



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

ESTUDIO DE DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO E
INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA

DANIELA ANDREA UGALDE HIDALGO

PROFESOR GUÍA:
LEANDRO HERRERA ZEPPELLIN

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
JORGE CASTILLO GUZMÁN
FRANCISCO GRACIA CAROCA
BORIS TRUMPER SILBERMAN

SANTIAGO, CHILE
JUNIO DE 2011

A mis hermanos Lily, Ángel y Pame.

Agradecimientos

Quisiera agradecer muy profundamente a toda mi familia, por el apoyo brindado a lo largo de mi vida. A Dios, por permitirme conocer a Francisco, a quien más amo. Pancho, sin tu compañía este camino habría sido más difícil. También a mis amigos y amigas, quienes han compartido momentos importantes conmigo. Debo agradecer sobre todo a mi equipo, mis compañeras, con quienes he compartido los triunfos y derrotas de los sábados. A las personas que conocí en Aguas Andinas, quienes me brindaron su conocimiento, y me recibieron muy cordialmente. En particular, a Boris Trumper, Freddy Opazo, Gabriela Morales, Alfredo Fanta, Germán Wolf, Pía Carrillo, Paulina Vicentela, Ruth Navarrete y Sara Rosales. Una mención especial a Francisco Buendía, quien me apoyó con su trabajo en la construcción del sistema de medición.

Quiero agradecer también a los profesores que me apoyaron, resolviendo y planteando dudas a lo largo de toda la carrera. Muchas gracias, profesor Jorge Castillo, por recibirme cada vez que necesité orientación.

Por último, me gustaría decirle a quien lea este trabajo, que aunque a veces suceden cosas que consideramos injustas, ellas no deben impedirnos ser felices. Tengamos fe en que las cosas caerán por su propio peso.

“ESTUDIO DE DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO”

La cobertura de tratamiento de aguas servidas en Chile alcanza al 83% del sistema sanitario. El proceso más habitual es lodos activos, que requiere transferir oxígeno a la velocidad adecuada para satisfacer la respiración de las bacterias que oxidan la carga orgánica del reactor, expresada precisamente como demanda de oxígeno. El oxígeno se suele suministrar como aire, mediante impulsión mecánica (sopladores o compresores), la que consume energía que resultaría optimizada en su costo si la eficiencia de transferencia de oxígeno fuese máxima.

En esta memoria se construyó y operó un equipo normado para la determinación de la eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE), en los reactores de lodos activos de una planta de tratamiento de aguas servidas de gran escala, bajo distintas condiciones de operación, reflejadas, por ejemplo, por diferentes calidades de agua y antigüedad de los difusores. El sistema utiliza el método de balance del gas de entrada y de salida (*off-gas*), que utiliza una cúpula flotante en el reactor biológico, para medir la fracción molar de oxígeno en el gas de salida y compararla con la de entrada (aire alimentado al reactor).

Entre los indicadores de transferencia de oxígeno obtenidos, se calculó la eficiencia estándar de transferencia de oxígeno (*SOTE*) en condiciones de proceso.

Casi en todos los casos, la *SOTE* en condiciones de proceso disminuyó entre 27 y 5% desde las 9 a las 20 horas, debido al sostenido aumento del flujo de aire por difusor necesario a lo largo de la jornada, entre 4 y 38 [Nm³/h] para el mismo rango horario.

La comparación de los reactores con diferentes características del agua de proceso, mostró que la *SOTE* es mayor cuando el nivel de contaminación del agua es menor. Esto se observó mediante el factor alfa, número entre 0 y 1 que mide el grado de pureza del agua de proceso en comparación con el agua pura. En el caso de uno de los reactores, que recibe agua con un grado más avanzado de tratamiento, se obtuvieron *SOTE*s entre 28 y 12% para mediciones entre las 9 y 19 horas, mientras que para el otro reactor, que se encuentra antes en la serie de tratamiento (agua con menor factor alfa), las *SOTE*s obtenidas se movieron entre 20 y 7 %, en similar rango horario.

No fue posible llegar a establecer reglas de optimización del proceso, pues el número de mediciones fue insuficiente para tal propósito. Se sugiere que el desarrollo requiere una observación experimental más prolongada, en reactores con diferentes características y, además, más rigurosas, destacándose la necesidad de disminuir la incertidumbre de las mediciones de temperatura, flujo y presión.

Índice

Índice	1
Índice de Figuras y Tablas	5
1 Introducción	7
1.1 Motivación.....	8
1.2 Descripción del proyecto	9
1.3 Justificación del tema	10
1.4 Objetivos	11
2 Antecedentes	12
2.1 Tratamiento de aguas servidas.....	12
2.1.1 El desarrollo del problema sanitario en Chile.....	12
2.1.2 El tratamiento de lodos activos	15
2.1.3 Instalaciones físicas para la aireación.....	18
2.2 Transferencia de masa	21
2.2.1 Teoría de la doble capa	21
2.2.2 Coeficiente de transferencia de oxígeno, $K_L a$	27
2.2.3 Área específica de transferencia, a	28
2.3 Descripción Planta de Tratamiento de Aguas Servidas “El Trebal”	29
2.3.1 Características generales	29
2.3.2 Descripción física reactores biológicos	30
2.3.3 Descripción del sistema SCADA.....	32
2.3.4 Características de los difusores	34
2.4 Métodos de determinación de transferencia de oxígeno bajo condiciones de operación.....	34
2.4.1 Método en transiente	34
2.4.2 Método con trazadores.....	39
2.4.3 Método <i>off-gas</i>	41

2.4.4	Otros métodos	44
2.4.5	Comparación de las distintas técnicas	45
3	Metodología	48
3.1	Diseño e implementación del sistema de medición OTE por método off-gas	48
3.1.1	Diseño propuesto por el estándar de la ASCE (<i>Standard Guidelines for in-process oxygen transfer testing</i> ; ASCE 18-96).....	48
3.1.2	Diseño e implementación del sistema de medición de OTE propuesto en este trabajo	52
3.2	Metodología experimental	69
3.2.1	Instalación cúpula	69
3.2.2	Montaje del panel analizador de <i>off-gas</i>	69
3.2.3	Procedimiento de medición	70
3.2.4	Desmontaje	72
3.2.5	Adquisición de datos de SCADA	72
3.3	Modelo	73
3.3.1	Hipótesis simplificadoras	73
3.3.2	Parámetros	73
3.3.3	Estimación de la concentración de saturación de oxígeno disuelto, C_{∞}^*	80
3.3.4	Definición y determinación de indicadores de eficiencia de transferencia de oxígeno	81
3.3.5	Variables medidas	86
3.3.6	Estimación del flujo de entrada, q_e	93
3.3.7	Estimación del flujo de salida, q_s	96
4	Resultados	101
4.1	Diseño e implementación sistema	101
4.2	Metodología de medición	101
4.3	Monitoreo variables de proceso	102
4.3.1	Temperatura	102
4.3.2	Presión.....	103
4.3.3	Oxígeno disuelto.....	104
4.3.4	Flujos	104

4.3.5	Fracción molar de oxígeno, $Y_{O_2}^s$	104
4.4	Factor beta (β).....	104
4.5	Indicadores de transferencia de oxígeno (OTE_f , $SOTE_f$, α , $K_L a_f$)	105
4.5.1	Eficiencia de transferencia de oxígeno, OTE_f	107
4.5.2	Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar, $SOTE_f$	108
4.5.3	Coeficiente global de transferencia de masa aparente, $K_L a_f$	111
4.5.4	Factor α	112
5	Discusión	114
5.1	Diseño e implementación sistema	114
5.2	Metodología de medición	116
5.3	Monitoreo variables de proceso	117
5.3.1	Temperatura	117
5.3.2	Presión.....	118
5.3.3	Oxígeno disuelto.....	118
5.3.4	Flujos	119
5.4	Factor beta (β).....	120
5.5	Indicadores de eficiencia de transferencia de oxígeno	120
5.5.1	Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar, $SOTE_f$	120
5.5.2	Coeficiente global de transferencia de masa aparente, $K_L a_f$	126
5.5.3	Factor α	128
6	Conclusión y recomendaciones.....	129
7	Simbología	133
8	Bibliografía.....	137
9	Anexos	139
9.1	Anexo A: Consumo energético en la PTAS “El Trebal” por concepto de aireación de reactores.	139

9.2	Anexo B: Descripción sistema de aireación de El Trebal.....	140
9.3	Anexo C: Diagrama de Proceso de El Trebal	142
9.4	Anexo D: Dimensionamiento Columnas de stripping de gases	143
9.5	Anexo E: Calibración bomba aspiradora (B3)	144
9.6	Anexo F: Curvas de SOTE en agua pura según los fabricantes de los difusores.	146
9.7	Anexo G: Experimento realizado para determinar factor beta	148
9.8	Anexo H: Planillas de datos	149
9.9	Anexo I: Estimación del flujo q_s a partir de las mediciones q_1 y q_2	151
9.10	Anexo J: Análisis de sensibilidad	153
9.11	Anexo K: Resultados: Temperatura promedio dentro del reactor (T1-prom).....	158
9.12	Anexo L: Resultados: Temperatura del aire al interior del sistema de distribución (TT-A)	160
9.13	Anexo M: Resultados: Temperatura del aire en la bajada hacia las parrillas (TT-P)...	162
9.14	Anexo N: Resultados: Concentración OD según SCADA (TC-R)	164
9.15	Anexo O: Resultados: Concentración OD según promedio oxímetros (TC-WTW y TC-YSI)	166
9.16	Anexo P: Resultados: O_{TE_f} vs. Hora SCADA.....	168
9.17	Anexo Q: Resultados: Flujos de gas de entrada (q_e) y salida (q_s) vs. Hora SCADA ...	170
9.18	Anexo R: Resultados: $SOTE_f$ según Hora SCADA.....	174
9.19	Anexo S: Resultados: $SOTE_f$ vs. Flujo de aire por difusor	176
9.20	Anexo T: Resultados: Factor Alfa vs. Hora medición.....	178
9.21	Anexo U: Resultados: K_{La} vs. Hora SCADA	180

Índice de Figuras y Tablas

Figuras

<i>Figura 1:</i> Chile: evolución de la cobertura urbana de agua potable, alcantarillado y tratamiento de aguas servidas (1965-2005) ^[6]	13
<i>Figura 2:</i> Reactor de oxidación biológica de mezcla completa	17
<i>Figura 3:</i> Difusor de burbuja fina	20
<i>Figura 4:</i> Esquema del gradiente de concentración para la transferencia de masa líquido-gas	22
<i>Figura 5:</i> Vista aérea de la PTAS “El Trebal”	30
<i>Figura 6:</i> Sistema de identificación de los reactores biológicos de la PTAS “El Trebal”	31
<i>Figura 7:</i> Esquema de descripción de los reactores biológicos	32
<i>Figura 8:</i> Curva de oxígeno disuelto en estado transiente para (a) un cambio en el nivel de potencia, y (b) adición de H ₂ O ₂	36
<i>Figura 9:</i> Esquema balance de masa método transiente	36
<i>Figura 10:</i> Balance de oxígeno en fase gaseosa a un volumen de control V	42
<i>Figura 11:</i> Diagrama esquemático del circuito del analizador de <i>off-gas</i> , de acuerdo al sistema de medición propuesto por el estándar de la ASCE	51
<i>Figura 12:</i> Diagrama de Flujos Sistema de Medición	53
<i>Figura 13:</i> Trampa de agua (TA):	55
<i>Figura 14:</i> Rotámetros R1 y R2	56
<i>Figura 15:</i> Intercambiador de calor (IC)	56
<i>Figura 16:</i> Esquema de diseño de las columnas	58
<i>Figura 17:</i> Columnas de deshumidificación	58
<i>Figura 18:</i> Equipo analizador de oxígeno	59
<i>Figura 19:</i> Esquema equipo analizador de oxígeno, vistas frontal (izquierda) y lateral (derecha)	60
<i>Figura 20:</i> Esquema de diseño de la estructura de la cúpula	61
<i>Figura 21:</i> Cúpula	61
<i>Figura 22:</i> Manguera de PVC	62
<i>Figura 23:</i> Aspiradora (B2)	63
<i>Figura 24:</i> Curva de calibración flujo B3	63
<i>Figura 25:</i> Manómetro digital Dwyer 475 FM	64
<i>Figura 26:</i> Sensor de oxígeno disuelto modelo YSI	64
<i>Figura 27:</i> Sensor de oxígeno disuelto modelo WTW	65
<i>Figura 28:</i> Pitot elíptico	66
<i>Figura 29:</i> Vista frontal del Panel Analizador de <i>off-gas</i> del sistema de medición implementado en la PTAS El Trebal	67
<i>Figura 30:</i> Vista lateral del Panel Analizador de <i>off-gas</i> del sistema de medición implementado en la PTAS El Trebal	67
<i>Figura 31:</i> Vista general del sistema de medición implementado en la PTAS El Trebal	68
<i>Figura 32:</i> Diagrama de Flujos Sistema de Medición	87
<i>Figura 33:</i> Esquema de sistema de distribución de aire en los reactores biológicos de “El Trebal”	94
<i>Figura 34:</i> Esquema que muestra la relación de tamaño entre el reactor biológico y la cúpula diseñada	95
<i>Figura 35:</i> Balance de oxígeno en la fase gas antes y después de la Trampa de Agua (TA)	97
<i>Figura 36:</i> Gráfico O_{TE_f} vs. Hora de medición, reactor R5 Z1, parrilla P5	107
<i>Figura 37:</i> Gráfico $SOTE_f$ vs tiempo, reactor R5 Z1, parrilla P5	108
<i>Figura 38:</i> Gráfico $SOTE_f$ vs tiempo, R8 Z3, P3	109

<i>Figura 39:</i> Gráfico $SOTE_f$ vs flujo de aire por difusor, reactor R8 Z1, parrilla P5	110
<i>Figura 40:</i> Gráfico Flujo de aire por difusor [Nm ³ /hr/difus] vs. Hora SCADA, reactor R8 Z1, parrilla P5	110
<i>Figura 41:</i> Gráfico Coeficiente global de transferencia de masa versus Hora de medición, reactor R5 Z3, v2, parrilla P3	111
<i>Figura 42:</i> Gráfico Coeficiente Alfa versus Hora de medición, reactor R5 Z1, parrilla P3	112
<i>Figura 43:</i> Gráficos $SOTE_f$ vs tiempo.	120
<i>Figura 44:</i> Gráfico $SOTE_f$ vs hora de medición, reactor R8 Z3.....	121
<i>Figura 45:</i> Gráfico $SOTE_f$ vs flujo de aire por difusor, reactor R8 Z1, parrilla P5	122
<i>Figura 46:</i> Gráfico Flujo de aire por difusor [Nm ³ /hr/difus] vs. Hora SCADA, reactor R8 Z1, parrilla P5	123
<i>Figura 47:</i> Gráfico $SOTE_f$ vs Hora de medición, reactor R5 Z3, parrilla P3	124
<i>Figura 48:</i> Gráfico Flujo de aire por difusor versus Hora de medición, reactor R5 Z3, parrilla P3	125
<i>Figura 49:</i> Gráfico Coeficiente global de transferencia de masa versus Hora SCADA, reactor R5 Z3, v2, parrilla P3.....	127
<i>Figura 50:</i> Diagrama de procesos El Trebal [2].....	142
<i>Figura 51:</i> Esquema experimental usado para calibrar la aspiradora (B3)	144
<i>Figura 52:</i> SOTE agua pura para difusores NOPON de acuerdo a la densidad de difusores ..	146
<i>Figura 53:</i> SOTE agua pura para difusores EDI de acuerdo a la densidad de difusores	147
<i>Figura 54:</i> Efecto del error de medición de CO ₂ en el off-gas sobre la OTE calculada.....	154
<i>Figura 55:</i> Efecto de una columna de CO ₂ agotada sobre la OTE calculada.....	154
<i>Figura 56:</i> Efecto de una columna de deshumidificación agotada sobre la OTE calculada cuando el aire y el <i>off-gas</i> tienen las mismas humedades relativas.....	155
<i>Figura 57:</i> Efecto de una columna de deshumidificación agotada sobre la OTE calculada cuando el aire y el <i>off-gas</i> tienen diferentes humedades relativas	155
<i>Figura 58:</i> Efecto del error en la medición de la fracción molar de oxígeno (Y _{O2}) sobre la OTE calculada	156

Tablas

<i>Tabla 1:</i> Enfermedades infecciosas digestivas en Chile y Santiago, 1967-1976 ^[6]	13
<i>Tabla 2:</i> Características de los difusores de membrana instalados en los reactores biológicos de la PTAS “El Trebal”	34
<i>Tabla 3:</i> Comparación entre los distintos métodos para determinar transferencia de oxígeno ^[17]	47
<i>Tabla 4:</i> Factores de corrección.....	80
<i>Tabla 5:</i> Resultados estimación de factor β	105
<i>Tabla 6:</i> Resumen resultados OTE_f , $SOTE_f$, K_La_f y α para cada serie de datos (según reactor y parrilla).....	105
<i>Tabla 7:</i> Características Reactores Biológicos ^[2]	140
<i>Tabla 8:</i> Dimensiones Reactores Biológicos ^[2]	140
<i>Tabla 9:</i> Requerimientos de Oxígeno y Aire en los Reactores Biológicos ^[2]	141
<i>Tabla 10:</i> Características del Sistema de Aireación ^[2]	141
<i>Tabla 11:</i> Mediciones de temperatura y presión realizadas para la obtención de calibración de B3.....	144
<i>Tabla 12:</i> Resultados de calibración de B2	145
<i>Tabla 13:</i> Títulos y descripción columnas de hoja de datos	149

1 Introducción

Se define agua residual o agua servida como "una combinación de los líquidos y residuos arrastrados por el agua proveniente de casas, edificios comerciales, fábricas e instituciones junto a cualquier agua subterránea, superficial o pluvial que pueda estar presente" ^[1]. En Chile, el 83,3% de las aguas servidas producidas son tratadas (SISS, Julio 2010). En particular, en la zona del Gran Santiago, se tratan cerca de 12,6 [m³/s] de agua, en las denominadas Plantas de Tratamiento de Aguas Servidas (PTAS) "La Farfana" (caudal promedio anual de 8,8 [m³/s]) y "El Trebal" (caudal promedio anual de 3,8 [m³/s]) ^[2]. Ambas plantas, pertenecientes a la empresa sanitaria Aguas Andinas, desarrollan un proceso de Lodos Activos Convencionales (LAC), que busca oxidar la materia orgánica (residuos) mediante diversas operaciones.

Una de estas operaciones requiere el uso de un reactor que cuente con una alta tasa de transferencia de oxígeno, pues el proceso de degradación de la materia efectuado en su interior es realizado por bacterias heterótrofas que son mantenidas en altas concentraciones.

Se ha determinado que técnica y económicamente la mejor forma de efectuar esta transferencia es mediante sistemas de aireación del agua servida, como, por ejemplo, los difusores de burbujas.

Como se trata de cultivos mixtos de alta complejidad, un suministro insuficiente de oxígeno facilitaría la predominancia de microorganismos anaeróbicos, cuyos metabolitos finales generarían malos olores y gases tóxicos. Un exceso de oxígeno

fomentaría el crecimiento de bacterias filamentosas, que complicarían la sedimentación de los lodos.

Esta etapa es muy costosa en términos energéticos, llegando a representar más del 50% del gasto total de energía de una planta de tratamiento [E.P.A., 1989]. En particular, en las distintas PTAS de Aguas Andinas, el consumo por concepto de aireación llegó a ser de 39 millones de [kW-hr] durante el año 2009, que se estima corresponde a un gasto de 5 millones de dólares al año (Anexo A).

Una manipulación adecuada del flujo de aire suministrado a los reactores de lodos activos, permitiría desarrollar el proceso en las condiciones óptimas, y minimizar el gasto de energía asociado a la aireación.

1.1 Motivación

En las plantas de tratamiento de aguas por lodos activos, la cantidad de aire que debe ser suministrada para el tratamiento, depende de la demanda respiratoria de oxígeno. El consumo de potencia que significa este suministro, depende de la eficiencia de la transferencia de oxígeno.

Se han hecho esfuerzos considerables en diseñar los equipos de transferencia de masa de alta tasa y elegir de manera apropiada y eficiente los componentes de estos sistemas. Sin embargo, debido a la dinámica de los parámetros de operación, como, por ejemplo, los flujos volumétricos de aire, la carga de carbono y nitrógeno,

las fluctuaciones estacionales y la complejidad de las interacciones, la evaluación del sistema de aireación en operación es normalmente limitada. Para ampliar la base de conocimiento usada para el diseño de sistemas de aireación y para optimizar el proceso, deben hacerse mediciones de la tasa de transferencia y eficiencia de oxígeno bajo condiciones de operación dinámicas ^[3].

Con este trabajo se pretende obtener una metodología para determinar la eficiencia de transferencia de oxígeno en cualquier sistema de aireación sumergido, pues mediante el método a utilizar el proceso se independiza de muchas variables. Esta información permitirá un mejor diseño de las plantas de tratamiento de aguas, y además podría servir de base para la generación de reglas de optimización, como, por ejemplo, cuándo deben cambiarse los difusores, en qué momento del día debe suministrarse menos aire, etc.

1.2 Descripción del proyecto

Este trabajo consiste en la determinación de la eficiencia de transferencia de oxígeno (*OTE*, por sus siglas en inglés) en los reactores biológicos de la Planta de Tratamiento de Aguas Servidas (PTAS) “El Trebal”, de Aguas Andinas. Con este fin, se diseña e implementa un sistema de medición, de acuerdo a las indicaciones del método *off gas*, indicadas en el manual de la ASCE “*Standard Guidelines for In-Process Transfer Testing (18-19)*”.

Se efectuaron mediciones en diferentes reactores de la planta, con el propósito de comparar distintas condiciones de operación.

Finalmente, se propuso una metodología que permita cuantificar la eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones estándar ($SOTE_f$) para distintas condiciones operacionales.

1.3 Justificación del tema

La evidencia sugiere que la eficiencia OTE en equipos de aireación es baja, y que los costos por concepto de potencia podrían reducirse hasta en un 50% por efecto de un diseño y operación mejorados^[4], tal como lo señala Bitton, G., 2005: “si los diseñadores comprenden la transferencia de oxígeno en aguas servidas y los factores que la afectan, podrán entregar el diseño más efectivo en términos de costos para tratar los residuos hasta la calidad de efluente requerido”.

Por ello, existen variados estudios que desarrollan la temática relacionada con la operación de equipos de transferencia de oxígeno, desde diversas metodologías. Una de éstas es el enfoque con el denominado método *off-gas*, usado ampliamente en EE.UU. para evaluar sistemas con aireadores por difusión, tal como se necesita en este caso.

Algunos de los estudios ya realizados sobre OTE bajo diversas condiciones de operación concluyen, como era de esperar, que existe una diferencia de 19% entre difusores con diferente edad de uso (3 años de diferencia), y también que la OTE es más baja para sistemas no nitrificantes con un corto tiempo de retención hidráulica

teórica de sólidos, versus sistemas con tiempos de retención mayores y nitrificantes^[5].

No existe evidencia de la existencia de estudios de este tipo desarrollados en Chile, lo que convierte a este trabajo en una primera aproximación hacia la evaluación de la *OTE* mediante el método *off-gas*.

1.4 Objetivos

El objetivo de esta memoria es determinar la eficiencia de transferencia de oxígeno mediante el método de análisis del gas de salida (*off-gas*), en un reactor de lodos activos. En particular:

- Diseñar, implementar y operar un sistema de medición de *OTE* basado en el estándar de la ASCE
- Describir la incidencia de diferentes condiciones operacionales sobre la *OTE*, tales como la edad, el tipo y la configuración de los difusores en el sistema de aireación y las características del agua de proceso en tratamiento.
- Determinar reglas de operación para la optimización de la *OTE*.

2 Antecedentes

2.1 Tratamiento de aguas servidas

2.1.1 El desarrollo del problema sanitario en Chile

Históricamente ^[6], Chile se ha caracterizado por ser un país con buenos niveles de provisión de servicios de agua potable y alcantarillado, pero con una baja cobertura de tratamiento de aguas servidas (Figura 1). Hasta fines de la década de los 80, las aguas servidas eran vertidas prácticamente sin tratamiento previo a los cauces naturales, lo cual generaba una importante contaminación microbiológica aguas abajo de los principales centros urbanos del país. Adicionalmente, las zonas de cultivo de las hortalizas consumidas por la población local se encontraban generalmente en los sectores regados con aguas servidas, por lo que la incidencia de enfermedades gastrointestinales era muy alta. Este fenómeno alcanzaba proporciones graves en la Región Metropolitana (Tabla 1).

Figura 1: Chile: evolución de la cobertura urbana de agua potable, alcantarillado y tratamiento de aguas servidas (1965-2005) ^[6]

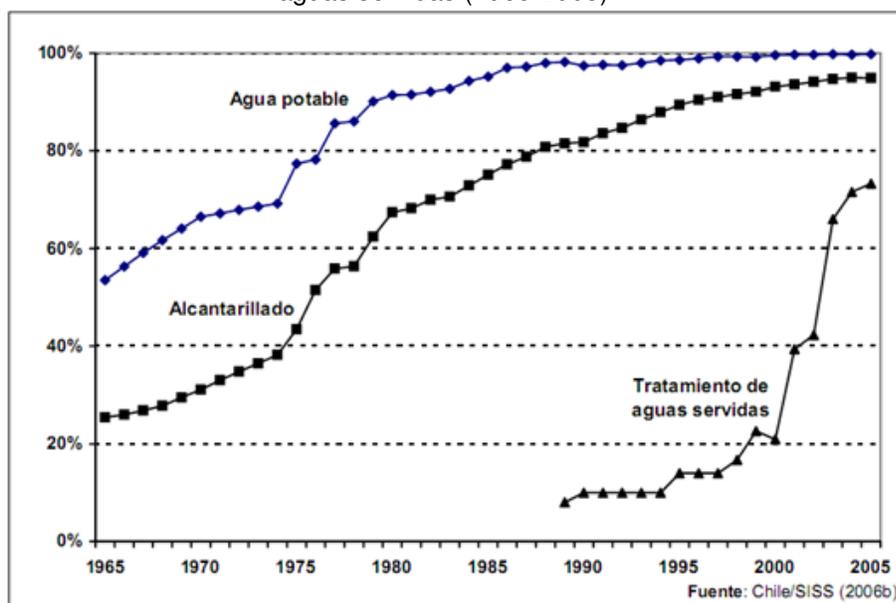


Tabla 1: Enfermedades infecciosas digestivas en Chile y Santiago, 1967-1976 ^[6]

Enfermedad	Chile		Santiago	
	Casos	Muertes	Casos	Muertes
Fiebre tifoidea	52 271	774	31 263	307
Hepatitis viral	30 023	711	10 218	265
Disentería bacteriana	3 370	397	1 378	103
Total	85 664	1 882	42 859	675

Fuente: Chile/Intendencia Región Metropolitana (1977).

Las aguas servidas de Santiago eran descargadas sin tratamiento previo en más de 40 puntos en los tres principales cuerpos de agua de la Región Metropolitana: los ríos Maipo, Mapocho y Zanjón de la Aguada. La cantidad de hectáreas regadas con esta agua contaminada era del orden de 130 mil. Desde el punto de vista agrícola, las zonas afectadas eran de alta productividad y abastecían de vegetales a la Región Metropolitana, y además eran relevantes para la exportación de frutas (Banco Mundial, 1994).

En 1995, se optó por la privatización como forma de aumentar la capacidad de inversión del sector sanitario, con miras a implementar el tratamiento generalizado de las aguas servidas. Al mismo tiempo, evitar el aumento del endeudamiento del sector público tanto como contar con recursos para financiar programas sociales y no distraerlos a otros fines, de acuerdo a lo comunicado por el entonces Presidente Eduardo Frei, en su Mensaje Anual ^[7].

Entre 1995 y 1998, se produce un proceso legislativo tendiente a fortalecer el marco regulatorio con miras a la privatización. En forma coincidente con este proceso, Chile enfrentó una de las peores sequías en varias décadas que provocó una serie de efectos que marcaron de alguna manera el contexto dentro del cual se aprobó este nuevo marco regulatorio.

Como resultado, mediante la Ley N° 19.549, del 19 de Enero de 1998, se modificaron la Ley de Tarifas de servicios Sanitarios, la Ley General de Servicios Sanitarios y la Ley de la Superintendencia de Servicios Sanitarios, con lo que se adecuó el marco regulatorio al concepto moderno de la gestión pública y a la participación privada en la prestación de los servicios.

El Banco Mundial, en un estudio hecho en 1994, atribuyó este cambio a los beneficios de salud que significaría el incremento en la cobertura del tratamiento de aguas, pues “los beneficios cuantificables asociados a la salud (y las ganancias para agricultores y consumidores) cubrían entre un tercio y completamente todos los costos de tratamiento, dependiendo de los supuestos

de cálculo. Sin embargo, existían otros beneficios adicionales, y además, una disposición a pagar de la ciudadanía para resolver el problema”.

Sin embargo, de acuerdo a E. Celedón y M. A. Alegría ^[7], “un escenario en el cual un país no se desarrolla en lo económico ni en lo social el tema del agua no se presenta como un desafío a la sociedad. Por el contrario, la situación cambia radicalmente cuando comienza a crecer”. Las razones que realmente habrían llevado a la privatización de los servicios sanitarios tendrían un origen económico, ya que para que Chile pudiera crecer, era necesario satisfacer las demandas del sector exportador: “Se aprecia una clara correlación entre el crecimiento del país y sus demandas de agua y en la emergencia de los temas ambientales ligados a la explotación de los recursos naturales...”. Finalmente, concluyen que “la naturaleza de los problemas asociados a los recursos hídricos habría sido sustancialmente diferente, tanto en su intensidad, como en sus características, si el país hubiera optado por otra alternativa de crecimiento”, haciendo referencia a la estrategia de desarrollo económico chilena.

2.1.2 El tratamiento de lodos activos

Este proceso fue desarrollado en Inglaterra en 1914 por Arden y Lockett^[8]. Recibe su nombre debido al aspecto de lodo o barro que tiene el material que se sedimenta luego de una operación de oxidación de orgánicos, y el adjetivo “activo”, debido a la alta actividad de digestión de nuevos materiales orgánicos que presenta ^[9].

El tratamiento convencional de lodos activos está compuesto por procesos de tipo físico (preliminar y primario), que tienen la finalidad de remover los materiales de gran tamaño y aquellos que pudieran ocasionar problemas de operación en las siguientes unidades de proceso; seguidos de procesos de tipo biológico que buscan oxidar la materia orgánica disuelta y coagular y remover los sólidos orgánicos coloidales, clarificando las aguas en tratamiento. En algunos casos se aplican, además, procesos de tipo químico (tratamiento terciario) que buscan remover o reducir nutrientes, orgánicos recalcitrantes, metales y otros. En cuanto a la generación de lodos, durante el tratamiento primario se generan lodos principalmente orgánicos, y luego del secundario, biomasa en exceso proveniente de los procesos biológicos. Finalmente los lodos son evacuados por disposición y aplicación en el suelo o mediante incineración ^[8].

La Figura 2 muestra la configuración básica de un proceso de lodos activos. El sistema consta de un reactor biológico de alta tasa de transferencia de oxígeno y alta densidad celular, y un sedimentador. Los microorganismos que comúnmente se encuentran en el ecosistema crecen y oxidan la materia orgánica. El sistema requiere una población microbiana más alta que las densidades naturalmente observadas en ríos o lagos, por lo que una fracción de los lodos depositada en el sedimentador es recirculada al reactor, mientras que el resto es removido satisfacer los requerimientos de diseño.

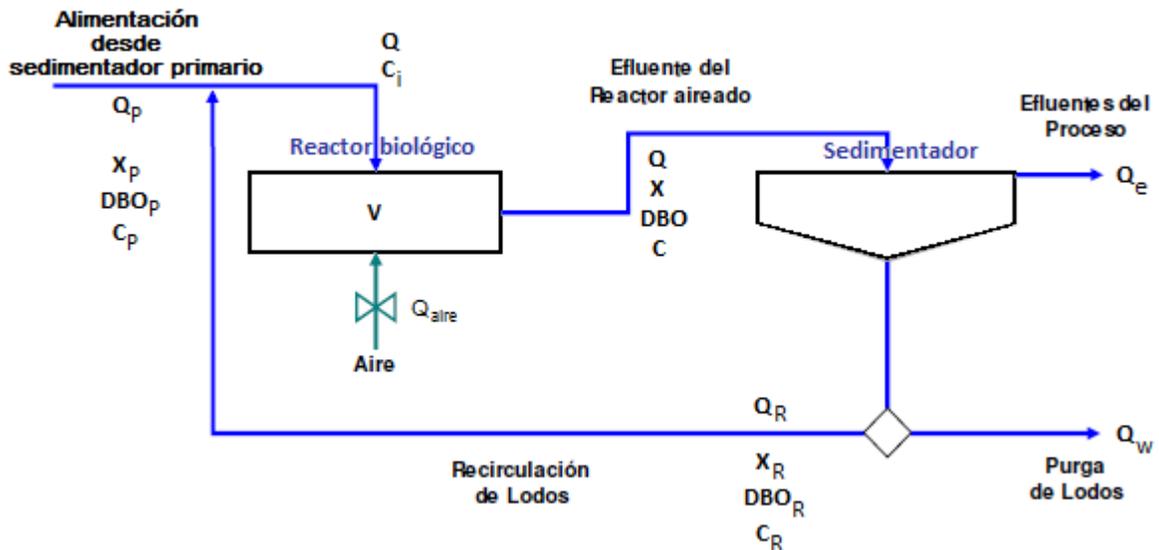


Figura 2: Reactor de oxidación biológica de mezcla completa

Los microorganismos son mantenidos en suspensión mediante el uso de agitadores mecánicos o aire inyectado dentro del tanque, conformando un reactor de mezcla completa y de la capacidad de transferencia de oxígeno adecuada. El oxígeno es empleado por los microorganismos para su respiración, que redundará en la oxidación de la materia orgánica.

Generalmente se modela este reactor considerando un reactor completamente agitado, en que el sustrato orgánico (medido en unidades de DBO), la biomasa activa (como sólido suspendido volátil, [mg/L]) y el oxígeno disuelto ([mg/L]) están interrelacionados, y suponiendo que no existe reacción alguna en las tuberías ni en el sedimentador, sólo la hay en el reactor.

En la Figura 2,

- C : concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico, [mg/L]
- C_i : concentración de oxígeno disuelto del flujo alimentado al reactor biológico, [mg/L]

- C_P : concentración de oxígeno disuelto en Q_P , [mg/L]
- C_R : concentración de oxígeno disuelto en el reciclo, [mg/L]
- DBO : demanda biológica de oxígeno en el efluente del reactor [mg/L]
- DBO_P : demanda biológica de oxígeno en el efluente primario [mg/L]
- DBO_R : demanda biológica de oxígeno en el reciclo, [mg/L]
- Q : flujo volumétrico de agua servida alimentado al reactor, [m³/h]
- Q_{aire} : flujo volumétrico de aire inyectado al reactor, [m³/h]
- Q_e : flujo volumétrico de agua de proceso que sale del sedimentador, [m³/h]
- Q_P : flujo volumétrico alimentado al reactor desde el sedimentador primario, [m³/h]
- Q_R : flujo volumétrico del reciclo de lodo desde el sedimentador, [m³/h]
- Q_w : flujo volumétrico del lodo purgado, [m³/h]
- X : concentración de biomasa activa [mg/L]
- X_P : concentración de biomasa activa en la corriente Q_P , [mg/L]
- X_R : concentración de biomasa activa en el reciclo, [mg/L]
- V : volumen del reactor [m³]

En la actualidad, la operación moderna de lodos activos considera necesario el control preciso del oxígeno disuelto, de modo que la mezcla debe independizarse de la aireación en el reactor.

2.1.3 Instalaciones físicas para la aireación

Los dos principales métodos para la aireación del agua residual son la introducción de aire u oxígeno puro mediante difusores sumergidos u otros sistemas de aireación, y agitación mecánica del agua residual para promover la disolución de aire de la atmósfera ^[10].

- Aireación con difusores:

Sistema formado por difusores sumergidos en el agua residual, las conducciones del aire y las soplantes, y demás equipos auxiliares por los que circula el aire. En el pasado, los aparatos de aireación se clasificaron de acuerdo al tamaño de las burbujas (burbujas finas o burbujas gruesas). De acuerdo a la dificultad para establecer el límite entre ambos tamaños, actualmente se prefiere clasificar los difusores en función de sus características físicas en tres tipos:

a) Porosos: Son de burbuja fina. Se instalan sobre soportes fijos o conducciones de distribución, cerca de la solera del tanque. Ejemplos: de placa (placas cerámicas cuadradas), domo (difusores cerámicos), disco (discos de cerámica rígidos o flexibles de membrana porosa), tubo (cerámico rígido, de plástico flexible o de goma sintética).

En agua pura, producen burbujas con diámetros entre los 0,5 y 4 [mm]^[11].

b) No porosos: Pueden tener orificios fijos (tubería perforada, spargers y tuberías ranuradas), orificios con válvulas, o son tubos estáticos. El tamaño de las burbujas es mayor que el de los difusores porosos (desde 5 mm de diámetro, en agua pura, hasta 10 o más mm^[11]).

c) Otros: esto incluye aireación por inyección (se descarga una mezcla de aire y líquido a través de una boquilla ubicada cerca del fondo del tanque), aspiración (mediante bomba de hélice inclinada instalada bajo la superficie del reactor) y tubos en U (descarga de aire comprimido en el tramo descendente de cierto tipo de reactores).

- Aireadores mecánicos

Se dividen en dos grupos:

a) Aireadores mecánicos de eje vertical

b) Aireadores mecánicos de eje horizontal

Estos grupos, a su vez, se dividen en aireadores superficiales (el oxígeno se obtiene de la atmósfera) y aireadores sumergidos (también se obtiene de la atmósfera, pero en algunos tipos de aireadores de aire u oxígeno puro que se introduce por la parte inferior del estanque).

En el Anexo B se incluye un detalle del sistema de aireación en la PTAS “El Trebal”. En esta planta se emplean difusores de burbuja fina, de tipo domo, que reciben un flujo de aire suministrado generalmente por un compresor, que abastece a una parrilla conformada por diversas líneas. En la Figura 3 se puede observar uno de ellos.



Figura 3: Difusor de burbuja fina

Desafortunadamente, los difusores de burbuja fina sufren de obstrucción y problemas de incrustación de sales, lo que ocasiona un rápido decaimiento en el

desempeño de la aireación y un aumento significativo en el consumo de potencia^[12].

2.2 Transferencia de masa

2.2.1 Teoría de la doble capa

Es el modelo más conocido y ampliamente usado. Fue desarrollado por Lewis y Whitman, en 1924. Él establece que cuando existen dos fases la transferencia de masa entre ellas ocurre a través de una capa o película que delimita sus áreas de contacto, denominada interfase.

La transferencia de un soluto A desde una fase a otra involucra su transporte desde el seno de una fase hacia la interfase, y luego desde la interfase hacia el seno de la segunda fase.

A cada lado de la interfase existe una delgada película de fluido relativamente estancado. Para que las moléculas de A se disuelvan en la otra fase, deben atravesar las películas mediante un lento proceso de difusión molecular.

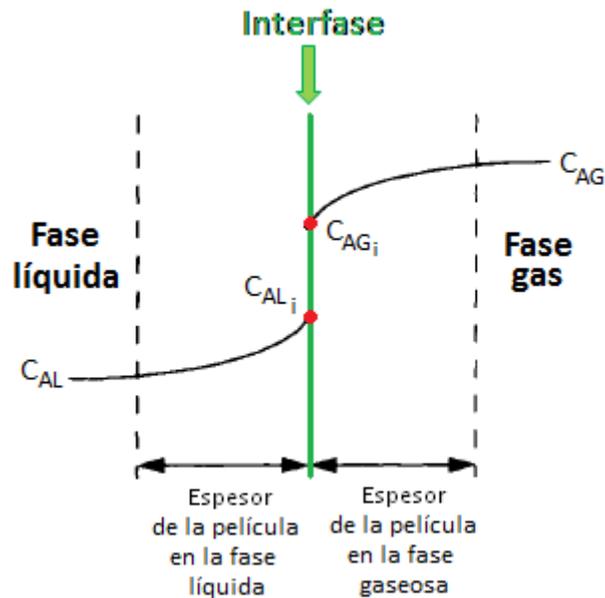


Figura 4: Esquema del gradiente de concentración para la transferencia de masa líquido-gas

La Figura 4 ^[13] muestra lo que ocurre en la interfase entre un gas y un líquido, siendo A el componente que se transfiere desde el gas hacia el líquido. Se definen las siguientes concentraciones:

- C_{AL} : la concentración de A en el seno del líquido, [mg/L]
- C_{ALi} : la concentración de A en la interfase, por el lado de la película líquida, [mg/L]
- C_{AG} : la concentración de A en el seno del gas, [mg/L]
- C_{AGi} : la concentración de A en la interfase, por el lado de la película gaseosa, [mg/L].

La concentración en el seno del líquido tras la película se mantiene uniforme en todos los puntos del reactor (C_{AL}), por mezclado turbulento. La película líquida está libre de turbulencias y la transferencia a través de las películas ocurre en condiciones de estado estacionario.

La tasa de transferencia de masa es directamente proporcional a la fuerza motriz y al área disponible para que el proceso de transferencia tome lugar. Para cada uno de los fluidos ubicados a cada lado de la interfase, la fuerza motriz para la transferencia de masa puede ser expresada en términos de una diferencia de concentración, de acuerdo a la expresión:

$$N_A = k \cdot a \cdot \Delta C_A = k \cdot a \cdot (C_{A0} - C_{Ai}) \quad (1)$$

donde:

- N_A : tasa de transferencia de masa del componente A, [mg/(L*h)]
- k : coeficiente de transferencia de masa, [m/h]
- a : área específica de la interfase, (área total de interfase por unidad de volumen de reacción), [m²/m³]
- C_{A0} : concentración de A en el seno de la fase i, [mg/L]
- C_{Ai} : concentración de A en la interfase, [mg/L].

