible microbiológicas (PTAS con CCMs), enfocado en la química asociada a la degradación de la materia orgánica presente en estos residuos. Con esta simulación, se pudo establecer el diseño de cada proceso y una comparación a nivel técnico-económico de estos.

El proceso planteado permite obtener una calidad del efluente acorde al DS90, y unos lodos tipo B aptos para disponer en rellenos sanitarios. Asimismo, el balance de masa global para la PTAS con CCMs muestra que se producen 18 t d^{-1} de lodos deshidratados y $4,5 \text{ t d}^{-1}$ de biogás para ser valorizado.

El modelo usado para dimensionar la etapa de celdas de combustible microbiológicas considera tanto la cinética electroquímica como los fenómenos de transporte asociados al diseño particular de una celda. Si bien, el modelo usado para predecir la cinética del sistema puede mejorarse e incorporar fenómenos asociados al metabolismo bacteriano, para el nivel de estudio del trabajo es el adecuado.

El dimensionamiento de las principales etapas del proceso se basa en las ecuaciones de diseño reportadas en bibliografía y acordes a la fenomenología particular de cada una de ellas. Es importante destacar, que si bien el número total de celdas de combustible unitarias requeridas en la PTAS con CCMs es de 12 millones, se estima que corresponde a un volumen de 10.000 m^3 , lo cual es menor al volumen total ocupado por el reactor de lodos activados para el mismo proceso.

Con respecto a la PTAS convencional, en el proceso con celdas de combustible microbiológicas se disminuye la producción de lodos en un 8%, el requerimiento de electricidad en un 70%, y las dimensiones de los equipos en hasta un 50%. Sin embargo, estos efectos se asocian mayoritariamente a los procesos anaeróbicos que se dan en las celdas, dada la baja eficiencia coulombica que presentan estos dispositivos en aguas servidas.

De la evaluación económica, se puede rescatar que el CAPEX asociado a la PTAS con CCMs corresponde a 1.303 MMUSD, donde el 60% corresponde exclusivamente a la adquisición del sistema de celdas de combustible. Por su parte, el OPEX sin la depreciación de los activos fijos corresponde a 40 MMUSD, donde cerca del 60% está expresado en la

mantención y reparación asociada a los equipos del proceso, cuya estimación deviene del alto costo de inversión de las celdas de combustible microbiológicas.

Por último, y en base al estudio de la eficiencia energética de este tipo de tecnologías, se concluye que no representan una competencia para los procesos convencionales basados en la generación de biogás.

Como recomendaciones, se sugiere enfocar la investigación futura en la optimización de la eficiencia coulombica para sustratos reales y el uso de materiales de menor costo en la fabricación de estas celdas, a fin de poder hacerlas competitivas en el sector energético asociado al tratamiento de aguas. Por otra parte, se sugiere estudiar el uso de las celdas de combustible microbiológicas en otras áreas de desarrollo, como la de sensores biológicos para la determinación instantánea de DBO, a fin de dilucidar el posible atractivo en mercados que no está relacionados a la producción energética.

9 Bibliografía

- [1] ONU. Día Mundial del Agua, 22 de marzo [en línea]. <<http://www.un.org/es/events/waterday/index.shtml>> 2017 [consulta: 24 diciembre 2018].
- [2] SISS. Informe de Gestión del Sector Sanitario. 2017.
- [3] THEGREENFACTORY y SISS. Desafíos del Sector Sanitario al 2030. 2018.
- [4] SPELLMAN, Frank R. 2003. Handbook of Water and Wastewater Treatment Plant Operations [en línea]. 669 p. ISBN 9780874216561. 10.1007/s13398-014-0173-7.2
- [5] METCALF y EDDY. 2014. Wastewater Engineering, Treatment and Resource Recovery. Quinta Edi. Mc Graw Hill. 2018 p.
- [6] BCN. Decreto 90 [en línea]. Santiago, Chile. Diario Oficial de la República de Chile. 2001. <<http://www.leychile.cl/N?i=182637&f=2001-03-07&p=>>
- [7] SCOTT, Keith y YU, Eileen Hao. 2015. Microbial Electrochemical and Fuel Cells: Fundamentals and Applications [en línea]. Woodhead Publishing. 1–393 p. ISBN 9781782423966. 10.1016/C2014-0-01767-4
- [8] BCN. Decreto 4 [en línea]. Santiago, Chile. Diario Oficial de la República de Chile. 2009. ISBN 9781605584270. 10.1145/1542130.1542154
- [9] GUDE, Veera Gnaneswar. 2016. Wastewater treatment in microbial fuel cells - An overview. Journal of Cleaner Production [en línea]. 122: 287–307. ISSN 09596526. 10.1016/j.jclepro.2016.02.022
- [10] VERA, I., SÁEZ, K. y VIDAL, G. 2013. Performance of 14 full-scale sewage treatment plants: Comparison between four aerobic technologies regarding effluent quality, sludge production and energy consumption. Environmental Technology (United Kingdom) [en línea]. 34(15): 2267–2275. ISSN 09593330. 10.1080/09593330.2013.765921
- [11] GUDE, Veera Gnaneswar. 2015. Energy and water autarky of wastewater treatment and power generation systems. Renewable and Sustainable Energy Reviews [en línea]. 45: 52–68. ISSN 13640321. 10.1016/j.rser.2015.01.055
- [12] OH, Sung T, RAE, Jung, PREMIER, Giuliano C, HO, Tae, KIM, Changwon y SLOAN,

- William T. 2010. Sustainable wastewater treatment : How might microbial fuel cells contribute. *Biotechnology Advances* [en línea]. 28(6): 871–881. ISSN 0734-9750. 10.1016/j.biotechadv.2010.07.008
- [13] RABAEY, Korneel y VERSTRAETE, Willy. 2005. Microbial fuel cells: Novel biotechnology for energy generation. *Trends in Biotechnology* [en línea]. 23(6): 291–298. ISSN 01677799. 10.1016/j.tibtech.2005.04.008
- [14] DU, Zhuwei, LI, Haoran y GU, Tingyue. 2007. A state of the art review on microbial fuel cells: A promising technology for wastewater treatment and bioenergy. *Biotechnology Advances* [en línea]. 25(5): 464–482. ISSN 07349750. 10.1016/j.biotechadv.2007.05.004
- [15] PANT, Deepak, VAN BOGAERT, Gilbert, DIELS, Ludo y VANBROEKHOVEN, Karolien. 2010. A review of the substrates used in microbial fuel cells (MFCs) for sustainable energy production. *Bioresource Technology* [en línea]. 101(6): 1533–1543. ISSN 09608524. 10.1016/j.biortech.2009.10.017
- [16] LOGAN, Bruce E. 2009. Exoelectrogenic bacteria that power microbial fuel cells. *Nature Reviews Microbiology* [en línea]. 7: 375–381. ISSN 1740-1534. 10.1038/nrmicro2113
- [17] MARSILI, Enrico, ROLLEFSON, Janet B, BARON, Daniel B, HOZALSKI, Raymond M y BOND, Daniel R. 2008. Microbial Biofilm Voltammetry : Direct Electrochemical Characterization of Catalytic Electrode-Attached Biofilms [en línea]. 74(23): 7329–7337. 10.1128/AEM.00177-08
- [18] MIN, Booki y LOGAN, Bruce E. 2004. Continuous Electricity Generation from Domestic Wastewater and Organic Substrates in a Flat Plate Microbial Fuel Cell. 38(21): 5809–5814.
- [19] LIU, Hong y RAMNARAYANAN, Ramanathan. 2004. Production of Electricity during Wastewater Treatment Using a Single Chamber Microbial Fuel Cell. 38(7): 2281–2285.
- [20] LIU, Hong y LOGAN, Bruce E. 2004. Electricity Generation Using an Air-Cathode Single Chamber Microbial Fuel Cell in the Presence and Absence of a Proton Exchange Membrane. *Environmental Science & Technology* [en línea]. 38(14): 4040–4046. 10.1021/es0499344

