

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



Megaproyecto

Evaluación de sistema: lavado de caña, cenizas y gases de combustión de calderas, y planta de tratamiento de aguas residuales del Ingenio Tululá S.A.

Trabajo de graduación en modalidad de Megaproyecto presentado por

Carlos Alberto Ramírez López,

Mónica José Lima Ramírez,

Stephanie Cristina Cheung Chang y

Walter Geovanni Roldán Orellana

para optar al grado académico de Licenciados en Ingeniería Química

Guatemala

2016

Evaluación de sistema: lavado de caña, cenizas y gases de combustión de calderas, y planta de tratamiento de aguas residuales del Ingenio Tululá S.A.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería

Megaproyecto

Evaluación de sistema: lavado de caña, cenizas y gases de
combustión de calderas, y planta de tratamiento de aguas
residuales del Ingenio Tzulá S.A.

Trabajo de graduación en modalidad de Megaproyecto presentado por

Carlos Alberto Ramírez López,

Mónica José Lima Ramírez,

Stephanie Cristina Cheung Chang y

Walter Geovanni Roldán Orellana

para optar al grado académico de Licenciados en Ingeniería Química


Guatemala

2016


Vo. Bo.:

(f) 

Ing. Cristián Rossi Sosa

(f) 
Ing. Gamaliel Giovanni Zambrano Ruano

Directores de los estudiantes que trabajaron el Megaproyecto

(f) 
Ing. Gamaliel Giovanni Zambrano Ruano

Fecha de aprobación: Guatemala 10 de noviembre de 2016

ÍNDICE

| | |
|-------------------------------|------|
| ÍNDICE DE CUADROS | vi |
| ÍNDICE DE FIGURAS | xiv |
| RESUMEN | xxii |
| I. INTRODUCCIÓN | 1 |
| II. OBJETIVOS | 4 |
| III. JUSTIFICACIÓN | 7 |
| IV. MARCO TEÓRICO | 10 |
| V. ANTECEDENTES | 78 |
| VI. METODOLOGÍA | 92 |
| VII. RESULTADOS | 104 |
| VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS | 163 |
| IX. CONCLUSIONES | 189 |
| X. RECOMENDACIONES | 195 |
| XI. BIBLIOGRAFÍA | 199 |
| XII. ANEXOS | 205 |

ÍNDICE DE CUADROS

| | |
|---|-----|
| Cuadro 1. Esguerrimiento superficial anual por vertientes | 11 |
| Cuadro 2. Recursos hídricos de Guatemala | 12 |
| Cuadro 3. Método de colocación de caña en remolques y su relación con la masa equivalente a unidad de volumen | 14 |
| Cuadro 4. Soluciones de cal para proceso de clarificación | 17 |
| Cuadro 5. Composición química de bagazo | 27 |
| Cuadro 6. Propiedades físicas y químicas de sacarosa | 28 |
| Cuadro 7. Límites máximos permisibles de descargas de aguas residuales a cuerpos receptores de (Acuerdo 236-2006: Reglamento de descargas y reuso de aguas residuales y lodos de Guatemala) | 37 |
| Cuadro 8. Constituyentes comunes encontrados en las aguas residuales | 38 |
| Cuadro 9. Principales constituyentes de interés en el tratamiento de aguas residuales | 40 |
| Cuadro 10. Clasificación tratamiento de aguas residuales | 42 |
| Cuadro 11. Rangos de operación de varios scrubbers húmedos. | 72 |
| Cuadro 12. Tamaño de gotas de agua y su velocidad terminal de sedimentación correspondientes | 75 |
| Cuadro 13. Resumen datos Zafra 2015 – 2016 | 104 |
| Cuadro 14. Pérdidas totales de sacarosa en mesas de lavado de caña zafra 2015-2016 | 104 |
| Cuadro 15. Cuadro comparativo métodos de cuantificación de sacarosa. | 106 |
| Cuadro 16. Cuadro comparativo métodos de cuantificación de sacarosa. | 107 |
| Cuadro 17. Resumen de datos de concentración de sacarosa, temperatura y pH en agua residual durante el periodo de 06/02/2016 - 07/05/2016 | 108 |
| Cuadro 18. Resumen de datos de concentración de sacarosa, temperatura y pH en el agua anterior a la puesta en marcha de PTAR periodo de 06/02/2016 - 13/03/2016 | 112 |
| Cuadro 19. Resumen de datos de concentración de sacarosa en el agua posterior a puesta en marcha de PTAR periodo de 13/03/2016 - 07/05/2016 | 112 |
| Cuadro 20. Resumen de datos de concentración de sacarosa / tipo de corte mecanizado | 113 |
| Cuadro 21. Resumen de datos de concentración de sacarosa / tipo de corte manual | 113 |
| Cuadro 22. Pérdidas de sacarosa en kg de sacarosa/t de caña anterior a PTAR. | 117 |
| Cuadro 23. Pérdidas de sacarosa en kg de sacarosa/t de caña posterior a PTAR. | 117 |
| Cuadro 24. Pérdidas totales por zafra en toneladas métricas de sacarosa | 117 |
| Cuadro 25. Caudales y concentración de sólidos totales en las mesas de lavado de caña. | 117 |
| Cuadro 26. Resumen de datos sólidos totales agua de alimentación de mesas de lavado. | 118 |
| Cuadro 27. Resumen de temperatura de agua de planta de tratamiento de aguas residuales. | 118 |