De la ecuación anterior, la tasa de transferencia de masa de A a través de la interfase, por la película del lado del gas, es

$$N_{AG} = k_G \cdot a \cdot (C_{AG} - C_{AGi}) \quad (2)$$

y por la película del lado del líquido:

$$N_{AL} = k_L \cdot a \cdot (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (3)$$

donde:

- k_L : coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, [m/h]
- k_G : coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, [m/h]

La concentración de los gases disueltos en el lado del líquido está en equilibrio con la fase gas, de acuerdo a la Ley de Distribución, válida para fases inmiscibles y donde no existe reacción:

$$C_{AGi} = m \cdot C_{ALi} \quad (4)$$

$$o \quad C_{ALi} = \frac{C_{AGi}}{m} \quad (5)$$

Aquí:

- m : constante de distribución

Entonces:

$$N_A \cdot \left(\frac{1}{k_G \cdot a} + \frac{1}{k_L \cdot a} \right) = C_{AG} - m \cdot C_{ALi} \quad (6)$$

$$N_A \cdot \left(\frac{1}{m \cdot k_G \cdot a} + \frac{1}{k_L \cdot a} \right) = \frac{C_{AGi}}{m} - C_{AL} \quad (7)$$

Los coeficientes de transferencia de masa combinados pueden usarse para definir los coeficientes de transferencia de masa globales para la fase gas (K_G) y líquido (K_L), respectivamente:

$$\frac{1}{K_G \cdot a} = \left(\frac{1}{k_G \cdot a} + \frac{m}{k_L \cdot a} \right) \quad (8)$$

$$\frac{1}{K_L \cdot a} = \left(\frac{1}{m \cdot k_G \cdot a} + \frac{1}{k_L \cdot a} \right) \quad (9)$$

Ahora la tasa de transferencia de masa en los sistemas gas-líquido puede expresarse usando cualquiera de las siguientes ecuaciones:

$$N_A = K_G \cdot a \cdot (C_{AG} - mC_{AL}) \quad (10)$$

$$N_A = K_L \cdot a \cdot \left(\frac{C_{AG}}{m} - C_{AL}\right) \quad (11)$$

Se definen:

$$K_L a = K_L \cdot a \quad (12)$$

$$K_G a = K_G \cdot a \quad (13)$$

Como:

$K_L a$: coeficiente global de transferencia de masa en la fase líquida, [m/h]

$K_G a$: coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa, [m/h].

Así las ecuaciones (10) y (11) toman, respectivamente, la forma:

$$N_A = K_G a \cdot (C_{AG} - mC_{AL}) \quad (14)$$

$$N_A = K_L a \cdot \left(\frac{C_{AG}}{m} - C_{AL}\right) \quad (15)$$

Generalmente estas ecuaciones se expresan usando las concentraciones de equilibrio, pues no existe acumulación de A en la interfase. Se define:

$$mC_{AL} = C_{AG}^* \quad (16)$$

$$\frac{C_{AG}}{m} = C_{AL}^* \quad (17)$$

con:

- C_{AG}^* : concentración de la fase gas en equilibrio con C_{AL} , [mg/L]

- C_{AL}^* : concentración de la fase líquida en equilibrio con C_{AG} , [mg/L]

De esta forma:

$$N_A = K_G a (C_{AG} - C_{AG}^*) \quad (18)$$

$$N_A = K_L \cdot a \cdot (C_{AL}^* - C_{AL}) \quad (19)$$

Cuando la mayor parte de la resistencia a la transferencia de masa depende de alguna fase, las ecuaciones previas pueden simplificarse.

En el caso de un gas muy soluble en líquido, la resistencia en la película líquida es pequeña comparada con la de la película del lado gaseoso, y la transferencia puede expresarse como:

$$N_A = K_G a \cdot (C_{AG} - C_{AG}^*) \quad (20)$$

$$N_A = k_G a \cdot (C_{AG}^* - C_{AG}) \quad (21)$$

Si A es muy poco soluble en el líquido, por ejemplo, oxígeno en fase acuosa, domina la resistencia a la transferencia de masa de la fase líquida, y $k_G a \gg k_L a$. Es decir, $K_L a \sim k_L a$.

$$N_A = K_L a \cdot (C_{AL}^* - C_{AL}) \quad (22)$$

$$N_A = k_L a \cdot (C_{AL}^* - C_{AL}) \quad (23)$$

De esta forma, puede escribirse:

$$N_A = \frac{dm_A}{dt} = k_L a \cdot (C_s - C) \quad (24)$$

donde:

- dm_A/dt : derivada de la masa de oxígeno con respecto al tiempo
- $k_L a$: coeficiente de transferencia global (volumétrico) de oxígeno en el lado del líquido, [1/hr]
- C_s : concentración de saturación de oxígeno disuelto, [mg/L]
- C : concentración de oxígeno disuelto en la fase líquida, [mg/L]

2.2.2 Coeficiente de transferencia de oxígeno, $K_L a$

La dinámica del oxígeno disuelto en reactores de oxidación biológica está fuertemente determinada por el coeficiente de transferencia de oxígeno. Algunos de los factores que lo afectan son ^[14]:

- Sólidos disueltos:

La presencia de sólidos disueltos en el líquido disminuye la difusión del oxígeno en esta fase.

- Temperatura:

A mayor temperatura, menor solubilidad de los gases en el líquido, por lo que es más difícil que ocurra la transferencia de oxígeno bajo estas condiciones.

- Presión:

La presión atmosférica determina la concentración de equilibrio de oxígeno que puede transferirse. A menor presión, menor concentración de saturación de oxígeno.

2.2.3 Área específica de transferencia, α

El área específica α corresponde a la división entre el área total disponible para la transferencia de masa y el volumen de reacción ^[15]. Ella depende del diámetro de las burbujas de gas. Para un flujo de aire dado, un incremento en el diámetro de la burbuja provoca una reducción del área específica.

La forma de las burbujas también tiene efectos sobre α . Haberman y Morton (1956) observaron que a medida que el tamaño de las burbujas aumenta, sucede un cambio de forma en todos los líquidos, de esférica a elipsoidal y de elipsoidal a esférica. La forma esférica se mantiene hasta un número de Reynolds de 400. A medida que el tamaño de la burbuja aumenta, las fuerzas de tensión superficial se vuelven menos importantes en comparación con las fuerzas viscosa e hidrodinámica, y las burbujas comienzan a tomar forma elipsoidal.

El tamaño inicial de una burbuja liberada desde un orificio sumergido es independiente de las propiedades del sistema (como tensión superficial, viscosidad, densidades del gas y el líquido) y dependiente sólo del diámetro del orificio y velocidad del gas en el orificio, mientras que el tamaño de las burbujas

durante su fase de ascenso depende de un balance entre las tasas de coalescencia y rompimiento, de acuerdo a Akita y Yoshida (1974).

2.3 Descripción Planta de Tratamiento de Aguas Servidas “El Trebal”

2.3.1 Características generales

La planta “El Trebal”, originalmente denominada Santiago Sur, es una planta de lodos activos con digestión anaeróbica mesofílica. Se emplaza en un terreno de 91,55 [ha], ubicado en el sector de El Trebal, en la comuna de Padre Hurtado^[2]. En el Anexo C se puede observar su diagrama de bloques.

Recibe las siguientes áreas tributarias pertenecientes al Gran Santiago:

- Zona Sur al Río Mapocho: incluye las áreas tributarias de San Bernardo, Abrazo de Maipú y parte del área Nos, que descargan al Emisario San Bernardo.
- Zona Zanjón: agrupa áreas tributarias de Aguas Andinas y del Servicio Municipal de Agua Potable y Alcantarillado de Maipú (SMAPA), entre las que se cuentan algunos sectores de la Comuna de Maipú y Cerrillos, los cuales descargan al interceptor Maipú.
- Zona de descarga al río Maipo: incluye áreas tributarias correspondientes a Puente Alto y La Pintana que descargan al interceptor Maipo.

Con la Figura 5 se puede tener una apreciación de las instalaciones de la planta.



Figura 5: Vista aérea de la PTAS “El Treal”.
Fuente: Google Maps.

2.3.2 Descripción física reactores biológicos

La planta cuenta con 2 unidades denominadas “módulos”. Cada uno de ellos corresponde a una agrupación de reactores asociados a una misma cámara de distribución. Estas cámaras dividen la corriente proveniente de los clarificadores primarios en 4 corridas de reactores biológicos. Cada una de estas corridas está conformada por 4 *CSTRs* (reactores de mezcla completa) en serie.

Cada reactor posee un largo de 29 [m], y un ancho de 16 [m].

Se emplea el siguiente código de identificación:

$$R_i Z_j$$

donde i indica la corrida de reactores, y j indica la posición dentro de la serie de reactores.

La figura siguiente explica mejor esta nomenclatura:



Figura 6: Sistema de identificación de los reactores biológicos de la PTAS “El Trebal”

Los reactores están comunicados según lo muestran las flechas rojas de la Figura 7. Además, en la misma figura se muestra con diferente color el tipo de difusores instalados: las series de reactores 7 y 8 poseen NOPON (verde), mientras que las series 1 a 6 tienen instalados difusores EDI (amarillo).

Las bajadas hacia las parrillas de difusores se representan con un arco negro. Se les enumera según su cercanía con la tubería de distribución de aire, siendo 1 la más cercana. Como se observa, los reactores ubicados al comienzo de la serie poseen 5 bajadas, mientras que los reactores que están ubicados en el segundo y tercer lugar, tienen 4. Los reactores del final de la serie poseen tan sólo 3 bajadas hacia las parrillas con difusores.

Por otro lado, el sistema de aireación opera de manera continua en casi todos los reactores, con excepción de aquellos correspondientes al término de la serie ($R_i Z_4$, con i entre 1 y 8), pues en estos últimos se aplica una aireación intermitente (aireación por ciclos).

El reactor R5 Z1 contó con alimentación adicional, proveniente del reciclo de la línea de lodos (proveniente del centrado de las centrífugas, clarificado de los espesadores, filtrado de mesas y otros).

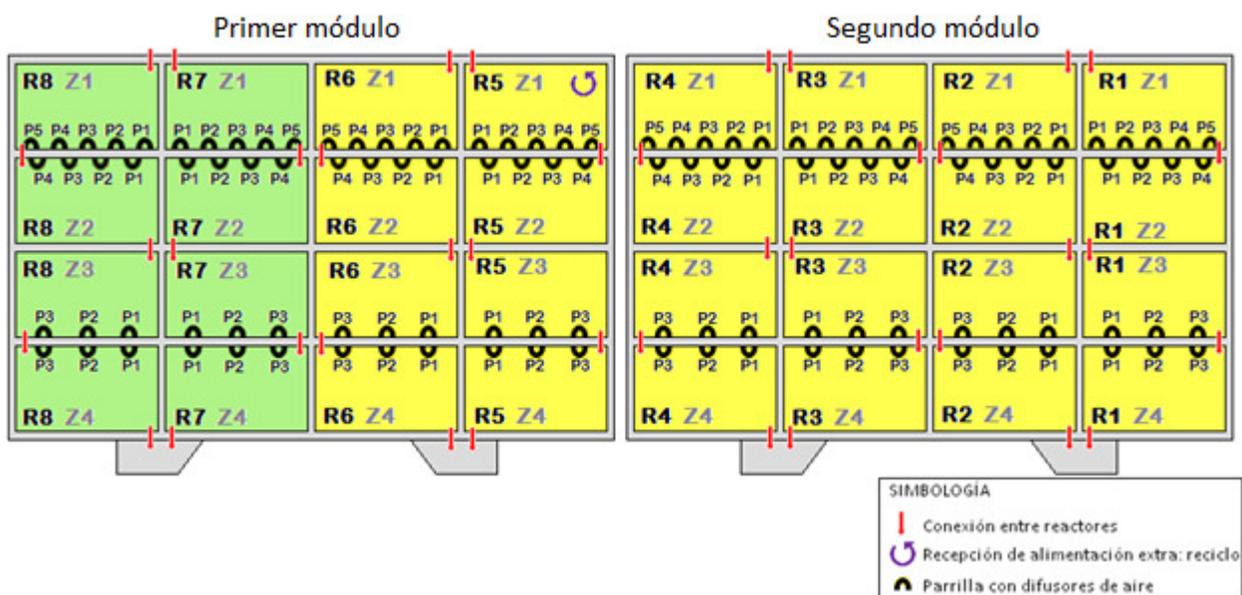


Figura 7: Esquema de descripción de los reactores biológicos

2.3.3 Descripción del sistema SCADA

La planta cuenta con un software que tiene por objetivo conocer el estado del sistema utilizando equipos y actuadores que coordinados permiten tener información y en algunos casos tomar acciones de control sobre el sistema. Dicho software es conocido como SCADA (*Supervisory Control And Data*

Acquisition), es decir, se trata de un software de adquisición de datos y control de supervisión. Es una aplicación especialmente diseñada para funcionar sobre ordenadores en el control de producción, proporcionando comunicación con los dispositivos de campo (controladores autónomos, autómatas programables, etc.) y controlando el proceso de forma automática desde la pantalla del ordenador. Además, provee de toda la información que se genera en el proceso productivo a diversos usuarios, tanto del mismo nivel como de otros supervisores dentro de la empresa: control de calidad, supervisión, mantenimiento, etc.

En este tipo de sistemas usualmente existe un ordenador, que efectúa tareas de supervisión y gestión de alarmas, así como tratamiento de datos y control de procesos. Todo esto se ejecuta normalmente en tiempo real, y están diseñados para dar al operador de planta la posibilidad de supervisar y controlar dichos procesos ^[16].

En los reactores biológicos de la PTAS “El Trebal”, SCADA proporciona mediciones en tiempo real de la concentración de oxígeno disuelto y la temperatura. Además, entrega información sobre la temperatura y el flujo de aire que se alimenta a los reactores en cada módulo. Por otro lado, se regula el flujo de aire que se debe alimentar a los reactores, de acuerdo a una lógica de control definida por los operadores, mediante un lazo de control que utiliza la información de la concentración de oxígeno disuelto en los reactores R_i Z1 y R_i Z3, para todo $i=1 \dots 8$.

2.3.4 Características de los difusores

La siguiente tabla resume las principales características de los difusores instalados en los reactores biológicos de “El Trebal”

Tabla 2: Características de los difusores de membrana instalados en los reactores biológicos de la PTAS “El Trebal”

Abreviación marca	EDI		NOPON	
Nombre completo marca	EDI Flex Air		Yi Xing Nopon Environment	
Modelo	EDI Flex Air 9-inch Disc diffuser		NOPOL PIK-300	
Tipo	Membrana de burbuja fina		Membrana de burbuja fina construida en EPDM	
Dónde se encuentra instalado	Series R1 a R6		Series R7 y R8	
Número de difusores por parrilla	Z1 (5 parrillas)	241	Z1 (5 parrillas)	161
	Z2 (4 parrillas)	231	Z2 (4 parrillas)	154
	Z3 (3 parrillas)	261	Z3 (3 parrillas)	170
	Z4 (3 parrillas)	208	Z4 (3 parrillas)	136
Diámetro difusor [m]	0,277		0,304	
Área efectiva por difusor [m ²]	0,038		0,06	
Capacidad unitaria	6 [Nm ³ /hr]		6 [Nm ³ /hr]	
Tiempo de uso	-3 años NOPON			

2.4 Métodos de determinación de transferencia de oxígeno bajo condiciones de operación

Se han desarrollado diversos procedimientos para medir la eficiencia de transferencia de oxígeno en aguas bajo condiciones de proceso.

Algunos de ellos son los siguientes ^{[17][18]}:

2.4.1 Método en transiente

Se basa en un balance de masa en un reactor aireado completo, bajo condiciones de estado estacionario y transiente.

Su objetivo principal es determinar el coeficiente de transferencia de oxígeno promedio, $K_L a_t$, en un reactor biológico bajo condiciones de proceso reales, analizando la respuesta dinámica del sistema (con la concentración de oxígeno disuelto como variable de salida) frente a una perturbación en la entrada, que puede ser de dos tipos (ver Figura 8):

1. Producir una perturbación de tipo escalón en el flujo de aire a la entrada (incremento en la potencia de los sopladores). La concentración de oxígeno disuelto al interior del reactor aumentará, hasta llegar a un valor estacionario, definido como $\overline{C_R}$.
2. Agregar peróxido de hidrógeno (H_2O_2) para aumentar la concentración de oxígeno disuelto más allá del valor de saturación, manteniendo un nivel de potencia constante. En presencia de un agente reductor, el peróxido se disocia en agua y oxígeno, lo que eleva la concentración de oxígeno disuelto en el sistema. Esta concentración bajará con el tiempo, hasta alcanzar el nuevo estado estacionario, $\overline{C_R}$.

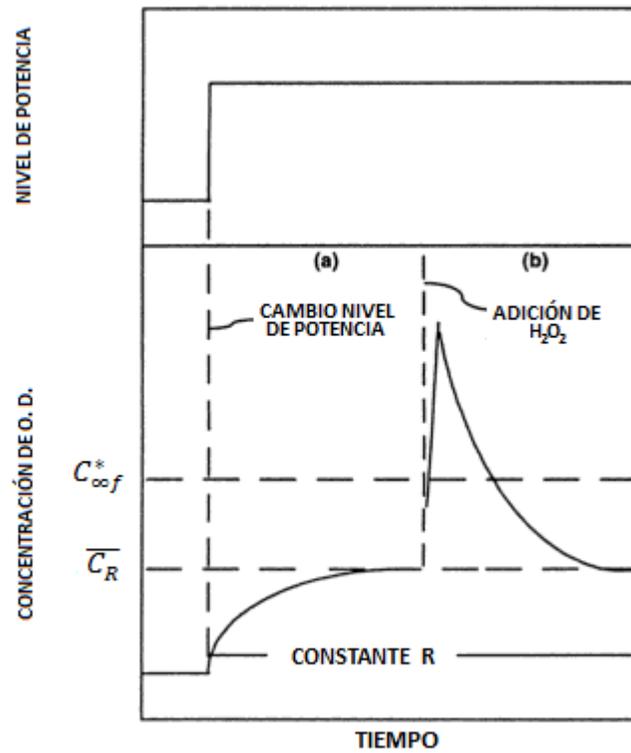


Figura 8: Curva de oxígeno disuelto en estado transiente para (a) un cambio en el nivel de potencia, y (b) adición de H_2O_2

El balance de masa de oxígeno en la fase acuosa se puede escribir de acuerdo a lo indicado en la Figura 9:

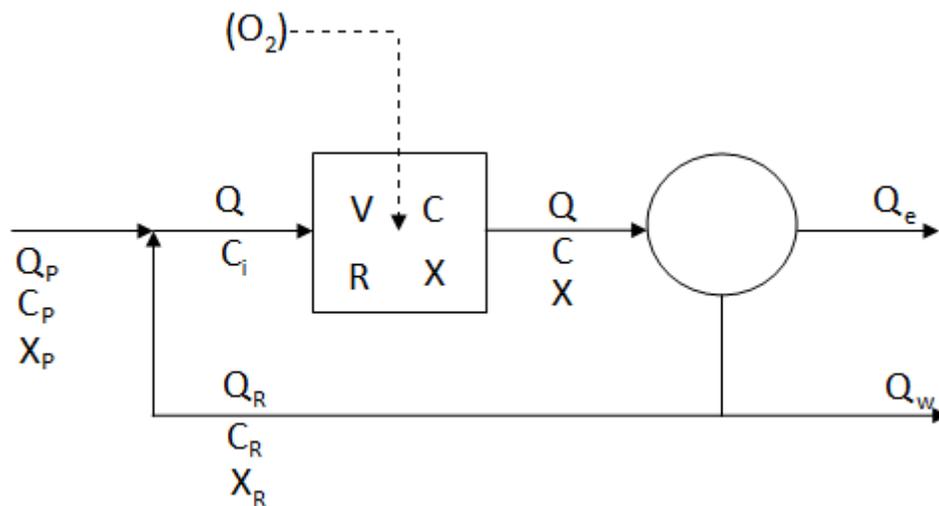


Figura 9: Esquema balance de masa método transiente

$$Q \cdot C_i - Q \cdot C + K_L a_f \cdot (C_{\infty f}^* - C) \cdot V - R \cdot V = V \cdot \frac{\Delta C}{\Delta t} \quad (25)$$

Donde:

- C : concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico, [mg/L]
- C_i : concentración de oxígeno disuelto del flujo alimentado al reactor biológico, [mg/L]
- $C_{\infty f}^*$: concentración de saturación de oxígeno disuelto en el agua de proceso, [mg/L]
- $K_L a_f$: coeficiente global de transferencia de masa, en agua de proceso, [1/h]
- R : tasa de consumo de oxígeno, [mg/(L*h)]
- Q : flujo volumétrico de agua servida alimentada al reactor, [m³/h]
- V : volumen del reactor [m³]

Dividiendo por V, y haciendo que $\Delta V \rightarrow 0$:

$$\frac{Q}{V} \cdot (C_i - C) + K_L a_f \cdot (C_{\infty f}^* - C) - R = \frac{dC}{dt} \quad (26)$$

Definiendo el tiempo de retención como $\theta_h = \frac{V}{Q}$ (27):

$$\frac{(C_i - C)}{\theta_h} + K_L a_f \cdot (C_{\infty f}^* - C) - R = \frac{dC}{dt} \quad (28)$$

Haciendo $dC/dt=0$ (estado estacionario), se puede obtener la tasa de consumo de oxígeno, R:

$$\frac{(C_i - C)}{\theta_h} + K_L a_f \cdot (C_{\infty f}^* - C) = R \quad (29)$$

$$\frac{(C_i - C_R)}{\theta_h} + K_L a_f \cdot (C_{\infty}^* - C_R) = R \quad (30)$$

Reemplazando la solución anterior en la ecuación (30):

$$\frac{(C_R - C)}{\theta_h} + K_L a_f \cdot (C_R - C) = \frac{dC}{dt} \quad (31)$$

Integrando en el tiempo entre 0 y t, y asumiendo que las condiciones θ_h , C_R y $K_L a_f$ permanecen constantes:

$$C_R - C = (C_R - C_o) \cdot e^{-K \cdot t} \quad (32)$$

donde

$$K_L a_f = K - \frac{1}{\theta_h} \quad (33)$$

Este método asume:

- que el sistema está completamente mezclado
- que la tasa de consumo de oxígeno y el coeficiente de transferencia de masa son constantes durante la medición.

Estos supuestos requieren la existencia de tiempos de residencia razonables para desarrollar la medición, de aproximadamente $4/K_L a$, y condiciones de proceso relativamente constantes. Ninguna limitación atmosférica o de disolución de oxígeno puede existir, en ninguna parte del reactor, ni antes, ni durante, ni después que se desarrolla el método, pues la existencia de tasas de consumo de oxígeno variables pueden invalidar los resultados. Además, se requiere que los oxímetros empleados se ubiquen de tal manera que midan volúmenes equitativos dentro del reactor.

2.4.2 Método con trazadores

Técnica que emplea trazadores de gases inertes, ingresados como impulso en un nivel de sobresaturación. Luego de la desaparición del trazador, y aplicando la ecuación de transferencia apropiada, el valor del coeficiente de transferencia de masa se puede estimar.

El método depende del uso simultáneo de dos radiotrazadores en una misma solución acuosa: un trazador de dilución/dispersión (moléculas de tritio) y un trazador gaseoso disuelto. La transferencia de masa del Kriptón-85 está relacionada con la del oxígeno por una constante, de acuerdo a investigaciones teóricas y experimentales.

La transferencia del Kriptón-85 se puede describir por la ecuación:

$$\frac{dC_{Kr}}{dt} = -K_{Kr}(C_{Kr,t}) \quad (34)$$

donde

$C_{Kr,t}$: la concentración del Kriptón-85 disuelto en líquido en el instante t

K_{Kr} : el coeficiente de transferencia de gas volumétrico para el Kriptón-85

Para propósitos prácticos, puede considerarse que la concentración de Kriptón-85 presente en la atmósfera terrestre es cero. Por ello, si se disuelve este gas en agua, y se expone a la atmósfera, éste rápidamente tenderá a escapar hacia el aire.

Se ha determinado que para las mismas condiciones de mezclado:

$$\frac{K_{Kr}}{K_{La}} = 0,83 \pm 0,04 \quad (35)$$

Se ha demostrado que esta constante es independiente del grado de turbulencia del mezclado, de la dirección en la cual se mueven los gases, y la temperatura (entre 10 y 30°C, Tzivoglou 1967).

El efecto de los contaminantes sobre la transferencia de Kriptón-85 se define como:

$$\alpha_{Kr} = \frac{K_{Kr}(\text{agua de proceso})}{K_{Kr}(\text{agua pura})} \quad (36)$$

En una muestra tomada en el instante t, la razón entre la concentración de los trazadores, $R_{KT,t}$, se define como:

$$R_{KT,t} = \frac{C_{Kr,t}}{C_{h,t}} \quad (37)$$

donde:

$C_{Kr,t}$: concentración de Kriptón-85 en la muestra tomada en t

$C_{h,t}$: concentración de Tritio en la muestra tomada en t

Así:

$$\frac{dR_t}{dt} = -R_{KT,t} \quad (40)$$

Para los instantes t_1 y t_2 :

$$K_{Kr} = \ln \frac{\left(\frac{R_{KT,1}}{R_{KT,2}} \right)}{-(t_2 - t_1)} \quad (41)$$

El método supone:

- la misma constante alfa para el Kriptón-85 y el Oxígeno
- carga, tasa de consumo y transferencia de oxígeno constantes durante la medición

2.4.3 Método *off-gas*

Esta tecnología fue desarrollada en 1983 por Redmon y otros. Emplea los gases inertes presentes en el aire (nitrógeno y argón) como trazadores, pues supone que su masa se conserva. Debido a que se conoce la fracción molar de oxígeno en el aire seco, ésta puede ser comparada con la fracción molar de oxígeno del gas que sale (*off-gas*), la que puede ser medida experimentalmente mediante un equipo analizador de oxígeno (que mide la presión parcial del oxígeno en el gas que sale del reactor biológico).

Debido a que dicha presión parcial en la alimentación es conocida, el porcentaje de oxígeno transferido al agua servida en tratamiento puede representarse como una eficiencia de transferencia de oxígeno. La *OTE* es la razón entre el oxígeno transferido y el alimentado al reactor aireado. Este valor puede normalizarse a condiciones estándar (agua pura a 20 [°C], 0 [mg/L] de oxígeno disuelto, 1 [atm] de presión y sin salinidad), como *SOTE*.

Por otro lado, el agua de proceso puede caracterizarse en función de los factores alfa (α) y beta (β), que indican la desviación o cercanía de las características del agua con respecto al agua pura. Alfa mide el efecto de las características del agua de proceso sobre el coeficiente global de transferencia de oxígeno, mientras que beta mide el efecto de las características del agua de proceso sobre el valor de la concentración de saturación de oxígeno. En la sección 3.3.2.1 se definen y se explican éstos y otros factores.

La capacidad de transferencia de oxígeno de un aparato de aireación, puede estimarse mediante un balance de masa de oxígeno en fase gaseosa en el volumen aireado^{[13][15][17]}, es decir, en el volumen del reactor correspondiente a la proyección del área de la cúpula desde la superficie hasta la base del reactor.

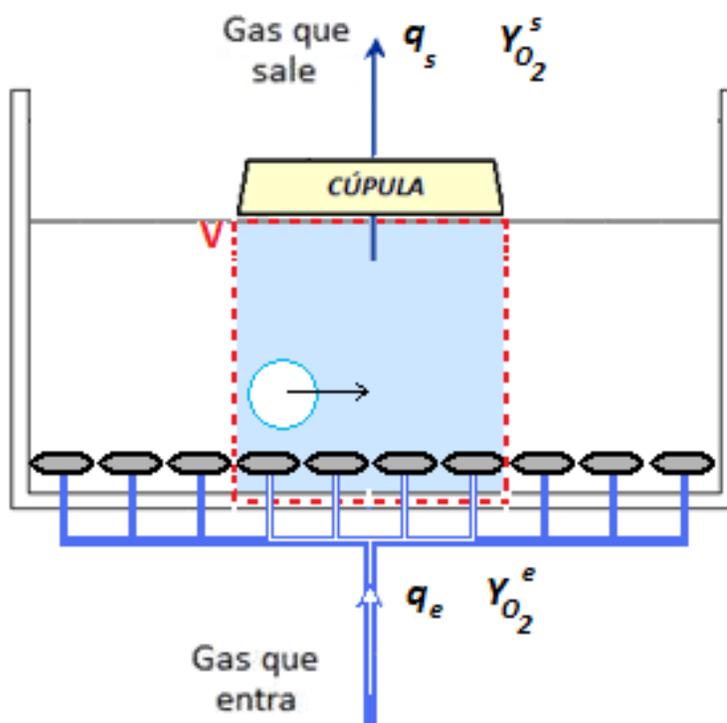


Figura 10: Balance de oxígeno en fase gaseosa a un volumen de control V

Haciendo referencia a la Figura 10, el balance puede escribirse como:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Acumulación } O_2 \\ \text{en fase gas} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} O_2 \text{ que entra} \\ \text{a la fase gas} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} O_2 \text{ que sale de} \\ \text{la fase gas} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} O_2 \text{ que se transfiere a} \\ \text{fase líquida} \end{array} \right)$$

$$V \cdot \rho \cdot \frac{dY}{dt} = \rho \cdot q_e \cdot Y_{O_2}^e - \rho \cdot q_s \cdot Y_{O_2}^s - K_L a_f \cdot (C^* - C) \cdot V \quad (38)$$

Donde:

V : volumen de control reactor [L]

ρ : densidad del gas oxígeno [g/L]

Y : fracción molar de oxígeno en el gas []

q_e : flujo volumétrico de aire [m³/h]

$Y_{O_2}^e$: fracción molar de oxígeno en la corriente de entrada (aire) []

q_s : flujo volumétrico de gas a la salida [m³/h]

$Y_{O_2}^s$: fracción molar de oxígeno en la corriente de salida (off-gas) []

$K_L a_f$: coeficiente volumétrico global de transferencia de oxígeno aparente, en aguas de proceso a temperatura T [1/h]

C^* : valor en estado estacionario de la concentración de saturación de oxígeno disuelto, aproximándose al infinito [mg/L]

C : concentración de oxígeno disuelto en el seno del líquido [mg/L]

Los componentes esenciales de un sistema de medición de *off-gas* son un analizador de oxígeno con su celda de combustión y una cúpula flotante que pueda transportarse, con la cual capturar los gases de salida del reactor biológico. Además, se requieren un oxímetro, rotámetros y sensores de temperatura y presión, para determinar el coeficiente global de transferencia de masa $K_L a_f$ en condiciones de estado estacionario.

En la sección 3.3 se aborda con mayores detalles este método y sus hipótesis.

2.4.4 Otros métodos

2.4.4.1 Método del estado estacionario

Considera inicialmente el mismo balance de masa que el método del estado transiente, pero con los siguientes supuestos:

- La tasa de consumo de oxígeno y $K_L a_f$ son constantes durante el estudio.
- Carga y flujo constantes durante el estudio.
- Tasa de reciclo y concentración de sólidos constantes.
- La concentración de oxígeno disuelto debe ser mayor a 0,5 mg/L y, preferentemente, debe exceder 1 mg/L.

Así:

$$Q_i \cdot C_i - Q_i \cdot C + K_L a_f \cdot (C_{\infty f}^* - C) \cdot V - R \cdot V = V \cdot \frac{\Delta C}{\Delta t} \quad (39)$$

Asumiendo la condición de estado estacionario para poder determinar el coeficiente de transferencia de masa volumétrico promedio, $K_L a_f$:

$$K_L a_f = \frac{R - \frac{Q_i}{V} \cdot (C_i - C)}{C_{\infty f}^* - C} = \frac{\text{Constante del sistema}}{C_{\infty f}^* - C} \quad (40)$$

Donde:

C_o : concentración de OD [mg/L]

- $C_{\infty f}^*$: valor en estado estacionario de la concentración de saturación de OD, aproximándose al infinito [mg/L]
- C_R : valor de OD en estado estacionario en agua de proceso a la tasa de consumo R, [mg/L]
- $K_L a_f$: coeficiente global de transferencia de masa de oxígeno volumétrico aparente, en aguas de proceso a temperatura T, [1/h].
- Q : flujo volumétrico de aguas servidas [m³/h]
- R : tasa de consumo de oxígeno in situ [mg/(L*h)]
- V : volumen [L]

La estimación de $K_L a_f$ requiere medir R , $C_{\infty f}^*$, C_R y Q . Para sistemas de aireación sumergidos, las estimaciones deben hacerse en agua pura con condiciones similares de geometría y flujo.

La medición de R es muy difícil: si existen condiciones limitantes de oxígeno en el volumen, se sobreestima, y si existen condiciones limitantes de sustrato, se subestima. Para que este método entregue resultados correctos, debe tenerse una medición representativa de R, la que puede lograrse mediante el uso de un equipo especial para medir la tasa de consumo de oxígeno in situ o un sistema de medición de columna de respiración.

2.4.5 Comparación de las distintas técnicas

Las técnicas de medición por métodos off-gas, trazadores de gas inertes y estado transiente estiman los coeficientes de transferencia de oxígeno en terreno dentro de un $\pm 10\%$ del valor obtenido con los demás métodos bajo condiciones de consumo de oxígeno y flujo relativamente constantes ^[17]. Elegir un método entre estos procedimientos depende de las restricciones económicas y físicas de la planta.

Los métodos que emplean trazadores de gas inertes o usan el método transiente entregan mediciones de transferencia de masa globales para todo el reactor bajo análisis. El método *off-gas* puede proveer información tanto puntual como global.

El método transiente requiere condiciones de carga constantes (consumo de oxígeno) y la presencia de oxígeno disuelto. Los costos de esta técnica son bajos, y se pueden emplear tanto cambios en los niveles de potencia como adición de peróxido de hidrógeno. Sin embargo, se puede alcanzar un mayor grado de confiabilidad si se emplea peróxido, debido a que se analiza un mayor rango de concentraciones de oxígeno disuelto.

Los métodos con trazadores de gas inertes dependen de una correcta estimación de la razón del coeficiente de transferencia de masa de kriptón con respecto al del oxígeno. Los trazadores radioactivos requieren una licencia especial, y generalmente estos métodos son costosos. El método *off-gas* también es preciso, pero está limitado a sistemas de aireación con difusores. No requiere condiciones de carga constante o concentraciones de oxígeno dentro del reactor mayores a 0.

A pesar de que las mediciones por el método transiente son las más fáciles de realizar, no se recomiendan puesto que tienden a sobreestimar o subestimar de manera significativa la tasa de transferencia de oxígeno real. La sobreestimación se produce en sistemas con baja concentración de oxígeno disuelto, y la subestimación ocurre por la presencia de una fuente de alimentación exógena disponible fácilmente, que se consume rápidamente, y por lo tanto no es medida como consumo en las muestras sacadas del reactor.

La Tabla 3 resume las principales características de cada método.

Tabla 3: Comparación entre los distintos métodos para determinar transferencia de oxígeno ^[17]

Factores	Tests de Transferencia de O ₂			
	Estado estacionario	Transiente	Off-gas	Trazadores de gas inerte
Sensible a variaciones en:				
Q _e (flujo de líquido alimentado al reactor)	Sí	Sí	No	No
R (tasa de consumo de oxígeno)	Sí	Sí	No	No
α	Sí	Sí	No	No
OD	Sí	Sí	No	No
q _e	Sí	Sí	No	Sí
Requiere medición precisa de:				
R	Sí	No	No	No
DO	Sí	Sí	No	No
C _∞ [*] f	No	No	Sí	No
q _e	No	No	Sí	No
Otros	N/A	N/A	CO ₂ y vapor de H ₂ O (o remoción)	K _{kr} /K _{ja} f
Sensible a:				
<i>Configuración del reactor</i>				
Pistón	Sí	Sí	No	No
CSTR	No	No	No	No
Tipo de Aireador	No	No	Sí	No
Costos				
Mano de obra	Bajo	Medio	Medio	Alto
Analíticos	Bajo	Alto	Medio	Alto
Inversión de capital	Bajo	Medio	Medio	Alto
Cálculos	Fácil	Medio	Medio	Medio
Precisión estimada	Baja	Media	Alta	Alta

3 Metodología

3.1 Diseño e implementación del sistema de medición OTE por método off-gas

3.1.1 Diseño propuesto por el estándar de la ASCE (*Standard Guidelines for in-process oxygen transfer testing; ASCE 18-96*).

En el estándar ^[17] se indican los elementos primarios del sistema de medición:

a) Analizador de off-gas

Consiste en un panel con diversos instrumentos (flujómetros, sensores de presión y temperatura, analizador de oxígeno) configurados de manera que sea posible:

- Medir el flujo de off-gas colectado (el instrumento de medición debe tener una capacidad de entre 0,85 [m³/hr] y 42 [m³/hr], y una precisión de $\pm 0,34$ [m³/hr] en el límite inferior y $\pm 0,85$ [m³/hr] en el límite superior de la escala)
- Proveer una trampa de agua sellada a la atmósfera, para proteger el sistema de la humedad entrante.
- Medir la temperatura del off-gas.
- Medir y controlar el vacío en el sensor de oxígeno (que la diferencia entre las corrientes de aire de referencia y off-gas sea de $\pm 2,54$ mm de columna de agua, y la presión esté dentro de -41 y +15 cm de columna de agua).

- Monitorear y controlar el flujo del aire de referencia y el off-gas (la diferencia entre ambos no debe superar los 0,014 [m³/hr]).
- Cambiar el flujo a través del circuito
- Controlar el contenido de dióxido de carbono y vapor de agua de las corrientes off-gas y aire de referencia, mediante remoción por absorción en columnas ubicadas río arriba del sensor de oxígeno
- Medir con exactitud la diferencia en la fracción molar de oxígeno, o la razón molar de oxígeno a inertes, entre el aire ambiente y el off-gas.
- Mostrar una resolución de presión parcial de oxígeno en el sensor de 0,001.

b) Cúpula

Estructura cuyo fin es capturar todo el gas que escapa de una determinada superficie del reactor. Las muestras de off-gas pueden extraerse por presión (peso de la cúpula) o por vacío (usando una fuente de vacío río debajo del analizador).

- Debe tener un peso adecuado, que permita el transporte del off-gas sin pérdidas hacia la atmósfera.
- Puede ser de madera, PVC, fibra de vidrio, poliéster, aluminio o acero inoxidable.
- Sus dimensiones dependen del tamaño y forma del reactor en el cual se realizarán las mediciones. El tamaño máximo es el del reactor completo, aunque se recomienda, desde un punto de vista práctico, emplear cúpulas que no excedan el 12,5% de la superficie del reactor.

- Debe contar con un indicador de la presión interna, ubicado sobre ella o en el panel del Analizador de off-gas, que tenga una resolución de $\pm 2,54$ mm de columna de agua.

c) Sistema de transporte de los gases

Se trata de un sistema de tuberías que permite dirigir el off-gas desde la cúpula hacia el sistema Analizador.

- Debe ser flexible, y a prueba de golpes o rígido
- Debe contar con uniones que garanticen su sellado a la atmósfera.
- Debe ser dimensionado de manera que la pérdida máxima de carga sea de 40 cm de agua.

Además, se señala la necesidad de al menos un sensor de oxígeno disuelto en fase acuosa, así como una fuente de vacío al final de la línea (bomba) y elementos secundarios como cuerdas para sostener la cúpula en una posición fija durante las mediciones.

En la Figura 11 se muestra el circuito del analizador de *off-gas* propuesto por el estándar. En la parte inferior se observa el ingreso de los gases al sistema (flechas blancas). Se deben efectuar mediciones secuenciales del contenido de oxígeno de las corrientes de *off-gas* y aire ambiente, dentro de 15 minutos o menos. Se sugiere efectuar 2 o 3 mediciones de *off-gas*, precedidas y sucedidas por mediciones de aire ambiente de referencia.

Tanto el aire como el *off-gas* recorren el circuito de manera similar: el gas ingresa producto del vacío producido por la bomba ubicada al final de la línea (parte superior del esquema). Posteriormente se mide el flujo, y luego se ingresan al circuito analítico o al by-pass (según la posición de la válvula de 4 pasos). En el caso del *off-gas*, la corriente que ingresa al circuito analítico es sólo una pequeña fracción de la que entró inicialmente.

El ingreso al circuito analítico se produce por la bomba que contiene el Analizador de Oxígeno. El flujo de gas a analizar sufre deshumidificación y stripping de CO₂ antes de la medición de la presión parcial de oxígeno por el Sensor de oxígeno.

En diversos puntos se hallan sensores de presión y temperatura, para normalizar los flujos medidos.

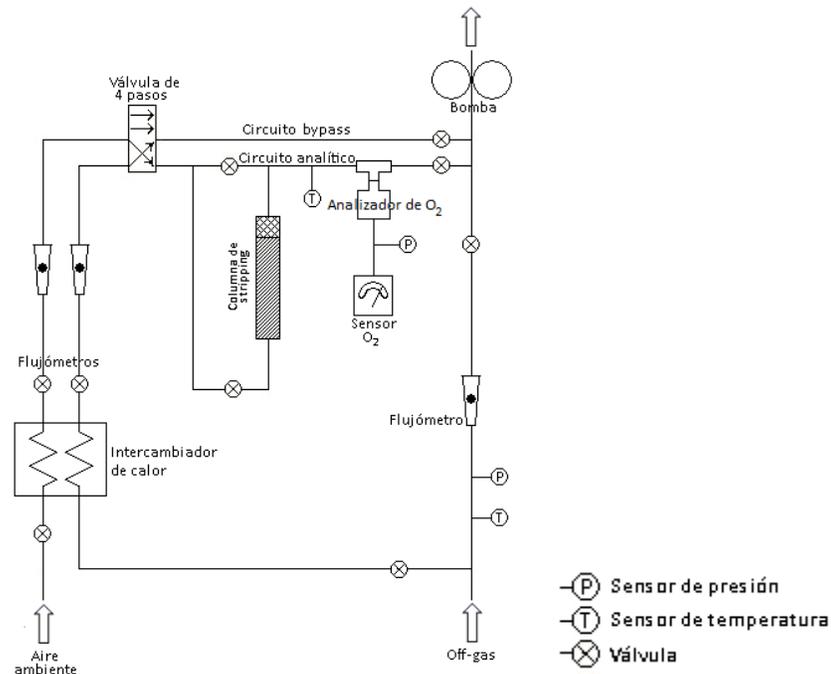


Figura 11: Diagrama esquemático del circuito del analizador de *off-gas*, de acuerdo al sistema de medición propuesto por el estándar de la ASCE.

3.1.2 Diseño e implementación del sistema de medición de OTE propuesto en este trabajo

El diseño propuesto para el sistema de medición de OTE por método *off-gas* se presenta en la Figura 12. El aire ingresa al reactor de lodos activos, luego de ser comprimido y bombeado, circulando por un sistema de parrillas de distribución ubicado en la parte inferior del reactor, que lo dirige hacia unos difusores de burbuja fina, desde donde sale en forma de pequeñas burbujas. Las bacterias que degradan la materia orgánica, que se encuentran en suspensión al interior del reactor, consumen parte del oxígeno presente, para su crecimiento. El gas disminuido en oxígeno escapa hacia la atmósfera cuando las burbujas ascienden y por fin alcanzan la superficie. Una vez aquí, una porción de la superficie del estanque es cubierta por una cúpula flotante, que captura el gas de salida y lo guía mediante mangueras hacia el sistema de medición de *OTE*.

El sistema de medición cuenta con monitoreo de las variables de proceso, como temperatura, presión y flujos de gas. Primero, se hace pasar el gas a una trampa de agua, para deshumidificar. A continuación, se mide el flujo volumétrico de gas. Entonces, se divide el sistema, y la corriente principal se dirige mediante aspiración a la atmósfera, mientras que la secundaria se dirige por bombeo hacia el analizador de oxígeno. Esta última corriente, de entre 1 y 2 [L/min], previamente pasa por un proceso de eliminación de CO₂ y deshumidificación, para que la medición de la fracción molar de oxígeno río abajo no se vea afectada.