- [21] TRAPERO, Juan R., HORCAJADA, Laura, LINARES, Jose J. y LOBATO, Justo. 2017. Is microbial fuel cell technology ready? An economic answer towards industrial commercialization. *Applied Energy* [en línea]. 185: 698–707. ISSN 03062619. 10.1016/j.apenergy.2016.10.109
- [22] DAVIS, Mackenzie L. 2010. *Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice*. McGraw-Hill Education. 1301 p. ISBN 9780071713856.
- [23] SUÁREZ, J., JÁCOME, A. y URES, P. *Fichas Técnicas de Etapas de Proceso de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales de la Industria Textil: Desarenadores*. 2014.
- [24] KUSTERS. sin fecha. *Traveling Bridge: Grits and Grease Removal System*.
- [25] WANG, Lawrence, SHAMMAS, Nazih y HUNG, Yung-Tse. *Biosolids Treatment Process*. En: *Handbook of Environmental Engineering* [en línea]. New Jersey. Humana Press, 2007, p. 1–820. ISBN 9788578110796. 10.1017/CBO9781107415324.004
- [26] HOOGERS, G. 2002. *Fuel cell technology handbook*. ISBN 0-8493-0877-1.
- [27] EG&G TECHNICAL SERVICES, Inc. 2004. *Fuel Cell Handbook* [en línea]. 1–352 p. ISBN 0442319266. 10.1002/zaac.200300050
- [28] SPIEGEL, Colleen. 2007. *Designing and Building Fuel Cells* [en línea]. McGraw Hill. 422 p. ISBN 0-07-148977-0. 10.1036/9780071510639
- [29] WENDT, Harmut y KREYSA, Gerhard. 1998. *Electrochemical Engineering*. Springer. 394 p. ISBN 9783642084065.
- [30] LARMINIE, James y DICKS, Andrew. 2003. *Fuel cell systems explained* [en línea]. xxii, 406 p. p. ISBN 047084857X. 10.1002/9781118878330
- [31] RISMANI-YAZDI, Hamid, CARVER, Sarah M., CHRISTY, Ann D. y TUOVINEN, Olli H. 2008. Cathodic limitations in microbial fuel cells: An overview. *Journal of Power Sources* [en línea]. 180(2): 683–694. ISSN 03787753. 10.1016/j.jpowsour.2008.02.074
- [32] KARIMI ALAVIJEH, Masih, MARDANPOUR, Mohammad Mahdi y YAGHMAEI, Soheila. 2015. One-dimensional Conduction-based Modeling of Bioenergy Production in a Microbial Fuel Cell Engaged with Multi-population Biocatalysts. *Electrochimica Acta* [en línea]. 184: 151–163. ISSN 00134686.

10.1016/j.electacta.2015.10.045

- [33] VIRDIS, Bernardino, RABAEY, Korneel, YUAN, Zhiguo, ROZENDAL, René A. y KELLER, Jürg. 2009. Electron fluxes in a microbial fuel cell performing carbon and nitrogen removal. *Environmental Science and Technology* [en línea]. 43(13): 5144–5149. ISSN 0013936X. 10.1021/es8036302
- [34] DAS, Debabrata. 2017. *Microbial fuel cell: A bioelectrochemical system that converts waste to watts* [en línea]. 1–506 p. ISBN 9783319667935. 10.1007/978-3-319-66793-5
- [35] SCHRÖDER, Uwe. 2007. Anodic electron transfer mechanisms in microbial fuel cells and their energy efficiency. *Physical chemistry chemical physics : PCCP* [en línea]. 9(21): 2619–2629. 10.1039/b703627m
- [36] HAMELERS, Hubertus V.M., TER HEIJNE, Annemiek, STEIN, Nienke, ROZENDAL, René A. y BUISMAN, Cees J.N. 2011. Butler-Volmer-Monod model for describing bio-anode polarization curves. *Bioresource Technology* [en línea]. 102(1): 381–387. ISSN 09608524. 10.1016/j.biortech.2010.06.156
- [37] SAMMES, N. 2006. *Fuel Cell Technology, Reaching Towards Commercialization*. ISBN 9781852339746.
- [38] KUMAR, Ravinder, SINGH, Lakhveer y ZULARISAM, A. W. 2016. Exoelectrogens: Recent advances in molecular drivers involved in extracellular electron transfer and strategies used to improve it for microbial fuel cell applications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [en línea]. 56: 1322–1336. ISSN 18790690. 10.1016/j.rser.2015.12.029
- [39] KORTH, Benjamin, ROSA, Luis F M, HARNISCH, Falk y PICIOREANU, Cristian. 2015. A framework for modeling electroactive microbial biofilms performing direct electron transfer. *Bioelectrochemistry* [en línea]. 106: 194–206. ISSN 1878562X. 10.1016/j.bioelechem.2015.03.010
- [40] TORRES, César I., MARCUS, Andrew Kato, LEE, Hyung Sool, PARAMESWARAN, Prathap, KRAJMALNIK-BROWN, Rosa y RITTMANN, Bruce E. 2010. A kinetic perspective on extracellular electron transfer by anode-respiring bacteria. *FEMS Microbiology Reviews* [en línea]. 34(1): 3–17. ISSN 01686445. 10.1111/j.1574-6976.2009.00191.x

- [41] BOND, Daniel R y LOVLEY, Derek R. 2003. Electricity Production by *Geobacter sulfurreducens* Attached to Electrodes. *Applied and Environmental Microbiology* [en línea]. 69(3): 1548–1555. ISSN 00992240. 10.1128/AEM.69.3.1548
- [42] AELTERMAN, Peter, FREGUIA, Stefano, KELLER, Jurg, VERSTRAETE, Willy y RABAEY, Korneel. 2008. The anode potential regulates bacterial activity in microbial fuel cells. *Applied Microbiology and Biotechnology* [en línea]. 78(3): 409–418. ISSN 01757598. 10.1007/s00253-007-1327-8
- [43] CHOI, Seokheun y CHAE, Junseok. 2013. Optimal biofilm formation and power generation in a micro-sized microbial fuel cell (MFC). *Sensors and Actuators, A: Physical* [en línea]. 195: 206–212. ISSN 09244247. 10.1016/j.sna.2012.07.015
- [44] KORTH, Benjamin, ROSA, Luis F M, HARNISCH, Falk y PICIOREANU, Cristian. 2015. A framework for modeling electroactive microbial biofilms performing direct electron transfer. *Bioelectrochemistry* [en línea]. 106: 194–206. ISSN 1567-5394. 10.1016/j.bioelechem.2015.03.010
- [45] HORN, Harald y LACKNER, Susanne. 2014. Modeling of Biofilms Systems: A Review. *Advances in biochemical engineering/biotechnology* [en línea]. 146(July 2015): 53–76. ISSN 1616-8542. 10.1007/10
- [46] DORAN, Pauline M. 1995. *Bioprocess Engineering Principles*. Academic Press. ISBN 0122208552.
- [47] HERNÁNDEZ-FLORES, G., POGGI-VARALDO, H. M., SOLORZA-FERIA, O., PONCE NOYOLA, M. T., ROMERO-CASTAÑÓN, T. y RINDERKNECHT-SEIJAS, N. 2015. Tafel equation based model for the performance of a microbial fuel cell. *International Journal of Hydrogen Energy* [en línea]. 40(48): 17421–17432. ISSN 03603199. 10.1016/j.ijhydene.2015.06.119
- [48] NOREN, D. A. y HOFFMAN, M. A. 2005. Clarifying the Butler-Volmer equation and related approximations for calculating activation losses in solid oxide fuel cell models. *Journal of Power Sources* [en línea]. 152(1–2): 175–181. ISSN 03787753. 10.1016/j.jpowsour.2005.03.174
- [49] ORTIZ-MARTÍNEZ, V. M., SALAR-GARCÍA, M. J., DE LOS RÍOS, A. P., HERNÁNDEZ-FERNÁNDEZ, F. J., EGEEA, J. A. y LOZANO, L. J. 2015.