| | |
|---|-----|
| Cuadro 28. Resumen de pH de agua de planta de tratamiento de aguas residuales. | 118 |
| Cuadro 29. Consumos energéticos motores asociados con el sistema de las mesas de lavado de caña. | 119 |
| Cuadro 30. Balance de consumo energético de scrubber 5. | 125 |
| Cuadro 31. Balance de consumo energético de scrubber 6. | 126 |
| Cuadro 32. Eficiencia general de remoción de partículas de scrubber 5 (relación de flujo líquido/gas $[\beta] = 6.41 \text{ L/m}^3$). | 127 |
| Cuadro 33. Eficiencia general de remoción de partículas de scrubber 6 (relación de flujo líquido/gas $[\beta] = 1.93 \text{ L/m}^3$). | 128 |
| Cuadro 34. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 5 con directrices internacionales. | 129 |
| Cuadro 35. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 6 con directrices internacionales. | 130 |
| Cuadro 36. Comparación de condiciones de operación de scrubber 5. | 131 |
| Cuadro 37. Comparación de condiciones de operación de scrubber 6. | 131 |
| Cuadro 38. pH promedio de afluentes de scrubbers durante zafra 2015-2016. | 132 |
| Cuadro 39. Composición promedio de gases de combustión de caldera 5 y 6 durante zafra 2015-2016. | 132 |
| Cuadro 40. Concentración promedio de sólidos de los efluentes de los puntos seleccionados del sistema de lavado. | 133 |
| Cuadro 41. Propiedades físicas de los efluentes de los puntos seleccionados del sistema de lavado. | 133 |
| Cuadro 42. Puntos críticos del sistema de lavado del ingenio. | 133 |
| Cuadro 43. Determinación caudal promedio de efluente de Ingenio en el mes previo a operación de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 134 |
| Cuadro 44. Características fisicoquímicas de efluente de Ingenio en el mes previo a operación de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 134 |
| Cuadro 45. Dosificación mínima de solución de floculante sólido utilizado en Ingenio Tululá (Datos respectivos no proporcionados) para tratar el afluente de la planta a una temperatura de 50°C. | 135 |
| Cuadro 46. Condiciones de operación óptimas para floculación en clarificador. | 135 |
| Cuadro 47. Balance de masa del tamizador horizontal de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 135 |
| Cuadro 48. Balance de masa del clarificador de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 136 |
| Cuadro 49. Balance de masa del filtro de banda de la planta de tratamiento de aguas residuales | 137 |
| Cuadro 50. Consumo energético de la planta de tratamiento para sus tres equipos principales. | 138 |