Además, se señalan los puntos de medición de temperatura, presión, flujo y concentración como TT, TP, TF y TC.

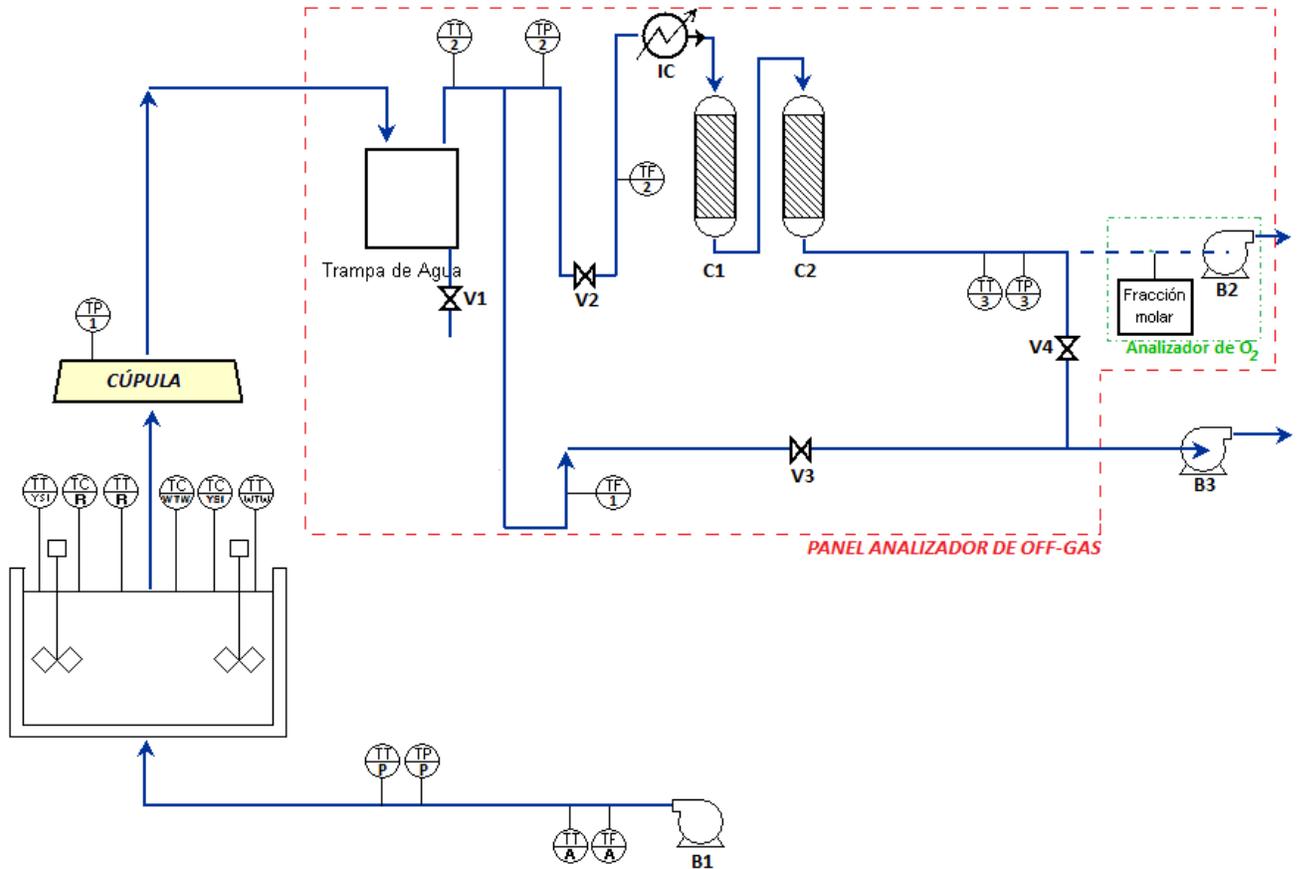


Figura 12: Diagrama de Flujos Sistema de Medición

El sistema implementado cuenta con los siguientes elementos:

- Equipos e instrumentos propios de las instalaciones de la PTAS El Trebal
- Analizador de off-gas
- Cúpula
- Manguera
- Instrumentos anexos

La descripción de cada una de estas unidades se expone a continuación:

a) Instalaciones de la PTAS El Treal

- i. Turbocompresor del sistema de aireación de la planta (B1)
- ii. Reactor de lodos activos

b) Analizador de off-gas

- i. Trampa de agua (TA)
 - Empleada para proteger a la aspiradora y a los equipos de la línea de la humedad contenida en la corriente de off-gas.
 - Se produce condensación del vapor de agua del off-gas, producto de la fuerte expansión del gas (desde la manguera de 1 ½" de diámetro hacia la TA), la disminución de temperatura (la TA cuenta con cubos de hielo en su interior) y un relleno que aumenta la superficie interna.
 - El ingreso del off-gas ocurre en la parte superior, mientras que la salida se produce por un tubo ubicado en el costado del tarro, para dirigir el gas al flujómetro R1.
 - Tiene una salida con tapa rosca, que actúa como desagüe cuando se acumula exceso de agua.



(a)



(b)

Figura 13: Trampa de agua (TA):
 (a) TA modelo inicial; (b) TA modelo final

ii. Flujómetros (R1 y R2)

- Flujómetros marca Dwyer, serie Visi-Float, modelos VFC 131 (R1) y VFB 66 (R2)
- Cuerpo de acrílico y piezas metálicas de acero inoxidable.
- Soporta 6,9 [bar] de presión, y 48 [°C].
- Precisión: 2% de la escala completa
- Capacidades: R1 de 0 a 700 [L/min] (0 – 42 [m³/hr]), y R2 de 0 a 10 [L/min] (0 – 0,6 [m³/hr]).
- Pérdidas de carga: R1 entre 4 y 15 [in H₂O], R2 entre 0,5 y 7 [in H₂O].

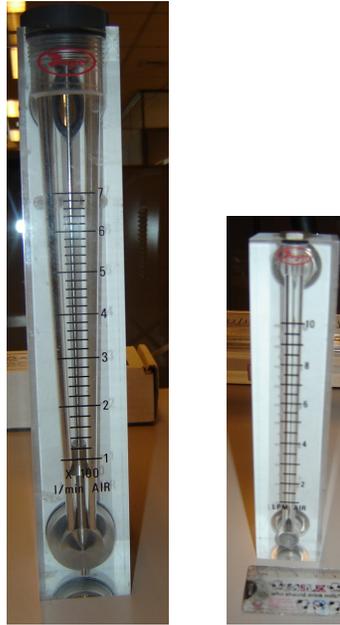


Figura 14: Rotámetros R1 y R2

iii. Intercambiador de calor (IC)

- Serpentin de cobre de 1 [m] de largo
- Empleado para favorecer el intercambio de calor de las corrientes con el ambiente, y disminuir especialmente la temperatura de la corriente de off-gas, de manera de acercar su valor al del aire de referencia.



Figura 15: Intercambiador de calor (IC)

iv. Manómetros en U (TP)

- Fabricados con manguera de goma de 6 [mm] de diámetro interno, rellenos con agua.

v. Columnas de stripping de gases (C1 y C2)

- Fabricadas con una botella de plástico de 1,5 [L].
- C1 rellena de NaOH (700 [g], aprox.) para adsorber el CO₂ que pueda estar contenido en la corriente de gas
- C2 rellena de sílica gel (700 [g] aprox.), material regenerable y con indicador de color, para deshumidificar la corriente de gas.
- Además, ambas contienen cerca de 300 [cm³] de inertes, correspondientes a bolitas de vidrio.
- Selladas con sendos tapones agujerados, que se hacen atravesar con dos tubos de policarbonato de 8 mm de diámetro exterior.
- Conexiones realizadas a presión, cubiertas por teflón y huincha aisladora.
- Dimensionamiento: con un flujo mínimo de 1,5 [L/min] bombeados por B2, el tiempo necesario para asegurar que una columna se encuentre ambientada es de 1,33 [min] (Ver Anexo D).

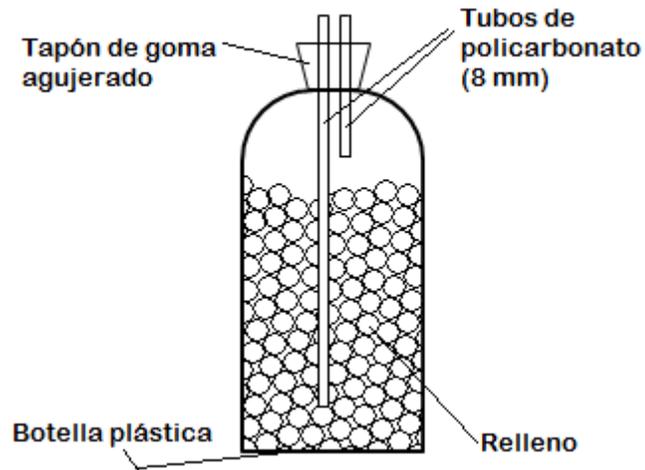


Figura 16: Esquema de diseño de las columnas

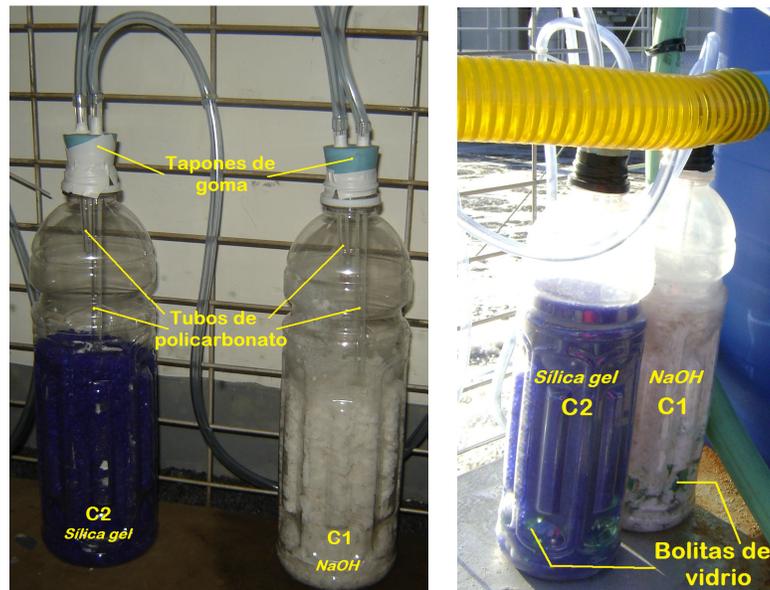


Figura 17: Columnas de deshumidificación (C2) y stripping de CO_2 (C1)

vi. Analizador de O_2

- Marca Teledyne, modelo 320 P-D, portátil.
- Contiene celda de combustión que permite medir la fracción molar de oxígeno presente en la corriente analizada (*off-gas* o aire ambiental), al reaccionar con el oxígeno presente en la muestra.

- Características:
 - Rango: 0 – 100 % O₂
 - Sensibilidad: 0 – 5 % de la escala completa
 - Exactitud: ±1% de la escala completa, a temperatura constante, o el máximo entre ±5% de la lectura y ±1% de la escala completa, en el rango de temperatura en que se opera.
 - Temperatura operacional: 0 – 50 [°C]
 - Tiempo de respuesta: 90% en menos de 5 [s]
 - Entrada: tubos de d = 1/4" (~6 mm)
- Operación:
 - con muestras con menos de 6% de CO₂ y vapor de agua
 - temperaturas entre 3 °C y 38 °C
 - presión entre 58 cm Hg y 79 cm Hg

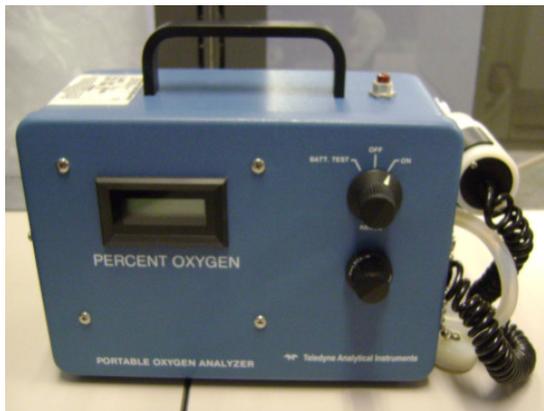


Figura 18: Equipo analizador de oxígeno

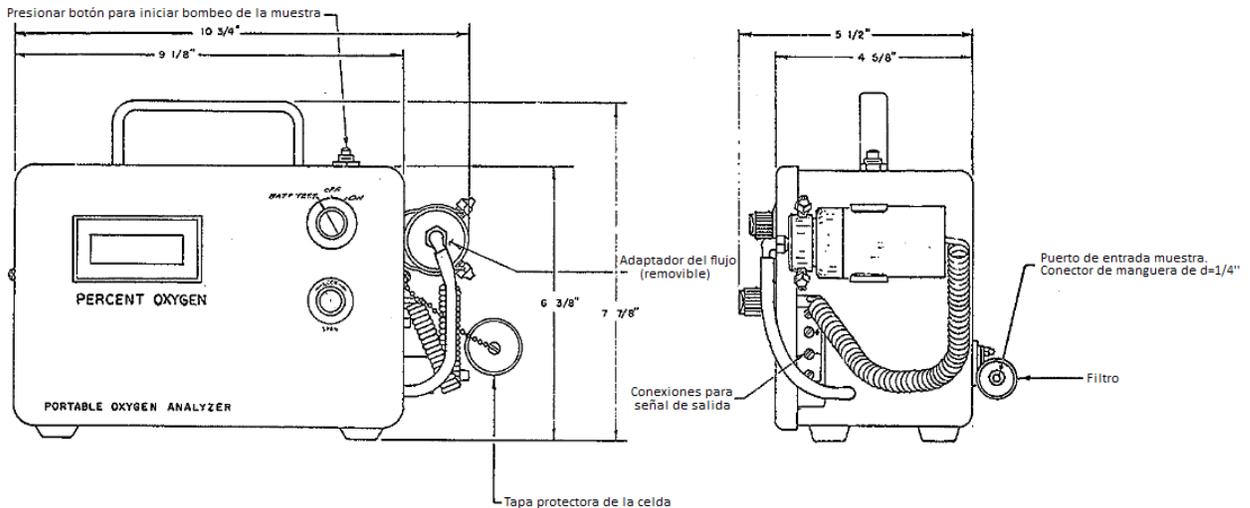


Figura 19: Esquema equipo analizador de oxígeno, vistas frontal (izquierda) y lateral (derecha)

vii. Bomba del analizador de O₂ (B2)

- Bomba de diafragma, diseñada para uso intermitente.
- Capacidad de bombeo: 1500 a 2000 [cm³/hr].
- Capacidad de vacío: 40" de columna de agua.

c) Cúpula

- Estructura de FRP (fibra de vidrio) con resina isoftálica, de 0,5 mm de espesor. Posee refuerzos internos en las caras, con forma de cruz, para brindarle mayor rigidez.
- Dimensiones: 1,85 m de largo x 0,95 m de ancho x 0,45 m de alto.
- Cuenta con una doble inserción en parte superior, para conexión con mangueras: una de 40 mm diámetro interior (manguera conductora hacia el sistema Analizador de off-gas), y otra de 0,8 mm de diámetro (que conduce hacia un manómetro en U, para medir la presión interna de la cúpula).

- Tiene manillas en sus caras exteriores, para amarrar las cuerdas que la sostendrán fija en la posición de medición, y para amarrar flotadores que le brindan mejor flotabilidad.

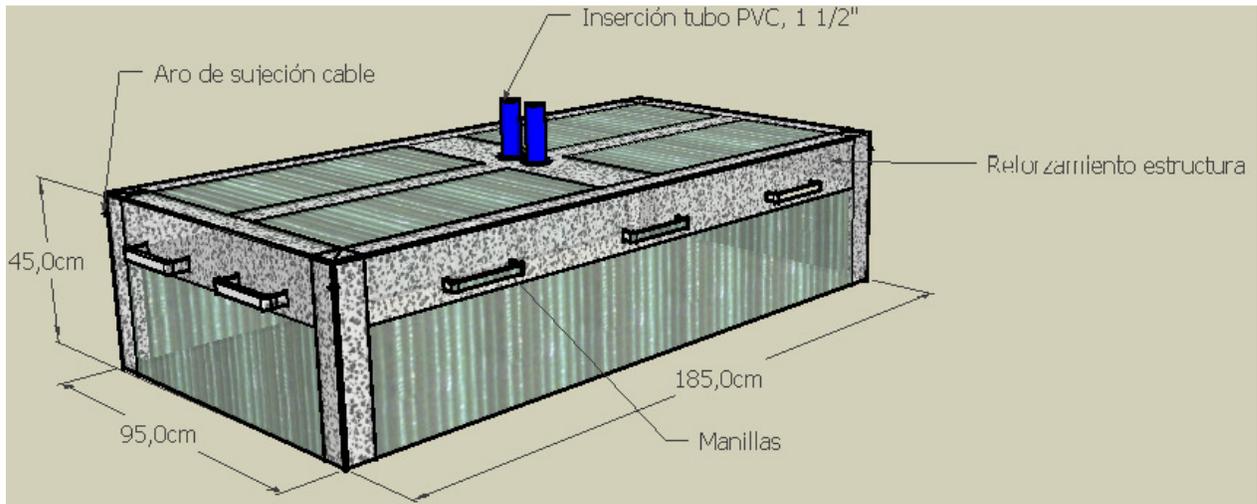


Figura 20: Esquema de diseño de la estructura de la cúpula

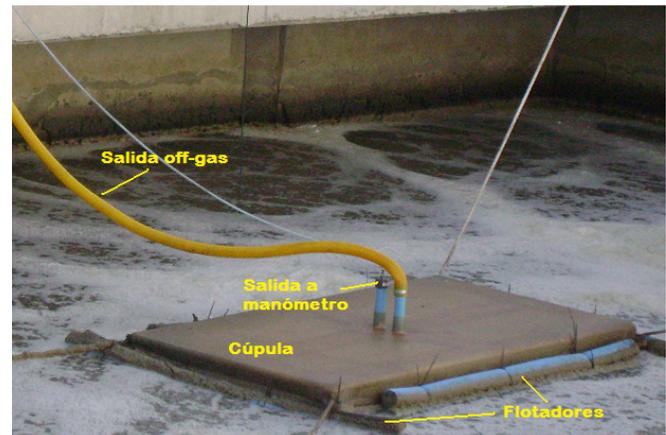


Figura 21: Cúpula

d) Manguera

- Tubo flexible de PVC blando con espiral de refuerzo de PVC rígido embutido (marca Aquaflex).
- Temperatura de trabajo comprendida entre: -10 [°C] y 60 [°C]
- Superficie interior completamente lisa.

- Presión de trabajo hasta 90 [psi].
- Largo: 12 [m], diámetro interno: 1 ½”.



Figura 22: Manguera de PVC

e) Instrumentos anexos

viii. Aspiradora (B3)

- Aspiradora Black&Decker, modelo VC 2600 (monofásica).
- Escogida por su baja capacidad e inmediata disponibilidad, además de la posibilidad de regular el flujo (potenciómetro)
- Posee un potenciómetro que permite regular el flujo de aire succionado.
Máximo número de vueltas: 2,5
- Calibración hecha con bolsa de pelusas vacía, a 18 °C, y normalizada a 20°C, 1 atm (ver Figura 24 y Anexo E). Estimación flujo máximo real: 21,6 [Nm³/h]



Figura 23: Aspiradora (B2)

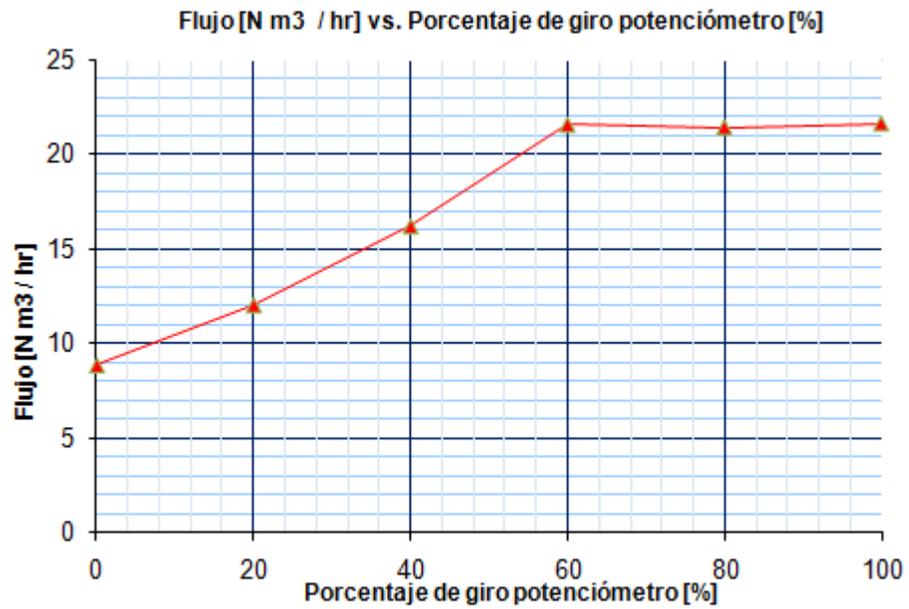


Figura 24: Curva de calibración flujo B3

ix. Manómetro Digital

- Marca Dwyer, modelo 475
- Exactitud: $\pm 0,5\%$ de la escala completa (entre 15,6 y 25,6 [°C]) y $\pm 1,5\%$ de la escala completa (entre 0 y 15,5 [°C] y 25,6 a 40 [°C]).
- Rango de temperatura: 0 a 40 [°C]

- Posee dos conexiones de 1/8", para alta y baja presión.



Figura 25: Manómetro digital Dwyer 475 FM

x. Sensores de oxígeno disuelto

- Dos modelos empleados:

- o Profesional Plus, marca YSI

Debe sumergirse cerca de 3 m bajo la superficie del líquido del reactor.



Figura 26: Sensor de oxígeno disuelto modelo YSI

- Oxi 330i, marca WTW
- Equipo de medición de oxígeno disuelto que cuenta con un sensor de oxígeno CelloX325, galvánico, con cubierta de membrana.
- Rango de medición: dos tramos (I, entre 0 – 19,99, con resolución de 0,01, y II, entre 0 – 90, con resolución 0,1).
- Rango de temperatura: 0 a 50 [°C] (resolución de 0,1).
- Exactitud (± 1 dígito). Concentración (mg/L): ±0,5% del valor medido entre 5 y 30 [°C]. Presión parcial (mbar): ±0,5% del valor medido entre 5 y 30 [°C]. Compensación de la temperatura: <2% de 0 a 40 [°C]
- Dado el largo del cable, sólo puede sumergirse cerca de un metro bajo el nivel de líquido del reactor.



Figura 27: Sensor de oxígeno disuelto modelo WTW

xi. Pitot elíptico

- Equipo de medición de presión, empleado para estimar el flujo de aire que es inyectado a una parrilla de distribución del reactor biológico.
- Debe utilizarse en conjunto con el manómetro digital.
- Se conecta a la válvula que existe en la bajada hacia la parrilla de difusores.
- Modelo AHR, marca PRESO.
- Exactitud: $\pm 0.5\%$ escala completa
- Precisión: $\pm 1\%$ de lecturas.



Figura 28: Pitot elíptico

En las Figuras 29 y 20, se puede apreciar una vista general del Panel Analizador de *off-gas*.

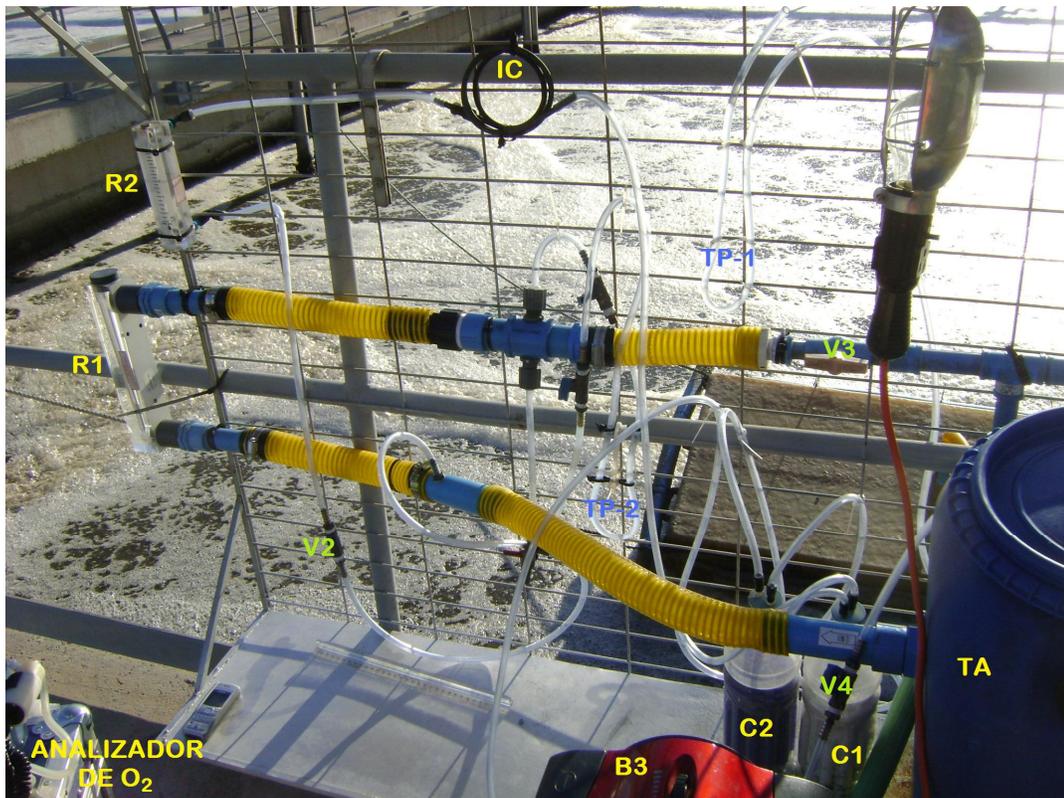


Figura 29: Vista frontal del Panel Analizador de off-gas del sistema de medición implementado en la PTAS El Trebal



Figura 30: Vista lateral del Panel Analizador de off-gas del sistema de medición implementado en la PTAS El Trebal

La siguiente imagen muestra una vista más general del sistema implementado. Se puede observar la cúpula flotando, sujeta mediante cuerdas a los pasamanos de las pasarelas de los reactores. Al fondo se encuentra el Panel Analizador de off-gas, donde se hallan los equipos descritos previamente, y a la derecha se observa una bajada a las parrillas de los difusores, donde se conecta el pitot elíptico para medir el diferencial de presión, y así posteriormente estimar el flujo de aire que circula por cada difusor.



Figura 31: Vista general del sistema de medición implementado en la PTAS El Trenal

3.2 Metodología experimental

Se efectuaron mediciones en 4 reactores: R8 Z1, R8 Z3, R5 Z1 y R5 Z3, instalando siempre la cúpula frente a la parrilla más alejada de la tubería central de distribución de aire.

3.2.1 Instalación cúpula

Inicialmente se efectúa un lavado de la cúpula, en caso que esta se encuentre sucia por previo uso.

La cúpula se fija en el reactor y zona de interés, mediante cuerdas sujetas a las pasarelas. Idealmente, debe ubicarse en un punto cercano a una de las bajadas a las parrillas.

Esta instalación debe hacerse cada vez que se cambia el punto de medición.

3.2.2 Montaje del panel analizador de *off-gas*

Se ubica el panel analizador de *off-gas* en la pasarela más cercana al punto de medición.

Se instala el conector con adaptador a 16A/250V, y con los alargadores se llega al panel, para enchufar la aspiradora.

3.2.3 Procedimiento de medición

Antes de medir, se debe revisar:

- el estado de las columnas C1 y C2 (que no estén agotadas, obstruidas ni presenten fugas a la atmósfera)
- el piping: verificar que estén abiertas las válvulas necesarias para cada etapa de medición (distinta configuración para medición de aire ambiente vs. *off-gas*)
- la ubicación de la cúpula, pues al encender la aspiradora, la cúpula comenzará a sumergirse. Siempre debe tener al menos 4 cm. sobre el nivel de líquido del reactor.

3.2.3.1 Procedimiento de medición de variables asociadas al panel

Analizador de off-gas

El proceso se puede separar en 6 etapas:

a) Calibración analizador de oxígeno

Se enciende el analizador, se destapa la celda, y se presiona el botón rojo hasta que el valor de la pantalla se estabilice. Si el valor es distinto a 20.9, debe moverse el SPAN para calibrar. Luego, tapar nuevamente la celda. Medir la fracción molar de oxígeno de un volumen de aire seco (aire contenido durante 10 minutos en una bolsa con sílica gel). Debe marcar 20.9. Repetir el procedimiento si es necesario.

b) Ambientación con aire

Se destapa TA, se abre la válvula que conecta ambas líneas de flujo (provenientes de R1 y R2). Se enciende la bomba de la aspiradora y se deja pasar el aire durante 3 minutos.

c) Medición con aire

Luego de la ambientación, deben registrarse los flujos de R1, R2, las temperaturas y presiones que permitan estandarizar tales flujos, y las presiones de la cúpula y flujo al final del circuito, justo antes de medir la fracción molar de oxígeno.

A continuación se cierra la válvula que conecta los flujos de R1 y R2. Se enciende el analizador de oxígeno y se presiona el botón rojo durante 1 minuto. Se observa el valor de la pantalla hasta que éste se estabilice, y se registra, junto con la hora.

d) Ambientación con off-gas

Se tapa TA, se abre la válvula que conecta ambas líneas de flujo (provenientes de R1 y R2). Se enciende la bomba de la aspiradora y se deja pasar el aire durante 3 minutos.

e) Medición off-gas

Luego de la ambientación, deben registrarse los flujos de R1, R2, las temperaturas y presiones que permitan estandarizar tales flujos, y las presiones de la cúpula y flujo al final del circuito, justo antes de medir la fracción molar de oxígeno.

A continuación, se cierra la válvula que conecta los flujos de R1 y R2. Se enciende el analizador de oxígeno y se presiona el botón rojo durante un

minuto. Se observa el valor de la pantalla hasta que éste se estabilice, y se registra, junto con la hora.

f) Ambientación con aire y medición con aire

Se repiten los puntos (b) y (c).

3.2.3.2 Procedimiento de medición de variables asociadas a equipos anexos

Para cada medición, deben registrarse: las presiones mínima y máxima asociadas al flujo de aire que baja por la parrilla de interés (con Pitot Elíptico); su temperatura (termocupla o termómetro) y el oxígeno disuelto en el reactor (con al menos un electrodo de oxígeno disuelto sumergido).

3.2.4 Desmontaje

Se deben retirar los cables, enchufe, aspiradora, Pitot, electrodo y termocupla, para ser guardados para la siguiente medición. El electrodo debe ser lavado cuidadosamente.

3.2.5 Adquisición de datos de SCADA

Se registran los datos de flujo de aire que ingresa al reactor, temperatura y oxígeno disuelto del reactor de interés, con la precaución de hacer coincidir las horas registradas con la hora de SCADA (se deben sincronizar).

3.3 Modelo

3.3.1 Hipótesis simplificadoras

Como se señaló en el punto 2.4.3, este método pretende medir la diferencia exacta entre la fracción molar de oxígeno del aire alimentado al reactor (aire ambiente) y la fracción molar de los gases que salen del reactor.

Se basa en un balance de masa del oxígeno en la fase gaseosa. Recordando la ecuación (40):

$$V \cdot \rho \cdot \frac{dY}{dt} = \rho \cdot q_e \cdot Y_{O_2}^e - \rho \cdot q_s \cdot Y_{O_2}^s - \alpha K_L a \cdot (C^* - C) \cdot V$$

Para simplificar el análisis, se hacen los siguientes supuestos:

- No existe absorción o desorción neta de los inertes
- El fenómeno de denitrificación es despreciable en el punto de medición
- El flujo de aire hacia el reactor es constante durante la medición
- La presión barométrica es constante durante la medición
- La transferencia de oxígeno en la superficie del líquido es despreciable.

3.3.2 Parámetros

3.3.2.1 Factores de corrección

Generalmente se dispone de información del desempeño de los equipos de alta transferencia de oxígeno operando con agua pura, la que es reportada por los fabricantes de estos equipos a temperatura estándar y presión barométrica. A

partir de ella, se puede determinar la tasa de transferencia de oxígeno real de un sistema de aireación bajo condiciones de proceso, corrigiéndola frente a la influencia de: las características del agua de proceso, la temperatura, la presión y el valor de la saturación de oxígeno.

Esto se logra mediante la aplicación de diversos factores de corrección ^[19].

3.3.2.1.1 Factores que afectan al coeficiente global de transferencia de masa

3.3.2.1.1.1 Factor alfa (α):

Mide el efecto de las características del agua de proceso sobre el coeficiente global de transferencia de oxígeno ($K_L a_f$). Varía entre 0.2 y 1.0, pudiendo ser muy levemente superior a 1.0. Se ve influenciado por la presencia de surfactantes, turbulencia, potencia que ingresa por unidad de volumen, geometría del reactor, escala geométrica entre el reactor y el aparato aireador, tamaño de burbujas, grado de tratamiento y otras características del agua servida. Se define como:

$$\alpha = \frac{K_L a_f}{K_L a_T} \quad (41)$$

donde:

- $K_L a_f$: coeficiente global de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso (agua de proceso, a temperatura T), [1/hr].

- $K_L a_T$: coeficiente global de transferencia de oxígeno en agua pura, a temperatura del proceso (T), [1/hr].

En esta memoria, el factor α se estima a partir de la relación [3]

$$\alpha = \frac{SOTE_f}{SOTE} \quad (42)$$

donde:

- $SOTE_f$: eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en agua de proceso a 0 OD y condiciones estándar, [%]
- $SOTE$: eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en agua pura a 0 OD y condiciones estándar, usualmente informado por especificaciones de fábrica [%] (revisar Anexo F).

3.3.2.1.1.2 Factor theta (θ)

Mide la influencia de la temperatura sobre el coeficiente global de transferencia. Se define como:

$$\theta^{T-20} = \frac{K_L a_T}{K_L a_{20}} \quad (43)$$

donde:

- $K_L a_T$: coeficiente global de transferencia de oxígeno en agua pura, a temperatura del proceso (T), [1/hr].
- $K_L a_{20}$: coeficiente global de transferencia de oxígeno en agua pura a 20 [°C], usualmente informado por el fabricante del equipo de transferencia de oxígeno, [1/hr].

- T: temperatura del agua de proceso en el reactor biológico, [°C].

Se han reportado valores de θ entre 1.008 y 1.047. Depende de la geometría, nivel de turbulencia y tipo de aparato aireador. Debido a que no existe consenso con respecto a la predicción exacta de los valores de θ , las mediciones de agua pura para determinar *O_TE* deben realizarse a temperaturas cercanas a la temperatura de diseño. El estándar recomienda usar $\theta=1.024$ a menos que exista información experimental para el sistema de aireación en particular que indique de manera concluyente que theta es significativamente distinto de 1.024. En este trabajo, se acata la indicación del estándar.

3.3.2.1.2 Factores que afectan a la concentración de saturación de oxígeno

3.3.2.1.2.1 Beta (β):

Mide el efecto de las características del agua de proceso sobre el valor de saturación de oxígeno. Se define como:

$$\beta = \frac{C_{\infty f}^*}{C_{\infty}^*} \quad (44)$$

con:

- $C_{\infty f}^*$: concentración de saturación de oxígeno disuelto en estado estacionario, a tiempo infinito, en condiciones de proceso (agua de proceso, a temperatura T y presión P_b), [mg/L]

- C_{∞}^* : concentración de saturación de oxígeno en agua pura, a temperatura T y presión P_b , [mg/L]

β puede variar entre 0.8 y 1.0, y generalmente es muy cercano a 1.0 en plantas de tratamiento de aguas servidas y es difícil de medir. Debe calcularse en base al contenido de sólidos disueltos del agua de proceso, como la razón entre la concentración de saturación superficial de oxígeno disuelto en agua, con sólidos disueltos iguales a los del agua de proceso, y concentración de saturación superficial de oxígeno disuelto en agua pura.

En particular, en este trabajo, se emplea un valor de beta obtenido experimentalmente, de acuerdo a la metodología señalada en el Anexo G.

Éste se compara con la relación establecida en el estándar de la ASCE:

$$\beta = 1 - \frac{0,01 * TDS}{1000} \quad (45)$$

donde:

- TDS: sólidos disueltos totales, [mg/L].

3.3.2.1.2.2 Tau (τ)

Mide la influencia de la temperatura sobre la concentración de saturación de oxígeno disuelto. Se define como:

$$\tau = \frac{C_{\infty T}^*}{C_{\infty 20}^*} \quad (46)$$

con:

- $C_{\infty T}^*$: concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua pura en estado estacionario, a tiempo infinito, a temperatura T, [mg/L]
- $C_{\infty 20}^*$: concentración de saturación de oxígeno disuelto en estado estacionario a tiempo infinito, a 20 [°C] [mg/L]

En este trabajo se calcula τ en base a los valores de saturación superficial de oxígeno disuelto publicados en tablas:

$$\tau = \frac{C_{\infty T}^*}{C_{\infty 20}^*} = \frac{C_s(T)}{C_{s20}} \quad (47)$$

donde:

- $C_s(T)$: valor tabular de la concentración de saturación superficial de oxígeno disuelto, a la temperatura T, presión total P_s y 100% de humedad relativa.
- C_{s20} : concentración de saturación de oxígeno disuelto promediado espacialmente, alcanzado en un tiempo infinito [mg/L]. ($C_{s20} = 9,09$ [mg/L]).

3.3.2.1.2.3 Omega (Ω)

Corrige la concentración de saturación de oxígeno disuelto por diferencias en la presión atmosférica entre la medición, el estándar y las condiciones de proceso. La concentración de saturación no es una función lineal de la presión atmosférica total, pero sí es lineal con la presión parcial del aire seco a la profundidad de saturación. Es decir:

$$\Omega = \frac{C_{\infty}^* \text{ a } P_b}{C_{\infty}^* \text{ a } P_s} = \frac{P_b + \gamma_{wT} \cdot d_e - P_{vT}}{P_s + \gamma_{wT} \cdot d_e - P_{vT}} \quad (48)$$

con:

- P_b : presión atmosférica en terreno, [psia]
- P_s : presión atmosférica en condiciones estándar (1 atm de aire a 100% humedad relativa)
- γ_{wT} : peso específico del agua a la temperatura T, [M/L³]
- d_e : profundidad de saturación efectiva en tiempo infinito, [L]
- P_{vT} : presión de vapor saturado de agua a la temperatura T, [psia]

Como en el reactor en estudio la profundidad es menor a 6,1 [m] (5,85 [m]), Ω se puede aproximar a ^[19]:

$$\Omega \sim \frac{P_b}{P_s} \quad (49)$$

En la tabla siguiente se presenta un resumen con el cálculo de los factores de corrección empleados en esta memoria.

Tabla 4: Factores de corrección

Factor de corrección	Forma de calcularlo	Corrige el efecto de	Actúa sobre
α	$\alpha = \frac{SOTE_f}{SOTE} = \frac{\alpha SOTE}{SOTE}$	Características del agua de proceso	Coefficiente global de transferencia de masa de oxígeno
β	Medición experimental $\beta = 1 - \frac{0,01 * TDS}{1000}$	Características del agua de proceso	Concentración de saturación de oxígeno
θ	$\theta = 1.024$	Temperatura	Coefficiente global de transferencia de masa de oxígeno
τ	$\tau = \frac{C_s(T)}{C_{s20}}$	Temperatura	Concentración de saturación de oxígeno
Ω	$\Omega = \frac{P_b}{P_s}$	Presión	Concentración de saturación de oxígeno

3.3.3 Estimación de la concentración de saturación de oxígeno disuelto,

$$C_{\infty}^*$$

Se puede estimar la concentración de saturación de oxígeno disuelto a tiempo infinito según la expresión siguiente:

$$C_{\infty}^* = C_{\infty 20}^* \cdot \Omega \cdot \beta \cdot \tau \quad (50)$$

donde:

- $C_{\infty 20}^*$: concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua pura en estado estacionario a tiempo infinito, a 20 [°C], [mg/L]
- β , τ y Ω : factores que se calculan según lo indicado en la tabla 4.

3.3.3.1 Presión atmosférica en terreno, P_b

La presión atmosférica puede obtenerse llevando un barómetro portátil al sitio de la medición, o llamando al servicio meteorológico local. Esta información es

generalmente corregida a nivel del mar (P_{sl}) y luego calculada corrigiendo P_b a condiciones estándar, según la siguiente expresión:

$$P_b = P_{sl} \cdot (1 - 1,15 \cdot 10^{-4} \cdot H) \quad (51)$$

donde:

- H: elevación del sitio de medición por sobre el nivel del mar, [m]. (H = 470 [m])
- P_{sl} : presión barométrica a nivel del mar (1 [atm])

Es decir, $P_b = 0,946[atm]$

3.3.4 Definición y determinación de indicadores de eficiencia de transferencia de oxígeno

3.3.4.1 Eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE)

Como se señaló anteriormente, la eficiencia de transferencia de oxígeno se define como la fracción de oxígeno que es transferida, con respecto al total del oxígeno alimentado.

$$OTE = \frac{\text{flujo másico } O_2 \text{ transferido}}{\text{flujo másico } O_2 \text{ alimentado}} \quad (52)$$

$$OTE = \frac{\text{flujo másico } O_2 \text{ entra} - \text{flujo másico } O_2 \text{ sale}}{\text{flujo másico } O_2 \text{ entra}} \quad (53)$$

En lo posterior, se agregará un subíndice “*f*” a las eficiencias cada vez que se refiera a ellas como medidas bajo las condiciones de proceso.

Otra manera de escribir esta eficiencia, es considerando una misma extensión de tiempo, y establecer que:

$$OTE_f = \frac{\text{masa } O_2 \text{ entra} - \text{masa } O_2 \text{ sale}}{\text{masa } O_2 \text{ entra}} = \frac{m_{O_2}^e - m_{O_2}^s}{m_{O_2}^e} \quad (54)$$

donde:

$m_{O_2}^e$: masa de oxígeno en la corriente de entrada

$m_{O_2}^s$: masa de oxígeno en la corriente de salida

Recordando que para cualquier especie i se cumple que:

$$\text{masa}_i = PM_i \cdot n_i \quad (55)$$

donde:

PM_i : peso molecular de la especie i

n_i : número de moles de la especie i

Se puede escribir la ecuación (58) como:

$$OTE_f = \frac{PM_{O_2} \cdot n_{O_2}^e - PM_{O_2} \cdot n_{O_2}^s}{PM_{O_2} \cdot n_{O_2}^e} \quad (56)$$

Donde:

$n_{O_2}^e$: número de moles de oxígeno en la corriente de entrada

$n_{O_2}^s$: número de moles de oxígeno en la corriente de salida

Relacionando con los inertes presentes en las corrientes de entrada y salida (se consideran inertes todas aquellas especies presentes que no sean ni

oxígeno, ni agua, ni dióxido de carbono, es decir, principalmente nitrógeno, y un poco de argón), la ecuación anterior se puede expresar de la siguiente manera:

$$OTE_f = \frac{\frac{PM_{O_2} \cdot n_{O_2}^e}{PM_I \cdot n_I} - \frac{PM_{O_2} \cdot n_{O_2}^s}{PM_I \cdot n_I}}{\frac{PM_{O_2} \cdot n_{O_2}^e}{PM_I \cdot n_I}} \quad (57)$$

Definiendo la razón molar de oxígeno a inertes para la corriente i (i=e, entrada; i=s, salida) como:

$$RM_{OI}^i = \frac{n_{O_2}^i}{n_I} \quad (58)$$

donde:

$n_{O_2}^i$: número de moles de oxígeno en la corriente i

n_I : número de moles de inertes.