- Developments in microbial fuel cell modeling. *Chemical Engineering Journal* [en línea]. 271: 50–60. ISSN 13858947. 10.1016/j.cej.2015.02.076
- [50] BARD, Allen J. y FAULKNER. 2000. *Electrochemical Methods* [en línea]. 117–157 p. ISBN 0471043729. 10.1146/annurev.matsci.30.1.117
- [51] LOGAN, Bruce E., HAMELERS, Bert, ROZENDAL, René, SCHRÖDER, Uwe, KELLER, Jürg, FREGUIA, Stefano, AELTERMAN, Peter, VERSTRAETE, Willy y RABAEY, Korneel. 2006. *Microbial fuel cells: Methodology and technology*. *Environmental Science and Technology* [en línea]. 40(17): 5181–5192. ISSN 0013936X. 10.1021/es0605016
- [52] PUIG, S., SERRA, M., COMA, M., BALAGUER, M. D. y COLPRIM, J. 2011. Simultaneous domestic wastewater treatment and renewable energy production using microbial fuel cells (MFCs). *Water Science and Technology* [en línea]. 64(4): 904–909. ISSN 02731223. 10.2166/wst.2011.401
- [53] GAJDA, Iwona, GREENMAN, John y IEROPOULOS, Ioannis A. 2018. Recent advancements in real-world microbial fuel cell applications. *Current Opinion in Electrochemistry* [en línea]. 11: 78–83. ISSN 24519111. 10.1016/j.coelec.2018.09.006
- [54] SINGHAL, Subhash C. 2014. *Solid oxide fuel cells for power generation*. *Wiley Interdisciplinary Reviews: Energy and Environment* [en línea]. 3(2): 179–194. ISSN 20418396. 10.1002/wene.96
- [55] WU, Shijia, LI, Hui, ZHOU, Xuechen, LIANG, Peng, ZHANG, Xiaoyuan, JIANG, Yong y HUANG, Xia. 2016. A novel pilot-scale stacked microbial fuel cell for efficient electricity generation and wastewater treatment. *Water Research* [en línea]. 98: 396–403. ISSN 18792448. 10.1016/j.watres.2016.04.043
- [56] LIANG, Peng, DUAN, Rui, JIANG, Yong, ZHANG, Xiaoyuan, QIU, Yong y HUANG, Xia. 2018. One-year operation of 1000-L modularized microbial fuel cell for municipal wastewater treatment. *Water Research* [en línea]. 141: 1–8. ISSN 18792448. 10.1016/j.watres.2018.04.066
- [57] CADAGUA. PTAS Talagante - Memoria de Procesos. 2005.
- [58] HENZE, Mogens, VAN LOOSDRECHT, Mark, EKAMA, George y BRDJANOVIC, Damir. 2008. *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design*.

IWA. ISBN 0824789199.

- [59] EKAMA, George. 1984. Theory, Design and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes: A Collaborative Information Document. Water Research Commission.
- [60] CENGEL, Yunus. 2007. Transferencia De Calor: Un Enfoque Práctico. 3ra. McGraw-Hill. 901 p.
- [61] LEVENSPIEL, Octave. 1998. Chemical Reaction Engineering [en línea]. 3ra Edició. John Wiley & Sons. 668 p. ISBN 9780471530169. 10.1021/ie990488g
- [62] RUANO, René. 2013. Grados API y gravedad específica de los hidrocarburos combustibles líquidos [en línea]. : 1–6. <www.energianow.com>
- [63] LAWRENCE, A. W. y MCCARTY, P. L. 1970. Unified basis for biological treatment design and operation. Journal of the Sanitary Engineering Division. 96(3): 757–778.
- [64] AMMARY, Bashaar Y. 2004. Nutrients requirements in biological industrial wastewater treatment. African Journal of Biotechnology [en línea]. 3(4): 236–238. ISSN 1684-5315. 10.5897/AJB2004.000-2042
- [65] USEPA. 1986. Design Manual Municipal Wastewater Disinfection. Water Engineering Research. (October): 264.
- [66] PARKIN, Gene F. y OWEN, William F. 1986. Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewater Sludges. Journal of Environmental Engineering [en línea]. 112(5): 867–920. ISSN 0733-9372. 10.1061/(asce)0733-9372(1986)112:5(867)
- [67] RIDDELL, M Donald R, LEE, Jong S, WILSON, Thomas E, DONALD, M, RIDDELL, R y WILSON, E. 1983. Method the sludge for capacity plant estimating an of activated. Water Pollution Control Federation. 55(4): 360–368.
- [68] EIBL, Regine, EIBL, Dieter, PORTNER, Ralf, CATAPANO, Gerardo y CZERMAK, Peter. 2008. Cell and Tissue Reaction Engineering: Principles and Practice. Springer. 1–363 p. ISBN 9783540681755.
- [69] BELL, George R.A., SYMONS, Digby D. y PEARSE, John R. 2014. Mathematical model for solids transport power in a decanter centrifuge. Chemical Engineering Science [en línea]. 107: 114–122. ISSN 00092509. 10.1016/j.ces.2013.12.007
- [70] CHRISTENSEN, Morten L.ykkegaard, KEIDING, Kristian, NIELSEN, Per H.alkjær y