| | |
|---|-----|
| Cuadro 51. Parámetros de operación de planta de tratamiento en los que la eficiencia de remoción de sólidos fue mayor durante el primer mes de operación. (Previo a cualquier modificación o mejora al proceso) | 139 |
| Cuadro 52. Características fisicoquímicas de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales | 139 |
| Cuadro 53. Distribución de tamaño de partícula promedio de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales | 140 |
| Cuadro 54. Eficiencias de remoción de sólidos de los tres equipos principales de la planta de tratamiento de aguas residuales (tamizador, filtro de banda y clarificador) | 140 |
| Cuadro 55. Características para selección de bomba | 142 |
| Cuadro 56. Características de bomba | 142 |
| Cuadro 57. Descripción del motor | 142 |
| Cuadro 58. Equipo de instrumentación | 145 |
| Cuadro 59. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 5 con directrices internacionales | 148 |
| Cuadro 60. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 6 con directrices internacionales | 149 |
| Cuadro 61. Especificaciones para la criba de partículas medianas entre un rango de 5 a 2 cm | 152 |
| Cuadro 62. Especificaciones para la criba de partículas pequeñas con un tamaño de menor a 2 cm | 152 |
| Cuadro 63. Especificaciones del canal rectangular de entrada de las cámaras del desarenador | 155 |
| Cuadro 64. Especificaciones del desarenador | 155 |
| Cuadro 65. Especificaciones del tanque de homogeneización | 158 |
| Cuadro 66. Datos de caudales obtenidos del efluente de la caldera 5 | 233 |
| Cuadro 67. Datos de caudales obtenidos para el efluente de la caldera 6 | 233 |
| Cuadro 68. Datos de caudales obtenidos para el efluente del lavador de gases de la caldera 5 | 234 |
| Cuadro 69. Datos de caudales obtenidos para el efluente del lavador de gases de la caldera 6 | 235 |
| Cuadro 70. Datos de caudales obtenidos para el efluente de las mesas de lavado de caña | 235 |
| Cuadro 71. Caracterización del efluente proveniente del lavador de gases de la caldera 6 | 236 |
| Cuadro 72. Caracterización del efluente proveniente del lavador de gases de la caldera 5 | 237 |
| Cuadro 73. Caracterización del efluente proveniente de la mesa de lavado de caña de corte manual | 238 |
| Cuadro 74. Caracterización del efluente proveniente de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 239 |
| Cuadro 75. Caracterización del efluente proveniente del lavado exterior de la caldera 5 | 240 |

| | |
|--|-----|
| Cuadro 76. Caracterización del efluente proveniente del lavado exterior de la caldera 6 | 241 |
| Cuadro 77. Caudal promedio de los efluentes de los procesos | 242 |
| Cuadro 78. Datos de medición de velocidad de efluente de agua en scrubber 6 | 243 |
| Cuadro 79. Datos de medición de corriente consumida por bomba de alimentación y área de caudal de efluente de agua en scrubber 6 | 243 |
| Cuadro 80. Datos de medición de corriente de bomba de alimentación y caudal de efluente de agua en scrubber 5 | 244 |
| Cuadro 81. Datos de medición de área de ventiladores de forzado en caldera 5 | 244 |
| Cuadro 82. Datos de medición de velocidad de aire en ventilador 1 de forzado y apertura de dámperes en caldera 5 | 244 |
| Cuadro 83. Datos de medición de velocidad de aire en ventilador 2 de forzado y apertura de dámperes en caldera 5 | 245 |
| Cuadro 84. Datos de medición área de ventilador de forzado en caldera 6 | 245 |
| Cuadro 85. Datos de mediciones de velocidad de aire en ventiladores de forzado en caldera y apertura de dámperes en caldera 6 | 245 |
| Cuadro 86. Datos de mediciones de tamaño de partícula de sólidos en gases de combustión (corrida 1) | 246 |
| Cuadro 87. Datos de mediciones de tamaño de partícula de sólidos en gases de combustión (corrida 2) | 246 |
| Cuadro 88. Datos de mediciones de tamaño de partícula de sólidos en gases de combustión (corrida 3) | 247 |
| Cuadro 89. Datos de mediciones de densidad aireada de cenizas en gases de combustión | 247 |
| Cuadro 90. Datos de mediciones de densidad compacta de cenizas en gases de combustión | 247 |
| Cuadro 91. Datos de mediciones de material particulado en gases de combustión de efluente de caldera 6 | 247 |
| Cuadro 92. Temperatura de afluente y efluente de gases de combustión en scrubber 5 y 6 | 248 |
| Cuadro 93. pH de afluente y efluente de gases de combustión en scrubbers 5 y 6 | 248 |
| Cuadro 94. pH de afluentes de agua en sistema de scrubbers | 249 |
| Cuadro 95. Temperatura de afluentes agua en sistema de scrubbers | 249 |
| Cuadro 96. Análisis de gases de combustión en salida de caldera 5 | 249 |
| Cuadro 97. Análisis de gases de combustión en salida de caldera 6 | 250 |
| Cuadro 98. Presión y temperatura de gases de combustión en entrada y salida de scrubber 5 | 250 |
| Cuadro 99. Presión y temperatura de gases de combustión en entrada y salida de scrubber 6 | 251 |
| Cuadro 100. Flujo de ceniza en precalentador de caldera 6 | 251 |
| Cuadro 101. Características fisicoquímicas de efluente de scrubber 6 | 251 |
| Cuadro 102. Características fisicoquímicas de efluente de scrubber 5 | 252 |