Es posible escribir la OTE_f en función de esta razón. Para ello, primero se define la fracción molar de la especie X en la corriente i:

$$Y_X^i = \frac{n_X^i}{n_T^i} \quad (59)$$

Donde:

n_T^i : número total de moles en la corriente i

Es posible ver que

$$RM_{OI}^i = \frac{n_{O_2}^i}{n_I} = \frac{\frac{n_{O_2}^i}{n_T^i}}{\frac{n_I}{n_T^i}} = \frac{Y_{O_2}^i}{Y_I^i} = \frac{Y_{O_2}^i}{1 - (Y_{O_2}^i + Y_{CO_2}^i + Y_{H_2O}^i)} \quad (60)$$

Así, la razón molar de oxígeno a inertes se puede escribir como:

$$RM_{OI}^e = \frac{Y_{O_2}^e}{1 - (Y_{O_2}^e + Y_{CO_2}^e + Y_{H_2O}^e)} \quad (61)$$

$$RM_{OI}^s = \frac{Y_{O_2}^s}{1 - (Y_{O_2}^s + Y_{CO_2}^s + Y_{H_2O}^s)} \quad (62)$$

$$OTE = \frac{\frac{PM_{O_2}}{PM_I} RM_{OI}^e - \frac{PM_{O_2}}{PM_I} RM_{OI}^s}{\frac{PM_{O_2}}{PM_I} RM_{OI}^e} \quad (63)$$

$$OTE = \frac{RM_{OI}^e - RM_{OI}^s}{RM_{OI}^e} \quad (64)$$

Expandiendo algebraicamente esta expresión, se obtiene que:

$$OTE_f = \frac{\frac{Y_{O_2}^e}{1 - (Y_{O_2}^e + Y_{CO_2}^e + Y_{H_2O}^e)} - \frac{Y_{O_2}^s}{1 - (Y_{O_2}^s + Y_{CO_2}^s + Y_{H_2O}^s)}}{\frac{Y_{O_2}^e}{1 - (Y_{O_2}^e + Y_{CO_2}^e + Y_{H_2O}^e)}}$$

$$OTE_f = \frac{\frac{Y_{O_2}^e \cdot [1 - (Y_{O_2}^s + Y_{CO_2}^s + Y_{H_2O}^s)] - Y_{O_2}^s \cdot [1 - (Y_{O_2}^e + Y_{CO_2}^e + Y_{H_2O}^e)]}{[1 - (Y_{O_2}^e + Y_{CO_2}^e + Y_{H_2O}^e)] \cdot [1 - (Y_{O_2}^s + Y_{CO_2}^s + Y_{H_2O}^s)]}}{\frac{Y_{O_2}^e}{1 - (Y_{O_2}^e + Y_{CO_2}^e + Y_{H_2O}^e)}}$$

$$OTE_f = \frac{Y_{O_2}^e \cdot [1 - (Y_{O_2}^s + Y_{CO_2}^s + Y_{H_2O}^s)] - Y_{O_2}^s \cdot [1 - (Y_{O_2}^e + Y_{CO_2}^e + Y_{H_2O}^e)]}{Y_{O_2}^e \cdot [1 - (Y_{O_2}^s + Y_{CO_2}^s + Y_{H_2O}^s)]}$$

$$OTE_f = 1 - \left(\frac{Y_{O_2}^s}{Y_{O_2}^e} \cdot \frac{1 - Y_{O_2}^e - Y_{CO_2}^e - Y_{H_2O}^e}{1 - Y_{O_2}^s - Y_{CO_2}^s - Y_{H_2O}^s} \right) \quad (65)$$

Si se asume que la fracción molar de CO_2^* y la humedad del aire que ingresa[†] son despreciables, esta última expresión toma la forma:

$$OTE_f = 1 - \left(\frac{Y_{O_2}^s}{Y_{O_2}^e} \cdot \frac{1 - Y_{O_2}^e}{1 - Y_{O_2}^s - Y_{CO_2}^s - Y_{H_2O}^s} \right) \quad (66)$$

Como el método exige la instalación de columnas para stripping de CO_2 y deshumidificación del gas de salida a analizar, $Y_{CO_2}^s = 0 = Y_{H_2O}^s$.

Finalmente:

$$OTE_f = 1 - \left(\frac{Y_{O_2}^s}{Y_{O_2}^e} \cdot \frac{1 - Y_{O_2}^e}{1 - Y_{O_2}^s} \right), \quad \text{o} \quad OTE_f = 1 - \left(\frac{Y_s}{Y_e} \cdot \frac{1 - Y_e}{1 - Y_s} \right) \quad (67)$$

3.3.4.2 Coeficiente global de transferencia de masa ($K_L a_f$)

En estado estacionario, la ecuación (38) toma la forma:

$$\frac{\rho}{V} \cdot (q_e \cdot Y_e - q_s \cdot Y_s) = K_L a_f \cdot (C^* - C) \quad (68)$$

$$K_L a_f = \frac{\rho}{V} \cdot \frac{(q_e \cdot Y_e - q_s \cdot Y_s)}{(C^* - C)} \quad (69)$$

Como se sabe que:

$$OTE_f = \frac{q_e \cdot Y_e - q_s \cdot Y_s}{q_e \cdot Y_e}$$

Entonces:

$$OTE_f \cdot q_e \cdot Y_e = (q_e \cdot Y_e - q_s \cdot Y_s) \quad (70)$$

* Normalmente cerca de 3 ppm de CO_2 en aire seco.

† En el peor de los casos (100% saturación del aire), entre 14 y 43 [mg H_2O /L aire seco] entre los 22 y 40 [°C].

De esta forma la expresión (73) toma la forma:

$$\frac{\rho \cdot OTE_f \cdot q_e \cdot Y_e}{V \cdot (C^* - C)} = K_L a_f \quad (71)$$

3.3.4.3 OTE_{sp20}

De acuerdo a la ecuación siguiente ^[17], es posible convertir la medición de OTE en condiciones de proceso, a una eficiencia corregida por temperatura

$$OTE_{sp20} = \frac{OTE_f}{C_{\infty f}^* - C} * 1,024^{(20-T)} \quad (72)$$

3.3.4.4 $SOTE_f$

A partir de los datos anteriores, se puede calcular el coeficiente estándar de transferencia de oxígeno en agua, con cero OD y bajo condiciones normales de trabajo, según ^[17]:

$$SOTE_f = OTE_{sp20} \cdot C_{\infty 20}^* \cdot \beta \quad (73)$$

3.3.5 Variables medidas

La Figura 32 muestra el diagrama de flujos del sistema de medición implementado, y agrega el nombre de las principales corrientes involucradas.

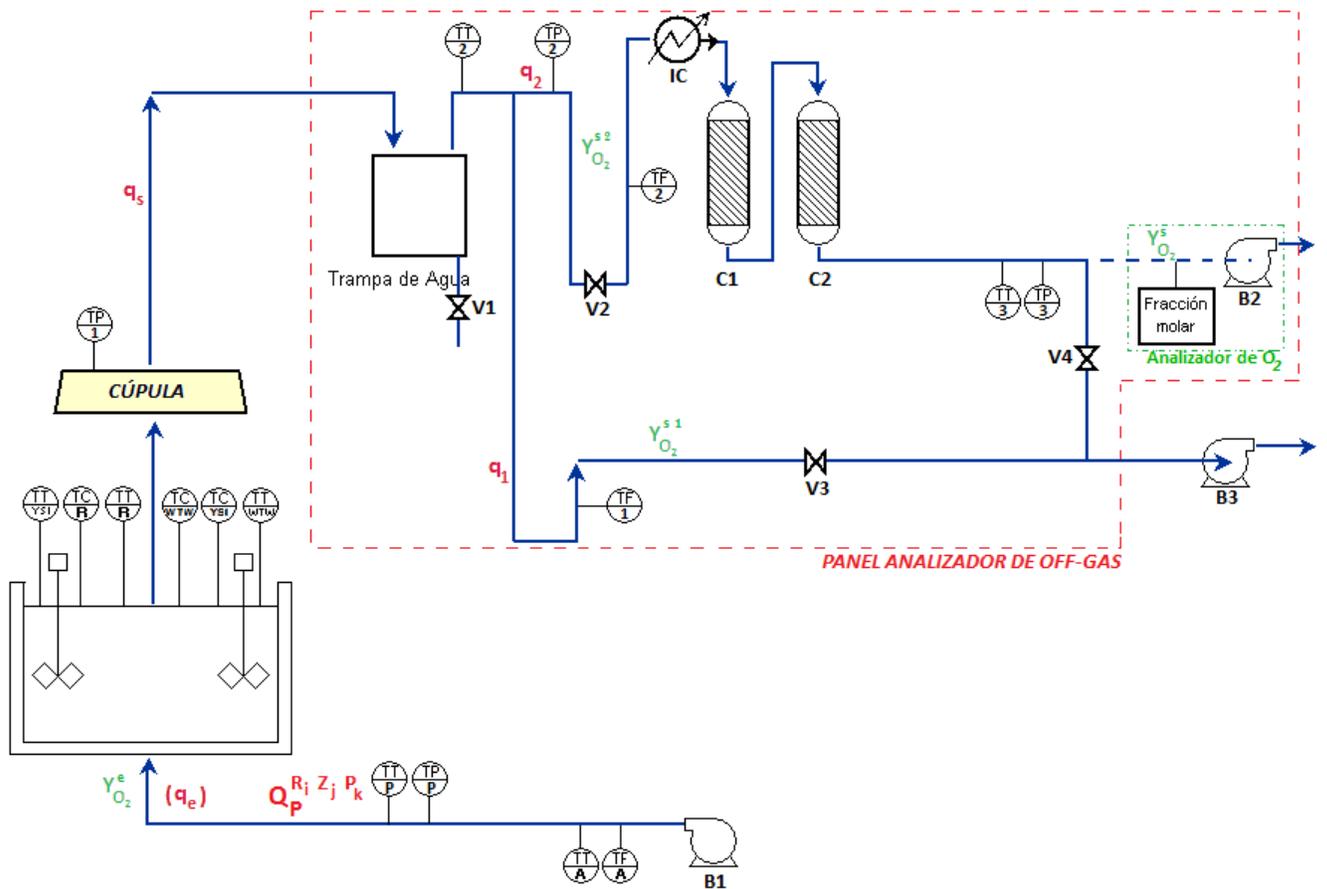


Figura 32: Diagrama de Flujos Sistema de Medición

Se denomina:

- $Q_P^{R_i Z_j P_k}$: al flujo de aire que ingresa al reactor $R_i Z_j$ por la parrilla P_k .
- q_e : al flujo de aire que sale de los difusores existentes en la proyección del área que cubre la cúpula (es decir, el flujo de aire proveniente de los difusores ubicados bajo la cúpula, una fracción de Q_e).
- q_s : al flujo de gas que sale de la cúpula (*off-gas*)
- q_1 : al flujo de off-gas que sale de TA y es medido por R1 (TF-1).
- q_2 : al flujo de off-gas que sale de TA y es medido por R2 (TF-2)
- $Y_{O_2}^e$: a la fracción molar de oxígeno presente en el aire que ingresa.

- $Y_{O_2}^s$: a la fracción molar de oxígeno presente en el *off-gas*, medida por el analizador de oxígeno.
- $Y_{O_2}^{s1}$: a la fracción molar de oxígeno presente en el *off-gas*, en la corriente q_1 .
- $Y_{O_2}^{s2}$: a la fracción molar de oxígeno presente en el *off-gas*, en la corriente q_2 .

El sistema cuenta con los siguientes puntos de medición:

- TT-A: Medición de temperatura del aire que es bombeado por B1, mediante un sensor de SCADA.
- TT-P: Medición de temperatura del aire en la bajada hacia la parrilla en estudio (conexión de la bajada a la parrilla con Pitot elíptico).
- TT-R: Medición de temperatura del líquido del reactor biológico en estudio, mediante un sensor de SCADA.
- TT-WTW: Medición de temperatura en el reactor biológico, mediante el oxímetro WTW.
- TC-YSI: Medición de temperatura en el reactor biológico, mediante el oxímetro YSI.
- TT-2: Medición de temperatura al interior del panel analizador de *off-gas*, mediante un termómetro de mercurio ubicado dentro de TA.
- TT-3: Medición de temperatura de la muestra de gas que ingresa al analizador de oxígeno. No se midió, se aproximó con la medición de TT-2.
- TF-A: Medición del flujo de aire que es bombeado por B1 a los reactores biológicos de la corrida i en estudio ($R_i Z_j$), mediante un flujómetro de SCADA.

- TP-1: Medición de la presión al interior de la cúpula, mediante un manómetro de agua en U.
- TP-2: Medición de la presión en la tubería que sale de TA, antes de los flujómetros, mediante un manómetro de agua en U.
- TP-3: Medición de presión en la tubería que conduce la muestras de gas que ingresa al analizador de oxígeno. No se midió, se aproximó con la medición de TP-2.
- TP-P: Medición de la presión mínima y máxima del aire en la bajada hacia la parrilla en estudio (conexión de la bajada a la parrilla con Pitot elíptico).
- TF-1: Medición de flujo de gas en el analizador de off-gas, mediante el rotámetro R1.
- TF-2: Medición de flujo de gas en el analizador de off-gas, mediante el rotámetro R2.
- TC-R: Medición de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico, mediante un sensor de SCADA.
- TC-WTW: Medición de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico, mediante el oxímetro WTW.
- TC-YSI: Medición de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico, mediante el oxímetro YSI.

A continuación se detalla la forma de calcular estas variables:

3.3.5.1 Presión

3.3.5.1.1 Presión cúpula

Mediante TP-1 se mide la diferencia de alturas entre ambas ramas de la columna de agua en U, en [cm]. Este resultado se copia en la columna llamada "Pc" de la Planilla de datos (ver Anexo H)

3.3.5.1.2 Presión al interior del sistema (P2)

Mediante TP-2 se mide la diferencia de alturas entre ambas ramas de la columna de agua en U, en [cm]. Se registra en la columna "P2" de la Planilla de datos. Con este valor se conoce la presión estática en el tubo.

Esta presión se empleará en la corrección de los flujos medidos q_1 y q_2 , a condiciones normales.

3.3.5.1.3 Presión en la bajada hacia las parrillas con el Pitot elíptico

Conectando el Pitot elíptico a la bajada de la parrilla más cercana a la cúpula, y empleando el manómetro digital, se puede conocer la presión en la tubería, que permite estimar el flujo de aire que ingresa a la parrilla ($Q_p^{R_i Z_j P_k}$), y así conocer el flujo de aire que sale por cada difusor ($Q_d^{R_i Z_j P_k}$).

Se registran los valores mínimo y máximo observados en el manómetro ("P_{MIN}" y "P_{MAX}" de la Planilla de datos). A partir de ellos se calcula un promedio, que es empleado como argumento dentro de la expresión que estima el flujo de aire por la parrilla ($Q_p^{R_i Z_j P_k}$).

3.3.5.2 Temperatura

3.3.5.2.1 Temperatura flujo de aire turbocompresores

SCADA cuenta con dos sensores, que miden la temperatura del aire a la salida de los turbocompresores. El sistema genera dos columnas con los valores medidos cada instante de tiempo (intervalo predefinido). Se promedian ambas columnas, para cada instante, entre (hh:mm:ss = hh:mm:00) y (hh:mm:ss = hh:mm:59) de la hora hh:mm en la cual se efectuó la medición de la fracción molar de oxígeno del *off-gas* ($Y_{O_2}^s$). El promedio final es el que se ingresa a la planilla de datos en la columna "TTurbo".

3.3.5.2.2 Temperatura reactor según SCADA

Se registra la temperatura del reactor (TT-R) para cada instante de medición, mirando el visor en terreno. Ésta se anota en la columna "T SCADA".

3.3.5.2.3 Temperatura reactor según oxímetros

Cada uno de los oxímetros empleados, cuenta con un sensor de temperatura. Se registra la temperatura promedio entre TT-WTW y TT-YSI, en la columna "T prom oxi" de la planilla de datos.

3.3.5.2.4 Temperatura sistema

Mediante el termómetro ubicado al interior de TA (TT-2), se mide la temperatura de los flujos de gases que circulan por el sistema analizador de *off-gas*. Se asume que es igual a la temperatura en el punto TT-3, pues se supone casi no existen pérdidas de calor en ese tramo. Se registran los datos en la columna “T2” de la planilla.

3.3.5.3 Concentración de OD

3.3.5.3.1 Concentración de OD en el reactor según SCADA

Se promedian las mediciones hechas por TC-R para cada instante, entre (hh:mm:ss = hh:mm:00) y (hh:mm:ss = hh:mm:59) de la hora hh:mm en la cual se efectuó la medición de la fracción molar de oxígeno del off-gas ($Y_{O_2}^s$). El promedio final es el que se ingresa a la planilla de datos como “OD SCADA” de esa hora (hh:mm).

3.3.5.3.2 Concentración de OD en el reactor sensores portátiles YSI y WTW

Una vez que se ha medido la fracción molar de oxígeno, se observan los oxímetros (mediciones TC-WTW y TC-YSI) que se encuentran sumergidos en el reactor, y se registra el valor mostrado en pantalla, para la hora (hh:mm) correspondiente en las

columnas “OD WTW” y “OD YSI”. Luego se promedia cada medición YSI con su WTW respectiva, y el resultado se ingresa a la columna “OD prom” de la planilla de datos.

3.3.5.4 Flujos volumétricos de gas

3.3.5.4.1 q_1 , q_2 y su normalización

Los flujos medidos en TF-1 y TF-2 se normalizan de acuerdo a las mediciones de presión y temperatura TP-2 y TT-2 (pues no se incluyeron los sensores TP-3 y TT-3 en la implementación, y se asumen equivalentes).

La ecuación que se emplea es la siguiente:

$$q_{n,i} = q_m \cdot \sqrt{\frac{P_m \cdot T_s}{P_s \cdot T_m}} \quad (74)$$

Donde:

$q_{n,i}$: flujo normalizado 1 o 2 (dependiendo de i)

$q_{m,i}$: flujo medido en TF-i

P_m : presión estática medida por TP-2

T_s : temperatura estándar (20 [°C])

P_s : presión estándar, (1 [atm])

T_m : temperatura medida por T₂

3.3.6 Estimación del flujo de entrada, q_e

Se estima el flujo que ingresa por los difusores ubicados dentro del área que abarca la cúpula, es decir, se calcula el número de difusores que existen en

la proyección del área de la cúpula sobre el fondo del reactor, y se multiplica el flujo de cada difusor por el número de difusores existentes.

En la Figura 33 se ve un esquema del sistema de distribución de aire. Con las letras P1 y P2 se nombran las parrillas 1 y 2, respectivamente. En verde se observa el área que abarca la cúpula.



Figura 33: Esquema de sistema de distribución de aire en los reactores biológicos de “El Trebal”

En la Figura 34 se puede apreciar la relación de tamaño existente entre el reactor (celeste) y la cúpula (verde).

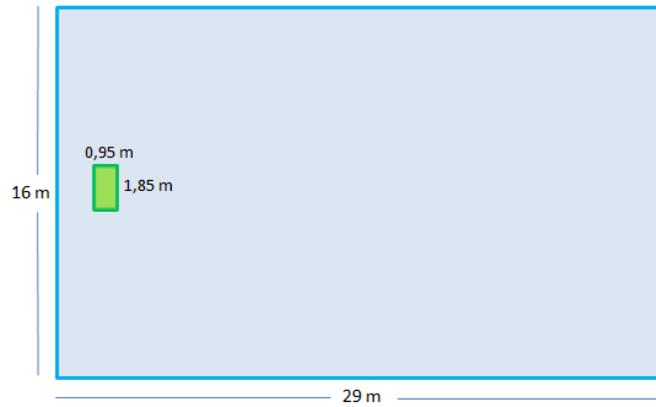


Figura 34: Esquema que muestra la relación de tamaño entre el reactor biológico y la cúpula diseñada

Para calcular q_e , el flujo de aire que ingresa a la cúpula proveniente de los difusores, se emplea la siguiente relación:

$$q_e = nd_{AC} \cdot Q_d^{R_i Z_j P_k} \quad (75)$$

donde:

- nd_{AC} : número de difusores en el área que cubre la cúpula
- $Q_d^{R_i Z_j P_k}$: flujo de aire por difusor en el reactor $R_i Z_j$, según la medición efectuada en la parrilla k

Cada uno de estos términos se calcula como:

$$nd_{AC} = \frac{DADR \cdot AC}{A_m D} \quad (76)$$

Donde:

- $DADR$: densidad de área de difusores por área de reactor, [m^2 difusor/ m^2 reactor]
- AC : área de la cúpula, [m^2]
- $A_m D$: área efectiva de los difusores (correspondiente a membrana), [m^2]

Y:

$$Q_d^{R_i Z_j P_k} = \frac{Q_P^{R_i Z_j P_k}}{nd_P^{R_i Z_j P_k}} \quad (77)$$

- $Q_P^{R_i Z_j P_k}$: flujo de aire que baja por la parrilla k, en el reactor Ri Zj, de acuerdo a la medición TP-P.
- $nd_P^{R_i Z_j P_k}$: número de difusores que posee la parrilla k en el reactor Ri Zj.

La DADR se calcula como el área de todos los difusores de la parrilla correspondiente a la medición, dividida por el área que abarca la parrilla (se asume que ocupa $\frac{1}{4}$ del área del reactor):

$$DADR = \frac{nd_P^{R_i Z_j P_k} \cdot A_m D}{\frac{AR}{4}} \quad (78)$$

Donde

- AR : área total de la base del reactor

3.3.7 Estimación del flujo de salida, q_s

Se establece un balance de oxígeno entre las corrientes antes y después de pasar por la TA, como se ve en la figura 35:

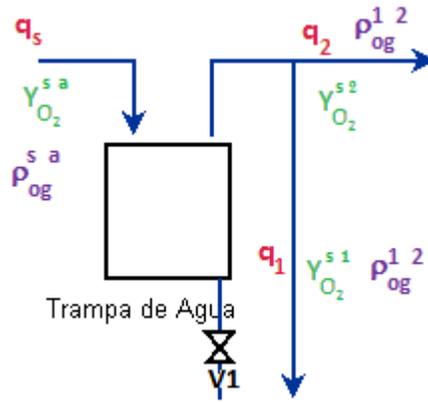


Figura 35: Balance de oxígeno en la fase gas antes y después de la Trampa de Agua (TA)

donde:

- $\rho_{og}^{s a}$: densidad del off-gas antes de TA
- $\rho_{og}^{s 12}$: densidad del off-gas después de TA
- $Y_{O_2}^{s a}$: fracción molar de oxígeno antes de TA
- $Y_{O_2}^{s 1}$: fracción molar de oxígeno después de TA en la corriente q_1
- $Y_{O_2}^{s 2}$: fracción molar de oxígeno después de TA en la corriente q_2

Se obtiene:

$$\rho_{og}^{s a} \cdot q_s \cdot Y_{O_2}^{s a} = \rho_{og}^{s 12} \cdot q_1 \cdot Y_{O_2}^{s 1} + \rho_{og}^{s 12} \cdot q_2 \cdot Y_{O_2}^{s 2} \quad (79)$$

$$\rho_{og}^{s a} \cdot q_s \cdot Y_{O_2}^{s a} = \rho_{og}^{s 12} \cdot (q_1 \cdot Y_{O_2}^{s 1} + q_2 \cdot Y_{O_2}^{s 2}) \quad (80)$$

Suponiendo:

- $\rho_{og}^s = \rho_{og}^{s 12}$
- $Y_{O_2}^{s 1} = Y_{O_2}^{s 2} = Y_{O_2}^{s 12}$

Entonces de (80):

$$q_s = \frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} \cdot (q_1 + q_2) \quad (81)$$

De donde q_1 y q_2 son conocidos, pues se miden directamente. Desarrollando la expresión que falta por conocer (ver Anexo I), se llega a que:

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = 1 + \frac{Y_{H_2O}^{s\ a}}{1 - Y_{H_2O}^{s\ a}} \quad (82)$$

Asumiendo que el *off-gas* contiene una cantidad muy similar de vapor de agua a la que contiene el aire saturado a la temperatura del reactor, entonces se puede conocer $Y_{H_2O}^{s\ a}$ a partir de un diagrama psicrométrico.

De acuerdo a este diagrama, para temperaturas del aire entre 13 y 22 [°C], la humedad (expresada como gramos de agua por kilogramos de aire seco) se puede expresar mediante la siguiente aproximación polinómica de segundo orden:

Al efectuar una aproximación polinómica de segundo orden, se obtiene la siguiente expresión:

$$0,0235 \cdot T^2 - 0,0111 \cdot T + 5,5229 = H \quad (83)$$

De acuerdo a lo indicado en el estándar de la ASCE, para este estudio:

- T: temperatura máxima entre la temperatura registrada en el reactor (seno del líquido, TT-R) y la temperatura medida al interior del sistema analizador de off-gas (TT-2).
- H: humedad contenida en un kilogramo de off-gas [g H₂O / kg off-gas].

Para poder transformar la humedad a fracción molar de agua, se recurre a la definición:

$$Y_{H_2O}^{s\ a} = \frac{n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{total}^{s\ a}} \quad (84)$$

Y se asume que $PM_{\text{aire seco}} \approx PM_{\text{off-gas}}$

Así,

$$Y_{H_2O}^{s\ a} = \frac{n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{total}^{s\ a}} = H \left[\frac{\text{g } H_2O}{\text{kg off-gas}} \right] \cdot \frac{PM_{\text{aire seco}} \left[\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right]}{1000 \left[\frac{\text{g}}{\text{kg off-gas}} \right] \cdot PM_{H_2O} \left[\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right]}$$

$$Y_{H_2O}^{s\ a} = \frac{n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{total}^{s\ a}} = H \cdot \frac{PM_{\text{aire seco}}}{1000 \cdot PM_{H_2O}} \left[\frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol off-gas}} \right]$$

Donde:

- $PM_{\text{aire seco}}$: Peso molecular del aire seco, [g/mol].
- PM_{H_2O} : Peso molecular del agua, [g/mol]

Así, finalmente:

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = 1 + \frac{H \cdot \frac{PM_{\text{aire seco}}}{1000 \cdot PM_{H_2O}}}{1 - H \cdot \frac{PM_{\text{aire seco}}}{1000 \cdot PM_{H_2O}}} \quad (85)$$

Lo que permite obtener una estimación de q_s :

$$q_s = \left(1 + \frac{H \cdot \frac{PM_{\text{aire seco}}}{1000 \cdot PM_{H_2O}}}{1 - H \cdot \frac{PM_{\text{aire seco}}}{1000 \cdot PM_{H_2O}}} \right) \cdot (q_1 + q_2) \quad (86)$$

4 Resultados

4.1 Diseño e implementación sistema

El diseño del sistema de medición estuvo basado en las indicaciones de la ASCE. En términos generales, se cumplió con los requerimientos técnicos de los equipos e instrumentos.

Este diseño mostró ser funcional, puesto que se obtuvieron resultados concordantes con lo esperado, durante largos períodos del lapso de medición, casi sin sufrir inconvenientes que paralizaran las mediciones. No obstante, el sistema es perfectible, en particular, la bomba B3 (aspiradora) puede cambiarse por otro equipo cuyo rango de operación sea más cercano al rango necesario para el trabajo en terreno (más detalles sobre este rango, en la sección 5).

Se fabricó una cúpula cuya área transversal fue de 1,73 [m²], lo que facilitó su traslado a los diversos puntos de medición. Dado que su tamaño es relativamente pequeño, ésta se ubicó lejos de las paredes de los bordes del reactor, para asegurar la hipótesis de mezclado completo de la zona bajo la cúpula.

Por otro lado, el sistema diseñado requiere de gran atención en cuanto a mantenimiento, en particular las columnas, pues pueden agotarse, y la cúpula, porque con el tiempo acumula sedimentos. El efecto del uso de columnas agotadas se describe en el Anexo J, y se explica brevemente en la Discusión.

4.2 Metodología de medición

Se definió un protocolo de medición (descrito en la metodología), que incluye la calibración del analizador de oxígeno con aire seco y el registro del valor de la fracción

molar de oxígeno al momento de la medición. Éste fue aplicado cabalmente desde el día 31 de Agosto.

4.3 Monitoreo variables de proceso

En los Anexos K a U se encuentran los gráficos correspondientes a los resultados de las variables medidas y/o estimadas del proceso a lo largo de los 4 meses que duraron las mediciones en terreno. En los puntos siguientes se abordarán los resultados de manera global, sólo haciendo referencia a los más importantes.

4.3.1 Temperatura

4.3.1.1 Temperatura del reactor

Las temperaturas registradas a lo largo del período de medición, fluctuaron entre los 14,7 y 22 [°C], con variaciones diarias de temperatura entre 0 y 2,2 [°C].

Para mayores detalles, revisar el Anexo K, donde se muestran los resultados obtenidos para esta variable al interior del reactor, cada día de medición.

4.3.1.2 Temperatura del flujo de aire que ingresa al sistema

El aire que ingresa al sistema se midió en dos ocasiones: una, mediante TT-A, donde se midió la temperatura del flujo de aire que ingresa por cada cámara de distribución, y la otra se efectuó en el punto de conexión del Pitot elíptico con la tubería que dirige al aire hacia una determinada parrilla, (TT-P).

Naturalmente, la temperatura medida por SCADA (TT-A) fue mucho mayor a la registrada en la bajada a las parrillas, pues el largo del trayecto entre TT-A y TT-P hace que la pérdida de calor sea considerable.

La temperatura medida por SCADA fue casi constante para cada reactor. El rango de temperaturas observadas se movió entre los 75 y 90 °C (ver Anexo L).

La temperatura TT-P se midió casi siempre mediante una aproximación gruesa, usando la mano como sensor, y agua a 25 [°C] como referencia. Se registraron temperaturas entre 25 y 40 [°C].

4.3.1.3 Temperatura del flujo de gas al interior del sistema (TT-2)

Varió aproximadamente entre 9 y 35 [°C].

4.3.2 Presión

4.3.2.1 Presión cúpula

La presión al interior de la cúpula fluctuó entre $\pm 2,5$ [cm H₂O], lo que satisfizo las condiciones de la ASCE.

4.3.2.2 Presión del flujo de gas al interior del sistema

Para las mediciones de off-gas, la presión fue de $\pm 1,5$ [cm H₂O], y para el aire de -5 [cm H₂O].

4.3.3 Oxígeno disuelto

Se observaron variaciones entre casi 0 y 7 [mg/L], obteniéndose niveles de OD mayores en los reactores ubicados en el tercer puesto de la serie respectiva (Ri Z3, con i=5, 8).

Para mayores detalles, revisar los Anexos N y O.

4.3.4 Flujos

En el Anexo Q se incluyen los gráficos analizados en esta sección. Los resultados obtenidos para los flujos que ingresan y salen del sistema, mostraron diferencias significativas, sobre todo durante la mañana y mediodía.

El flujo de entrada, q_e , fluctuó entre los 4 y 38 [Nm³/h] mientras que el flujo de salida, q_s , lo hizo entre los 10 y 22 [Nm³/h].

4.3.5 Fracción molar de oxígeno, $Y_{O_2}^s$

En términos generales, la fracción molar medida se observó entre 0,17 y 0,21.

4.4 Factor beta (β)

Para este cálculo se empleó la ecuación (54), con:

$$C_{\infty 20}^* = 9,09[mg / L]$$

$$C_{s 20} = 9,09[mg / L]$$

Los resultados obtenidos se presentan en esta tabla:

Tabla 5: Resultados estimación de factor β

Fecha [dd-mm-aaa]	OD YSI [mg/L]	T YSI [°C]	Cs (T) [mg/L]	Beta []
27-09-2010	9,0	18,3	9,413	1,000
27-09-2010	7,7	21,8	8,774	0,918
27-09-2010	8,8	15,8	9,912	0,929
01-10-2010	9,5	20,6	8,982	1,129
01-10-2010	8,1	22,4	8,676	0,996
			Promedio	0,994

Por otro lado, si se asume TDS=1000 [mg/L], y se reemplaza este valor en la ecuación (48), se obtiene un valor de beta igual a:

$$\beta = 0,99$$

4.5 Indicadores de transferencia de oxígeno (O_{TE_f} , $SOTE_f$, α , $K_L a_f$)

Los indicadores se calcularon de acuerdo a las ecuaciones (67), (73), (42) y (71).

La Tabla siguiente resume los resultados obtenidos para los indicadores O_{TE_f} , $SOTE_f$, α y $K_L a_f$ para cada serie de mediciones (definidas por el reactor y parrilla). Se indican los valores máximos (“máx”) y mínimos (“mín”) obtenidos.

Tabla 6: Resumen resultados O_{TE_f} , $SOTE_f$, $K_L a_f$ y α para cada serie de datos (según reactor y parrilla).

Reactor, Parrilla	Fecha de medición	O_{TE_f} mín []	$SOTE_f$ mín [%]	$K_L a_f$ mín[1/h]	α mín []
		O_{TE_f} máx []	$SOTE_f$ máx[%]	$K_L a_f$ máx [1/h]	α máx []
R8 Z1, P5	27-Jul-10 a 13-Ago-10	0,06	7,0	2	0,19
		0,18	20,2	17,1	0,48
R8 Z3, P3	13-Ago-10 a 24-Ago-10	0,11	15,1	5,7	0,43
		0,20	26,2	12	0,71
R8 Z3, P3 (v2)	18-Oct-10 a 22-Nov-10	0,10	12,3	4,7	0,35
		0,23	27,7	14,2	0,76
R5 Z1, P5	27-Ago-10 a 27-Sep-10	0,09	9,5	1,1	0,3
		0,17	18,5	7	0,56
R5 Z3, P3	01-Oct-10 a 15-Oct-10	0,03	5,5	0,9	0,15
		0,10	16,5	7,4	0,49

Luego, se graficaron los resultados para cada indicador, de la siguiente manera:

- Se agruparon las mediciones correspondientes a un mismo reactor, por días.
- En los casos de los indicadores que reportan la eficiencia de transferencia de oxígeno de manera directa (OTE_f y $SOTE_f$), se proporciona cada indicador versus la hora de medición (Hora SCADA), y luego versus el flujo de aire por difusor (Q_e/nd).
- En los casos del factor alfa (α) y el coeficiente global de transferencia de masa ($K_L a_f$), se graficaron los resultados sólo versus la hora de medición (Hora SCADA).
- Se realizó una filtración de los datos para cada gráfico, inicialmente de acuerdo a lo indicado en la metodología (sólo se consideran mediciones si las fracción molar medida del aire de referencia anterior y posterior fueron cercanas a 20.9), y, luego, según las particularidades de cada medición. En el último caso, se señala la serie o punto eliminados, y su razón.

Debido a la gran cantidad de gráficos obtenidos, todos se incluyen al final del informe, en los Anexos R a U. A continuación, sólo se incorporan algunos de ellos a través de los cuales se analizarán los resultados más importantes.

4.5.1 Eficiencia de transferencia de oxígeno, OTE_f

Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso, OTE_f []

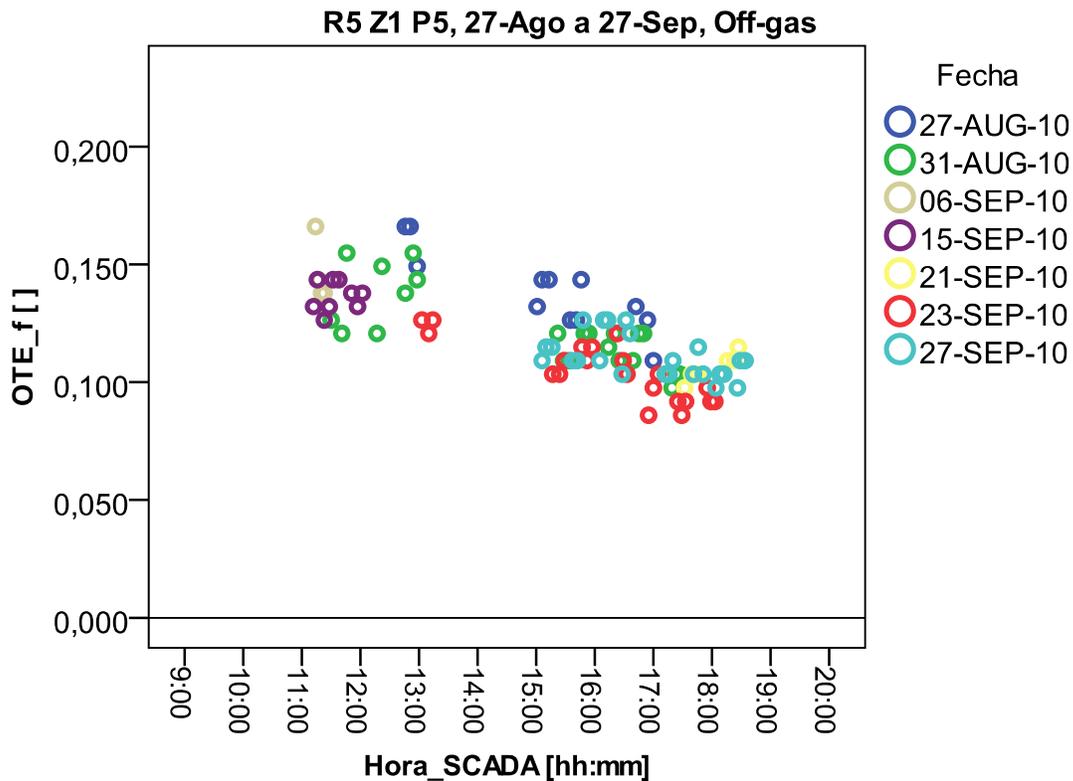


Figura 36: Gráfico OTE_f vs. Hora de medición, reactor R5 Z1, parrilla P5

En la Figura 36 se observan los resultados obtenidos para la OTE_f en R5 Z1, entre el 27 de Agosto y el 27 de Septiembre. Este gráfico representa a grandes rasgos los resultados obtenidos para la serie R8 Z1 P5.

En términos generales, se aprecia una nube de puntos que disminuye a medida que avanza el día (entre las 11:00 y las 19:00 horas, aproximadamente), con OTE_f s entre 0,09 y 0,17.

Los valores de OTE_f obtenidos para las series R8 Z3 P3 y R8 Z3 P3 (v2) se mueven en rangos parecidos (entre 0,10 y 0,23), pero muestran comportamientos

levemente diferentes, debido, principalmente, a la cantidad de días que conforman la serie (se midió durante menos días en el primer caso).

4.5.2 Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar, $SOTE_f$

Los resultados de la $SOTE_f$ para el reactor R5 Z1, P5, se presentan en la Figura 37.

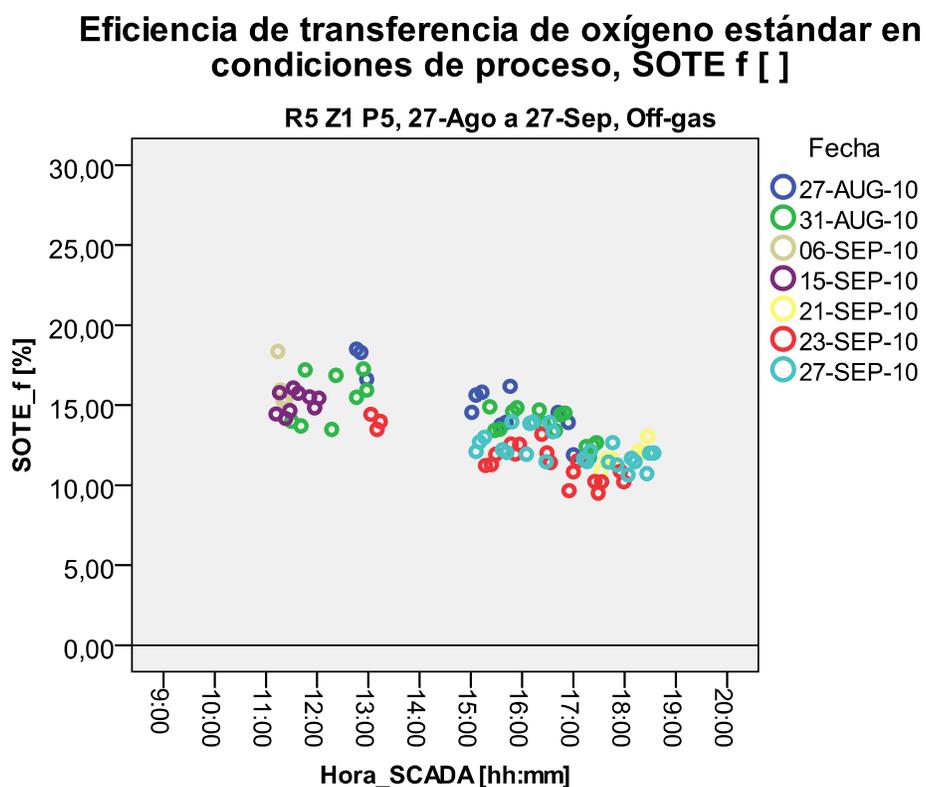


Figura 37: Gráfico $SOTE_f$ vs tiempo, reactor R5 Z1, parrilla P5

En ella se observa nuevamente una nube de puntos con tendencia decreciente de la $SOTE_f$ con respecto a la hora de medición, situación que también ocurre en los reactores R8 Z1 y R8 Z3, aunque con algunas variaciones. En términos globales, la $SOTE_f$ fluctuó entre el 5% y el 27%, obteniéndose $SOTE_s$ levemente mayores en

los reactores correspondientes a la tercera posición dentro de su serie (R5 Z3 y R8 Z3), como se observa en la Figura 38:

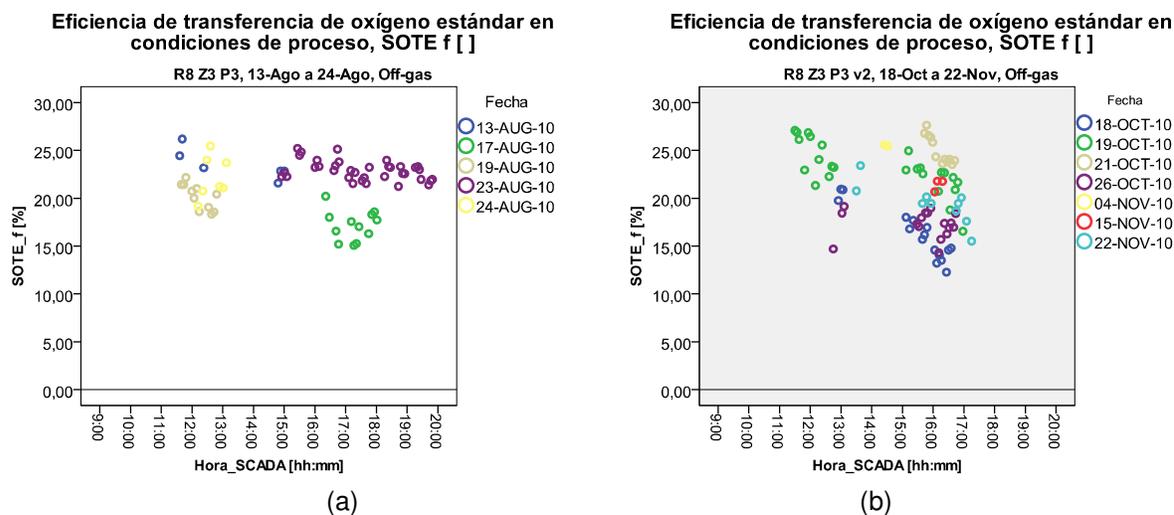


Figura 38: Gráfico $SOTE_f$ vs tiempo, R8 Z3, P3.
 (a) Reactor R8 Z3, parrilla P3; (b) Reactor R8 Z3, parrilla P3, (v2).