- JØRGENSEN, Mads K.oustrup. 2015. Dewatering in biological wastewater treatment: A review. *Water research* [en línea]. 82: 14–24. ISSN 18792448. 10.1016/j.watres.2015.04.019
- [71] HICKS, Tyler. 1999. *Handbook of Civil Engineering calculations*. McGraw-Hill. 1–828 p. ISBN 0070288143.
- [72] LEUNG, Wallace W.F. 1998. Torque requirement for high-solids centrifugal sludge dewatering. *Filtration and Separation* [en línea]. 35(9): 883–887. ISSN 00151882. 10.1016/S0015-1882(98)80050-5
- [73] PLAPPALLY, A. K. y LIENHARD V, J. H. 2012. Energy requirements for water production, treatment, end use, reclamation, and disposal. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [en línea]. 16(7): 4818–4848. ISSN 13640321. 10.1016/j.rser.2012.05.022
- [74] FOGLER, H. Scott. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Cuarta edi. Prentice Hall. 1–1080 p. ISBN 0130473944.
- [75] STOICA, Alina, SANDBERG, Maria y HOLBY, Ola. 2009. Energy use and recovery strategies within wastewater treatment and sludge handling at pulp and paper mills. *Bioresource Technology* [en línea]. 100(14): 3497–3505. ISSN 09608524. 10.1016/j.biortech.2009.02.041
- [76] FERRER, Ivet, GARFÍ, Marianna, UGGETTI, Enrica, FERRER-MARTÍ, Laia, CALDERON, Arcadio y VELO, Enric. 2011. Biogas production in low-cost household digesters at the Peruvian Andes. *Biomass and Bioenergy* [en línea]. 35(5): 1668–1674. ISSN 09619534. 10.1016/j.biombioe.2010.12.036
- [77] TORRES, César I., KATO MARCUS, Andrew y RITTMANN, Bruce E. 2007. Kinetics of consumption of fermentation products by anode-respiring bacteria. *Applied Microbiology and Biotechnology* [en línea]. 77(3): 689–697. ISSN 01757598. 10.1007/s00253-007-1198-z
- [78] CHENG, Shaoan, LIU, Hong y LOGAN, Bruce E. 2006. Increased power generation in a continuous flow MFC with advective flow through the porous anode and reduced electrode spacing. *Environmental Science and Technology* [en línea]. 40(7): 2426–2432. ISSN 0013936X. 10.1021/es051652w
- [79] AELTERMAN, P, RABAEY, K, CLAUWAERT, P y VERSTRAETE, W. 2006. Microbial

fuel cells for wastewater treatment. *Water Science and Technology* [en línea]. 54(8): 9–15. 10.1007/978-3-319-09287-4_18

- [80] ROELS, J. A. 1981. The Application of Macroscopic Principles To Microbial Metabolism. *Annals of the New York Academy of Sciences* [en línea]. 369(1): 113–134. ISSN 17496632. 10.1111/j.1749-6632.1981.tb14182.x
- [81] HEIDRICH, E. S., DOLFING, J., WADE, M. J., SLOAN, W. T., QUINCE, C. y CURTIS, T. P. 2018. Temperature, inocula and substrate: Contrasting electroactive consortia, diversity and performance in microbial fuel cells. *Bioelectrochemistry* [en línea]. 119: 43–50. ISSN 1878562X. 10.1016/j.bioelechem.2017.07.006
- [82] MOON, Hyunsoo, CHANG, In Seop y KIM, Byung Hong. 2006. Continuous electricity production from artificial wastewater using a mediator-less microbial fuel cell. *Bioresource Technology* [en línea]. 97(4): 621–627. ISSN 09608524. 10.1016/j.biortech.2005.03.027
- [83] SHIMPALEE, S., GREENWAY, S., SPUCKLER, D. y VAN ZEE, J. W. 2004. Predicting water and current distributions in a commercial-size PEMFC. *Journal of Power Sources* [en línea]. 135(1–2): 79–87. ISSN 03787753. 10.1016/j.jpowsour.2004.03.059
- [84] COLET, Melanie. 2013. Carbon-Air Fuel Cells with Molten Tin Anodes. : 284.
- [85] YUAN, Yong, ZHOU, Shungui, ZHAO, Bo, ZHUANG, Li y WANG, Yueqiang. 2012. Microbially-reduced graphene scaffolds to facilitate extracellular electron transfer in microbial fuel cells. *Bioresource Technology* [en línea]. 116: 453–458. ISSN 09608524. 10.1016/j.biortech.2012.03.118
- [86] CENGEL, Yunus y GHAJAR, Afshin. 2011. *Transferencia de calor y masa: Fundamentos y Aplicaciones*. Cuarta edi. McGraw-Hill. 1–920 p.
- [87] GARCÍA, Brenda L, SETHURAMAN, Vijay A, WEIDNER, John W y WHITE, Ralph E. 2017. Mathematical Model of a Direct Methanol Fuel Cell [en línea]. 1(November 2004): 43–48. 10.1115/1.1782927
- [88] HEITZ, E. y KREYSA, G. 1986. *Principles of Electrochemical Engineering*. Alemania. VCH.
- [89] READ, Suzanne T., DUTTA, Paritam, BOND, Phillip L., KELLER, Jürg y RABAEY, Korneel. 2010. Initial development and structure of biofilms on microbial fuel cell

anodes. BMC Microbiology [en línea]. 10. ISSN 14712180. 10.1186/1471-2180-10-98

- [90] MALVANKAR, Nikhil S., VARGAS, Madeline, NEVIN, Kelly P., FRANKS, Ashley E., LEANG, Ching, KIM, Byoung Chan, INOUE, Kengo, MESTER, Tünde, COVALLA, Sean F., JOHNSON, Jessica P., ROTELLO, Vincent M., TUOMINEN, Mark T. y LOVLEY, Derek R. 2011. Tunable metallic-like conductivity in microbial nanowire networks. Nature Nanotechnology [en línea]. 6(9): 573–579. ISSN 17483395. 10.1038/nnano.2011.119
- [91] ZHANG, X., FUJIWARA, S. y FUJII, M. 2000. Measurements of thermal conductivity and electrical conductivity of a single carbon fiber. International Journal of Thermophysics [en línea]. 21(4): 965–980. ISSN 0195928X. 10.1023/A:1006674510648
- [92] DIVISEK, Jiri, FUHRMANN, Jurgen, GARTNER, Klaus y JUNG, Rita. 2003. Performance Modeling of a Direct Methanol Fuel Cell. Journal of the Electrochemical Society [en línea]. 150: A811–A825. 10.1149/1.1572150
- [93] SCOTT, K., TAAMA, W. y CRUICKSHANK, J. 1997. Performance and modelling of a direct methanol solid polymer electrolyte fuel cell. Journal of Power Sources [en línea]. 65(1–2): 159–171. ISSN 03787753. 10.1016/S0378-7753(97)02485-3
- [94] CUNNINGHAM, Brent y BAIRD, Donald G. 2006. The development of economical bipolar plates for fuel cells. Journal of Materials Chemistry [en línea]. 16(45): 4385–4388. ISSN 13645501. 10.1039/b611883f
- [95] TYLER, W. W. y WILSON, A. C. 1953. Thermal conductivity, electrical resistivity, and thermoelectric power of graphite. Physical Review [en línea]. 89(4): 870–875. ISSN 0031899X. 10.1103/PhysRev.89.870
- [96] SCHILD, P.G y MYSEN, M. 2009. Technical Note AIVC 65 - Recommendations on Specific Fan Power and Fan System Efficiency Air Infiltration and Ventilation Centre. En: AIVC Technical note [en línea]. p. 1–31. ISBN 2930471301. <https://www.aivc.org/sites/default/files/members_area/medias/pdf/Technotes/TN65_Specific_Fan_Power.pdf>
- [97] PETERS, Max S. y TIMMERHAUS, Klaus D. 1991. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Cuarta Edi. McGraw Hill. 150–215 p. ISBN 0-07-049613-7.