| | |
|--|-----|
| Cuadro 103. Datos de caudal de efluentes de scrubber 5 y 6 | 253 |
| Cuadro 104. Producción de vapor promedio en zafra 2015-2016 | 254 |
| Cuadro 105. Concentración de sólidos en efluente de planta de tratamiento de aguas residuales | 254 |
| Cuadro 106. Parámetros de temperatura y pH medidos en muestras compuestas tomadas de afluente a planta de tratamiento durante el mes previo de inicio de operaciones | 255 |
| Cuadro 107. Caudales medidos del afluente de la planta de tratamiento de aguas residuales durante el mes previo de inicio de operaciones | 255 |
| Cuadro 108. Mediciones de contenido de hierro en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 256 |
| Cuadro 109. Mediciones de contenido de dureza en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 256 |
| Cuadro 110. Mediciones de contenido de fosfatos en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 256 |
| Cuadro 111. Mediciones de turbidez en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 257 |
| Cuadro 112. Mediciones de conductividad en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 257 |
| Cuadro 113. Mediciones de sólidos totales en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 257 |
| Cuadro 114. Mediciones de concentración de sulfitos en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 257 |
| Cuadro 115. Mediciones de concentración de sílice en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación | 258 |
| Cuadro 116. pH (± 0.01) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación | 258 |
| Cuadro 117. Temperatura ($\pm 0.1^{\circ}\text{C}$) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación | 258 |
| Cuadro 118. Densidad ($\pm 0.037 \text{ g/mL}$) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación | 258 |
| Cuadro 119. Turbidez ($\pm 1 \text{ NTU}$) del efluente de agua a la planta de tratamiento durante su primer mes de operación | 259 |
| Cuadro 120. Sólidos suspendidos ($\pm 1 \text{ mg/L}$) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación | 259 |

| | |
|---|-----|
| Cuadro 121. Propiedades físicas del efluente de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación | 259 |
| Cuadro 122. Sólidos totales (\pm 180 mg/L) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación | 259 |
| Cuadro 123. Mediciones de parámetros eléctricos promedio para determinación de consumo energético | 260 |
| Cuadro 124. Datos para cálculo de peso molecular promedio de gases en scrubber 5 | 268 |
| Cuadro 125. Viscosidades de los componentes en el gas de entrada y salida del scrubber 5 | 269 |
| Cuadro 126. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 5 | 269 |
| Cuadro 127. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 5 (continuación) | 270 |
| Cuadro 128. Análisis de distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 1) | 271 |
| Cuadro 129. Criterios de diseño para la rejilla de partículas medianas | 274 |
| Cuadro 130. Criterios de diseño para la rejilla de partículas pequeñas | 276 |
| Cuadro 131. Criterios de diseño para el canal de entrada a las cámaras del desarenador | 277 |
| Cuadro 132. Criterios de diseño del desarenador | 278 |
| Cuadro 133. Criterios de diseño para el tanque de homogeneización | 280 |
| Cuadro 134. Pérdidas de sacarosa y condiciones en agua residual de mesas de lavado de caña anteriores y posteriores a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales | 288 |
| Cuadro 135. Pérdidas de sacarosa y condiciones en agua residual de mesas de lavado de caña anteriores y posteriores a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales | 289 |
| Cuadro 136. Pérdidas de sacarosa y condiciones en agua residual de mesas de lavado de caña anteriores y posteriores a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales | 290 |
| Cuadro 137. Agua alimentación mesas de lavado de caña | 291 |
| Cuadro 138. Caracterización agua de descarga mesas de lavado de caña por corte manual | 292 |
| Cuadro 139. Caracterización agua de descarga mesas de lavado de caña por corte mecanizado | 293 |
| Cuadro 140. Flujos de descarga de mesas de lavado | 294 |
| Cuadro 141. Flujos de alimentación mesas de lavado operando ambas bombas | 295 |
| Cuadro 142. Flujo de alimentación mesas de lavado operando bomba centrífuga de etapa simple | 295 |
| Cuadro 143. Características de bombas | 295 |
| Cuadro 144. Características de motores | 295 |