La diferencia es clara. En la Figura 38 (a) y (b) se observa que la $SOTE_f$ es aproximadamente un 5% mayor a la registrada en R5 Z1, P5 (figura anterior).

Se puede observar que la $SOTE_f$ del caso (b) se mueve casi dentro del mismo rango que la $SOTE_f$ calculada en la primera ronda (a).

En el gráfico siguiente (Figura 39), de la $SOTE_f$ vs. Flujo de aire por difusor, se observó una tendencia decreciente, de acuerdo a lo esperado ^{[12] [20] [21] [22]}.

La dispersión de los puntos obtenidos fue mayor a la observada en los gráficos de tipo $SOTE_f$ vs. Hora SCADA.

Este comportamiento se apreció en todos los reactores, excepto en la serie R5 Z3 P3.

Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, $SOTE_f$ [%], vs. Flujo de aire por difusor [m³/hr/difus]

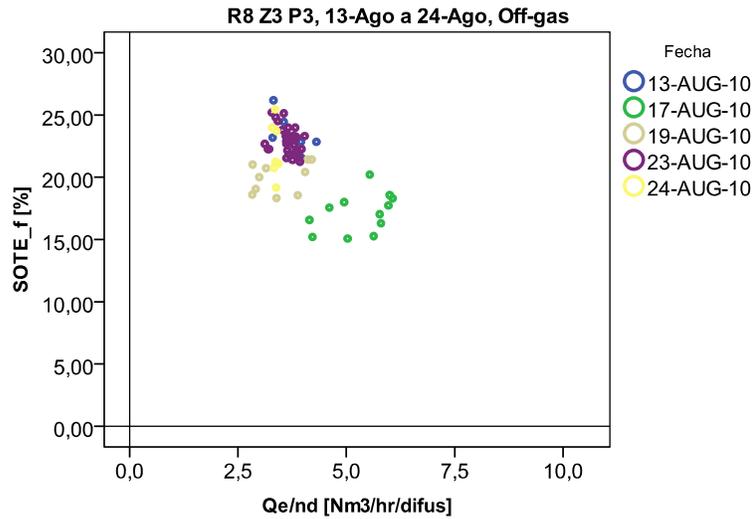


Figura 39: Gráfico $SOTE_f$ vs flujo de aire por difusor, reactor R8 Z1, parrilla P5

La principal razón por la cual la $SOTE_f$ tiende a disminuir a medida que avanza el día, es que el flujo de aire normalmente tiende a aumentar hacia el atardecer (ver Figura 40). En el gráfico se puede visualizar cómo varía el flujo de aire por difusor a lo largo del día.

Flujo de aire por difusor [Nm³/hr/difus] vs. Hora de medición [hh:mm]

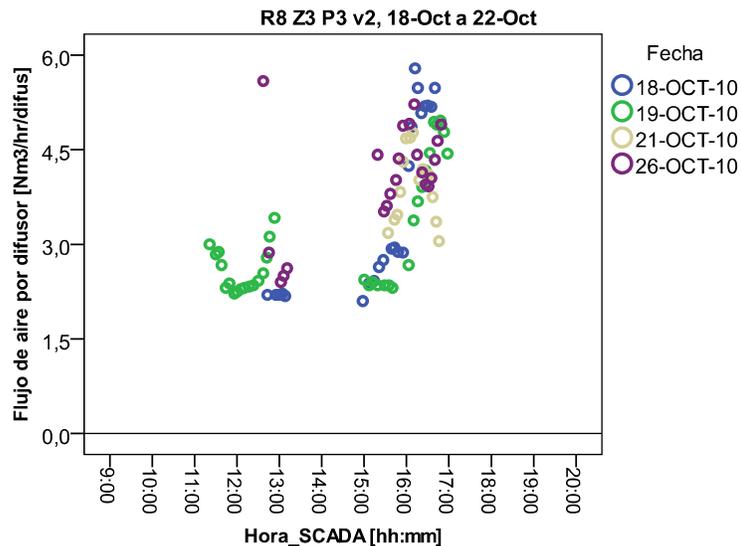


Figura 40: Gráfico Flujo de aire por difusor [Nm³/hr/difus] vs. Hora SCADA, reactor R8 Z1, parrilla P5

En este ejemplo, casi todas las series presentan un incremento del flujo de aire a medida que avanza el día, menos las de los días 19 y 21 de Octubre, donde en algunos momentos la tendencia es la opuesta.

Los resultados obtenidos para el reactor R5 Z3 P3 son los menos concluyentes. Ellos se analizarán en detalle en la sección 5.

4.5.3 Coeficiente global de transferencia de masa aparente, $K_L a_f$

Los resultados obtenidos se ejemplifican mediante el gráfico de la figura 41:

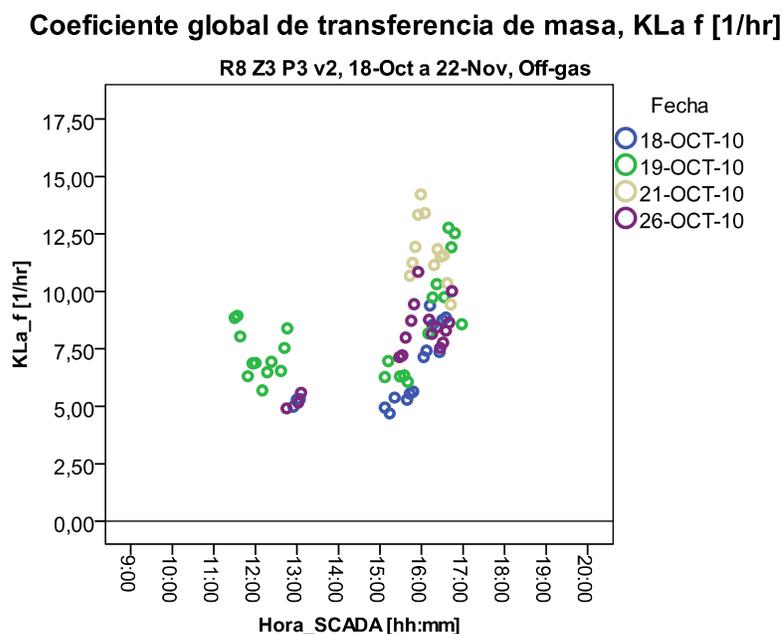


Figura 41: Gráfico Coeficiente global de transferencia de masa versus Hora de medición, reactor R5 Z3, v2, parrilla P3

Se decidió omitir las series correspondientes a los días 15 y 22 de Noviembre, debido a un cambio en el manómetro utilizado para medir la presión en la bajada de las parrillas, TT-P. En el Anexo U se incluye este gráfico con las series omitidas para este análisis.

Se observaron coeficientes entre los 5 y 13,5 [1/hr]. En los demás reactores, los coeficientes se movieron entre 1 y 17,5 [1/hr], con la mayor dispersión en el caso de R8 Z1, el primer reactor medido, y la menor en el R5 Z1, con valores entre 2,5 y 7,5 [1/hr]. La serie de reactores 8 presentó mejores $K_L a_f$ s que la serie 5, pero estos valores fueron mucho más variables.

4.5.4 Factor α

Los resultados obtenidos para alfa presentan un comportamiento similar al de las $SOTE_s$. En la Figura 42 se muestran los resultados obtenidos para el reactor R5 Z1, en la parrilla 5.

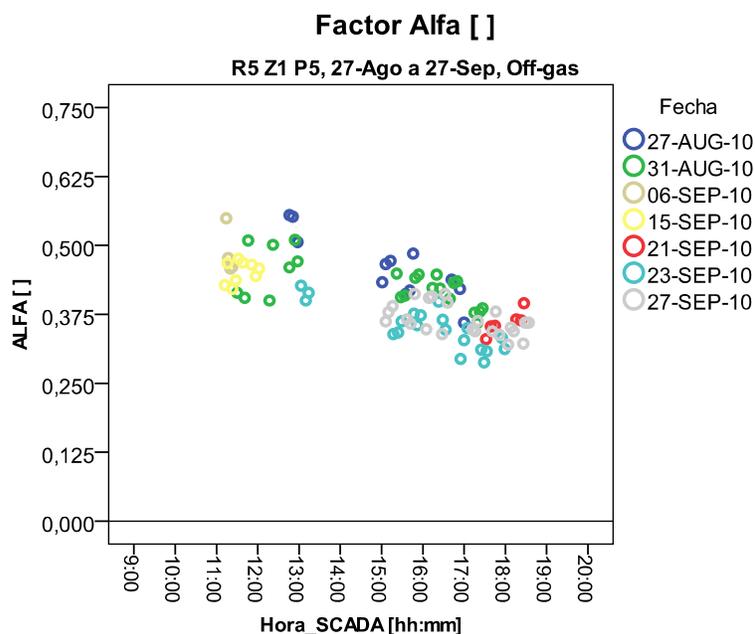


Figura 42: Gráfico Coeficiente Alfa versus Hora de medición, reactor R5 Z1, parrilla P3

Los valores de alfa tienden a decrecer a medida que avanza el tiempo a lo largo del día. En este caso, se trata de factores que oscilan entre los 0,6 a 0,3, aproximadamente, entre las 11:00 y 19:00 horas. En términos generales, alfa se movió

entre 0.76 y 0.19, observándose alfas mayores en el reactor R8 Z3, y menores en R8 Z1 y R5 Z3.

5 Discusión

5.1 Diseño e implementación sistema

Se cumplió con los requerimientos técnicos de los equipos e instrumentos, tales como rangos de operación, precisión, resolución y características de los materiales. Por ejemplo, los rotámetros incorporados en el sistema Analizador de *off-gas* midieron flujos menores a los 25 [Nm³/hr].

El área de la cúpula fabricada fue de 1,73 [m²], un valor relativamente bajo dentro de lo recomendado (hasta 1/8 de la superficie del reactor, equivalentes a 54 [m²]). Su tamaño facilitó su traslado a los diversos puntos de medición. Sin embargo, al emplear una cúpula tan pequeña, se corre el riesgo de que los resultados obtenidos no sean representativos, ya que se obvian fenómenos propios de los reactores no ideales, como la existencia de corrientes de mezcla, y el no cumplimiento de la hipótesis de mezclado completo cerca de las paredes. Se debe buscar el equilibrio entre la funcionalidad de la cúpula (relacionada con sus dimensiones) y la representatividad de las mediciones efectuadas con ella, para definir su tamaño. Dado el tamaño de la cúpula, ésta se ubicó lejos de las paredes de los bordes del reactor.

Este diseño mostró ser funcional. La mayoría de las modificaciones sufridas se debieron a fallas de construcción, como en el caso de la trampa de agua (TA), que debió ser reemplazada una vez que se despegó la unión de un codo con un tubo, por otra con sistema de sellado fácil y resistente, o también a cambios en los aparatos de instrumentación, como fue la pérdida de una termocupla, que obligó a tapar una perforación realizada exclusivamente con el fin de efectuar mediciones de temperatura.

Se considera que las aproximaciones de las mediciones de temperatura y presión en los puntos 2 y 3 (TT-2, TT-3, TP-2 y TP-3) no afectaron de manera significativa los resultados, puesto que la distancia entre ambos no excedió 1 [m], por lo que se confía en que las pérdidas de energía entre los puntos son prácticamente despreciables.

Algunas modificaciones podrían disminuir las pérdidas de carga en el sistema, como la incorporación de una válvula de 3 pasos, en vez de dos bifurcaciones por el uso de válvulas de un solo paso en el panel analizador de *off-gas*, mezclar las columnas en una sola mixta y disminuir el tiempo de ambientación del sistema. También podrían cambiarse las columnas por unas que cuenten con un sistema de apertura más fácil. Otro punto importante a considerar, es la relevancia de la TA dentro del sistema. La mayor parte del vapor de agua contenido en el *off-gas*, fue condensada antes de la TA, en la manguera. Sería recomendable evaluar cuánto vapor de agua se condensa producto de TA, y en caso de ser necesario, cambiar el sistema diseñado. Por otro lado, la aspiradora B3 mostró no ser la indicada para el proceso, pues muchas veces generó un vacío al interior de la cúpula tan grande que terminó sumergiéndola levemente, e hizo peligrar al sistema con un eventual ingreso de agua desde el reactor. El potenciómetro fue insuficiente para la regulación del flujo de gas extraído. Se recomienda un cambio de B3 por un equipo que tenga un rango de operación cuyo límite inferior sea menor (cercano a los 3 [Nm³/hr]), y cuente con un filtro de agua.

El diseño es totalmente perfectible, e incluso el sistema puede automatizarse. Se requiere especial atención con el mantenimiento del sistema. Es necesario observar

constantemente el estado del relleno de las columnas, para asegurarse que no estén agotadas.

El efecto del uso de columnas completa o parcialmente agotadas sobre la medición de *OTE* ya ha sido estudiado. En el Anexo J se puede observar el análisis efectuado por Strenstrom ^[23] sobre el efecto que tiene en la *OTE* el empleo de columnas ineficientes, tanto para deshumidificación como para el stripping de CO₂. El empleo de una columna para stripping de CO₂ parcialmente agotada puede tener un impacto leve sobre el resultado de la *OTE*, para *OTEs* entre 10 y 20%; sin embargo, para *OTEs* pequeñas, este efecto es mayor.

Se sugiere un período máximo de 1 mes y medio para realizar tales acciones, las que involucran reemplazo de lechos, aseguramiento del sellado de las conexiones del piping, y lavado del interior de la cúpula.

5.2 Metodología de medición

El proceso de medición fue cambiando a lo largo del período experimental. El protocolo de medición descrito en la metodología, fue aplicado desde el día 31 de Agosto, aunque el cambio de la calibración del analizador de oxígeno se incorporó con anterioridad, el 23 de Agosto. Podría considerarse entonces que no vale la pena analizar las mediciones previas al día 23 (correspondientes al R8 Z1 y parte de la primera medición de R8 Z3), debido a que no cuentan con la rigurosidad que exige el método planteado. Sin embargo, ellas pueden considerarse como confiables, ya que de acuerdo a lo planteado en el Anexo J, la deshumidificación parcial del aire de referencia no afecta de manera significativa sobre la OTE_f calculada. Estas mediciones entregaron valiosa información sobre el comportamiento de los datos bajo una metodología menos estricta. Las primeras mediciones (R8 Z1 P5) permitieron el desarrollo del protocolo

final, revelando la importancia de hacer mediciones que abarcaran gran parte del día, puesto que existía gran dispersión de los datos, y las mediciones realizadas durante pequeños intervalos de tiempo no permitía realizar análisis concluyentes sobre el comportamiento observado.

Con respecto a las mediciones del 17 y 19 de Agosto (las mediciones de R8 Z3 efectuadas bajo el protocolo menos riguroso), ellas pudieron ser contrastadas con la segunda ronda de mediciones en el reactor R8 Z3 (llamada “v2”, por ser la segunda versión), y, como se mostrará a continuación, no existieron grandes diferencias entre ellas a pesar de lo distante que se realizaron una con respecto a la otra (13 a 24 de Agosto versus 18 a 22 de Noviembre).

5.3 Monitoreo variables de proceso

5.3.1 Temperatura

En términos generales, la temperatura del reactor se mantuvo estable. No existieron grandes diferencias entre las mediciones de SCADA y las mediciones de los oxímetros (TT-WTW y TT-YSI).

Con respecto al aire que ingresa al sistema, la temperatura medida por SCADA (TT-A) se mantuvo constante para cada reactor, presentando sólo variaciones pequeñas (ver Anexo L).

Se presentaron problemas para medir la temperatura en las parrillas (TT-P), debido a los problemas de instalación que presentaba el Pitot elíptico (su peso y tamaño dificultaban su instalación, además de presentar problemas con el sistema de sellado del instrumento a la atmósfera) no pudo seguir efectuándose

la medición con termocupla debido a la falta de una pieza. Se intentó sortear esta vicisitud aplicando teflón por todo el perímetro del tubo principal. Luego, se estimó la temperatura en base a mediciones efectuadas poniendo la mano sobre la tubería que transporta al aire (la bajada a las parrillas). Para ello se tomó como referencia agua a 25 [°C], donde se introdujo la mano y luego se tocó el tubo, para posteriormente registrar la temperatura aproximada.

Si bien estas aproximaciones fueron muy gruesas, el efecto de la temperatura sobre la estimación del flujo de aire que baja por las parrillas es muy pequeño.

Con respecto a la temperatura del flujo de gas al interior del sistema (TT-2), ésta depende principalmente de la temperatura ambiental. Las pérdidas producidas por conducción y convección a lo largo de la tubería fueron las que determinaron finalmente el rango en el cual la temperatura fluctuó.

5.3.2 Presión

En términos generales, todas las mediciones de presión se comportaron dentro de los rangos esperados.

5.3.3 Oxígeno disuelto

A pesar de que el lazo de control que regula el flujo de aire que ingresa a las parrillas está diseñado para mantener una concentración de OD relativamente constante, las mediciones en terreno indicaron que esto no ocurría así. Se observan variaciones entre casi 0 y 7 [mg/L], obteniéndose niveles de OD mayores en los reactores ubicados en el tercer puesto de la serie respectiva (Ri

Z3, con $i= 5$ y 8). Esto pudo estar relacionado con un cambio en la lógica de control sufrido exactamente en el período de medición.

Llaman la atención las diferencias obtenidas con el sensor de SCADA. Dado que esta variable es crucial en el diseño y operación del proceso, se recomienda aumentar el número de sensores a 2 por reactor, de manera de tener una mejor aproximación al comportamiento real de la transferencia de oxígeno en los reactores biológicos, o, en su defecto, aumentar la frecuencia de mantenimiento a los sensores.

5.3.4 Flujos

En el Anexo Q se incluyen los gráficos analizados en esta sección.

La succión de aire en el sistema, realizada por la aspiradora (B3), en muchos casos fue mayor a la necesaria. Dada la implementación del sistema, no fue posible disminuir el flujo aspirado más allá de un cierto valor. Esto se tradujo en la obtención de flujos de salida q_s en muchos casos mayores a los flujos de entrada, q_e . Cuando los flujos de entrada aumentaron (en general esto ocurrió desde las 15 horas en adelante), fue posible mantener la cúpula en un equilibrio con respecto al nivel de la superficie del líquido. El tiempo máximo para realizar una medición quedó determinado por el flujo q_e , pues mientras más se acercara a q_s , más tiempo podía mantenerse encendida la bomba para efectuar la medición.

5.4 Factor beta (β)

La similitud de los resultados entre el método experimental de estimación de beta y la estimación de la ASCE, comprueba que la aproximación dada por la ASCE es válida en este caso en estudio.

5.5 Indicadores de eficiencia de transferencia de oxígeno

5.5.1 Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar, $SOTE_f$

Al final del informe, en los Anexos R a U. A, se puede acceder a los gráficos aquí mostrados.

Los resultados de la $SOTE_f$ para el reactor R5 Z1 P5 versus la $SOTE_f$ para R8 Z3 P3 se analizan a continuación.

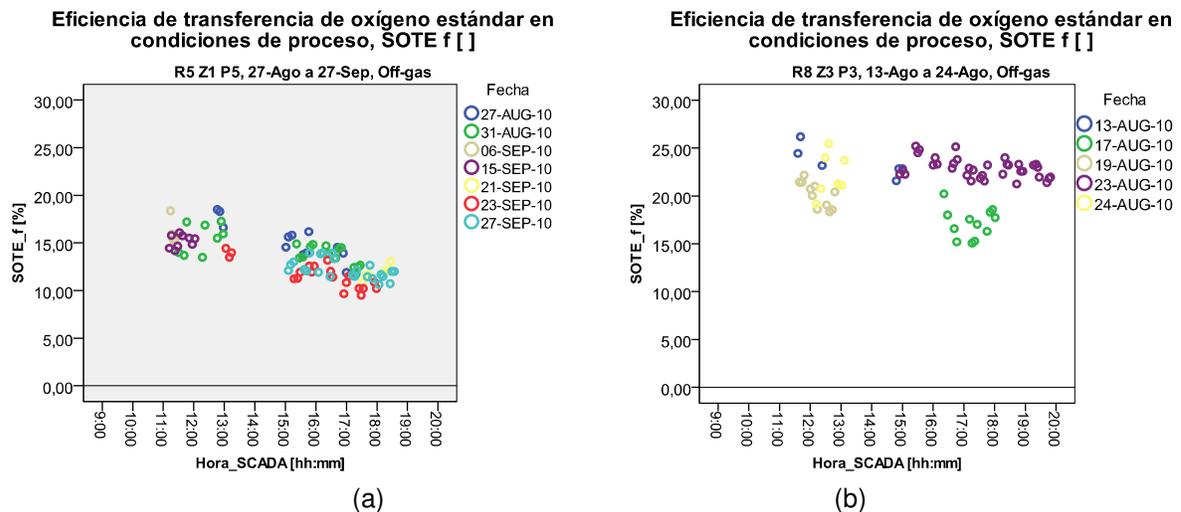
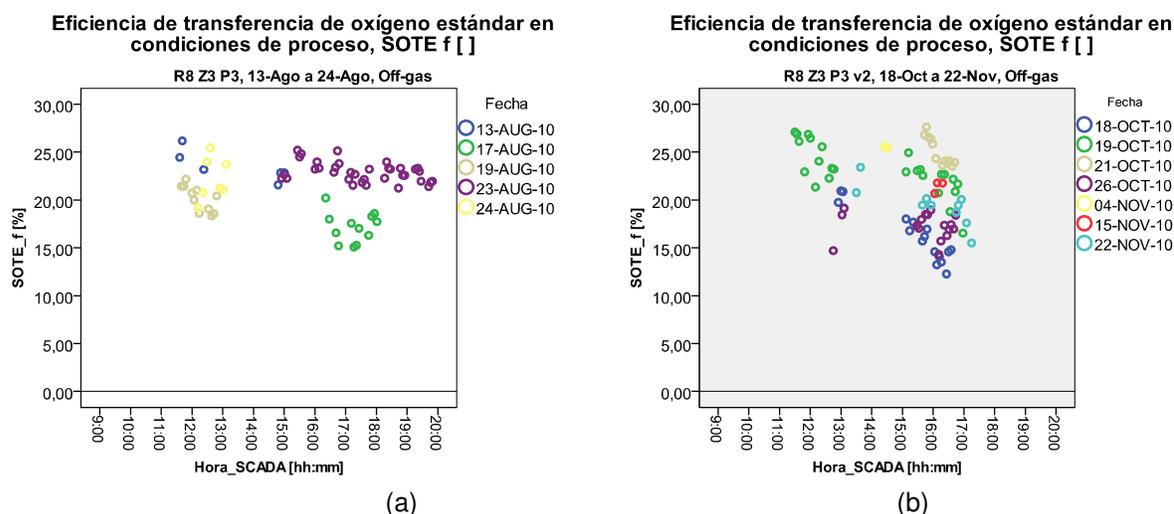


Figura 43: Gráficos $SOTE_f$ vs tiempo.
(a) Reactor R5 Z1, parrilla P5; (b) Reactor R8 Z3, parrilla P3

La diferencia entre ambos casos se debería a que las aguas de proceso recibidas por los reactores ubicados al comienzo de las series (R5 Z1 y R8 Z1) poseen un alto contenido de agentes tensoactivos, como detergentes. Esta cantidad va disminuyendo a medida que se avanza en el proceso, producto de la degradación

de la materia orgánica. Esto disminuye el valor de alfa para los reactores Ri Z1 (con $i=5, 8$), afectando al coeficiente global de transferencia de masa en condiciones de proceso, $K_L a_f$, disminuyéndolo.

En la figura siguiente, se comparan los resultados obtenidos para la $SOTE_f$ en distintos días en los reactores R8 Z3, P3.



(a) (b)
Figura 44: Gráfico $SOTE_f$ vs hora de medición, reactor R8 Z3
 (a) Reactor R8 Z3, P3; (b) Reactor R8 Z3 (v2), parrilla P3

Se puede observar en la Figura 44 (a) que durante la tarde la serie del 23 de Agosto presentó $SOTE_f$ s muy elevadas (entre 25 y 20%) en comparación con la serie del 17 de Agosto, entre las 15 y 18 horas (entre 15 y 20%). Por otro lado, el gráfico (b) mostró un comportamiento decreciente a lo largo del día, el que es muy manifiesto en horas de la tarde (entre las 15 y 18 horas). El análisis del gráfico de la Figura 45 ayuda a comprender por qué ocurre esta diferencia.

Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, $SOTE_f$ [%], vs. Flujo de aire por difusor [$m^3/hr/difus$]

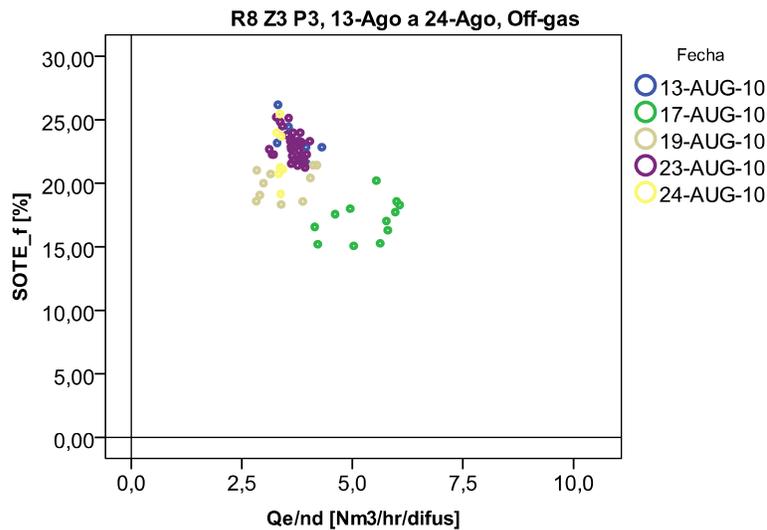


Figura 45: Gráfico $SOTE_f$ vs flujo de aire por difusor, reactor R8 Z1, parrilla P5

En este gráfico se ve que durante el día 23 de Agosto el flujo de aire por los difusores se mantuvo entre 2,5 y 4 [$Nm^3/(hr*difus)$], mientras que el flujo de aire registrado el 17 de Agosto osciló en un intervalo mayor (entre los 4 y 6,5 [$Nm^3/(hr*difus)$]). Como es sabido, la $SOTE_f$ está relacionada de manera inversa con el flujo de aire por difusor. Por ello, las diferencias entre los días son tan marcadas. La $SOTE_f$ tiende a disminuir a medida que avanza el día, pues que el flujo de aire normalmente tiende a aumentar hacia el atardecer. Cuando el flujo se mantiene bajo, la $SOTE_f$ se mantiene alta, independientemente del horario.

Cuando el flujo de aire por difusor varía bruscamente, puede ocurrir que la esperada relación inversa entre la $SOTE_f$ y el flujo de aire por difusor, no se cumpla.

El protocolo de medición establece que por cada medición de fracción molar de oxígeno del off-gas, debe registrarse la presión mínima y máxima al interior de la tubería que baja hacia los difusores. Puede ocurrir que al momento de medir la

presión no se esté tomando el dato correspondiente al instante exacto en que se midió la fracción molar, sino que uno asociado a un momento posterior, con un pequeño desfase. Cuando esto ocurre mientras el flujo de aire por difusor es relativamente constante, o presenta un comportamiento lineal con respecto al tiempo, el comportamiento de la $SOTE_f$ no se ve mayormente alterado, pero cuando el flujo de aire experimenta variaciones bruscas, los datos se dispersan más.

El siguiente gráfico se presenta para poder visualizar el efecto de las variaciones del flujo de aire por difusor sobre la $SOTE_f$:

Flujo de aire por difusor [Nm³/hr/difus] vs. Hora de medición [hh:mm]

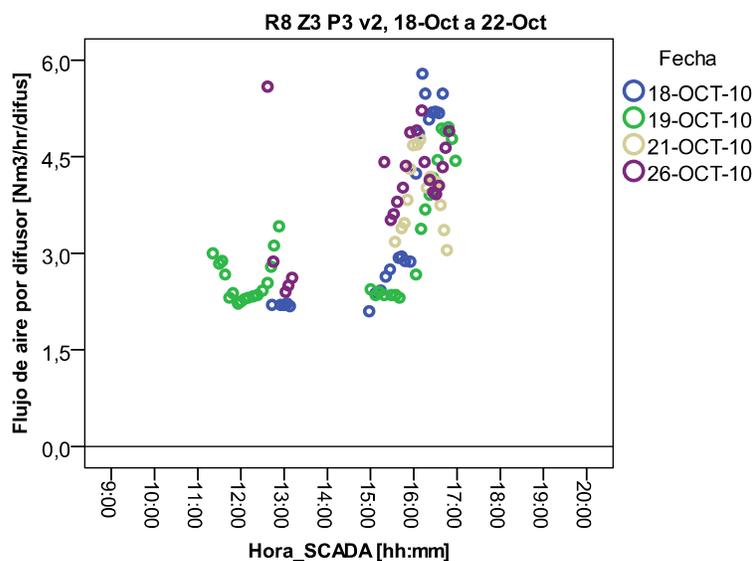


Figura 46: Gráfico Flujo de aire por difusor [Nm³/hr/difus] vs. Hora SCADA, reactor R8 Z1, parrilla P5

En este ejemplo, casi todas las series presentan un incremento del flujo de aire a medida que avanza el día, menos las de los días 19 y 21 de Octubre, donde en algunos momentos la tendencia es la opuesta.

Se observa que mientras el flujo de aire tiene una clara tendencia creciente, sin mayores variaciones, el comportamiento decreciente de la $SOTE_f$ es más nítido (ver cómo las series menos dispersas están asociadas a flujos con tendencias más definidas, en la Figura 44 (b)).

Los resultados obtenidos para el reactor R5 Z3 son los menos concluyentes. Mientras el comportamiento general de los datos habla de un decrecimiento de la $SOTE_f$ con el flujo de aire por difusor, en este reactor se obtuvieron resultados contradictorios, como los del día 12 de octubre, cuando que se observó lo siguiente:

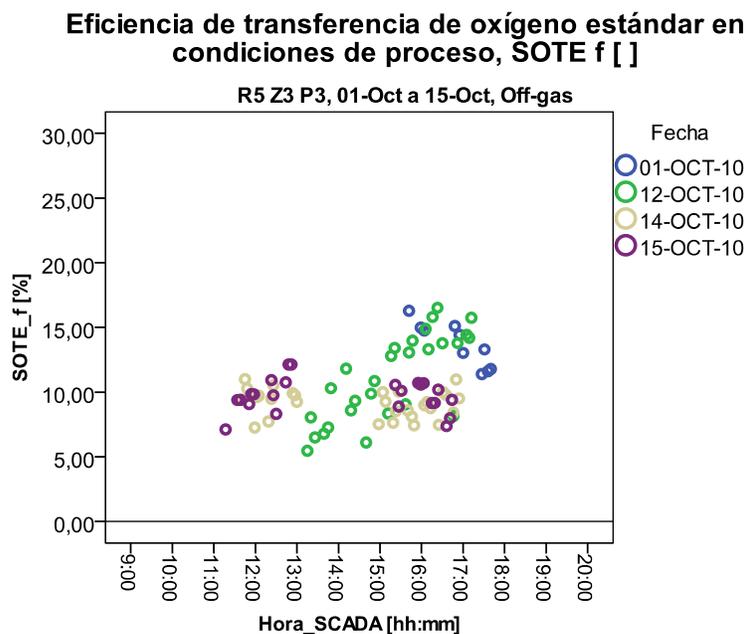


Figura 47: Gráfico $SOTE_f$ vs Hora de medición, reactor R5 Z3, parrilla P3

El 12 de octubre, en verde, la $SOTE_f$ aumentó a medida que avanzaba el día. Esto podría deberse a que el flujo de aire por difusor por alguna razón fue disminuyendo. Sin embargo, al graficar $SOTE_f$ vs Hora de medición, se observa que esto sólo ocurrió a partir de las 16:00 horas.

Flujo de aire por difusor [Nm³/hr/difus] vs. Hora de medición [hh:mm]

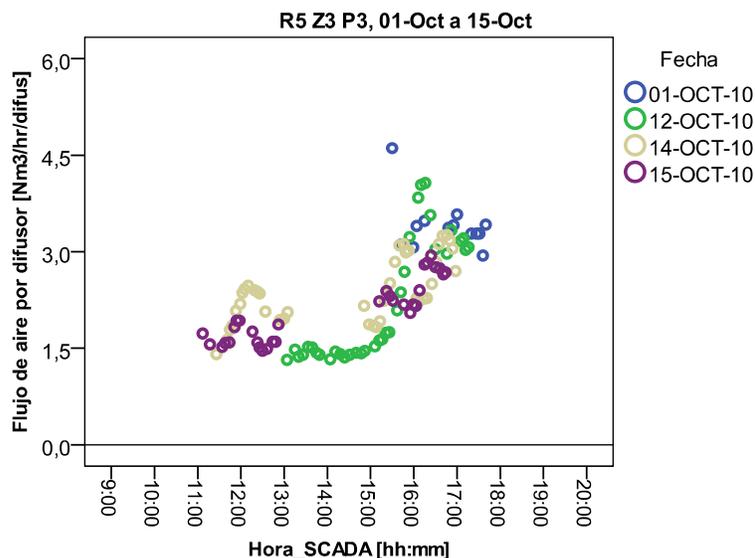


Figura 48: Gráfico Flujo de aire por difusor versus Hora de medición, reactor R5 Z3, parrilla P3

Desde las 13 hasta las 15 horas el flujo de aire fue relativamente constante. Sin embargo, la $SOTE_f$ calculada para ese horario varió entre 5 y 12%, un rango muy amplio, que, como se vio en la Figura 47, no permite observar una tendencia clara. Podría decirse que en este horario la $SOTE_f$ se mantuvo casi constante, aunque al parecer con una leve tendencia a crecer. Entre las 15:30 y 16:00 el flujo de aire por difusor sube rápidamente, para luego bajar hasta la última hora de la que se tiene registro ese día, las 17:30.

Todos estos antecedentes no se correlacionarían bien con la medición de $SOTE_f$ obtenida. Al recopilar información anexa sobre esta situación, se pudo conocer que este día hubo problemas con la centrífuga ubicada río abajo de los reactores biológicos, la que alimenta al reactor R5 Z1 mediante un reciclo. La tasa de captura global experimentó una baja desde más de un 95% el día 9 de Octubre, hasta un 70% el día 12. Esta situación se normalizó el día 14. Podría decirse que el cambio en la calidad del

agua pudo afectar el factor alfa, y de esta manera también a $K_L a_f$, disminuyéndolo, y que a lo largo del día éste fue restableciéndose. Sin embargo, esta explicación no es del todo satisfactoria, puesto que una variación tan drástica en el factor alfa podría esperarse en el primer reactor de la serie, pero no en el tercero, donde el proceso de degradación ya es avanzado.

El análisis realizado no permitió determinar fehacientemente qué sucedió durante la medición en el reactor R5 Z3, puesto que una serie de situaciones anómalas convergieron. El 15 de Octubre se encontró la cúpula con sedimentos y hongos, lo que obligó a su lavado. Por otro lado, la columna de deshumidificación presentaba signos de agotamiento. Sin embargo, se tomaron todos los resguardos para que las perturbaciones que pudieran afectar siguientes mediciones, no se presentaran.

5.5.2 Coeficiente global de transferencia de masa aparente, $K_L a_f$

El método empleado para calcular $K_L a_f$ está sujeto a la estimación del flujo de aire que ingresa a la cúpula, q_e . Dado que la forma de determinar este flujo es mediante las mediciones de presión (TP-P) y temperatura (TT-P), se confía en los valores obtenidos, ya que la presión pudo determinarse de manera confiable, a través del empleo del Pitot elíptico, y aunque la temperatura se estimó de manera muy gruesa, la incidencia de ésta sobre la estimación del flujo es mínima.

Los resultados obtenidos se ejemplifican mediante el gráfico de la figura 49:

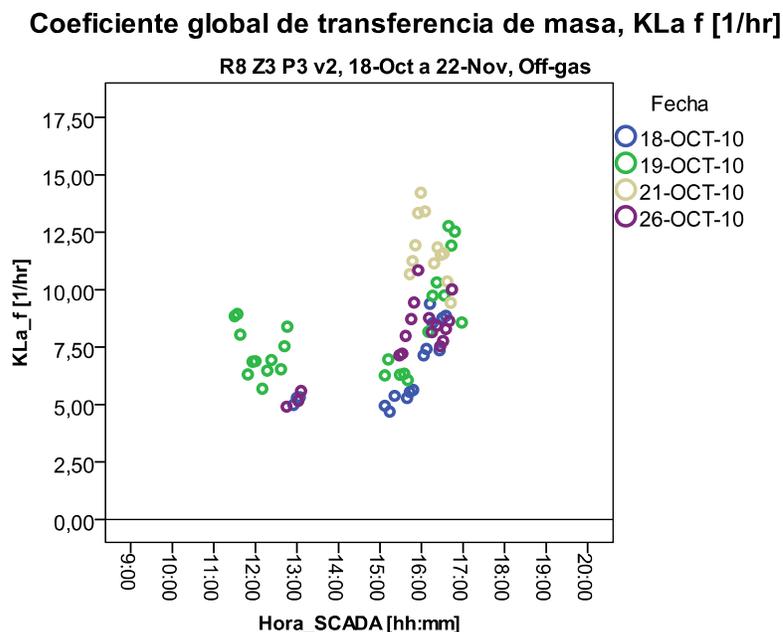


Figura 49: Gráfico Coeficiente global de transferencia de masa versus Hora SCADA, reactor R5 Z3, v2, parrilla P3

Se decidió omitir las series correspondientes a los días 15 y 22 de Noviembre, ya que en estas fechas se tuvo que cambiar el manómetro empleado para medir la presión en la bajada a las parrillas (TP-P). Pareciera que no se logró un correcto manejo de este nuevo manómetro, pues los resultados obtenidos indicaron presiones muy por debajo de lo normal (cercanas a los 0,025 [in H₂O]), cuando lo mínimo registrado en los demás reactores fue 0,11 [in H₂O]). En el Anexo U se incluye este gráfico con las series omitidas para este análisis.

La mayor dispersión de datos se obtuvo en el caso de R8 Z1, el primer reactor medido, cuando el protocolo de medición aún no era adoptado del todo, y la menor en el reactor R5 Z1. La serie de reactores 8 presentó mejores $K_L a_f$ s que la serie 5, pero estos valores fueron mucho más variables.

Es importante aclarar que estos coeficientes son puntuales, corresponden a los puntos dentro del reactor donde se ubicó la cúpula. Como se mencionó en los Antecedentes, este coeficiente depende de muchos factores, como la agitación, el factor alfa, el tamaño de las burbujas, etc. Dada la fenomenología variable del proceso es difícil observar una tendencia clara. Con una cúpula más grande, podrían hacerse mediciones de volúmenes mayores del reactor, que serían más representativos del mismo.

5.5.3 Factor α

Los resultados obtenidos para alfa presentan un comportamiento similar al de las *SOTE_s*.

Al hacer una comparación entre los distintos reactores, se observa que, para la serie de reactores 8, a medida que se avanza en el proceso mejora la eficiencia de transferencia de masa (Z1 vs. Z3), de acuerdo a lo esperado, por la disminución del contenido de contaminantes, lo que hace aumentar al factor alfa y al coeficiente global de transferencia de masa. Sin embargo, esto no se pudo observar en la serie R5, pues las mediciones de R5 Z3 presentaron un comportamiento anómalo. Se requiere de un estudio más extenso (más mediciones por reactor) y más acabado (contar con mediciones realizadas de manera que la incertidumbre asociada a ellas se haya reducido lo máximo posible) para poder concluir sobre el comportamiento de la *OTE* bajo diferentes condiciones de operación y así luego poder determinar algunas reglas operativas que permitan optimizar el proceso. De esta manera, se podrá establecer una comparación entre la serie de reactores R5 y la serie R8, pues con la información disponible, no existen grandes diferencias entre R5 Z1 y R8 Z1, el único caso comparable.

6 Conclusión y recomendaciones

Por medio de este trabajo se logró medir la eficiencia de transferencia de oxígeno bajo condiciones de operación de una planta real, en diferentes reactores de lodos activos, mediante el método de la ASCE denominado “*off-gas*”.

Este método se vale de un balance de masa de oxígeno en fase gaseosa, entre la masa de oxígeno que ingresa como aire, la masa de oxígeno del gas que sale por la superficie del reactor (*off-gas*) y el oxígeno que se transfiere a la fase líquida.

Se realizó un diseño e implementación experimentales, de acuerdo a las indicaciones de la ASCE. Se fabricó una cúpula para capturar el *off-gas* y dirigirlo a un Panel Analizador de Oxígeno, donde se midió la fracción molar del oxígeno. Junto con esto, se midió una serie de variables anexas, necesarias para los cálculos establecidos por el método (temperatura y presión de las corrientes de aire de alimentación al reactor y *off-gas*, además de la concentración de oxígeno disuelto y temperatura del reactor) y para el monitoreo del proceso (hora, flujo de aire que circulaba por las parrillas de distribución hacia los difusores).

Se calcularon indicadores de transferencia de oxígeno, entre ellos la denominada eficiencia estándar de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso, $SOTE_f$. Con ella se estudiaron las diferencias entre 4 reactores biológicos: R8 Z1 y R8 Z3, con el mismo tipo de aireadores por difusión pero cada uno recibe agua de proceso con distintas características, ya que pertenecen a una misma línea de reactores en serie, y

R5 Z1 y R5 Z3, que poseen otro tipo de difusores, pero que también pertenecen a una misma serie de reactores. Todos ellos se supusieron completamente mezclados.

En casi todos los casos la $SOTE_f$ disminuyó a medida que avanzó el día, con un valores fluctuantes entre 27 y 5% entre las 09:00 y 20:00 horas. Esto se debió a la tendencia de aumento del flujo de aire por difusor a lo largo de las jornadas (entre 4 y 38 [Nm³/h] para el mismo rango horario).