- [98] GILLOT, S., DE CLERCQ, B., DEFOUR, D., SIMOENS, F., GERNAEY, K., VANROLLEGHEM, P.A. 1999. Optimization of Wastewater Treatment Plant Design and Operation Using Simulation and Cost Analysis. WEFTEC Conference Proceedings. New Orlean: 1993–1994.
- [99] WRIGHT, David G. y WOODS, Donald R. 1995. Evaluation of capital cost data: Part 9: Liquid waste disposal with emphasis on chemical treatment. The Canadian Journal of Chemical Engineering [en línea]. 73(4): 546–561. ISSN 1939019X. 10.1002/cjce.5450730415
- [100] PANT, Deepak, VAN BOGAERT, Gilbert, DE SMET, Mark, DIELS, Ludo y VANBROEKHOVEN, Karolien. 2010. Use of novel permeable membrane and air cathodes in acetate microbial fuel cells. Electrochimica Acta [en línea]. 55(26): 7710–7716. ISSN 00134686. 10.1016/j.electacta.2009.11.086
- [101] ROBERT H.VAN NOTE, PAUL V.HEBERT, RAMESH M.PATEL, CRAIG CHUPEK, Lester Feldman. A guide to the Selection of Cost-Effective Wastewater Treatment Systems. 1975.
- [102] ALIBABA. Gravity belt sludge thickener (FT Series) [en línea]. <https://www.alibaba.com/product-detail/Gravity-belt-sludge-thickener-FT-Series-_60436156043.html?spm=a2700.7724857.normalList.36.5abe73c2pCpJ4v> [consulta: 26 agosto 2019].
- [103] ALIBABA. XBSY Sludge Dewatering Bowl Centrifugal Decanter [en línea]. <https://www.alibaba.com/product-detail/XBSY-Sludge-Dewatering-Equipment-Decanter-Solid_60737711198.html?spm=a2700.7724857.normalList.6.11ddb9e1zlfq4B&s=p> [consulta: 28 agosto 2019].
- [104] ALIBABA. Shell And Tube Type Heat Exchanger for industrial application [en línea]. <https://www.alibaba.com/product-detail/Shell-And-Tube-Type-Heat-Exchanger_60334726001.html?spm=a2700.7724857.normalList.108.4baaa933Aqu726> [consulta: 28 agosto 2019].
- [105] ALIBABA. Biogás generador de la planta de energía con CHP 500 kW [en línea]. <<https://spanish.alibaba.com/product-detail/biogas-generator-power-plant-with-chp-500kw-60046239995.html?spm=a2700.8699010.normalList.4.351d6892a103X1&s=p>>

- [consulta: 28 agosto 2019].
- [106] CGE. Tarifas de suministro eléctrico [en línea]. <<http://www.cge.cl/wp-content/uploads/2019/08/Publicacion-CGE-2019-08-01-Suministro-electrico.pdf>> [consulta: 28 agosto 2019].
- [107] CERDA, Julio. Estudio Técnico-económico para la ampliación de la Planta de Tratamiento de Aguas Servidas de Malalhue , comuna de Lanco. 2013.
- [108] BIOQUÍMICA. Cloruro de Amonio - 1 kg [en línea]. <<https://bioquimica.cl/reactivos/bc/cloruro-de-amonio-1-kg-detail.html>> [consulta: 28 agosto 2019].
- [109] YANG, Huijia, ZHOU, Minghua, LIU, Mengmeng, YANG, Weilu y GU, Tingyue. 2015. Microbial fuel cells for biosensor applications. *Biotechnology Letters* [en línea]. 37(12): 2357–2364. ISSN 15736776. 10.1007/s10529-015-1929-7
- [110] RITTMANN, Bruce y MCCARTY, P. 2001. *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*. McGraw-Hill.
- [111] VATAVUK, W.M. 2002. Updating the CE Plant Cost Index. *Engineering Practice*. (January).
- [112] CHEMICAL-ENGINEERING. Economic Indicators [en línea]. <<http://terpconnect.umd.edu/~nsw/chbe446/CostIndices2013.pdf>> [consulta: 28 agosto 2019].
- [113] CHEMICAL-ENGINEERING. Chemical Engineering Plant Cost Index: 2018 Annual Value [en línea]. <<https://www.chemengonline.com/2019-cepci-updates-january-prelim-and-december-2018-final/>> [consulta: 28 agosto 2019].
- [114] MCCARTY, Perry L., BAE, Jaeho y KIM, Jeonghwan. 2011. Domestic wastewater treatment as a net energy producer-can this be achieved? *Environmental Science and Technology* [en línea]. 45(17): 7100–7106. ISSN 0013936X. 10.1021/es2014264

10 Anexos

10.1 Modelo de Trapero *et al.* para el dimensionamiento de una etapa de CCMs

El diseño del sistema de celdas de combustible microbiológicas propuesto por Trapero *et al.* [21] se basa en un *stack* de celdas unitarias de tipo PEM-FC (*Proton exchange membrane fuel cell*) de dimensiones conocidas, eléctricamente conectadas en paralelo, donde en la cámara anódica se alimenta el RIL a tratar y en la catódica se inyecta aire atmosférico. Entre ambas cámaras se encuentra el arreglo de electrodos y membrana (*membrane-electrodes assembly*, MEA), que consisten en un ánodo de un material de carbono (p. ej., esponja de carbono), una membrana comercial (p. ej., Nafion®), y un cátodo de platino soportado en carbono.

El modelo planteado por los autores para el sistema de CCMs, tiene dos objetivos: 1) dimensionar el número total de celdas unitarias requeridas (N), y 2) estimar la potencia eléctrica generada por el arreglo (\dot{W}_{total}).

En este trabajo, se fija un set de variables y parámetros de entrada conocidos, a saber: el caudal de diseño (Q), la concentración de materia orgánica biodegradable en la entrada (C_{DBO}^e), el tiempo de residencia en la cámara anódica (θ_H^{an}), el largo, ancho y alto de la cámara anódica (L_{01} , W_{01} y H_{01} , respectivamente), el voltaje de una celda (U_{01}), la eficiencia coulombica (Φ_C) y la eficiencia de remoción de DBO (χ_{DBO}).

Para calcular el número total de celdas unitarias en el arreglo, se usa la definición del tiempo de residencia para calcular el volumen total requerido, y luego, se divide este resultado por el volumen de la cámara anódica en una celda unitaria, lo que se muestra en la ecuación (152).

$$N = \frac{V_{total}}{V_{01}} = \frac{Q \cdot \theta_H^{an}}{L_{01} \cdot W_{01} \cdot H_{01}} \quad (152)$$

Por otra parte, para calcular la potencia eléctrica total generada por el arreglo de CCMs, se usa la ecuación (153).

$$\dot{W}_{total} = U_{01} I_{total} \quad (153)$$

Donde la corriente total generada en el sistema de celdas de combustible (I_{total}) se estima en base a la definición de eficiencia coulombica, y el arreglo algebraico de la ecuación (154).

$$I_{total} = 0,125 \cdot \Phi_C \cdot F \cdot Q \cdot \chi_{DBO} \cdot C_{DBO}^e \quad (154)$$

Del modelo anterior, se puede ver que no considera los fenómenos de transporte ni la cinética heterogénea electroquímica que se dan en la celda, lo cual tiene un impacto directo tanto en el diseño de los módulos unitarios como del arreglo total requerido. Esta debilidad en la metodología propuesta por los autores abre un nicho en el dimensionamiento de una etapa de CCMs, proponiendo un modelo que permita predecir con mayor exactitud la respuesta del sistema ante condiciones y variables de operación.