| | |
|--|-----|
| Cuadro 145. Amperaje y velocidad de operación de motores | 295 |
| Cuadro 146. Concentración de sacarosa y condiciones de operación de alimentación de agua en mesas de lavado | 296 |
| Cuadro 147. Pérdidas de sacarosa en mesas de lavado | 297 |
| Cuadro 148. Datos para cálculo de peso molecular promedio de gases en scrubber 6 | 298 |
| Cuadro 149. Viscosidades de los componentes en el gas de entrada y salida del scrubber 6 | 298 |
| Cuadro 150. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 6 | 299 |
| Cuadro 151. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 6 (continuación) | 299 |
| Cuadro 152. Análisis de distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 2) | 300 |
| Cuadro 153. Análisis de distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 2) | 301 |
| Cuadro 154. Número de impacto para la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas en scrubber 5 | 302 |
| Cuadro 155. Eficiencia de flujo viscoso (n_{visc}), eficiencia de flujo potencial (n_{pot}), y eficiencia de impacto (n_I), de la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 5 | 302 |
| Cuadro 156. Comparación de diferentes razones líquido/gas en la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 5 | 303 |
| Cuadro 157. Número de impacto para la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas en scrubber 6 | 305 |
| Cuadro 158. Eficiencia de flujo viscoso (n_{visc}), eficiencia de flujo potencial (n_{pot}), y eficiencia de impacto (n_I), de la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 6 | 305 |
| Cuadro 159. Comparación de diferentes razones líquido/gas en la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 6 | 306 |
| Cuadro 160. Datos de caudal de afluente de gas en ventilador 1 de forzado de caldera 5 y apertura de dámperes en caldera 5 | 308 |
| Cuadro 161. Datos de caudal de afluente de gas en ventilador 2 de forzado de caldera 5 y apertura de dámperes en caldera 5 | 309 |
| Cuadro 162. Datos de caudal de afluente de gas en ventilador de forzado de caldera 6 y apertura de dámperes en caldera 5 | 309 |

| | |
|--|-----|
| Cuadro 163. Determinación de consumos energéticos de los equipos principales y equipos auxiliares de la planta de tratamiento de aguas residuales | 310 |
| Cuadro 164. Determinación de sólidos removidos en los tres equipos principales | 310 |
| Cuadro 165. Medición de tiempo para floculación con una solución de floculante de 0.10% m/V variando su dosificación | 310 |
| Cuadro 166. Medición de Turbidez y Sólidos suspendidos para floculación con una solución de floculante de 0.10% m/V variando su dosificación | 311 |
| Cuadro 167. Dosificación mínima de solución de floculante para una muestra de 1.00 L a una Temperatura de 50°C | 312 |
| Cuadro 168. Medición de Turbidez y Sólidos suspendidos para floculación adicionando la dosificación mínima de solución de floculante medida variando las concentraciones de las soluciones a utilizar | 312 |
| Cuadro 169. Medición de pH variante en agua a tratar por adición de masas específicas de cal viva sólida para 1.00 L de muestra | 312 |
| Cuadro 170. Medición de Turbidez y Sólidos suspendidos de prueba de floculación con la adición de cal viva sólida | 312 |
| Cuadro 171. Medición de tiempo, turbidez y sólidos suspendidos para floculación a pH = 7 con dosificación de 1.00 mL de solución de floculante variando la concentración (% m/V) de la misma | 313 |
| Cuadro 172. Características fisicoquímicas obtenidas con prueba de Jarras variando concentración de la solución de floculante y utilizando la dosificación mínima (1.00 mL) de la misma, para una muestra de 1.00 L de agua a tratar a 50°C y un pH promedio de 7.30 | 313 |
| Cuadro 173. Dosificación de cal viva sólida para llevar el pH del agua a tratar (muestra 1.00 L a 50°C) a 7 y a 10 | 313 |
| Cuadro 174. Resultados de mediciones de densidad de los lodos obtenidos en el filtro de correa de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 314 |
| Cuadro 175. Resultados de mediciones de humedad de los lodos obtenidos en el filtro de correa de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 315 |
| Cuadro 176. Resultados de mediciones de tamaño de partícula de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 315 |
| Cuadro 177. Equipo utilizado para mediciones | 317 |
| Cuadro 178. Equipo utilizado para cuantificación de sacarosa | 317 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1. Sistema de cadenas para caña en camiones | 15 |
| Figura 2. Principio de evaporadores de múltiple efecto | 19 |
| Figura 3. Sistema de cristalizadores de tres templeas | 20 |
| Figura 4. Sistema de secado de cristales de azúcar | 21 |
| Figura 5. Efectos de la tierra y contaminantes en el proceso de fabricación de azúcar | 23 |
| Figura 6. Sistema de limpieza en seco | 24 |
| Figura 7. Sistema de lavado de caña | 25 |
| Figura 8. Molécula de sacarosa | 28 |
| Figura 9. Sistema de lodos activados | 44 |
| Figura 10. Reactores lecho fijo con empaques | 44 |
| Figura 11. Válvula de compuerta | 60 |
| Figura 12. Válvula de globo | 60 |
| Figura 13. Válvula de control con activador neumático | 61 |
| Figura 14. Funcionamiento bomba centrífuga | 62 |
| Figura 15. Curva característica | 62 |
| Figura 16. Esquema de un scrubber de torre de aspersión. | 68 |
| Figura 17. Esquema de scrubber de cámara de aspersión ciclónica. | 69 |
| Figura 18. Empaques típicos para scrubbers de torre empacada. | 70 |
| Figura 19. Curva teórica de Aproximación de Langmuir. | 76 |
| Figura 20. Ubicación de Ingenio Tululá. | 78 |
| Figura 21. Estructura organizacional de Ingenio Tululá S.A. | 79 |
| Figura 22. Ubicación geográfica de la zona cañera. | 80 |
| Figura 23. Esquema de tándem de molinos. | 82 |
| Figura 24. Evaporadores de múltiple efecto. | 83 |
| Figura 25. Vista lateral de calderas 5 y 6 (la caldera 5 está ubicada en la parte izquierda de la fotografía y la caldera 6 en la parte derecha) | 85 |
| Figura 26. Scrubber de caldera 5 (izquierda) y scrubber de caldera 6 (derecha) | 85 |
| Figura 27. Diagrama de proceso de scrubber de caldera 5 (antes de instalación de PTAR) | 86 |
| Figura 28. Diagrama de proceso de scrubber de caldera 6 (antes de instalación de PTAR) | 87 |
| Figura 29. Planta de tratamiento de aguas residuales. | 88 |
| Figura 30. Esquema general de cogeneración. | 89 |
| Figura 31. Bodega de producto terminado (azúcar). | 90 |