Esta relación decreciente se verificó en casi todos los casos, pero debido a variaciones muy rápidas del flujo de aire, que no alcanzaron a ser medidas en el instante preciso, se alteraron algunos resultados, lo que aumentó la variabilidad de las mediciones, a causa de las perturbaciones propias de la planta.

La comparación de los reactores con diferentes características del agua de proceso, mostró que la $SOTE_f$ es mejor cuando su concentración de sólidos disueltos es menor. Esto se observó mediante la relación de la $SOTE_f$ con el factor alfa, número entre 0 y 1 que compara el nivel de contaminación del agua de proceso con el del agua pura. En el caso de uno de los reactores (R8 Z3), se obtuvieron $SOTE_f$ s entre 28 y 12% para mediciones entre las 09:00 y 19:00 horas, mientras que para el otro reactor (R8 Z1), que se encuentra antes en la serie de tratamiento, y por lo tanto recibe agua con menor grado de tratamiento (menor factor alfa), las $SOTE_f$ s obtenidas se movieron entre 20 y 7 %, en similar rango horario.

No se pudieron establecer diferencias considerables entre los valores de $SOTE_f$ correspondientes a los reactores con diferentes difusores, pero misma ubicación en la

serie de tratamiento, pues entre los reactores ubicados al inicio del tratamiento, R5 Z1 y R8 Z1, no se observaron grandes diferencias (*SOTEs* entre 20.2 y 7% en el primer caso, y entre 9.5 y 18.5% en el segundo, con factores alfa similares entre sí, entre 0,19 y 0,56), mientras que los resultados obtenidos para R5 Z3 no pueden compararse con los del reactor R8 Z3, pues el reactor R5 Z3 no se comportó de la manera esperada.

No fue posible llegar a establecer reglas de optimización del proceso, pues las mediciones se hicieron insuficientes. Se requiere una etapa experimental más prolongada (mayor frecuencia de mediciones, durante períodos de tiempo más extensos que la ventana de muestreo de 09:00 a 19:00 horas y en reactores con diferentes características, comparables) y más rigurosa (disminuir el grado de incertidumbre de las mediciones, mejorando el sistema diseñado).

Para disminuir la incertidumbre de las mediciones, se recomienda realizar mantenciones periódicas al panel analizador de off-gas (cúpula, columnas, uniones piping). También se sugiere mejorar el sistema de medición de algunas variables, como la temperatura de bajada a las parrillas. En cuanto al diseño, resulta indispensable contar con una bomba aspiradora (B3) que opere en el rango requerido (adquirir una bomba regulable en un rango de flujos más pequeños) y que posea filtro de agua. Además, se puede aumentar el tamaño de la cúpula, de manera que la porción analizada del reactor sea más representativa de éste.

Se recomienda reducir las pérdidas de carga del sistema y disminuir el tiempo de residencia del gas en éste, para hacer más rápidas las mediciones (por ejemplo, mezclando las columnas de stripping de gases en una sola).

Para tener una mejor frecuencia de mediciones, se propone automatizar el sistema. Para ello, se requeriría al menos de la celda de combustión del equipo analizador de oxígeno (para medir la fracción molar), un manómetro, convertidores de voltaje, un data logger (para grabar la señal medida) y válvulas de accionamiento eléctrico. Se necesitaría adecuar el diseño planteado, y definir una lógica de control.

7 Simbología

α	: razón entre $K_L a_f$ en aguas de proceso y $K_L a$ en agua pura a condiciones, []
β	: razón entre $C_{\infty f}^*$ en aguas de proceso y C_{∞}^* en agua pura en las mismas condiciones de temperatura y presión parcial, []
ρ	: densidad del oxígeno a la temperatura y presión en las cuales se expresa el flujo de gas, [kg/m ³]
γ_{wT}	: peso específico del agua a la temperatura T, [g/m ³]
$\rho_{og}^{s a}$: densidad del <i>off-gas</i> antes de TA, [g/L]
$\rho_{og}^{s 12}$: densidad del <i>off-gas</i> después de TA, [g/L]
a	: área específica de la interfase, (área disponible para la transferencia de masa), [m ² /m ³]
AC	: área de la cúpula, [m ²]
$A_m D$: área efectiva de los difusores (correspondiente a membrana), [m ²]
AR	: área total de la base del reactor, [m ²]
C	: concentración de oxígeno disuelto en la fase líquida, [mg/L]
C^*	: concentración de saturación de oxígeno en el líquido en equilibrio con el gas de salida [mg/L]
C_{∞}^*	: valor en estado estacionario de la concentración de saturación de OD, aproximándose al infinito [mg/L]
C_{AG}^*	: concentración de la fase gas en equilibrio con C_{AL} , [mg/L]
C_{AL}^*	: concentración de la fase líquida en equilibrio con C_{AG} , [mg/L]
$C_{Kr, t}$: concentración del Kriptón-85 disuelto en líquido en el instante t, [mg/L]
C_{A0}	: concentración de A en el seno de la fase i, [mg/L]
C_{AG}	: concentración de A en el seno del gas, [mg/L]
C_{AGi}	: concentración de A en la interfase, por el lado de la película gaseosa, [mg/L]
C_{Ai}	: concentración de A en la interfase, [mg/L]
C_{AL}	: concentración de A en el seno del líquido, [mg/L]
C_{ALi}	: concentración de A en la interfase, por el lado de la película líquida, [mg/L]
C_i	: concentración del flujo alimentado al reactor, [mg/L]
C_P	: concentración de oxígeno disuelto en Q_P , [mg/L]
C_R	: concentración de OD en la corriente de reciclado, [mg/L]
C_S	: concentración de saturación de oxígeno disuelto
$DADR$: densidad de área de difusores por área de reactor, [m ² difusor/m ² reactor]
d_e	: profundidad de saturación efectiva en tiempo infinito, [m]
DBO	: demanda biológica de oxígeno en el efluente del reactor [mg/L]
DBO_P	: demanda biológica de oxígeno en el efluente primario, [mg/L]
DBO_R	: demanda biológica de oxígeno en el reciclado, [mg/L]
G_i	: flujo másico de inertes (incluye nitrógeno y argón), [mg/h]

H	: humedad contenida en un kilogramo de <i>off-gas</i> [g H ₂ O / kg <i>off-gas</i>].
k	: coeficiente de transferencia de masa, [cm/h]
k_G	: coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, [cm/h]
K_G	: coeficiente de transferencia de masa global para la fase gas, [1/h]
K_{Kr}	: coeficiente global volumétrico aparente de transferencia de masa de Kriptón, en aguas de proceso a temperatura T [1/hr]
k_L	: coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, [cm/h]
K_L	: coeficiente de transferencia de masa global para la fase líquida, [m/hr]
$K_L a$: coeficiente de transferencia global (volumétrico) de oxígeno en el lado del líquido, [1/hr]
$K_L a_{20}$: coeficiente global volumétrico de transferencia de masa de oxígeno, en agua pura a 20° C, [1/hr]
$K_L a_f$: coeficiente global volumétrico aparente de transferencia de masa de Oxígeno, en aguas de proceso a temperatura T, [1/hr]
m_A	: masa de oxígeno [mg]
M_i	: peso molecular de inertes [g/gmol]
M_o	: peso molecular de oxígeno [g/gmol]
$MR_{o/i}$: razón molar de oxígeno a inertes en los gases de entrada, []
$MR_{og/i}$: razón molar de oxígeno a inertes en los gases de salida, []
$m_{O_2}^e$: masa de oxígeno en la corriente de entrada, [mg]
$m_{O_2}^s$: masa de oxígeno en la corriente de salida, [mg]
N_A	: tasa de transferencia de masa del componente A, [mg/(L*h)]
N_{AG}	: tasa de transferencia de masa de A a través de la interfase, por la película del lado del gas, [mg/(L*h)]
N_{AL}	: tasa de transferencia de masa de A a través de la interfase, por la película del lado del líquido, [mg/(L*h)]
n_i	: número de moles de la especie i, [mol]
n_I	: número de moles de inertes, [mol]
$n_{O_2}^i$: número de moles de oxígeno en la corriente i, [mol]
n_T^i	: número total de moles en la corriente i, [mol]
nd_{AC}	: número de difusores en el área que cubre la cúpula, []
$nd_P^{R_i Z_j P_k}$: número de difusores que posee la parrilla k en el reactor Ri Zj., []
OTE	: eficiencia de transferencia de oxígeno, [%]
OTE_f	: eficiencia de transferencia de oxígeno bajo condiciones de proceso [%]
OTE_{sp20}	: eficiencia de transferencia de oxígeno por unidad de fuerza motora a 20°C y 1 atmósfera de presión [% M/L ³]
PM_i	: peso molecular de la especie i, [g/gmol]
P_{sl}	: presión barométrica ambiental corregida a nivel del mar durante el test [atm]
P_s	: presión atmosférica en condiciones estándar (1 atm de aire a 100% humedad relativa)

P_b	: presión atmosférica en terreno, [psia]
P_{vT}	: presión de vapor saturado de agua a la temperatura T, [psia]
P_m	: presión estática medida por TP-2, [cm H ₂ O]
Q	: flujo volumétrico de agua servida alimentado al reactor, [m ³ /h]
q_1	: flujo de off-gas que sale de TA y es medido por R1 (TF-1), [m ³ /h]
q_2	: flujo de off-gas que sale de TA y es medido por R2 (TF-2), [m ³ /h]
Q_e	: flujo volumétrico del efluente de sedimentador, [m ³ /h]
q_e	: flujo de aire que sale de los difusores existentes en la proyección del área que cubre la cúpula (es decir, el flujo de aire proveniente de los difusores ubicados bajo la cúpula), [m ³ /h]
Q_P	: flujo volumétrico del efluente primario, [m ³ /h]
Q_R	: flujo volumétrico del reciclo de lodo desde el sedimentador, [m ³ /h]
q_s	: flujo de gas que sale de la cúpula (<i>off-gas</i>), [m ³ /h]
Q_w	: flujo volumétrico del lodo purgado, [m ³ /h]
$Q_d^{R_i Z_j P_k}$: flujo de aire por difusor en el reactor Ri Zj, según la medición efectuada en la parrilla k, [m ³ /h/difusor]
$Q_P^{R_i Z_j P_k}$: flujo de aire que ingresa al reactor Ri Zj por la parrilla Pk, [m ³ /h]
$q_{m,i}$: flujo medido en TF-i, [m ³ /h]
$q_{n,i}$: flujo normalizado 1 o 2 (dependiendo de i), [Nm ³ /h]
R	: tasa de consumo de oxígeno [mg/(L*h)]
SOTE	: eficiencia de transferencia de oxígeno en agua pura a 20 °C, OD de O mg/L, [%]
T	: temperatura, [°C]
T_m	: temperatura del flujo que entra al rotámetro, medida para calibrar la bomba B3, [°C]
TDS	: sólidos disueltos totales [M/L ³]
T_s	: temperatura estándar (20 [°C])
V	: volumen de control, [L]
X	: concentración de biomasa activa [mg/L]
$Y_{CO_2}^e$: fracción molar de CO ₂ en el aire que entra al sistema, []
$Y_{CO_2}^s$: fracción molar de CO ₂ en el <i>off-gas</i> , []
$Y_{H_2O}^e$: fracción molar de H ₂ O en el aire que entra al sistema, []
$Y_{H_2O}^s$: fracción molar de H ₂ O en el <i>off-gas</i> , []
$Y_{O_2}^e$: fracción molar de oxígeno en el aire que entra al sistema []
$Y_{O_2}^s$: fracción molar de oxígeno en el <i>off-gas</i> , en la corriente q_s , []
$Y_{O_2}^{s a}$: fracción molar de oxígeno en el <i>off-gas</i> , antes de TA, []
$Y_{O_2}^{s 1}$: fracción molar de oxígeno en el <i>off-gas</i> , después de TA, en la corriente q_1 , []

$Y_{O_2}^{s2}$: fracción molar de oxígeno en el *off-gas*, después de TA, en la corriente q_2 , []

8 Bibliografía

- [1]. MIRANDA, J. Tratamiento Analítico de las Aguas Servidas. Universidad de Chile [en línea] <<http://cabierta.uchile.cl/revista/6/aguas.htm>>. Consulta 11 de Julio 2010.
- [2]. AGUAS ANDINAS. 2005. Estudio de dimensionamiento y valorización de PTAS especiales empresa modelo.
- [3]. LEU, S. Y., ROSSO, D., LARSON, L., STENSTROM, M. 2009. Real-Time Aeration Efficiency Monitoring in the Activated Sludge Process and Methods to Reduce Energy Consumption and Operating Costs. *Water Environment Research*. 81 (12): 2471-2481.
- [4]. LIBRA, J., SCHUCHARDT, A. 2002. Comparison of the efficiency of large-scale ceramic and membrane aeration systems with the dynamic off-gas method. *Water Science and Technology*. 46 (4-5), 317-324.
- [5]. GROVES K. y DAIGGER K. 1992. Evaluation of oxygen transfer efficiency and alpha factor on a variety of difussed aeration systems. *Water Environment Research*. 64, (5).
- [6]. VALENZUELA, S. y JOURAVLEV, A. 2007. Servicios urbanos de agua potable y alcantarillado en Chile: factores determinantes de su desempeño. CEPAL. Serie Recursos naturales e infraestructura.
- [7]. CELEDÓN, E. y ALEGRÍA, M.A. 2004. Análisis del proceso de privatización de los sistemas de agua potable y saneamiento urbanos en Chile. *Revista de gestión de Agua de América Latina (REGA)*. 1 (2): 65 – 68.
- [8]. Urmeneta, M. C. 2005. Dinámica de la diversidad biológica en el tratamiento de aguas servidas mediante lodos activos. Universidad de Chile. Facultad de Ciencias Físicas y matemáticas.
- [9]. HERRERA, L. “Sistema de tratamiento de carga orgánica usando reactores secuenciales por carga”. [En línea] <<http://www.ing.uchile.cl/~leherrer/BT53A/SBR/sbrdise.htm>>. Consulta: 07 de Mayo 2011.
- [10]. METCALF y EDDY. *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. 4° edición.
- [11]. Environmental Dynamics Inc. “What is a fine bubble and why is fine bubble aeration more efficient?”. EDI [en línea] <<http://www.wastewater.com/pdf/117.pdf>>. Consulta: 17 de Mayo 2011.
- [12]. ROSSO, D., IRANPOUR, R., STENSTROM, M. K. 2005. Fifteen years of Off-gas transfer efficiency measurements on fine pore aerators: key role of sludge age and normalized air flux. *Water Environment Research*. 77 (3).
- [13]. DORAN, P. 1995. *Bioprocess engineering principles*. Academic press.
- [14]. SALAZAR, L. 2006. Modelamiento matemático de la operación de sistemas de lodos activos, sujeto a cambios en la población microbiana. Tesis para optar al grado de Magíster en Ciencias de la Ingeniería, mención química. Universidad de Chile.
- [15]. HWANG, H. J. 1983. *Comprehensive studies of oxygen transfer under nonideal conditions*. UCLA, Los Angeles.
- [16]. AUTOMATAS.ORG. “Sistemas SCADA”. [en línea] <<http://www.automatas.org/redes/scadas.htm>>. Consulta 20 de Mayo de 2011.

- [17]. ASCE. 1997. "Standard Guidelines for In-Process Oxygen Transfer Testing". ASCE 18-96.
- [18]. REDMON D., BOYLE W., EWING L. 1983. Oxygen transfer efficiency measurements in mixed liquor using off-gas techniques. Journal WPCF, Volumen 55, Número 11.
- [19]. WPCF. 1988. Aeration. Manual of practice FD-13.
- [20]. LIBRA, J. et al. 2005. "Evaluation of ceramic and membrane diffusers under operating conditions with the dynamic off-gas method". Water Environment Research. 77 (5), septiembre-octubre.
- [21]. IRANPOUR, R. et al. 2000. Assesment of aeration system performance efficiency: frequent sampling for damage detection. Water Environment Research. 72 (3), mayo-junio.
- [22]. IRANPOUR, R. et al. 2001. Relationship between oxygen transfer rate and airflow for fine-pore aeration under process conditions. Water Environment Research. 73 (3), mayo-junio.
- [23]. BABCOCK, R. W, STENSTROM, M. K. 1993. Precision and accuracy of off-gas testing for aeration energy cost reduction. Water Environment Federation

9 Anexos

9.1 Anexo A: Consumo energético en la PTAS “El Trebal” por concepto de aireación de reactores.

	EL MONTE	CURACAVÍ	MELIPILLA	BUIN MAIPO	LA FARFANA	EL TREBAL
Consumo mensual promedio [kWh/mes]	51.791	43.443	181.123	64.251	2.004.388	876.985
Consumo anual [kWh/año]	621.495	521.312	2.173.472	771.015	24.052.652	10.523.816
Costo anual [\$ /año]	43.504.650	36.491.840	152.143.040	53.971.050	1.683.685.656	736.667.127
Costo anual [USD/año]	81.267	68.167	284.204	100.818	3.145.136	1.376.099
Gasto total [USD/año]	5.055.692					

9.2 Anexo B: Descripción sistema de aireación de El Trebal

Tabla 7: Características Reactores Biológicos ^[2]

Planta	Caudal [m ³ /s]	Carga	
		Kg DBO ₅ /día	Kg SST/día
Medio anual	4,4	88.928	123,000
Máximo mensual	4,8	98.465	133,292
Máximo diario	5,37	138.064	214,456
Máximo horario	7,86	185.527	302,501

Tabla 8: Dimensiones Reactores Biológicos ^[2]

Características		
Tipo	-	Convencional
N° de series	-	8
Dimensiones	Unidad	Valor
Profundidad de agua	m	6
N° de reactores por serie	-	4
Ancho	m	16
Largo	m	26

Requerimiento de Oxígeno y aire

El cálculo del sistema de aireación se realiza a partir de la demanda de oxígeno dada en los estanques de aireación, con capacidad suficiente para absorber las cargas a caudal máximo horario.

Para la estimación de los requerimientos de aire se utiliza un factor de eficiencia de transferencia de oxígeno por profundidad del estanque, de un 5% por metro de profundidad, lo que significa una eficiencia total de 28,5%.

La demanda de oxígeno en los estanques, en condiciones estándar y los requerimientos de aire se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 9: Requerimientos de Oxígeno y Aire en los Reactores Biológicos ^[2]

Caudal	AOTR Kg O₂/h	SOTR Kg O₂/h	Requerimiento de aire N m³/h
Máximo diario	2,869	6,251	84,044
Máximo horario	3,973	8,656	116,380

Tabla 10: Características del Sistema de Aireación ^[2]

Características difusores		
Tipo	-	Membrana de burbuja fina
Capacidad Unitaria	m ³ /h	6
N° total de difusores por estanque	-	19,396
Características sopladores		
Tipo	-	Turbocompresores
N° sopladores operativos	-	3
N° total sopladores	-	4 (3+1)
Capacidad unitaria	N m ³ /h	39,000

9.3 Anexo C: Diagrama de Proceso de El Trebal

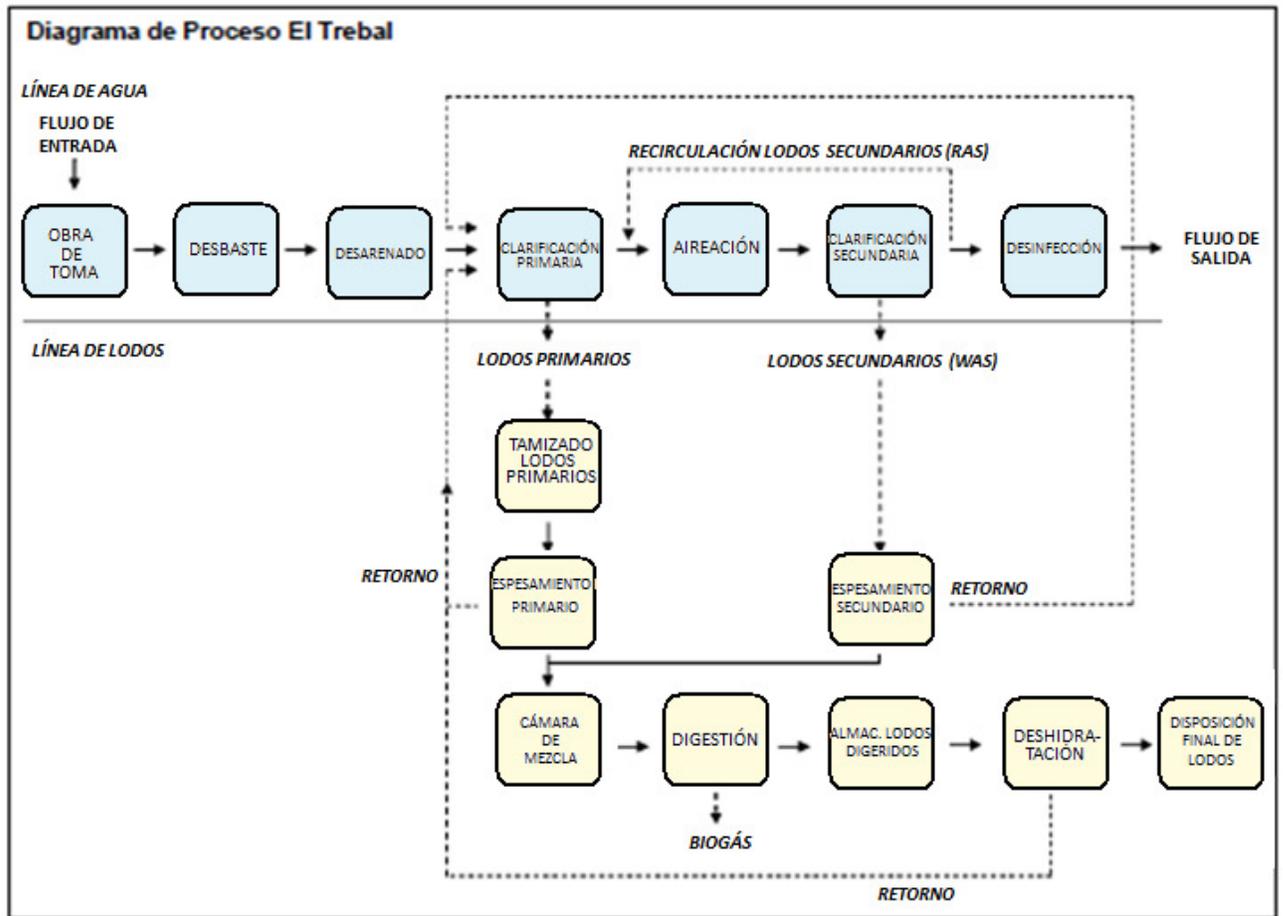


Figura 50: Diagrama de procesos El Trebal [2]

9.4 Anexo D: Dimensionamiento Columnas de stripping de gases

Asumiendo que del volumen total de una columna ($V_T=1,5 [L]$), se encuentran $0,5 [L] = V$ vacíos, y suponiendo un volumen $V'=4V$ necesario para asegurar que la columna está totalmente ambientada con el gas que se está haciendo pasar, se puede determinar el tiempo necesario para que esto ocurra. Para ello, sólo falta conocer el flujo mínimo que es capaz de suministrar la bomba del analizador de oxígeno (v_{\min_B2}).

$$v_{\min_B2} = 1,5 \left[\frac{L}{\min} \right]$$

Entonces, el tiempo t es:

$$t = \frac{4 \cdot V}{v_{\min_B2}} = \frac{4 \cdot 0,5 [L]}{1,5 \left[\frac{L}{\min} \right]} = 1,33 [\min]$$

9.5 Anexo E: Calibración bomba aspiradora (B3)

Para conocer el rango de operación de B3, se elaboró su curva de calibración, mediante el siguiente sistema experimental:

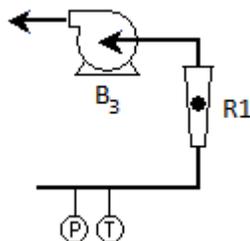


Figura 51: Esquema experimental usado para calibrar la aspiradora (B3)

Se midió la temperatura y presión del aire que circulaba a través de R1, con una termocupla y un manómetro digital unido a un Pitot recto. Se denominó:

- P1: presión real (14,7 psia + presión relativa)
- T1: temperatura observada [°C]

Los resultados de las mediciones se muestran en la Tabla siguiente:

Tabla 11: Mediciones de temperatura y presión realizadas para la obtención de calibración de B3

Medición	% giro potenciómetro	Q ₁ [L/min]	T ₁ [°C]	P ₁ [pie H ₂ O]
1	0	160,00	18,1	0,95
2	0	120,00	18,0	0,92
Promedio	0	140,00	18,05	0,94
1	20	200,00	18,0	1,50
2	20	180,00	18,0	1,40
Promedio	20	190,00	18,0	1,45
1	40	260,00	18,0	2,44
2	40	250,00	18,0	2,47
Promedio	40	255,00	18,0	2,46
1	60	360,00	18,1	3,57
2	60	320,00	18,1	3,57
Promedio	60	340,00	18,1	3,57
1	80	360,00	18,0	4,53
2	80	340,00	18,0	4,32

3	80	310,00	18,0	3,58
Promedio	80	336,67	18,0	4,14
1	100	360,00	18,1	4,57
2	100	320,00	18,0	4,59
Promedio	100	340,00	18,05	4,58

Considerando los valores promedio obtenidos para cada porcentaje de giro aplicado al potenciómetro, y haciendo el traspaso a las unidades correspondientes, se calculó el flujo normalizado Q_2 , asumiendo como condiciones normales $T_2=20$ [°C] y $P_2=14,7$ [psia], y la relación entre Q_1 y Q_2 establecida en la ecuación siguiente:

$$Q_2 = Q_1 \cdot \sqrt{\frac{P_1 \cdot T_2}{P_2 \cdot T_1}}$$

Finalmente, los resultados se resumen en la Tabla siguiente:

Tabla 12: Resultados de calibración de B2

% Giro potenciómetro	Q₁ [L/min]	T₁ [°C]	P₁ [pie H₂O]	Q₁ [m³/hr]	P₁ [psi]	Q₂ [N m³/hr]
0	140	18,05	0,94	8,4	0,034	8,9
20	190	18	1,45	11,4	0,052	12,0
40	255	18	2,46	15,3	0,089	16,2
60	340	18,1	3,57	20,4	0,129	21,5
80	336,67	18	4,14	20,2	0,149	21,4
100	340	18,05	4,58	20,4	0,165	21,6

9.6 Anexo F: Curvas de SOTE en agua pura según los fabricantes de los difusores.

Los dos gráficos siguientes muestran los valores estimados que tomaría la SOTE, de acuerdo a una aproximación polinómica realizada sobre los datos (puntos) entregados por los fabricantes. De acuerdo al cálculo de la densidad de difusores (DD, área total de los difusores dividido el área del reactor) de cada reactor, es posible conocer la SOTE para el agua pura, conociendo el flujo de aire por difusor.

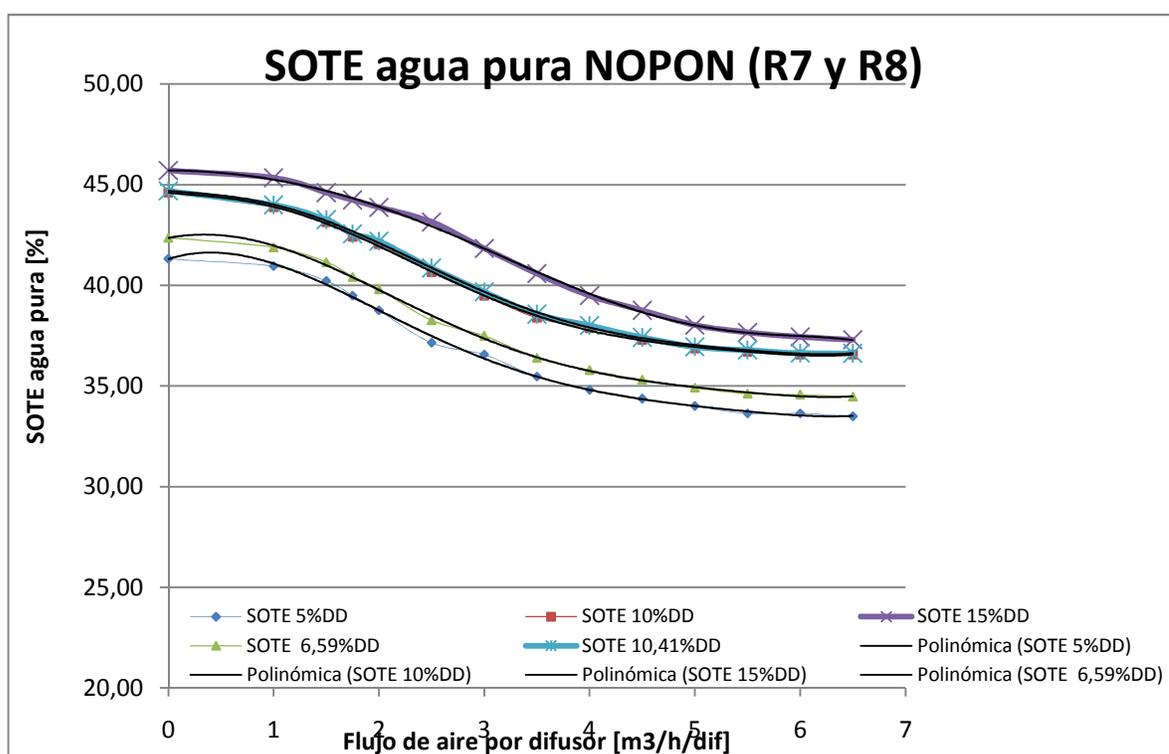


Figura 52: SOTE agua pura para difusores NOPON de acuerdo a la densidad de difusores

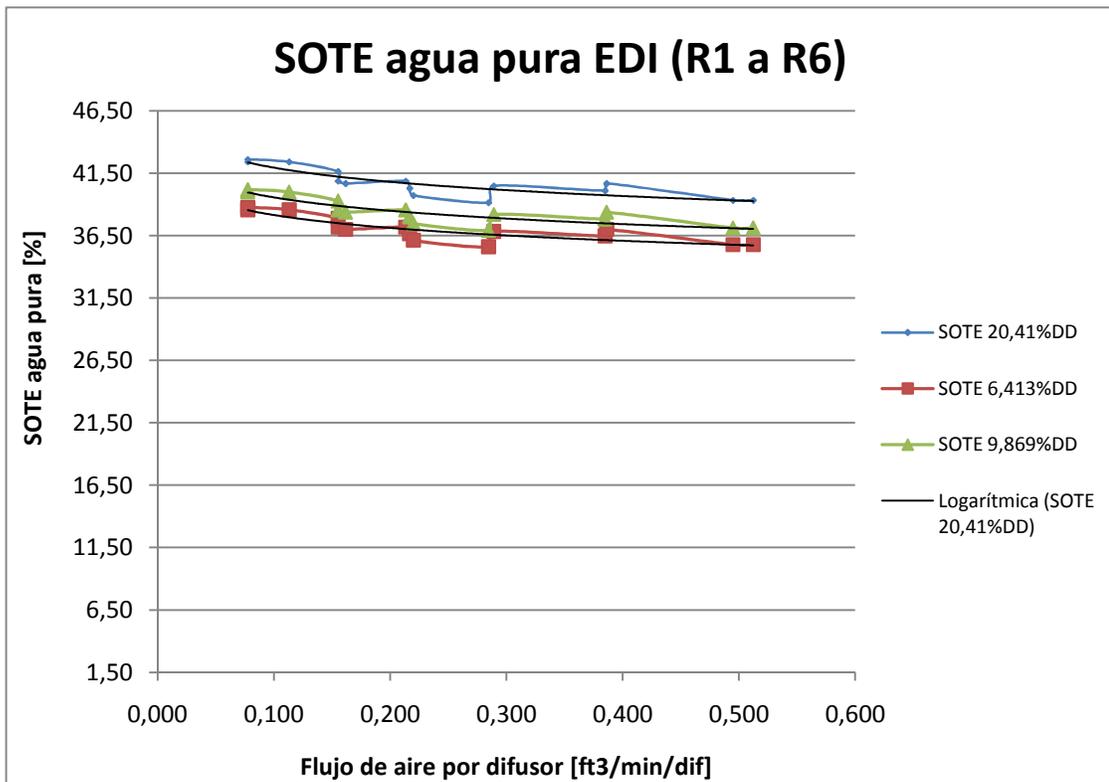


Figura 53: SOTE agua pura para difusores EDI de acuerdo a la densidad de difusores

9.7 Anexo G: Experimento realizado para determinar factor beta

Se midió la concentración de oxígeno disuelto y temperatura de una muestra del agua del proceso obtenida a la salida de los clarificadores, luego de haber aireado el recipiente contenedor durante aproximadamente 1,5 horas. A la vez, se registró la presión atmosférica en el lugar.

Luego, se despejó beta de la ecuación (50), para cada uno de los valores medidos, suponiendo que la concentración de oxígeno disuelto registrada corresponde a la C_{∞}^* para una determinada temperatura y presión.

Así, se obtiene una serie de valores beta:

$$\beta_i = \frac{C_{\infty i}^*}{C_{\infty 20}^* \cdot \tau_i \cdot \Omega}$$

Estos se promedian y el valor obtenido se considera el factor beta del proceso.

9.8 Anexo H: Planillas de datos

La información recopilada, es ingresada en una planilla Excel que cuenta con las siguientes columnas:

Tabla 13: Títulos y descripción columnas de hoja de datos

Título columna	Descripción
Muestra	Aire / off-gas
Fecha	dd-mmm
Hora	hh:mm
T	Temperatura ambiente
P	Presión ambiental
Hora SCADA	hh:mm
OD SCADA	Oxígeno disuelto en el reactor, correspondiente a la medición en curso. Obtenido del servidor de la planta.
Q SCADA	Flujo volumétrico de aire inyectado a 4 de las 8 series de reactores.
T turbo	Temperatura del aire inyectado por los turbocompresores
P Pitot min	Presión mínima medida con el Pitot elíptico en la bajada a la parrilla asociada al punto de medición en el reactor.
P Pitot max	Presión máxima medida con el Pitot elíptico en la bajada a la parrilla asociada al punto de medición en el reactor.
T Pitot	Temperatura del aire que baja por la parrilla en el mismo punto de medición que P Pitot min y max
OD YSI	Concentración de oxígeno disuelto medida en el

Título columna	Descripción
OD terreno	Concentración de oxígeno disuelto en el reactor, de acuerdo a los visores de los sensores de SCADA, en terreno
T3	Temperatura asociada a TT-3
P3	Presión asociada a TP-3
Y O ₂	Fracción molar de oxígeno del gas medido por el analizador de oxígeno
Observaciones	
OTE	Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso.
Cs (T)	Concentración de saturación de oxígeno en la superficie
C*f-C	Fuerza motriz
OTEsp20	Eficiencia de transferencia de oxígeno, a 20°C y condiciones estándar de presión.
SOTEpw	Eficiencia de transferencia de oxígeno del agua de proceso, en condiciones estándar (entre 0 y 1)
%SOTEpw	SOTEpw como porcentaje
C*inf f (T)	Estimación de la concentración de saturación de oxígeno en tiempo infinito
QE	Flujo de aire que baja a las parrillas, medido por

	reactor, a 3 [m] bajo la superficie, con el sensor YSI.
OD WTW	Concentración de oxígeno disuelto medida en el reactor, a 1 [m] bajo la superficie, con el sensor WTW.
OD prom	Promedio de las mediciones de oxígeno disuelto realizadas con ambos sensores.
Pc [cm H2O]	Presión relativa de la cúpula.
T1 prom oxi	Temperatura promedio del reactor según ambos sensores de oxígeno (YSI y WTW).
T1 SCADA	Temperatura del reactor según los sensores SCADA
T1 prom	Promedio de la temperatura en el reactor, entre T1 prom oxi y T1 SCADA
Q1	Flujo que pasa por R1
Q2	Flujo que pasa por R2
T2	Temperatura del flujo de aire que ingresa a TA
P2	Presión relativa del flujo de gas a la salida de TA.

	estimación con presión de Pitot elíptico
QE/nd	Caudal por difusor
(Q1+Q2)	Suma de flujos medidos en el sistema
α Kla	Coefficiente global de transferencia de masa en condiciones de proceso, [1/hr]
q _e	Flujo de aire que entra por los difusores a la cúpula
Humedad	Contenido de agua en la corriente de off-gas [gH2O/kg og]
nH2O/n_tot a la salida	Razón del número de moles de agua con respecto al total a la salida
qs según BM agua a la salida	Flujo de gas que sale de la cúpula
SOTE agua pura	SOTE para el agua pura, de acuerdo a la información de los fabricantes
Alfa	Coefficiente alfa

9.9 Anexo I: Estimación del flujo q_s a partir de las mediciones q_1 y q_2

Se tenía

$$q_s = \frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} \cdot (q_1 + q_2)$$

Como:

$$n_{total}^{s\ a} = n_{H_2O}^{s\ a} + n_I^{s\ a} + n_{CO_2}^{s\ a} + n_{O_2}^{s\ a}$$

$$n_{total}^{s\ 12} = n_{O_2}^{s\ 12} + n_I^{s\ 12} + n_{CO_2}^{s\ 12}$$

Y dado que $n_{CO_2}^{12} = n_{CO_2}^{s\ a} = n_{CO_2}^s$, $n_{O_2}^{s\ 12} = n_{O_2}^{s\ a} = n_{O_2}^s$, $n_I^{s\ a} = n_I^{s\ 12} = n_I$, entonces:

$$n_{total}^{s\ a} = n_{H_2O}^{s\ a} + n_I + n_{CO_2} + n_{O_2}^s$$

$$n_{total}^{s\ 12} = n_{O_2}^s + n_I + n_{CO_2}$$

Es decir,

$$n_{total}^{s\ a} = n_{total}^{s\ 12} + n_{H_2O}^{s\ a}$$

Entonces se puede escribir $\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}}$ por definición:

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = \frac{n_{O_2}^s}{n_{total}^{s\ 12}} \cdot \frac{n_{total}^{s\ a}}{n_{O_2}^s}$$

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = \frac{n_{O_2}^s}{n_{total}^{s\ 12}} \cdot \frac{n_{total}^{s\ 12} + n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{O_2}^s}$$

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = \frac{n_{total}^{s\ 12} + n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{total}^{s\ 12}}$$

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = 1 + \frac{n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{total}^{s\ 12}}$$

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = 1 + \frac{n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{O_2}^s + n_I + n_{CO_2}}$$

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = 1 + \frac{\frac{n_{H_2O}^{s\ a}}{n_{total}^{s\ a}}}{\frac{n_{O_2}^s + n_I + n_{CO_2}}{n_{total}^{s\ a}}}$$

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = 1 + \frac{Y_{H_2O}^{s\ a}}{Y_{O_2}^{s\ a} + Y_I^{s\ a} + Y_{CO_2}^{s\ a}}$$

Como

$$1 = Y_{H_2O}^{s\ a} + Y_{O_2}^{s\ a} + Y_I^{s\ a} + Y_{CO_2}^{s\ a}$$

$$1 - Y_{H_2O}^{s\ a} = (Y_{O_2}^{s\ a} + Y_I^{s\ a} + Y_{CO_2}^{s\ a})$$

Entonces,

$$\frac{Y_{O_2}^{s\ 12}}{Y_{O_2}^{s\ a}} = 1 + \frac{Y_{H_2O}^{s\ a}}{1 - Y_{H_2O}^{s\ a}}$$

9.10 Anexo J: Análisis de sensibilidad

El uso de columnas de absorción o deshumidificación agotadas puede producir errores en el cálculo de la OTE, de acuerdo al estudio de Babcock y Stenstrom [23].

En él, se realizó un análisis de sensibilidad para determinar el impacto del error relativo en cada uno de los parámetros de las ecuaciones sobre el valor calculado de OTE. Para valores dados de OTE (2, 4, 6, 8, 10, 12, 14, 16, 18, y 22%) se introdujo un pequeño error para un parámetro medido, y a la vez se asumió que el resto de las variables fue correctamente medida, sin errores. Para cada OTE y valor de parámetro medido, se determinó la fracción molar de oxígeno requerida (Y_{O_2}) y luego el valor erróneo del parámetro medido se empleó para calcular una OTE errónea usando la Y_{O_2} requerida. Finalmente, el error relativo entre la OTE errónea y la OTE supuesta se determinó. Se usaron rangos de valores típicos encontrados en las mediciones de *off-gas* para todos los parámetros medidos.

Para evitar confusión entre el porcentaje de error en una medición y el valor de un parámetro expresado como porcentaje (por ejemplo, OTE), todas las referencias a error porcentual se escriben como “%error”. Parámetros con unidades de porcentaje se indican con “%”.