10.2 Modelo de Rittmann y McCarthy para estequiometría en reacciones bioquímicas

El modelo de Rittmann y McCarthy considera que en un proceso bioquímico la degradación de materia orgánica (catabolismo) conlleva la liberación de electrones (semirreacción de oxidación, R_d), los que son captados por especies oxidantes para producir productos (semirreacción de reducción, R_a). Sin embargo, en paralelo cierta fracción de estos electrones son ocupados por los microorganismos para producir biomasa (anabolismo, R_s) [110][5][58]. Un esquema de esto se puede ver en la Figura 48.

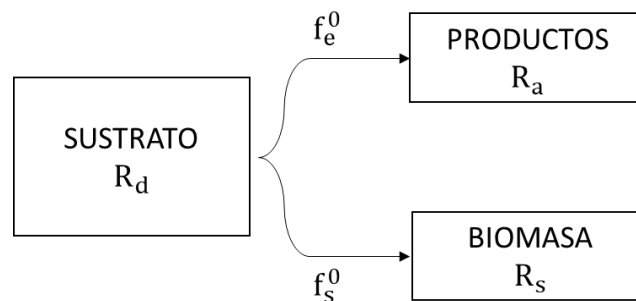


Figura 48. Esquema del balance de electrones en un proceso bioquímico con la formación de biomasa según el modelo de Rittmann y McCarthy, donde f_e^0 corresponde a la fracción real de electrones destinados para la generación de productos, y f_s^0 la fracción real de electrones destinados para la generación de biomasa [110].

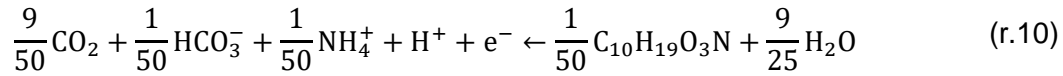
El modelo entrega una metodología para establecer la estequiometría que se da en un proceso bioquímico global, ya que, conociendo todas las semirreacciones descritas anteriormente y las fracciones de electrones destinados a cada proceso, del balance de electrones se puede deducir la reacción global Rxn:

$$\text{Rxn} = f_e^0 \cdot R_a + f_s^0 \cdot R_s - R_d \quad (155)$$

10.2.1 Oxidación aeróbica de aguas servidas

Las semirreacciones involucradas en el proceso de oxidación aeróbica son las siguientes:

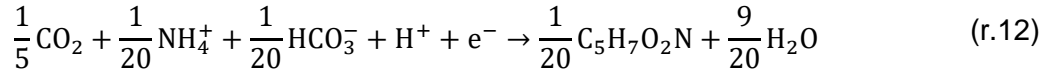
Semirreacción de oxidación de materia orgánica [5], R_d :



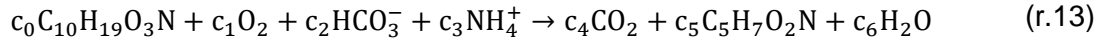
Semirreacción de reducción de oxígeno [5], R_a :



Semirreacción de síntesis de biomasa a partir de amoníaco [5], R_s :



Luego, tomando un $f_s^0 = 0,65$ para procesos aeróbicos [58] y resolviendo la ecuación (155), se obtiene la siguiente estequiometría del proceso global:

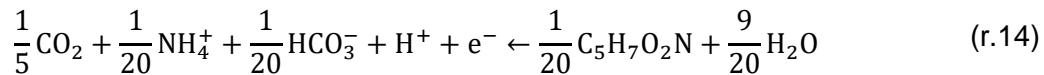


donde $c_0 = 0,020$; $c_1 = 0,088$; $c_2 = 0,0513$; $c_3 = 0,013$; $c_4 = 0,050$; $c_5 = 0,033$; $c_6 = 0,11$.

10.2.2 Respiración endógena

En este proceso solo se considera que existe anabolismo, por lo cual las semirreacciones involucradas son las siguientes:

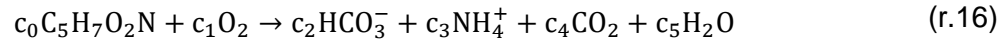
Semirreacción de oxidación de biomasa [5], R_d :



Semirreacción de reducción de oxígeno [5], R_a :



Luego, tomando un $f_s^0 = 0,65$ para procesos aeróbicos [58] y resolviendo la ecuación (155), se obtiene la siguiente estequiometría del proceso global:

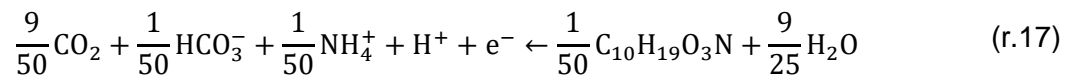


donde $c_0 = 0,050$; $c_1 = 0,250$; $c_2 = 0,050$; $c_3 = 0,050$; $c_4 = 0,20$; $c_5 = 0,050$.

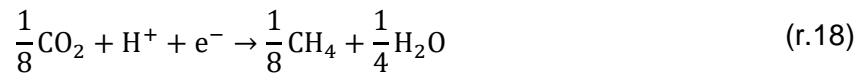
10.2.3 Metanogénesis a partir de lodos primarios

Las semirreacciones involucradas en el proceso de metanogénesis son las siguientes:

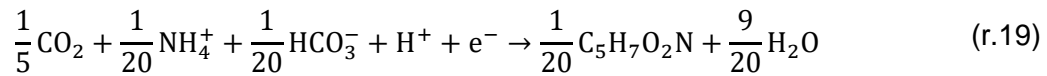
Semirreacción de oxidación de materia orgánica [5], R_d :



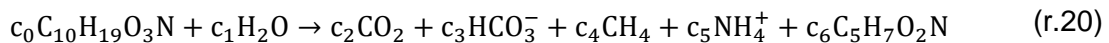
Semirreacción de generación de metano [5], R_a :



Semirreacción de síntesis de biomasa a partir de amoníaco [5], R_s :



Luego, tomando un $f_s^0 = 0,05$ para procesos anaeróbicos [58] y resolviendo la ecuación (155), se obtiene la siguiente estequiometría del proceso global:

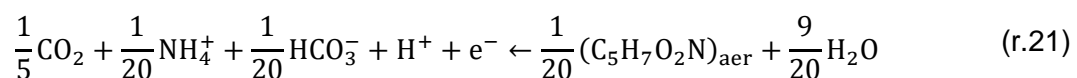


donde $c_0 = 0,020$; $c_1 = 0,10$; $c_2 = 0,051$; $c_3 = 0,018$; $c_4 = 0,12$; $c_5 = 0,018$; $c_6 = 0,0025$.