| | |
|---|-----|
| Figura 32. Ejemplo de etiqueta para botellas de muestras. | 93 |
| Figura 33. Recipientes contruidos para almacenamiento de gases de combustión. | 97 |
| Figura 34. Imagen izquierda sistema de extracción de gases de combustión en salida de gases de caldera 5; imagen derecha, el mismo sistema para la caldera 6. | 97 |
| Figura 35. Imagen izquierda, medición de temperatura; imagen derecha, medición de presión; ambos en la salida de los gases residuales del scrubber 5. | 98 |
| Figura 36. Puntos de muestreo mesa de lavado 2 | 104 |
| Figura 37. Puntos de muestreo mesa de lavado 1. | 105 |
| Figura 38. Análisis de dependencia de concentración de sacarosa y temperatura. | 108 |
| Figura 39. Análisis de dependencia de concentración de sacarosa y pH | 109 |
| Figura 40 Análisis de dependencia de concentración de sacarosa con respecto a días de zafra. | 110 |
| Figura 41: Análisis de dependencia de concentración de sacarosa con respecto a tipo de corte de caña lavado. | 111 |
| Figura 42. Análisis de pérdidas de sacarosa con respecto a días de zafra posterior y anterior a la puesta en marcha de la PTAR. | 114 |
| Figura 43. Análisis de dependencia de pérdidas de sacarosa con respecto a la temperatura en agua residual de las mesas de lavado de caña. | 115 |
| Figura 44. Análisis de dependencia de pérdidas de sacarosa con respecto al pH en agua residual de las mesas de lavado de caña. | 116 |
| Figura 45. Esquema sistema de lavado de caña. | 120 |
| Figura 46. Diagrama de proceso de caldera 5 y scrubber 5 después de instalación de planta de tratamiento de aguas residuales. | 121 |
| Figura 47. Diagrama de proceso de caldera 6 y scrubber 6 después de instalación de planta de tratamiento de aguas residuales. | 122 |
| Figura 48. Balance de masa de scrubber 5. | 123 |
| Figura 49. Balance de masa de scrubber 6. | 124 |
| Figura 50. Comparación del consumo energético de los equipos del sistema del scrubber 5 | 125 |
| Figura 51. Comparación del consumo energético de los equipos del sistema del scrubber 6 | 126 |
| Figura 52. Balance de masa del tamizador horizontal de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 136 |
| Figura 53. Balance de masa del clarificador de la planta de tratamiento de aguas residuales. | 137 |
| Figura 54. Balance de masa del filtro de banda de la planta de tratamiento de aguas residuales | 138 |
| Figura 55. Diagrama de proceso e instrumentación de sistema de lavado de caña | 144 |
| Figura 56. Calibración de un sistema de suministro de solución álcali | 146 |