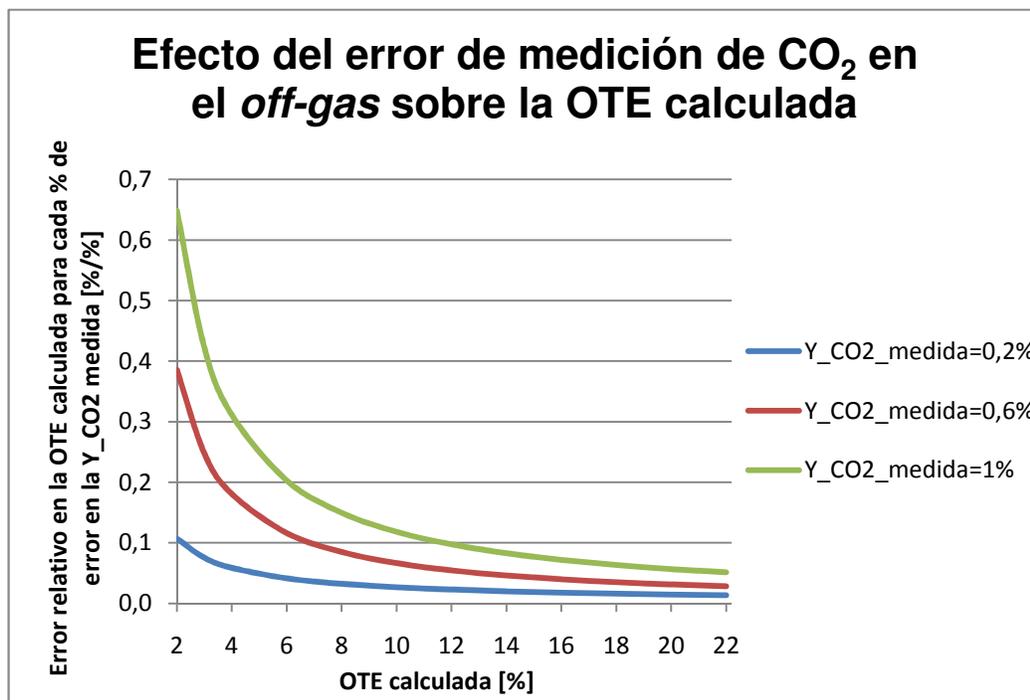


Figura 54: Efecto del error de medición de CO₂ en el off-gas sobre la OTE calculada

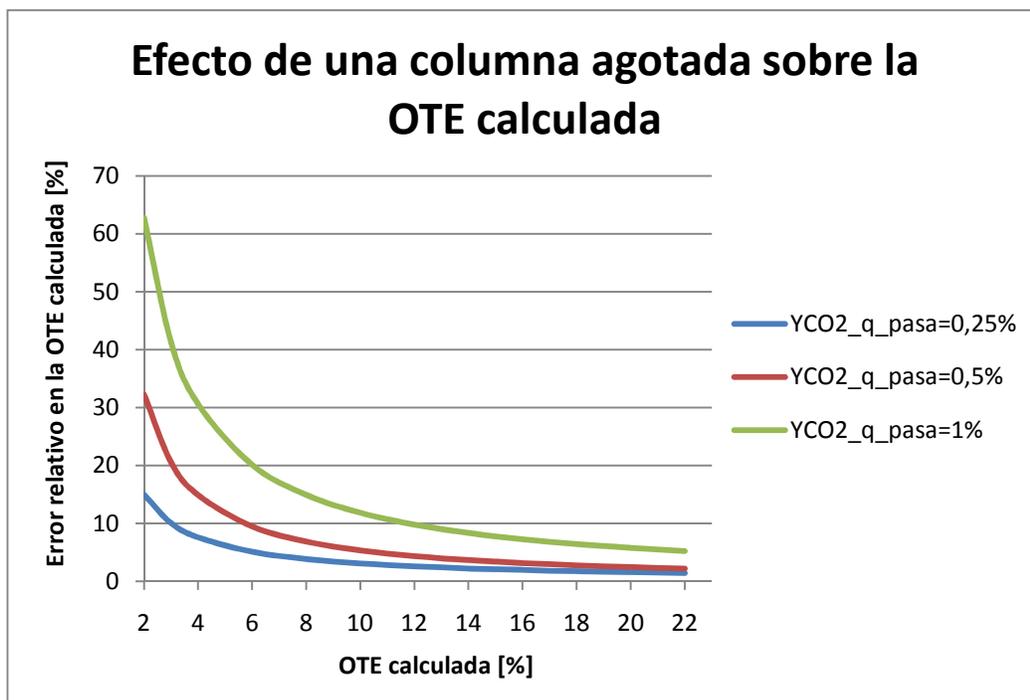


Figura 55: Efecto de una columna de CO₂ agotada sobre la OTE calculada

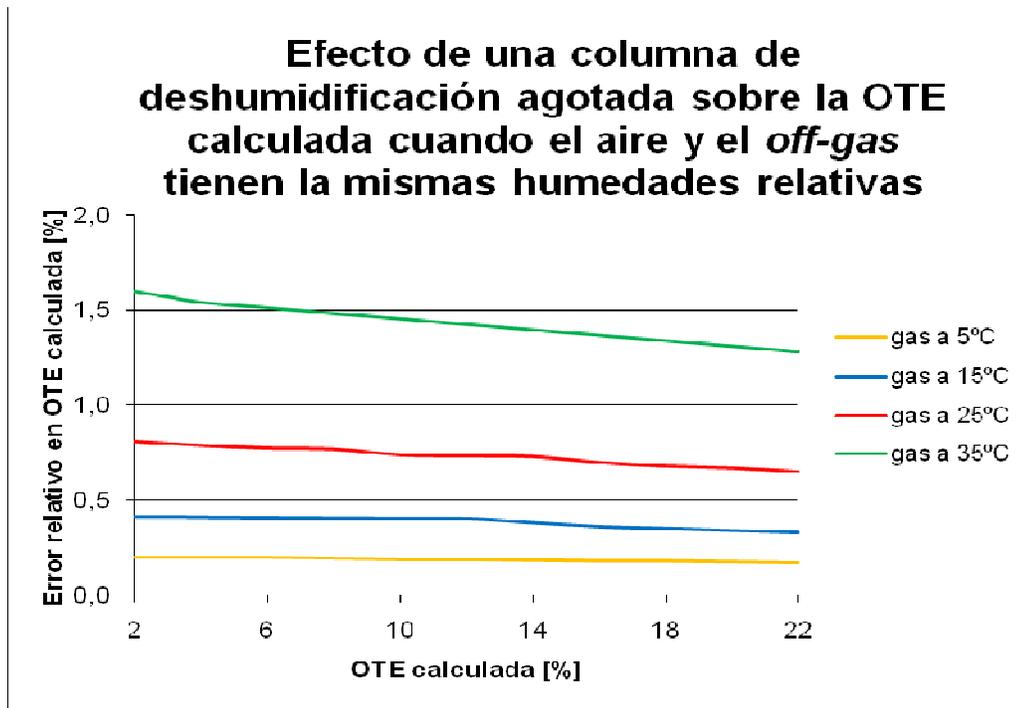


Figura 56: Efecto de una columna de deshumidificación agotada sobre la OTE calculada cuando el aire y el *off-gas* tienen las mismas humedades relativas

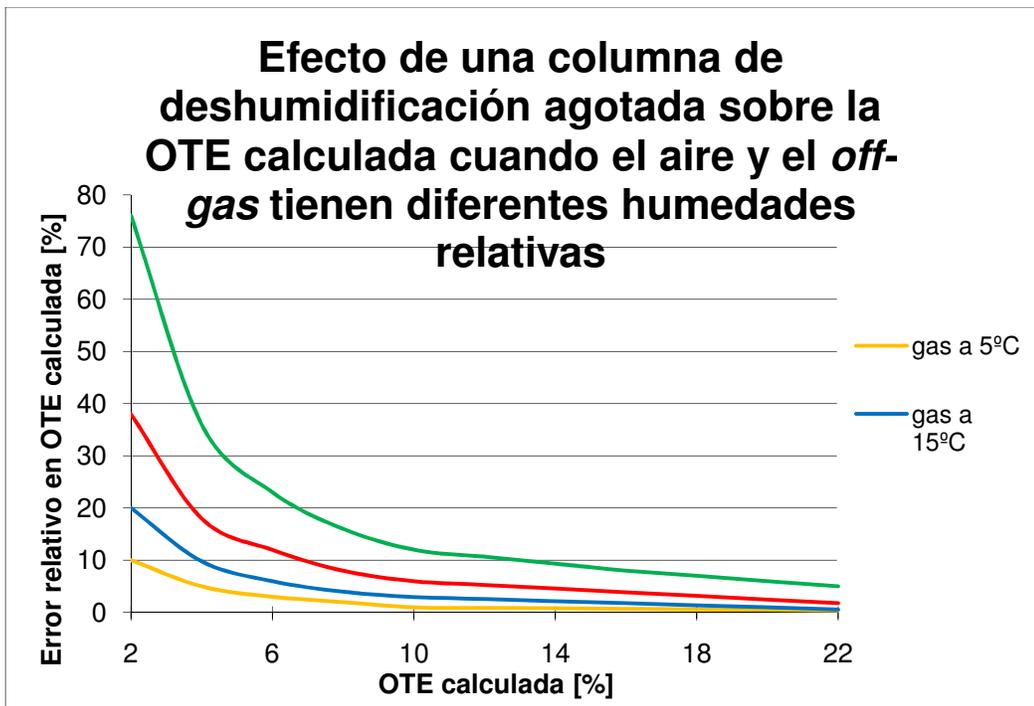


Figura 57: Efecto de una columna de deshumidificación agotada sobre la OTE calculada cuando el aire y el *off-gas* tienen diferentes humedades relativas

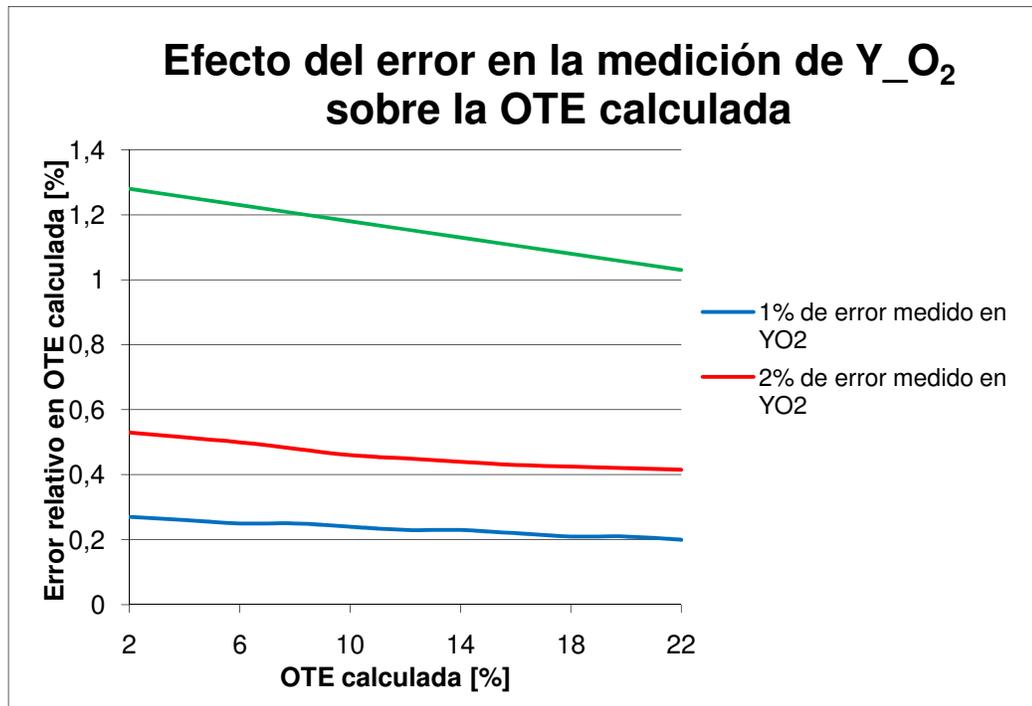


Figura 58: Efecto del error en la medición de la fracción molar de oxígeno (Y_{O_2}) sobre la OTE calculada

Así, se obtienen las siguientes conclusiones:

- De la Figura 54: El error asociado a suponer despreciable la fracción molar de CO_2 a la entrada ($Y_{CO_2}^e$) es relativamente pequeño dentro del rango de presiones parciales de CO_2 normalmente encontrado (0 a 1%). Por ejemplo, si la fracción molar de CO_2 que se mide en el off-gas es 1% ($Y_{CO_2}^s = 1\%$), la OTE que se calculó es de 4% y el error potencial de medición para $Y_{CO_2}^e$ es $\pm 5\%$ error, entonces el error en la OTE calculada es de $\pm 1,5\%$ error, que es equivalente a decir que la OTE verdadera es $4 \pm 0,06\%$.
- De la Figura 55: Cuando se usa un protocolo experimental que debe absorber el CO_2 , el error causado por una columna agotada puede ser del 100 %error, pues no se mediría $Y_{CO_2}^s$ y se asumiría que este valor es 0. En el ejemplo anterior (OTE

calculada = 4%), si se deja pasar $Y_{CO_2}^s = 1\%$, el error en la OTE llega al 30 %error (OTE verdadera es $4 \pm 1,2 \%$).

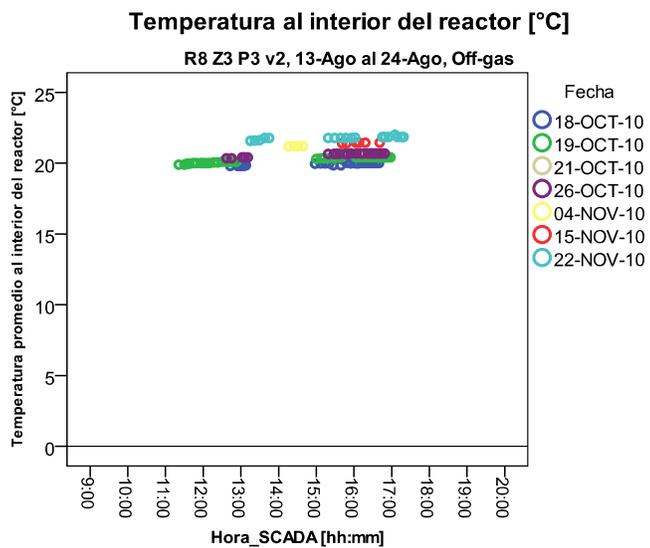
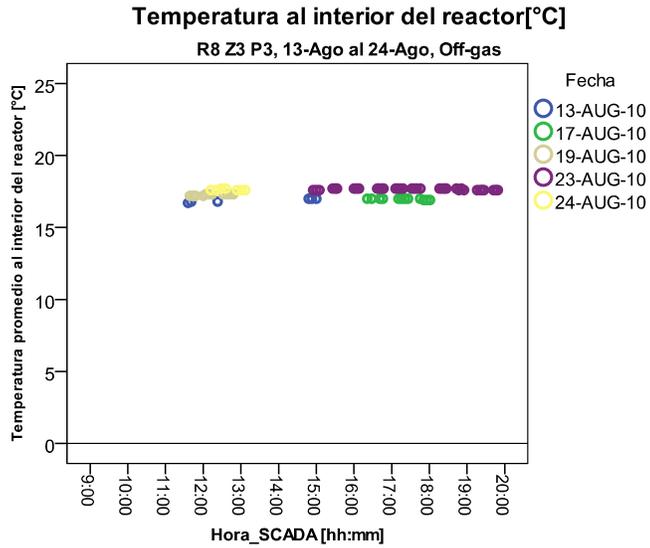
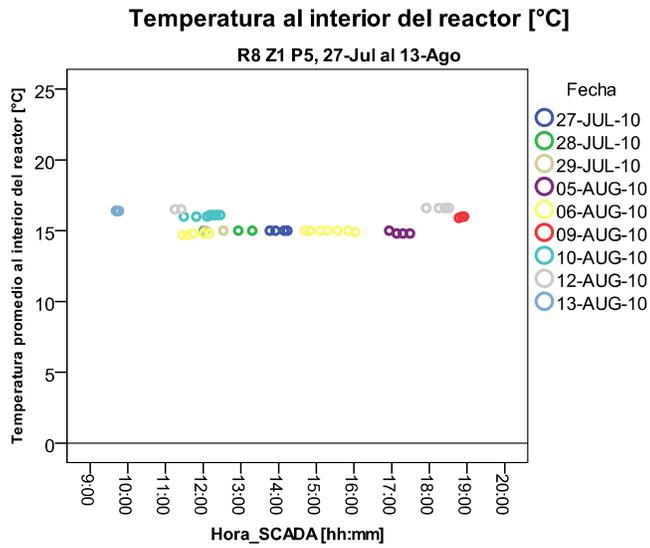
Por otro lado, el error de medición en el caso de una columna parcialmente agotada produce una sobreestimación de la OTE, debido a que se mide una $Y_{O_2}^s$ menor al valor que se obtendría si la columna estuviera nueva. Por ejemplo, si se deja pasar una $Y_{CO_2}^s = 0,6\%$, y se trata de un rango de OTEs entre 10 y 20%, el error en la OTE es pequeño (para OTE calculada = 14%, el error está entre 2 y 8 %error), pero si la OTE es baja, el error aumenta (si la OTE calculada = 4%, el error relativo de la OTE es 18 %error).

- De la Figura 56: Se muestra el efecto de usar una columna de deshumidificación agotada. Se suponen que los flujos de aire y off-gas están a 1 atm de presión, que el off-gas está saturado con agua, y que la temperatura para ambas corrientes es la misma. En este caso, el sistema detectará una Y_{O_2} menor a la que registraría si la columna operara correctamente, por lo que se sobreestima la OTE.

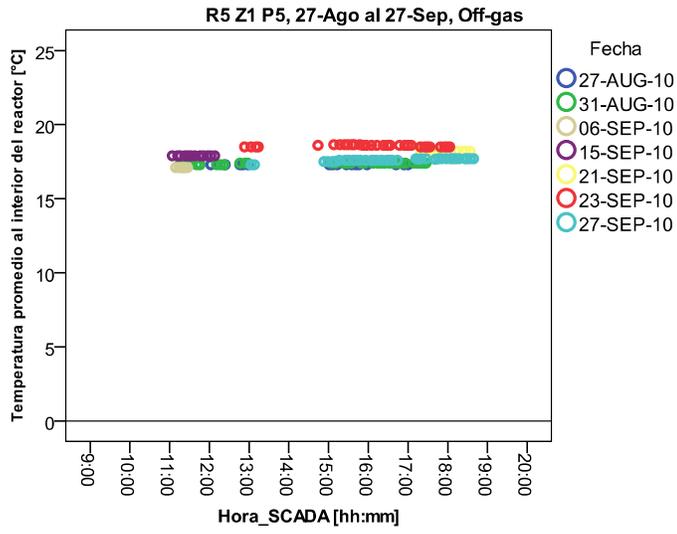
Los errores potenciales en la OTE calculada son pequeños si el aire de referencia también está a 100% de humedad relativa.

- De la Figura 57: Si la humedad relativa del aire de referencia es menor a la saturación (por ej., 80%), el error es mayor, aunque es menor al 10 %error si la OTE calculada es mayor a 12%, incluso a 35°C.
- De la Figura 58: El efecto de medir mal la fracción molar de oxígeno es leve sobre la OTE calculada.

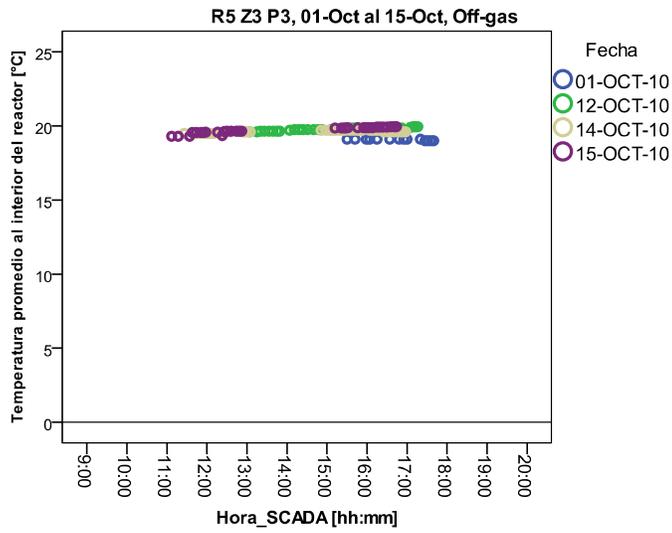
9.11 Anexo K: Resultados: Temperatura promedio dentro del reactor (T1-prom)



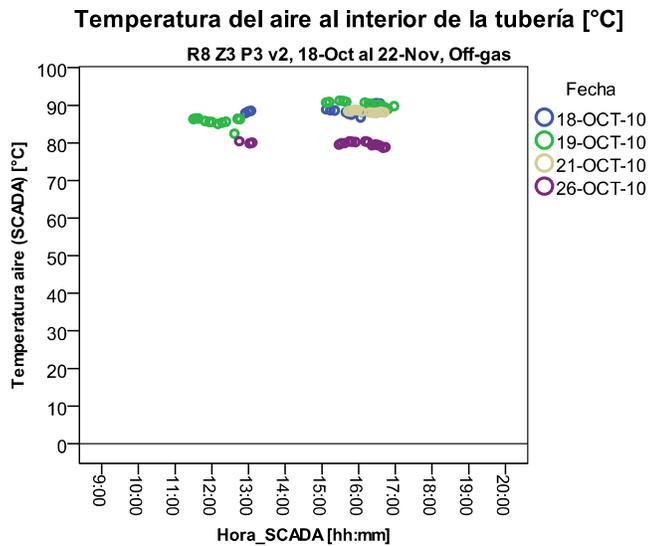
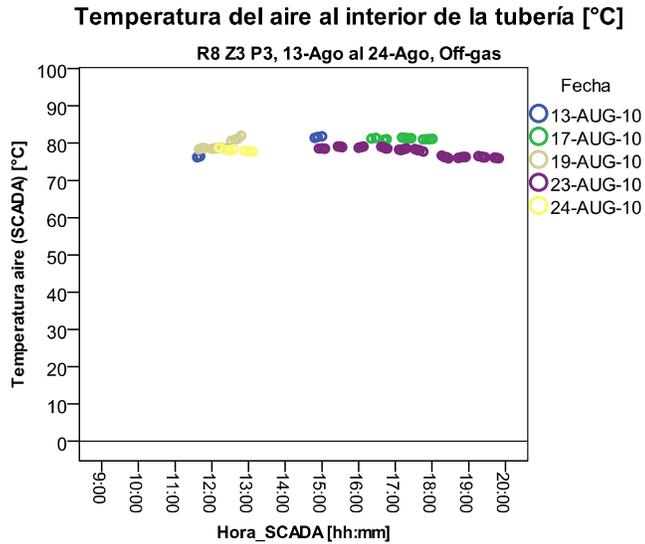
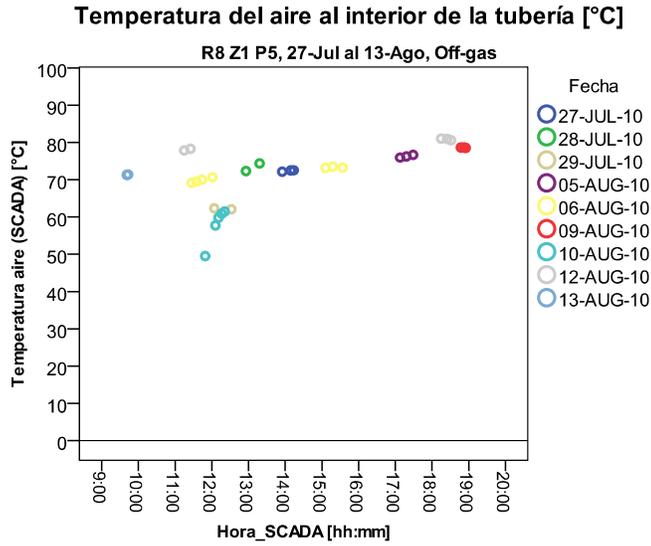
Temperatura al interior del reactor [°C]



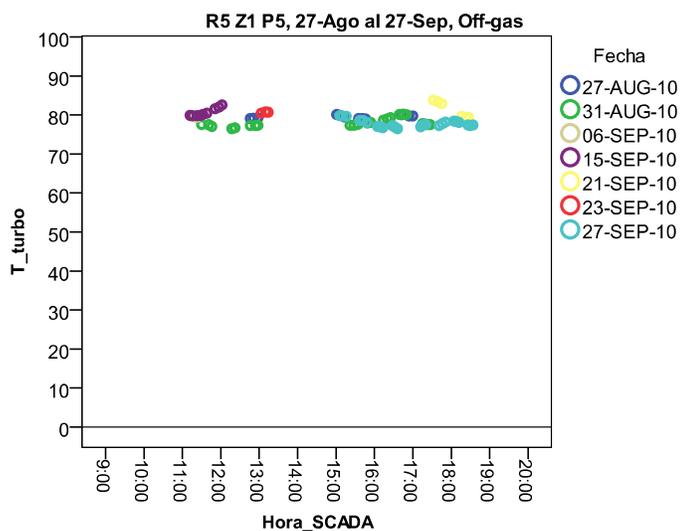
Temperatura al interior del reactor [°C]



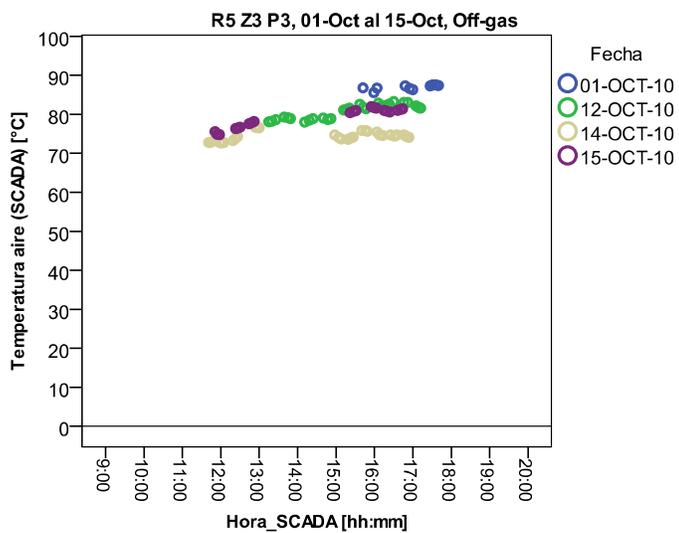
9.12 Anexo L: Resultados: Temperatura del aire al interior del sistema de distribución (TT-A)



Temperatura del aire al interior de la tubería [°C]

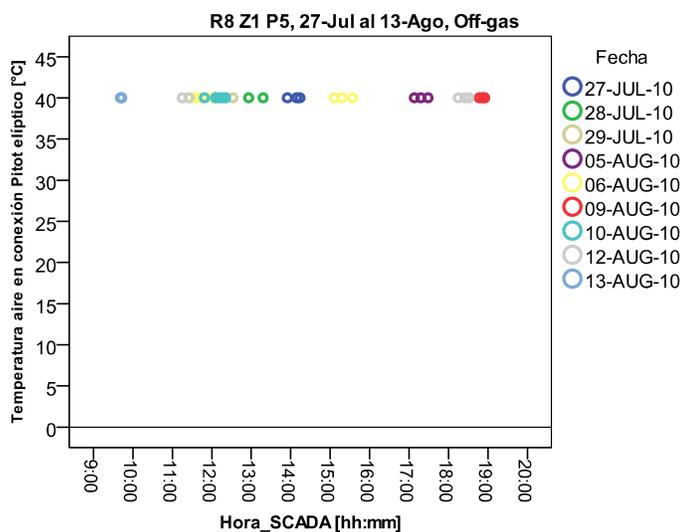


Temperatura del aire al interior de la tubería [°C]

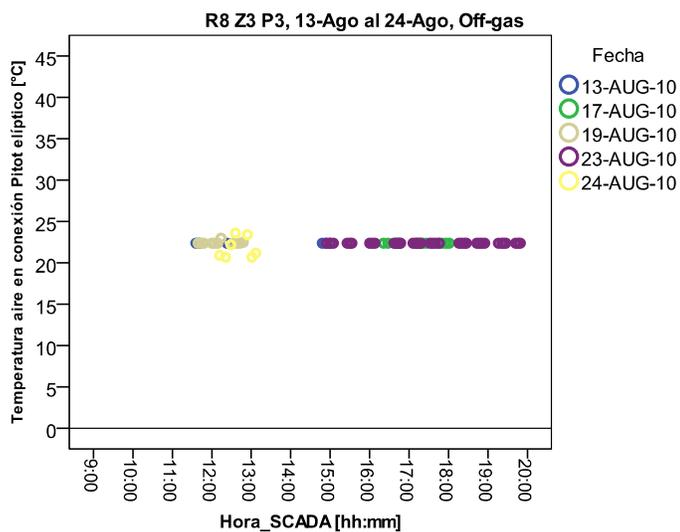


9.13 Anexo M: Resultados: Temperatura del aire en la bajada hacia las parrillas (TT-P)

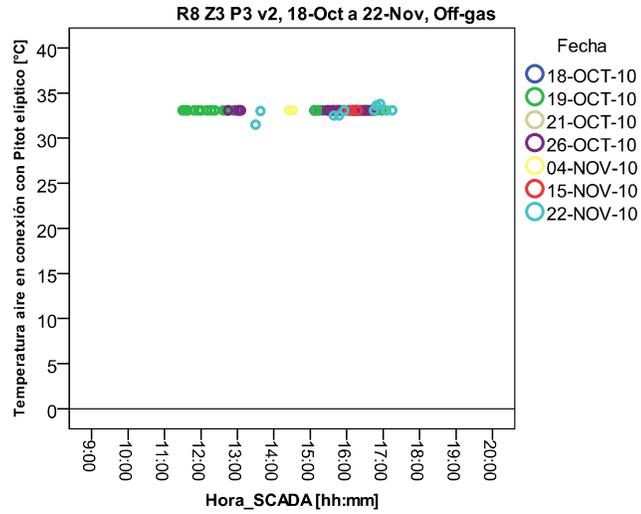
Temperatura del aire en la conexión con Pitot elíptico [°C]



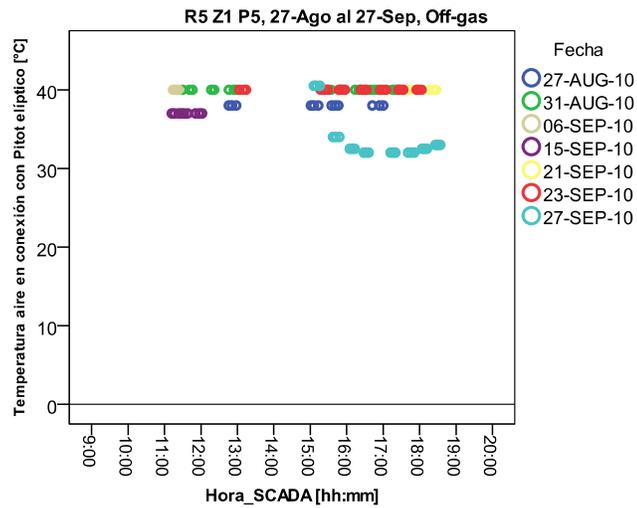
Temperatura del aire en la conexión con Pitot elíptico [°C]



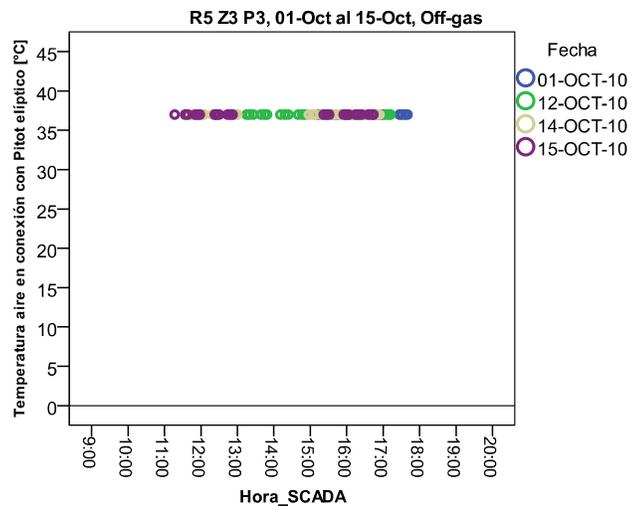
Temperatura del aire en la conexión con Pitot elíptico [°C]

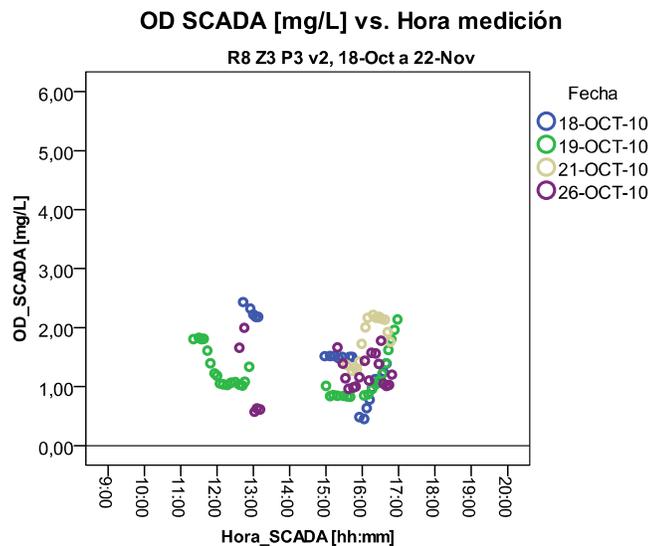
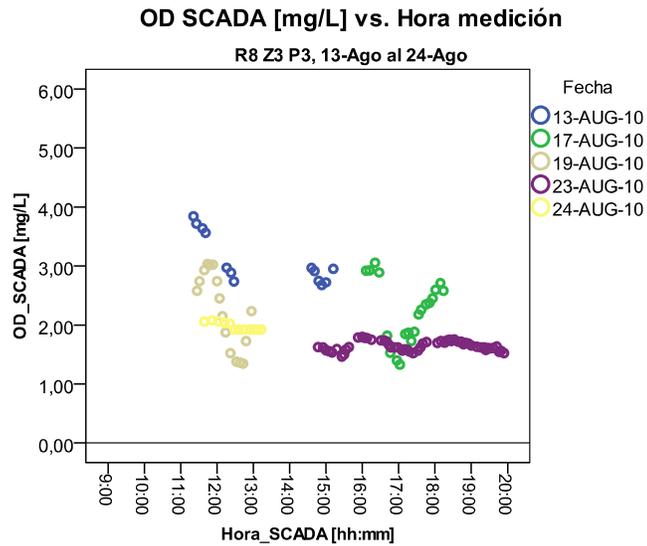
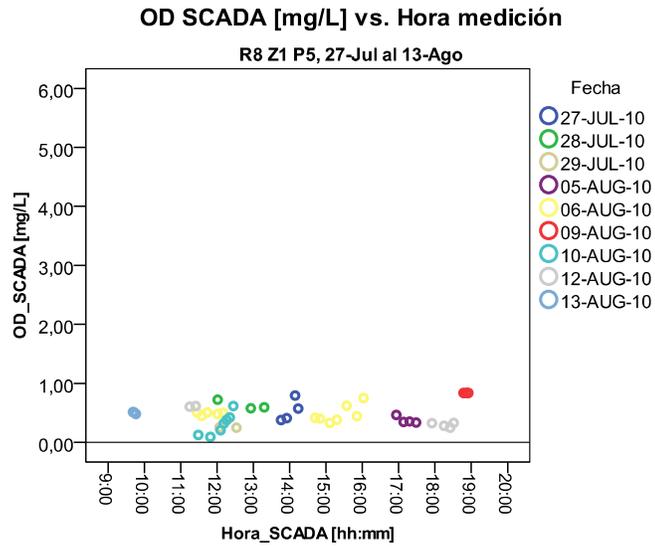


Temperatura del aire en la conexión con Pitot elíptico [°C]

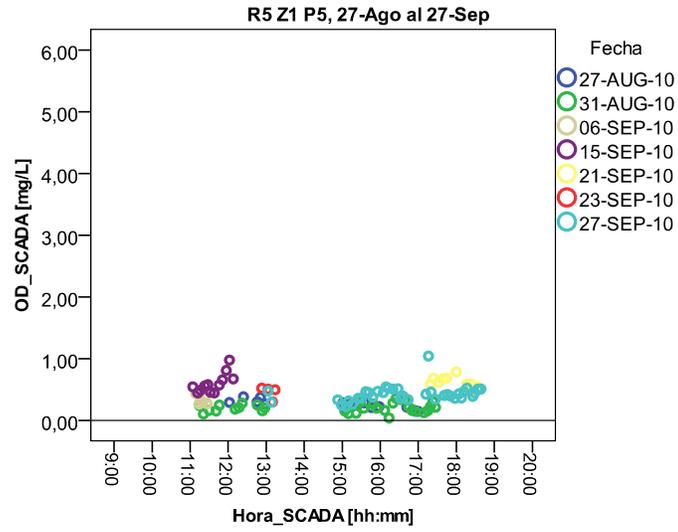


Temperatura del aire en la conexión con Pitot elíptico [°C]

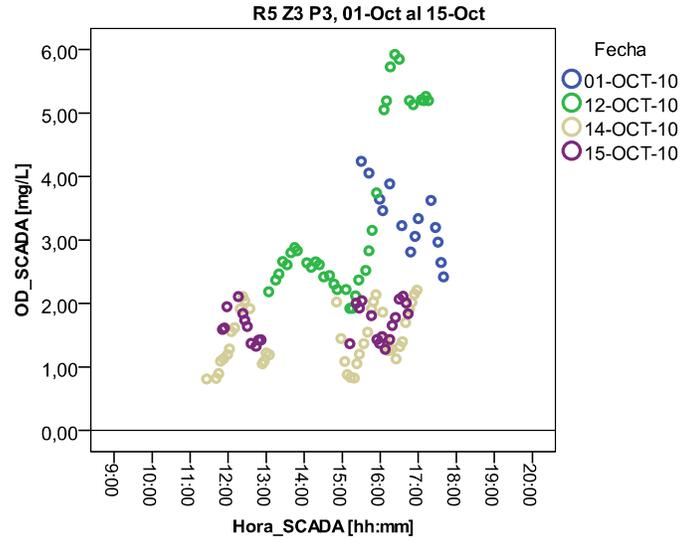




OD SCADA [mg/L] vs. Hora medición

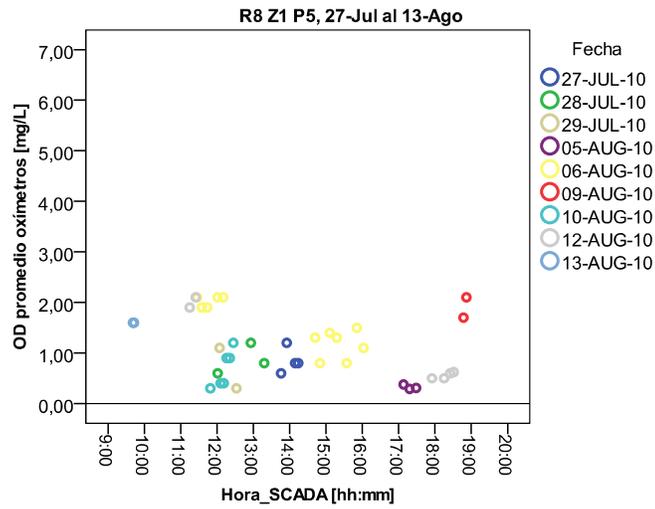


OD SCADA [mg/L] vs. Hora medición

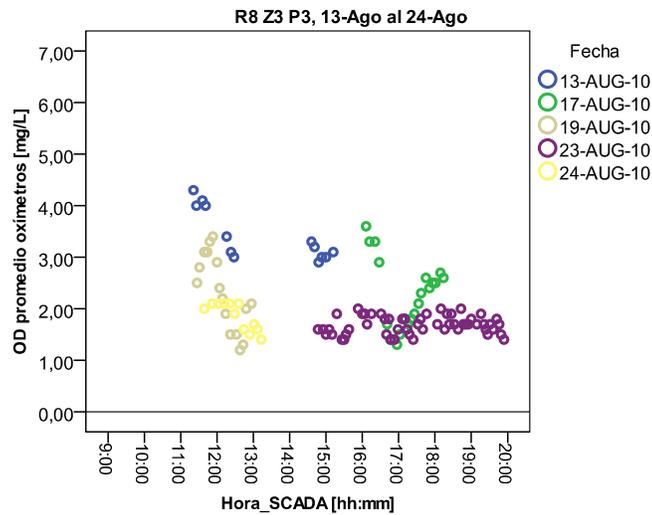


9.15 Anexo O: Resultados: Concentración OD según promedio oxímetros (TC-WTW y TC-YSI)

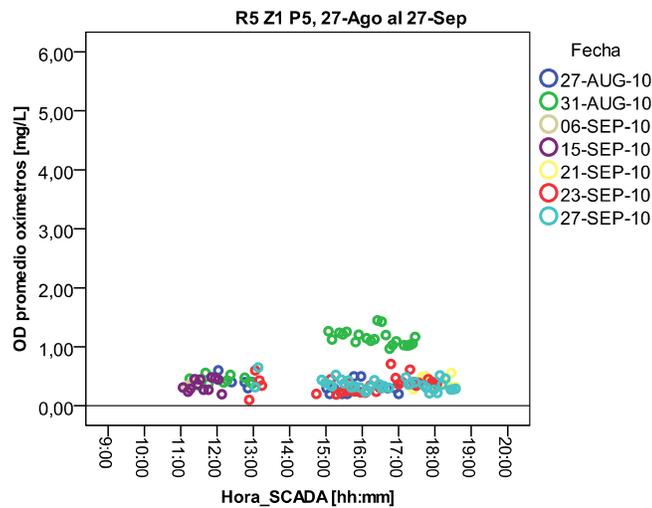
OD promedio oxímetros [mg/L] vs. Hora medición



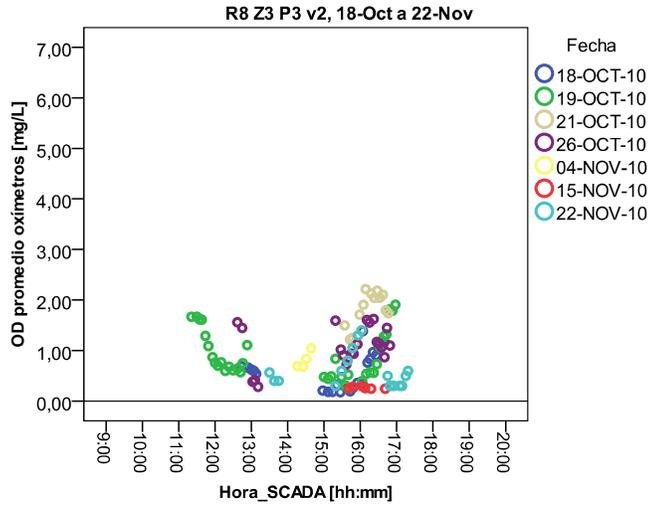
OD promedio oxímetros [mg/L] vs. Hora medición



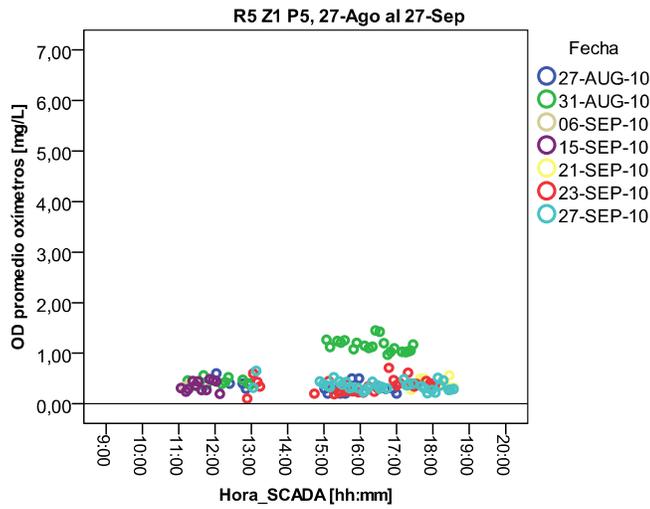
OD promedio oxímetros [mg/L] vs. Hora medición



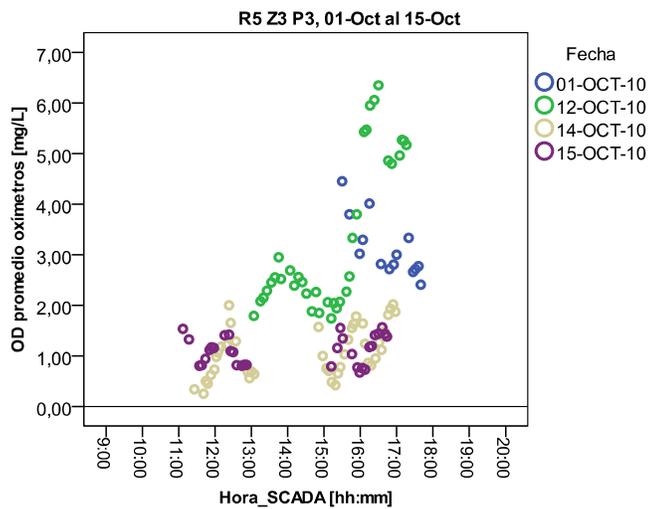
OD promedio oxímetros [mg/L] vs. Hora medición