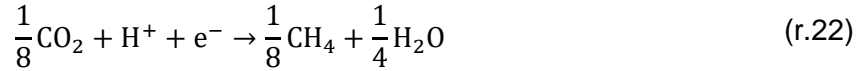
10.2.4 Metanogénesis a partir de lodos secundarios

Las semirreacciones involucradas en el proceso de metanogénesis son las siguientes:

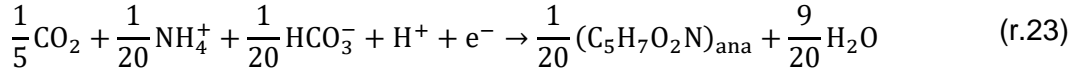
Semirreacción de oxidación de biomasa aeróbica [5], R_d :



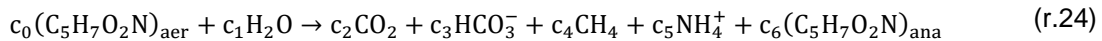
Semirreacción de generación de metano [5], R_a :



Semirreacción de síntesis de biomasa anaeróbica [5], R_s :



Luego, tomando un $f_s^0 = 0,05$ para procesos anaeróbicos [58] y resolviendo la ecuación (155), se obtiene la siguiente estequiometría del proceso global:

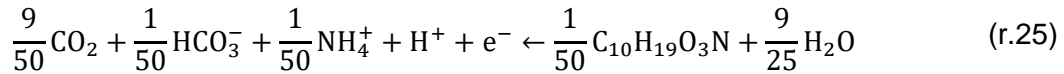


donde $c_0 = 0,050$; $c_1 = 0,19$; $c_2 = 0,71$; $c_3 = 0,048$; $c_4 = 0,12$; $c_5 = 0,048$; $c_6 = 0,0025$.

10.2.5 Oxidación electrogénica de aguas servidas

Las semirreacciones involucradas en el proceso electrogénico son las siguientes:

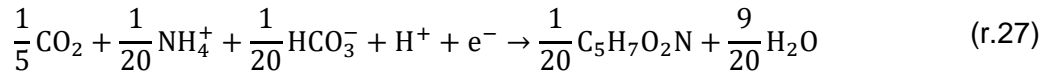
Semirreacción de oxidación de materia orgánica [5], R_d :



Semirreacción de reducción de oxígeno [5], R_a :



Semirreacción de síntesis de biomasa a partir de amoníaco [5], R_s :



Dado que este proceso ocurre en dos compartimentos separados físicamente, es necesario distinguir entre las reacciones que ocurren en el ánodo (R_{an}) y en el cátodo (R_{ca}), como sigue:

$$R_{\text{an}} = R_d - f_s^0 \cdot R_s \quad (156)$$

$$R_{\text{ca}} = f_e^0 \cdot R_a \quad (157)$$

Notar que al restar las semirreacciones catódica y anódica, se restituye la ecuación (155).

Luego, tomando un $f_s^0 = 0,05$ para procesos anaeróbicos [58] y resolviendo la ecuación (156), se obtiene la siguiente estequiometría:



donde $c_0 = 0,020$; $c_1 = 0,34$; $c_2 = 0,17$; $c_3 = 0,018$, $c_4 = 0,018$, $c_5 = 0,0025$, $c_6 = 0,95$ y $c_7 = 0,95$.

Por su parte, para el proceso catódico basta resolver la ecuación (157), con lo cual se obtiene lo siguiente:



donde $c_8 = 0,24$; $c_9 = 0,95$; $c_{10} = 0,95$; $c_{11} = 0,48$.

10.3 Balance de masa por etapa para la PTAS con CCMs

A continuación, se presenta el balance de masa para las etapas más relevantes de una PTAS con CCMs detalladas en la Figura 33.

Tabla 58. Resumen del balance de masa en la etapa de tamizado.

| Especie | F1 / kg s ⁻¹ | F2 / kg s ⁻¹ | F3 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| screenings | 7,88 x 10 ⁻³ | 7,88 x 10 ⁻³ | 0,00 x 10 ⁰ |
| H ₂ O | 7,00 x 10 ² | 2,36 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |
| Total | 7,00 x 10 ² | 3,15 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |
| Error / % | | 0,00 x 10 ⁰ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 7,00 x 10 ² | 3,50 x 10 ⁻² | 7,00 x 10 ² |

Tabla 59. Resumen balance de masa desarenado-desengrasado.

| Especie | F3 / kg s ⁻¹ | F4 / kg s ⁻¹ | F5 / kg s ⁻¹ |
|------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| H ₂ O | 7,00 x 10 ² | 6,04 x 10 ⁻³ | 7,00 x 10 ² |
| SST | 1,37 x 10 ⁻¹ | 5,76 x 10 ⁻³ | 1,31 x 10 ⁻¹ |
| A&G | 5,32 x 10 ⁻² | 4,26 x 10 ⁻² | 1,06 x 10 ⁻² |

Tabla 59. Resumen balance de masa desarenado-desengrasado (continuación).

| | | | |
|----------------------------|--------------------|-----------------------|--------------------|
| Total | $7,00 \times 10^2$ | $5,44 \times 10^{-2}$ | $7,00 \times 10^2$ |
| Error / % | | $0,00 \times 10^0$ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | $7,00 \times 10^2$ | $5,53 \times 10^{-2}$ | $7,00 \times 10^2$ |

Tabla 60. Resumen balance de masa sedimentación primaria.

| Especie | F6 / kg s ⁻¹ | F7 / kg s ⁻¹ | F8 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|----------------------------|----------------------------|----------------------------|
| H ₂ O | $7,06 \times 10^2$ | $2,56 \times 10^0$ | $7,03 \times 10^2$ |
| SST | $1,36 \times 10^{-1}$ | $7,67 \times 10^{-2}$ | $5,95 \times 10^{-2}$ |
| Total | $7,06 \times 10^2$ | $2,63 \times 10^0$ | $7,04 \times 10^2$ |
| Error / % | | $0,00 \times 10^0$ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | $7,06 \times 10^2$ | $2,56 \times 10^0$ | $7,04 \times 10^2$ |

Tabla 61. Resumen balance de masa de la reacción electroquímica.

| Especie | F8 / kg s ⁻¹ | F9 / kg s ⁻¹ | F10 / kg s ⁻¹ | F11 / kg s ⁻¹ | F12 / kg s ⁻¹ |
|-------------------------------|----------------------------|----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| H ₂ O | $7,04 \times 10^2$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $8,93 \times 10^{-3}$ | $7,04 \times 10^2$ |
| NKT | $2,73 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $2,92 \times 10^{-2}$ |
| SST | $5,95 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $4,96 \times 10^{-2}$ |
| P | $4,07 \times 10^{-3}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $4,07 \times 10^{-3}$ |
| O ₂ | $0,00 \times 10^0$ | $5,03 \times 10^{-3}$ | $0,00 \times 10^0$ | $2,51 \times 10^{-3}$ | $0,00 \times 10^0$ |
| N ₂ | $0,00 \times 10^0$ | $8,27 \times 10^{-3}$ | $0,00 \times 10^0$ | $8,27 \times 10^{-3}$ | $0,00 \times 10^0$ |
| HCO ₃ ⁻ | $6,61 \times 10^{-3}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $1,29 \times 10^{-2}$ |
| Total | $7,04 \times 10^2$ | $1,33 \times 10^{-2}$ | $2,64 \times 10^{-2}$ | $1,97 \times 10^{-2}$ | $7,04 \times 10^2$ |
| Error / % | | | $0,00 \times 10^0$ | | |
| Caudal / L s ⁻¹ | $7,04 \times 10^2$ | $1,80 \times 10^1$ | $2,40 \times 10^1$ | $1,61 \times 10^1$ | $7,04 \times 10^2$ |

Tabla 62. Resumen balance de masa de la reacción aeróbica y sedimentación secundaria.