| | |
|--|-----|
| Figura 57. Ceniceros de caldera 6 (ubicados antes del scrubber 6) | 150 |
| Figura 58. Diseño realizado con vista de planta del canal con cribas para remover partículas medianas de 5 a 2 cm y pequeñas menores a 2 cm, de limpieza manual. | 153 |
| Figura 59. Diseño realizado con vista de elevación de las cribas para remover las partículas medianas de 5 a 2 cm y pequeñas menores a 2 cm, de limpieza manual. | 154 |
| Figura 60. Diseño realizado con vista de planta del desarenador para remover partículas con un tamaño mayor o igual a 0.4mm | 156 |
| Figura 61. Diseño realizado con vista de elevación del desarenador para remover partículas con un tamaño mayor o igual 0.4mm | 157 |
| Figura 62. Diseño realizado con vista de planta del tanque de homogeneización | 159 |
| Figura 63. Diseño realizado con vista de elevación del tanque de homogeneización | 160 |
| Figura 64. Bomba centrífuga de etapa simple y motor | 207 |
| Figura 65. Bomba de doble succión y motor | 208 |
| Figura 66. Succión bombas | 209 |
| Figura 67. Válvulas de descarga de bombas | 209 |
| Figura 68. Sistema de bombeo - Mesas de lavado | 210 |
| Figura 69. Tubería de alimentación de tanque de mesas de lavado proveniente de condensador barométrico | 210 |
| Figura 70. Tuberías de alimentación de tanque de mesas de lavado proveniente de planta de tratamiento de aguas residuales | 211 |
| Figura 71. Tubería de agua hacia patio de caña | 211 |
| Figura 72. Tubería de agua hacia patio caña | 212 |
| Figura 73. Sistema alimentación de agua mesa de lavado 1 | 212 |
| Figura 74. Sistema de alimentación de agua mesa de lavado 2 | 213 |
| Figura 75. Mesa de lavado de caña 1 | 213 |
| Figura 76. Mesa de lavado de caña 2 | 214 |
| Figura 77. Descarga de agua mesa de lavado de caña 1 | 214 |
| Figura 78. Descarga de agua mesa de lavado de caña 2 | 215 |
| Figura 79. Descarga de agua mesa de lavado de caña 1 | 215 |
| Figura 80. Descarga de agua mesa de lavado de caña 2 | 216 |
| Figura 81. Patio de caña | 216 |
| Figura 82. Alimentación de agua mesa de lavado de caña 1 | 217 |
| Figura 83. Criba aguas residuales mesa de lavado de caña 2 | 217 |

| | |
|---|-----|
| Figura 84. Criba aguas residuales mesa de lavado de caña 1 | 218 |
| Figura 85. Mesa de lavado de caña 2 | 218 |
| Figura 86. Caña por corte mecanizado | 219 |
| Figura 87. Caña por corte manual | 219 |
| Figura 88. Cromatógrafo líquido de alta resolución | 220 |
| Figura 89. Columna Aminex HPX-87P | 220 |
| Figura 90. Río Sis, fuente de agua del Ingenio Tululá, S.A | 221 |
| Figura 91. Mesas de lavado de caña del ingenio | 221 |
| Figura 92. Limpieza en la parte baja de las mesas de lavado. | 222 |
| Figura 93. Criba de salida del efluente de las mesas de lavado de caña | 222 |
| Figura 94. Limpieza manual de las cribas | 222 |
| Figura 95. Limpieza de los lodos del efluente de las mesas de lavado de caña | 223 |
| Figura 96. Lavador de gases de combustión de la caldera 6 | 223 |
| Figura 97. Efluente del lavador de gases de combustión de la caldera 6 | 224 |
| Figura 98. Lavador de gases de la caldera 5 | 224 |
| Figura 99. Salida del efluente del lavador de gases de la caldera 5 | 225 |
| Figura 100. Efluente del lavador de cenicero de la caldera 6 | 225 |
| Figura 101. Efluente del lavador de cenicero de la caldera 5 | 226 |
| Figura 102. Diagrama general de la planta de tratamiento de aguas residuales | 227 |
| Figura 103. Espectrofotómetro para aguas marca Hatch del laboratorio de control de calidad del Ingenio Tululá S.A. | 228 |
| Figura 104. Medidores de Conductividad y pH del laboratorio de control de calidad del Ingenio Tululá S.A. | 228 |
| Figura 105. Estufa eléctrica y crisoles para determinación de sólidos totales del laboratorio de análisis instrumental de la Universidad del Valle | 228 |
| Figura 106. Cristalería utilizada para mediciones de concentraciones de compuestos químicos disueltos en aguas residuales del laboratorio de control de calidad del Ingenio Tululá S.A. | 229 |
| Figura 107. Resultados obtenidos de pruebas de jarras para floculación realizadas en el laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala (Ordenadas de izquierda a derecha y arriba abajo) | 229 |
| Figura 108. Resultados de medición de tamaño de partícula de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales | 230 |
| Figura 109. Efluente de aguas a tratar del Ingenio Tululá S.A. | 230 |