OD promedio oxímetros [mg/L] vs. Hora medición

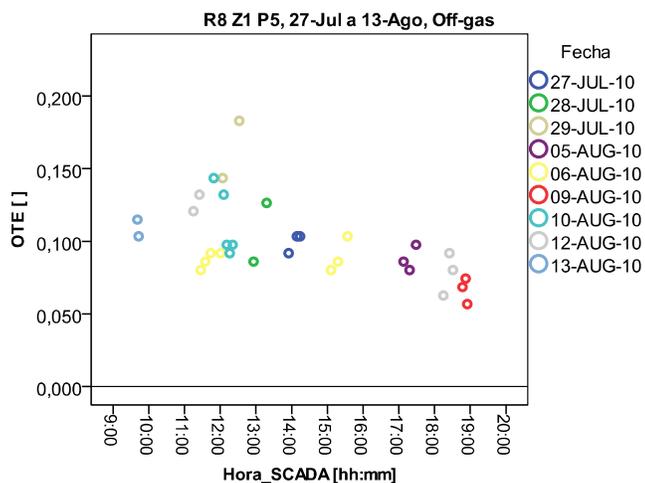


OD promedio oxímetros [mg/L] vs. Hora medición

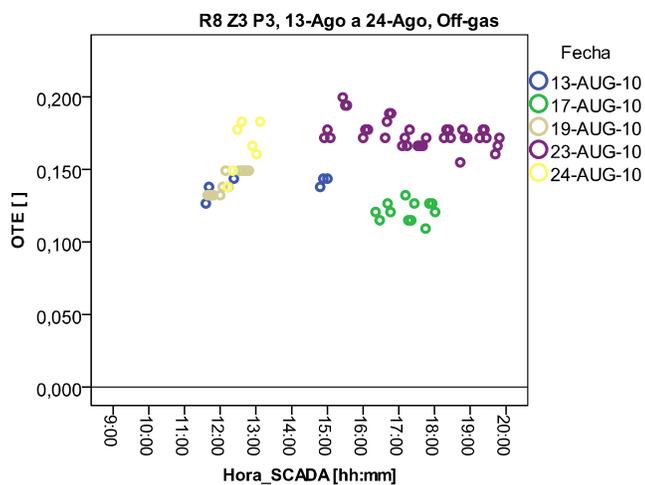


9.16 Anexo P: Resultados: OTE_f vs. Hora SCADA

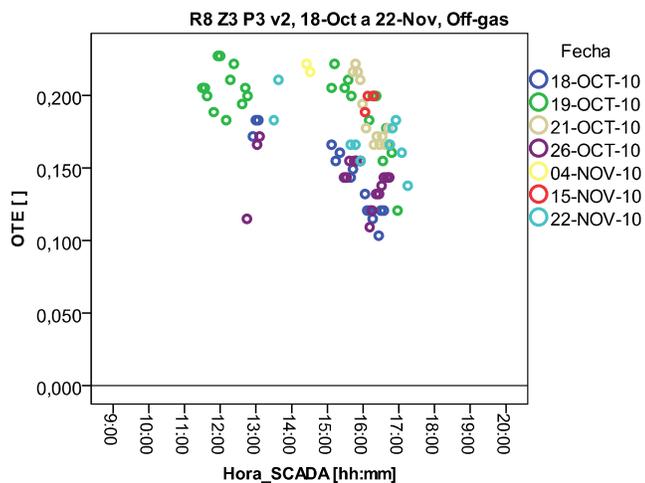
Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso, OTE_f []



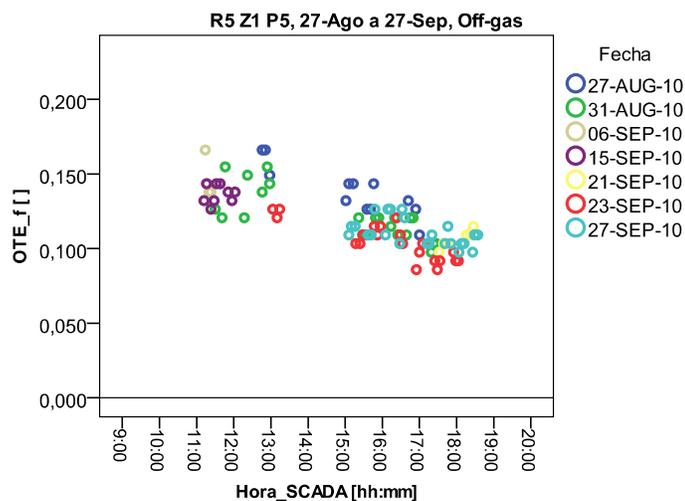
Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso, OTE_f []



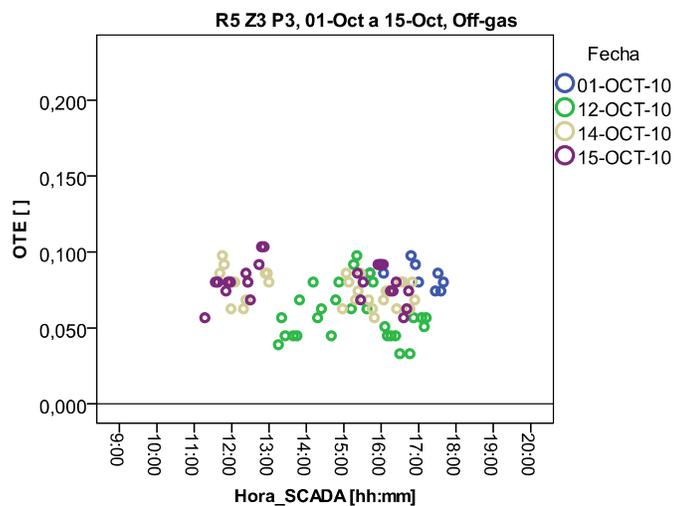
Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso, OTE_f []



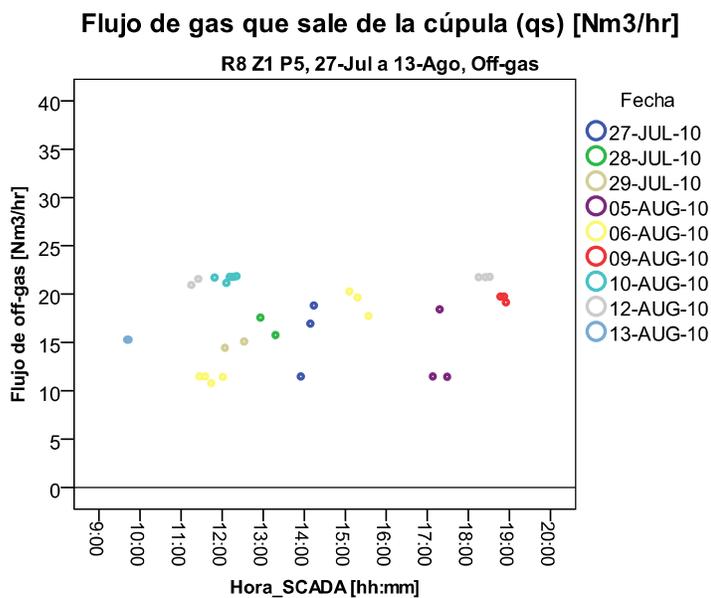
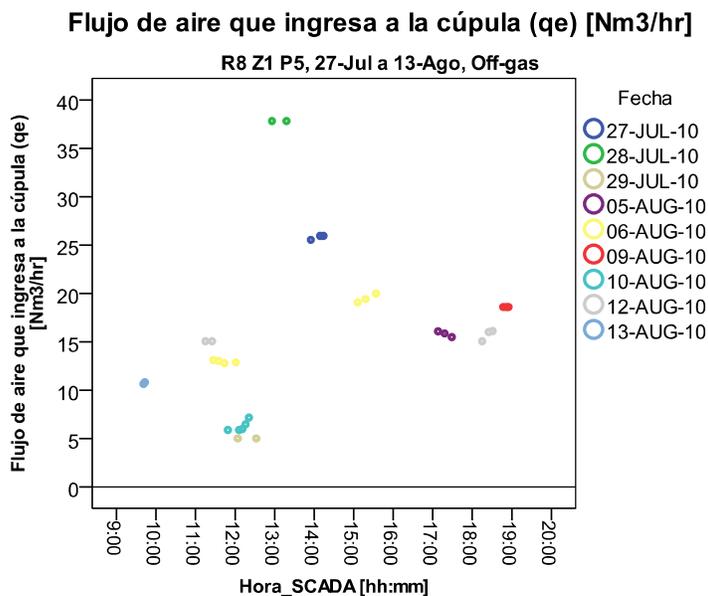
Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso, OTE_f []



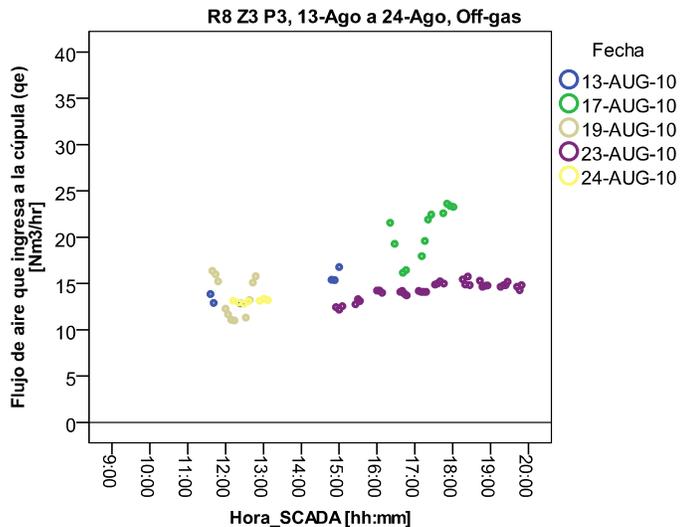
Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones de proceso, OTE_f []



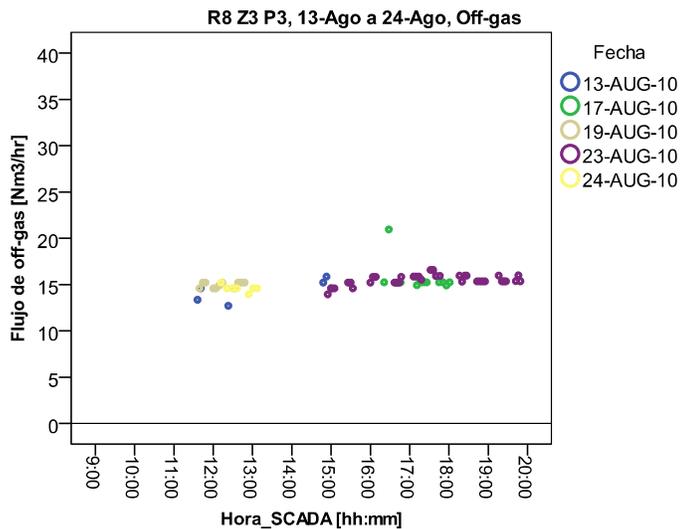
9.17 Anexo Q: Resultados: Flujos de gas de entrada (q_e) y salida (q_s) vs. Hora SCADA



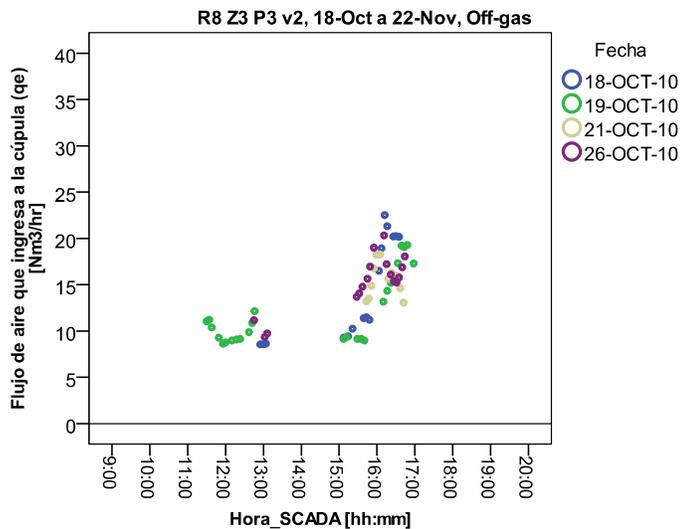
Flujo de aire que ingresa a la cúpula (qe) [Nm3/hr]



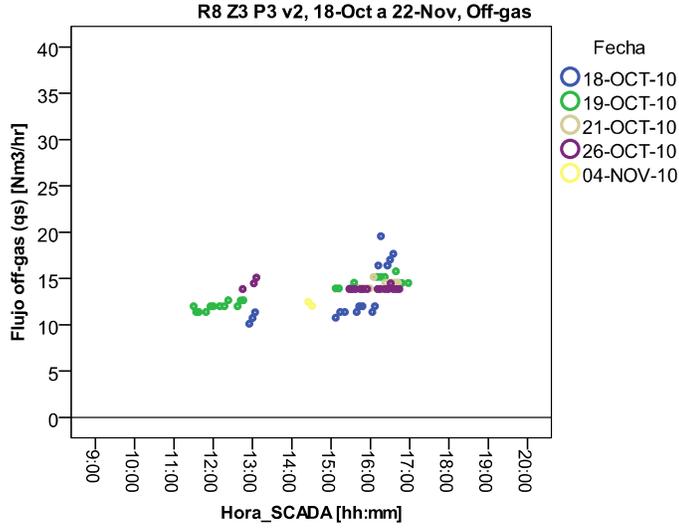
Flujo de gas que sale de la cúpula (qs) [Nm3/hr]



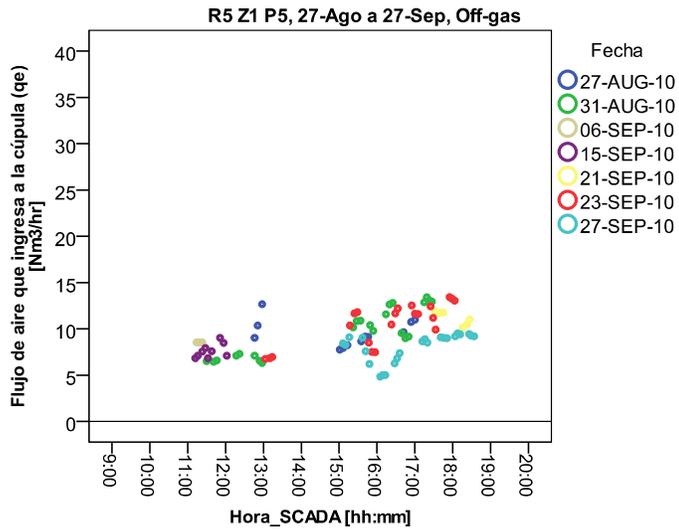
Flujo de aire que ingresa a la cúpula (qe) [Nm3/hr]



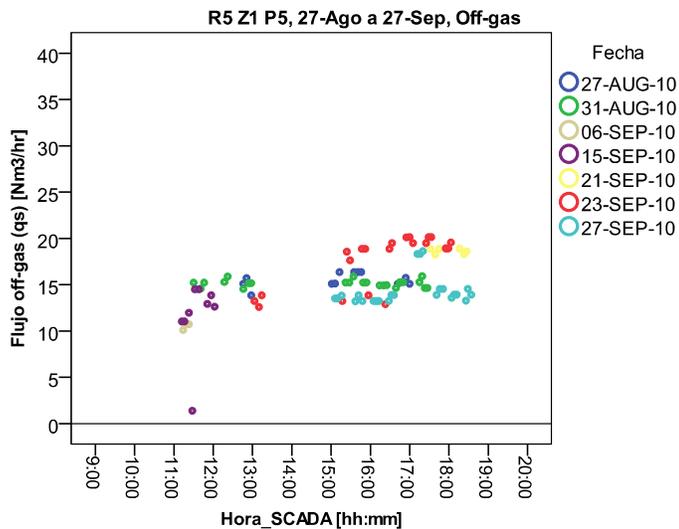
Flujo de gas que sale de la cúpula (qs) [Nm³/hr]



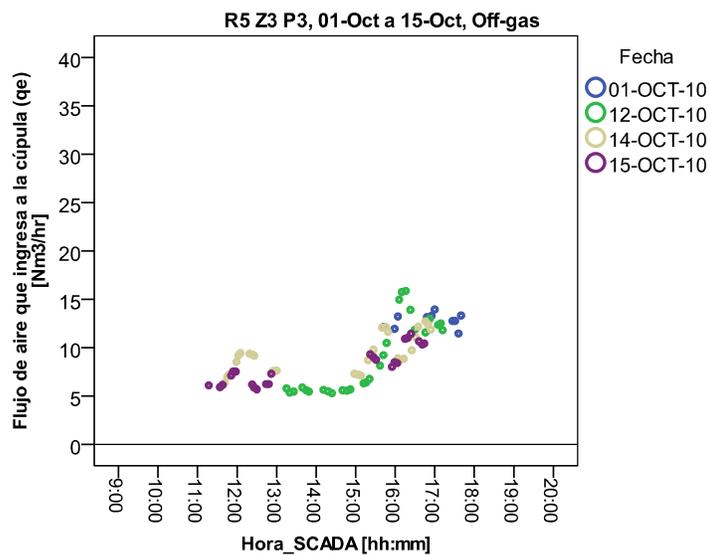
Flujo de aire que ingresa a la cúpula (qe) [Nm³/hr]



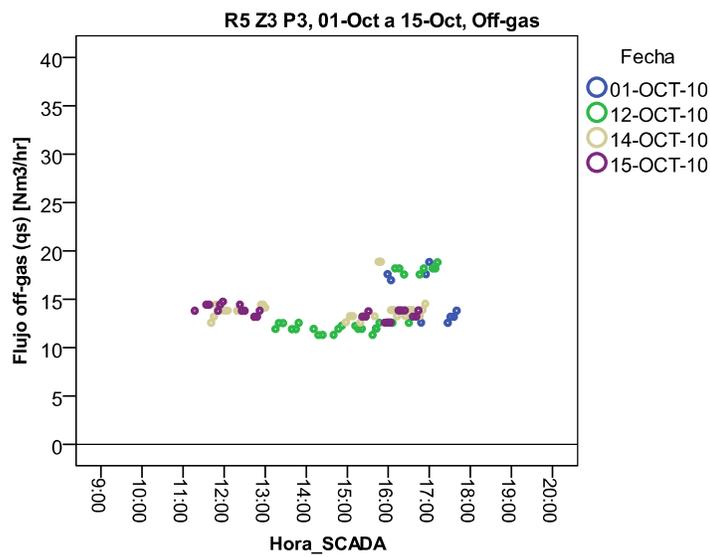
Flujo de gas que sale de la cúpula (qs) [Nm³/hr]



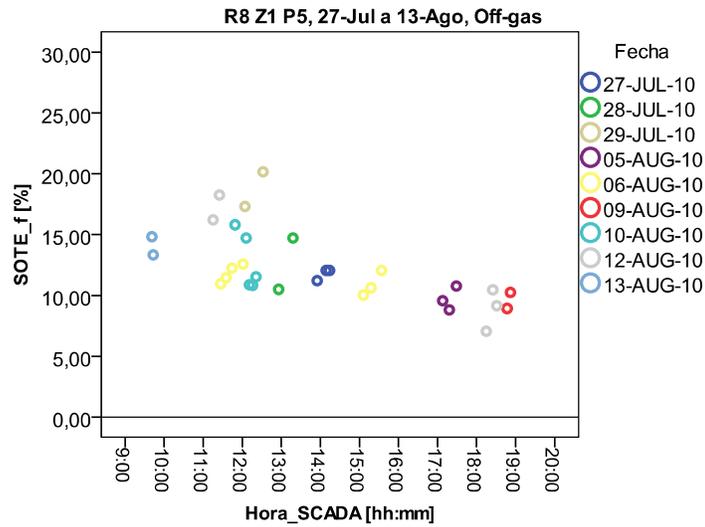
Flujo de aire que ingresa a la cúpula (qe) [Nm3/hr]



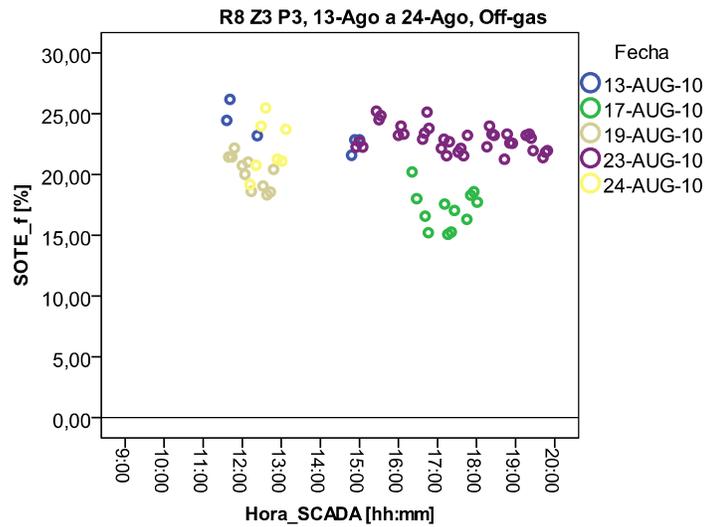
Flujo de gas que sale de la cúpula (qs) [Nm3/hr]



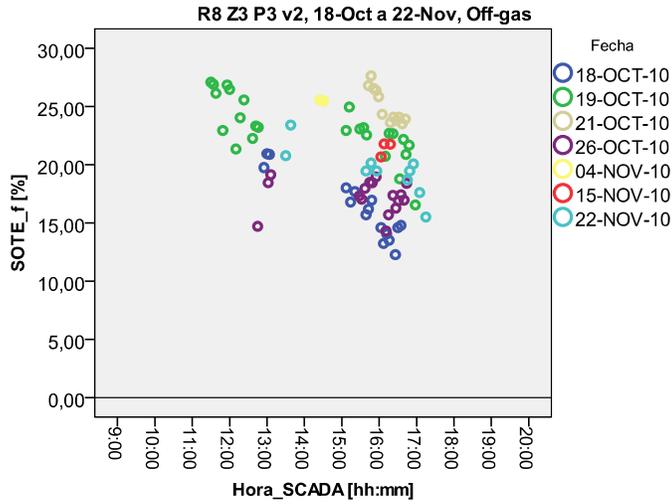
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, $SOTE_f$ [%]



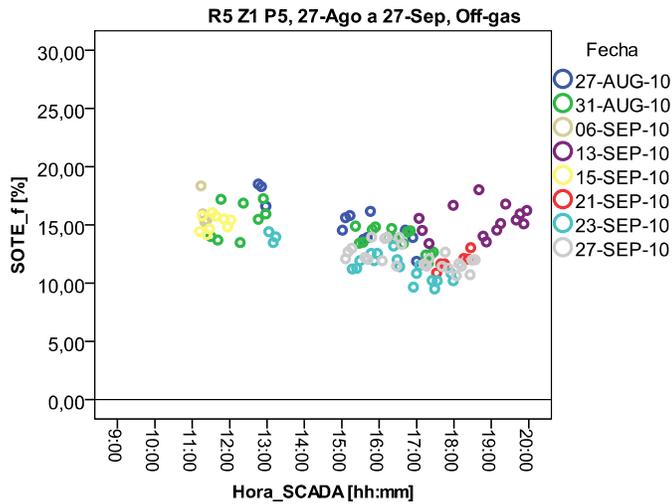
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, $SOTE_f$ [%]



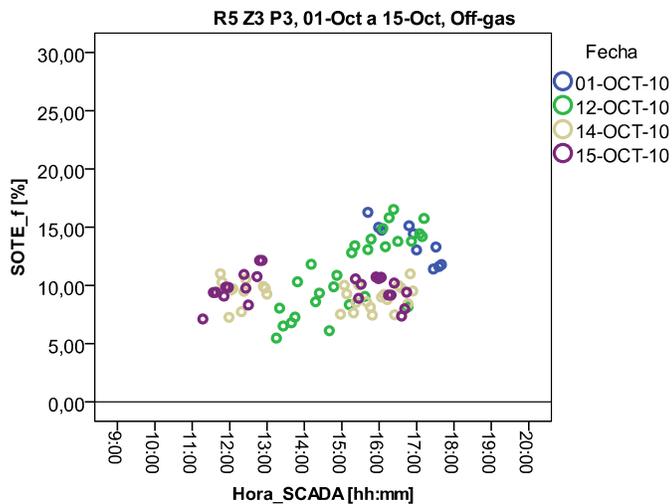
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, SOTE f []



Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, SOTE f []



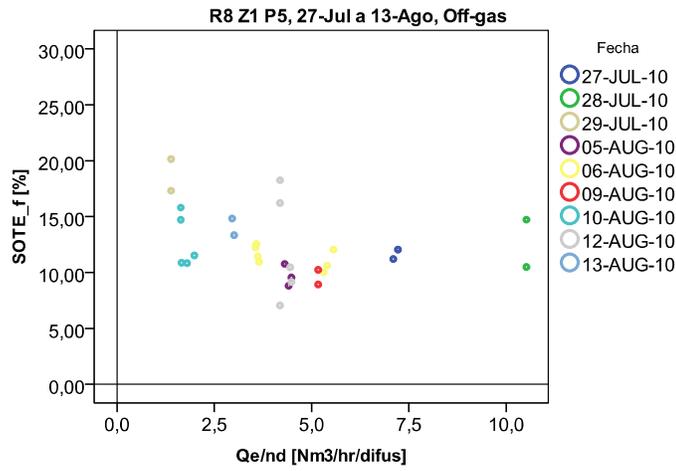
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, SOTE f []



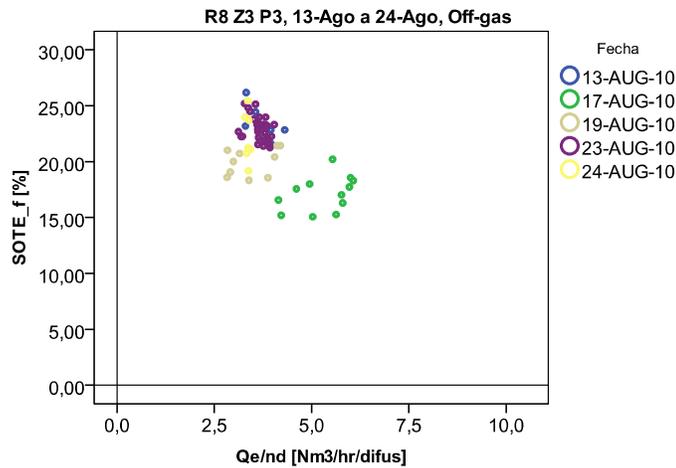
9.19

Anexo S: Resultados: $SOTE_f$ vs. Flujo de aire por difusor

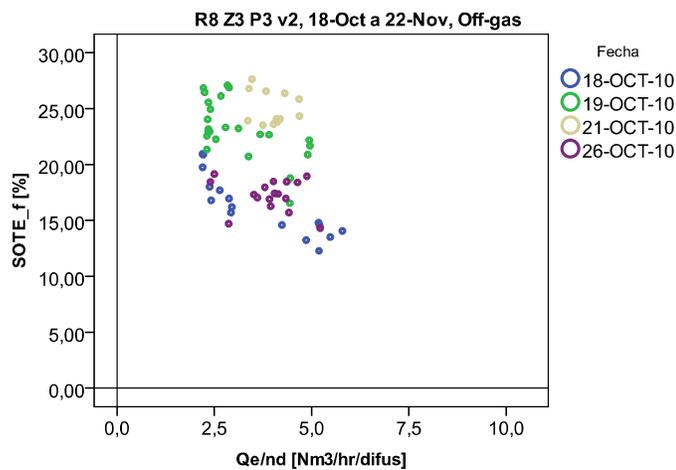
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, $SOTE_f$ [%], vs. Flujo de aire por difusor [m³/hr/difus]



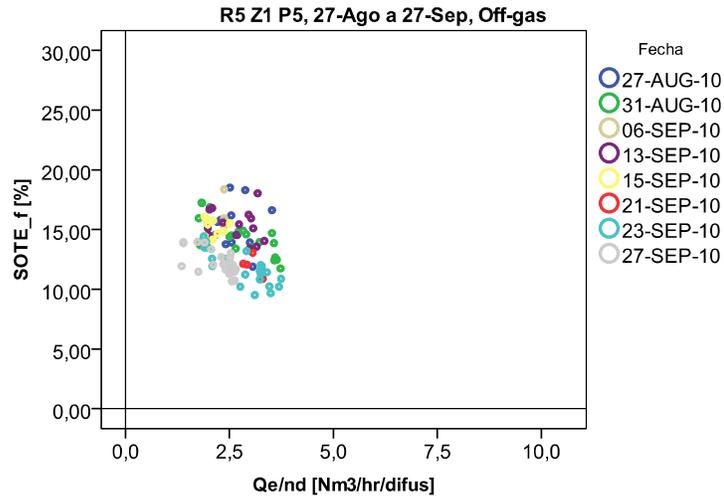
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, $SOTE_f$ [%], vs. Flujo de aire por difusor [m³/hr/difus]



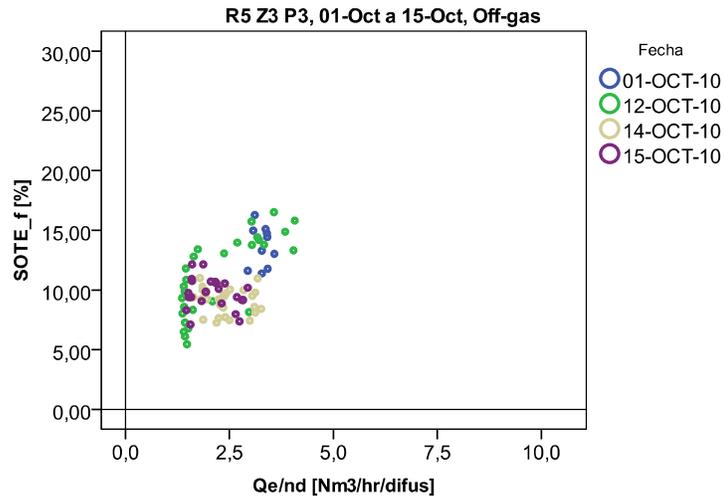
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, $SOTE_f$ [%], vs. Flujo de aire por difusor [m³/hr/difus]

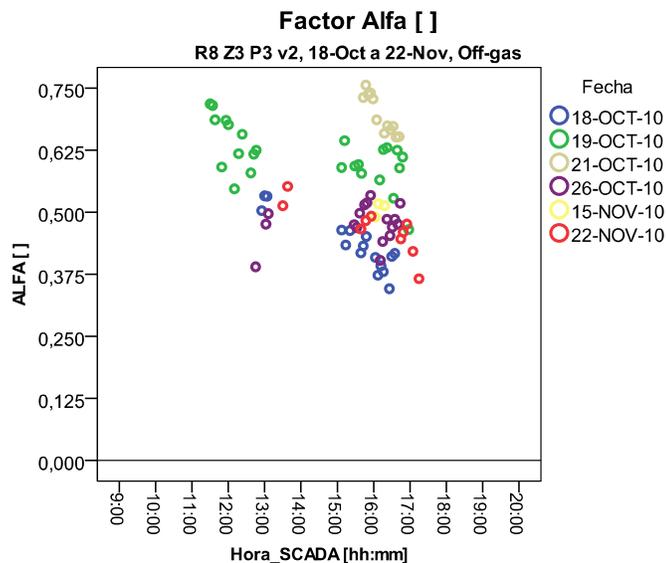
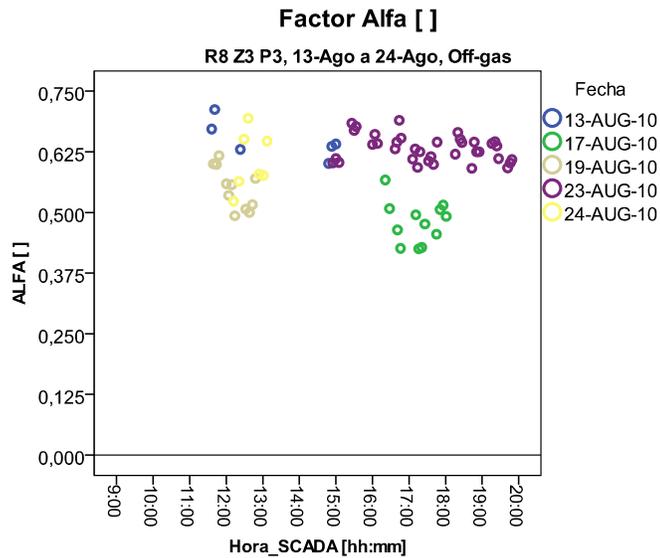
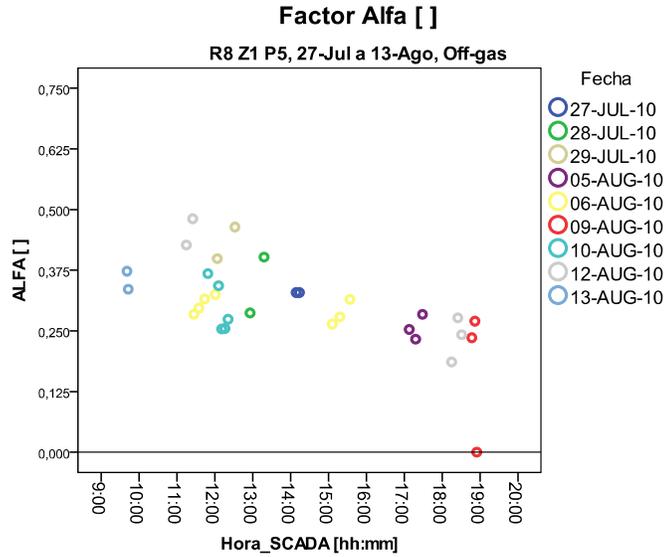


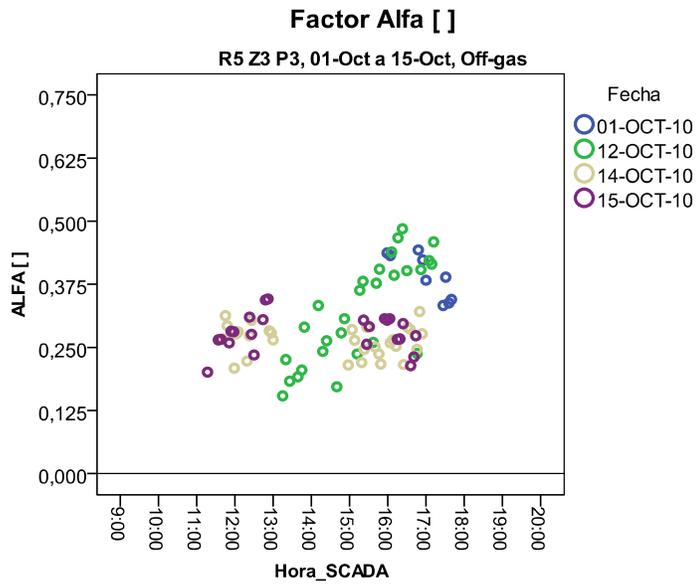
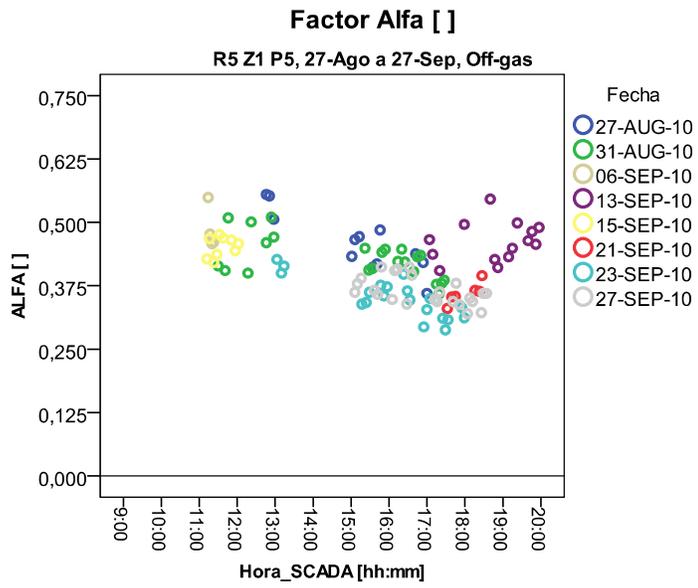
Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, SOTE f [%], vs. Flujo de aire por difusor [m3/hr/difus]



Eficiencia de transferencia de oxígeno estándar en condiciones de proceso, SOTE f [%], vs. Flujo de aire por difusor [m3/hr/difus]

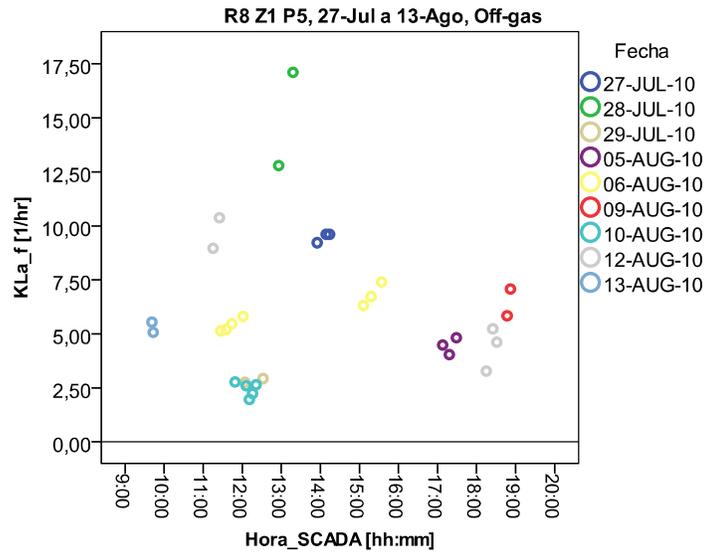






9.21 Anexo U: Resultados: $K_L a$ vs. Hora SCADA

Coeficiente global de transferencia de masa, $K_L a$ f [1/hr]



Coeficiente global de transferencia de masa, $K_L a$ f [1/hr]

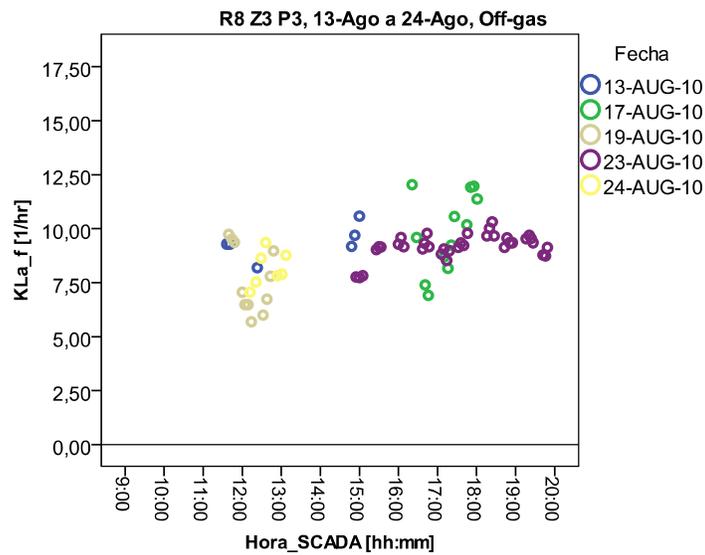
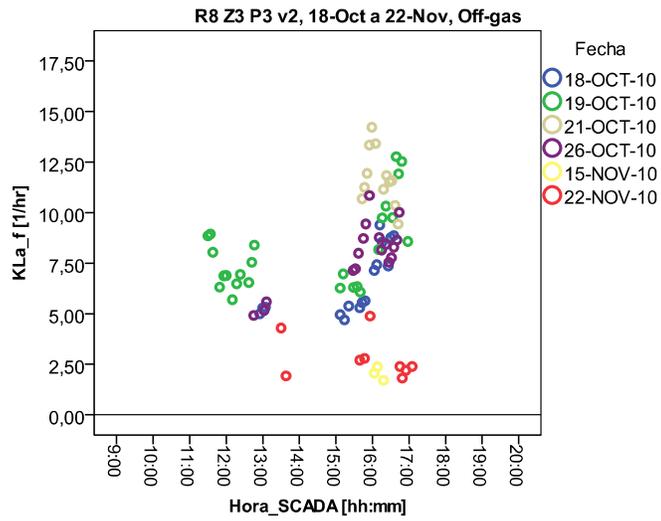
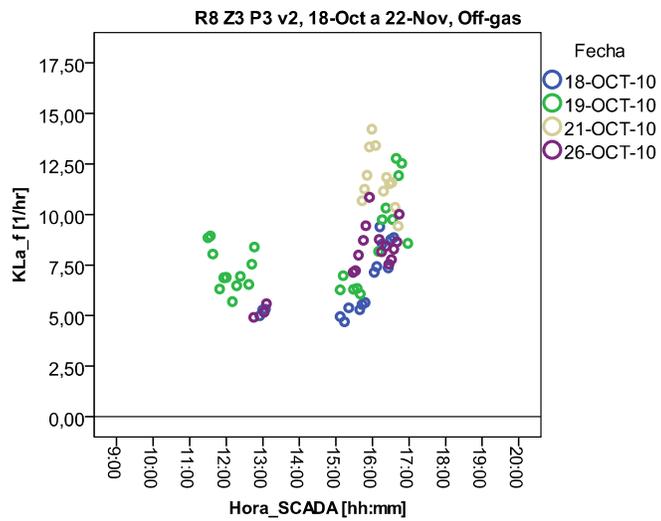


Gráfico R8 Z3 P3 con series omitidas (15 y 22 de Noviembre)

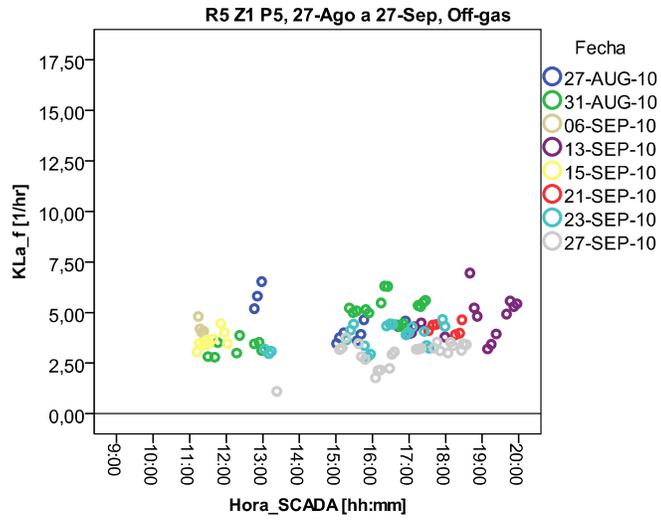
Coeficiente global de transferencia de masa, KLa f [1/hr]



Coeficiente global de transferencia de masa, KLa f [1/hr]



Coeficiente global de transferencia de masa, KLa f [1/hr]



Coeficiente global de transferencia de masa, KLa f [1/hr]