| Especie | F12 / kg s ⁻¹ | F13 / kg s ⁻¹ | F14 / kg s ⁻¹ | F15 / kg s ⁻¹ | F16 / kg s ⁻¹ | F19 / kg s ⁻¹ | F20 / kg s ⁻¹ |
|------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| H ₂ O | $7,04 \times 10^2$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $1,06 \times 10^3$ | $7,00 \times 10^2$ | $3,53 \times 10^2$ | $3,81 \times 10^0$ |

Tabla 62. Resumen balance de masa de la reacción aeróbica y sedimentación secundaria (continuación).

| | | | | | | | |
|-------------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| NKT | $2,92 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $4,43 \times 10^{-2}$ | $2,93 \times 10^{-2}$ | $1,48 \times 10^{-2}$ | $1,60 \times 10^{-2}$ |
| SST | $4,96 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $2,87 \times 10^1$ | $1,90 \times 10^{-2}$ | $2,82 \times 10^1$ | $3,05 \times 10^{-2}$ |
| P | $4,07 \times 10^{-3}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $6,11 \times 10^{-3}$ | $4,05 \times 10^{-3}$ | $2,04 \times 10^{-3}$ | $2,20 \times 10^{-5}$ |
| O ₂ | $0,00 \times 10^0$ | $1,04 \times 10^{-1}$ | $7,31 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ |
| N ₂ | $0,00 \times 10^0$ | $1,72 \times 10^{-1}$ | $1,72 \times 10^{-1}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ |
| HCO ₃ ⁻ | $1,29 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $3,45 \times 10^{-2}$ | $2,29 \times 10^{-2}$ | $1,15 \times 10^{-2}$ | $1,25 \times 10^{-4}$ |
| Total | $7,03 \times 10^2$ | $2,76 \times 10^{-1}$ | $2,74 \times 10^{-1}$ | $1,06 \times 10^3$ | $7,00 \times 10^2$ | $3,55 \times 10^2$ | $3,85 \times 10^0$ |
| Error / % | $0,00 \times 10^0$ | | | | | | |
| Caudal / L s ⁻¹ | $7,03 \times 10^2$ | $3,73 \times 10^2$ | $3,65 \times 10^2$ | $1,06 \times 10^3$ | $6,99 \times 10^2$ | $3,52 \times 10^2$ | $3,81 \times 10^0$ |

Tabla 63. Resumen balance de masa espesado.

| Especie | F20 / kg s ⁻¹ | F21 / kg s ⁻¹ | F22 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| H ₂ O | $3,81 \times 10^0$ | $3,24 \times 10^0$ | $5,77 \times 10^{-1}$ |
| SST | $3,10 \times 10^{-2}$ | $1,84 \times 10^{-3}$ | $2,88 \times 10^{-2}$ |
| Total | $3,84 \times 10^0$ | $3,24 \times 10^0$ | $6,10 \times 10^{-1}$ |
| Error / % | $0,00 \times 10^0$ | | |
| Caudal / L s ⁻¹ | $3,81 \times 10^0$ | $3,24 \times 10^0$ | $5,77 \times 10^{-1}$ |

Tabla 64. Resumen balance de masa de la reacción anaeróbica.

| Especie | F23 / kg s ⁻¹ | F24 / kg s ⁻¹ | F25 / kg s ⁻¹ |
|-------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| H ₂ O | $3,13 \times 10^0$ | $0,00 \times 10^0$ | $3,12 \times 10^0$ |
| NKT | $9,40 \times 10^{-4}$ | $0,00 \times 10^0$ | $2,95 \times 10^{-3}$ |
| SST | $1,06 \times 10^{-1}$ | $0,00 \times 10^0$ | $7,10 \times 10^{-2}$ |
| P | $1,57 \times 10^{-4}$ | $0,00 \times 10^0$ | $1,57 \times 10^{-4}$ |
| CO ₂ | $0,00 \times 10^0$ | $1,42 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ |
| HCO ₃ ⁻ | $4,30 \times 10^{-5}$ | $0,00 \times 10^0$ | $6,86 \times 10^{-3}$ |
| CH ₄ | $0,00 \times 10^0$ | $1,19 \times 10^{-2}$ | $0,00 \times 10^0$ |
| Total | $3,24 \times 10^0$ | $2,61 \times 10^{-2}$ | $3,21 \times 10^0$ |
| Error / % | $1,31 \times 10^{-1}$ | | |

Tabla 64. Resumen balance de masa de la reacción anaeróbica (continuación).

| | | | |
|----------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
| Caudal / L s ⁻¹ | 3,13 x 10 ⁰ | 2,69 x 10 ¹ | 3,13 x 10 ⁰ |
|----------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|

Tabla 65. Resumen balance de masa deshidratado.

| Especie | F25 / kg s ⁻¹ | F26 / kg s ⁻¹ | F27 / kg s ⁻¹ |
|----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| H ₂ O | 3,12 x 10 ⁰ | 2,98 x 10 ⁰ | 1,40 x 10 ⁻¹ |
| SST | 7,18 x 10 ⁻² | 3,59 x 10 ⁻³ | 6,82 x 10 ⁻² |
| Total | 3,20 x 10 ⁰ | 3,00 x 10 ⁰ | 2,09 x 10 ⁻¹ |
| Error / % | | 0,00 x 10 ⁰ | |
| Caudal / L s ⁻¹ | 3,13 x 10 ⁰ | 2,98 x 10 ⁰ | 1,51 x 10 ⁻¹ |

10.4 Datos usados para realizar la simulación de la celda de Min *et al.*

Tabla 66. Condiciones de operación y parámetros de diseño de la celda de Min *et al.* (2004) [18].

| Variable | Valor | Unidad |
|---|------------------------|--------------------------------|
| p _{O₂} ^e | 0,21 | atm |
| Q ^{an} | 3,7 x 10 ⁻⁹ | m ³ s ⁻¹ |
| T | 303 | K |
| Q ^{ca} | 3,3 x 10 ⁻⁹ | m ³ s ⁻¹ |
| χ _{DBO} | 0,56 | - |
| C _{DBO} ^e | 246 | mg L ⁻¹ |
| H ₀₁ | 4 x 10 ⁻³ | m |
| W ₀₁ | 7 x 10 ⁻³ | m |
| A ₀₁ | 55 x 10 ⁻⁴ | m ² |
| Φ _C | 0,07 | - |
| δ ^{an++++} | 2 x 10 ⁻⁵ | m |
| δ ^{ca++++} | 2 x 10 ⁻⁵ | m |

++++ Asumido.

Asumido.

Tabla 66. Condiciones de operación y parámetros de diseño de la celda de Min *et al.* (2004) [18]
(continuación).

| | | |
|-------------------------------|---------------------|----------------|
| $\delta^{PEM_{\text{§§§§}}}$ | 2×10^{-4} | m |
| $\delta^{\text{bio}^{*****}}$ | 5×10^{-5} | m |
| A^{an} | 55×10^{-4} | m ² |
| A^{ca} | 55×10^{-4} | m ² |
| $A^{PEM_{\text{++++}}}$ | 66×10^{-4} | m ² |

10.5 Valores CEPCI

Tabla 67. Resumen de los valores CEPCI usados en la estimación de costos del proyecto.

| Año | Valor | Referencia |
|------------|--------------|-------------------|
| 1975 | 182,4 | [111] |
| 1993 | 359,2 | [111] |
| 1999 | 390,6 | [111] |
| 2008 | 575,4 | [112] |
| 2019 | 632 | [113] |

§§§§ Asumido.
***** Asumido.
++++ Asumido.