| | |
|---|-----|
| Figura 110. Mejores resultados obtenidos con la planta de tratamiento de aguas residuales en operación | 231 |
| Figura 111. Clarificador de planta de tratamiento en operación | 231 |
| Figura 112. Tanque de alimentación de planta de tratamiento y respectivas bombas para su transporte | 231 |
| Figura 113. Extracción y transporte de lodos de planta de tratamiento hacia campos de caña | 232 |
| Figura 114. Lodos obtenidos de filtro de banda | 232 |
| Figura 115. Distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 1) | 271 |
| Figura 116. Distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 2) | 300 |
| Figura 117. Distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 3) | 301 |
| Figura 118. Comportamiento Turbidez (NTU) y Sólidos Suspendedos (mg/L) para floculación con una solución de floculante de 0.10% m/V variando su dosificación. | 311 |
| Figura 119. Resultados de turbidez y sólidos suspendidos en pruebas de jarras para floculación a pH=7 con dosificación de 1.00 mL de solución de floculante variando la concentración (% m/V) de la misma. Todos obtenidos para 1.00 L de agua a tratar a 50 °C | 314 |
| Figura 120. Distribución de tamaño de partícula del efluente de lodos de la planta de tratamiento de aguas residuales | 316 |
| Figura 121. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) anterior a puesta en marcha PTAR | 318 |
| Figura 122. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) anterior a puesta en marcha PTAR | 318 |
| Figura 123. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) anterior a puesta en marcha PTAR | 318 |
| Figura 124. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) posterior a puesta en marcha PTAR | 319 |
| Figura 125. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) posterior a puesta en marcha PTAR | 319 |
| Figura 126. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) posterior a puesta en marcha PTAR | 319 |
| Figura 127. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 10 µm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 321 |
| Figura 128. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 38 µm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 322 |
| Figura 129. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 75 µm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 322 |
| Figura 130. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 106 µm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 323 |

| | |
|---|-----|
| Figura 131. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 150 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 323 |
| Figura 132. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 180 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 324 |
| Figura 133. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 250 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 324 |
| Figura 134. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 355 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 325 |
| Figura 135. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 600 μm a diferentes relaciones de flujo en scrubber 5 | 325 |
| Figura 136. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 850 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5 | 326 |
| Figura 137. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 10 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 326 |
| Figura 138. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 38 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 327 |
| Figura 139. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 75 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 327 |
| Figura 140. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 106 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 328 |
| Figura 141. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 150 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 328 |
| Figura 142. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 180 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 329 |
| Figura 143. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 250 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 329 |
| Figura 144. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 355 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 330 |
| Figura 145. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 600 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 330 |
| Figura 146. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 850 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6 | 331 |
| Figura 147. Concentración de sólidos en el lavador de gases de la caldera 6 | 332 |

| | |
|--|-----|
| Figura 148. Concentración de sólidos en el lavador de gases de la caldera 5 | 333 |
| Figura 149. Concentración de sólidos en la mesa de lavado de caña de corte manual | 334 |
| Figura 150. Concentración de sólidos en la mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 335 |
| Figura 151. Concentración de sólidos en el lavador de cenicero de la caldera 5 | 336 |
| Figura 152. Concentración de sólidos en el lavador de cenicero de la caldera 6 | 337 |
| Figura 153. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de gases de la caldera 6 | 338 |
| Figura 154. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de gases de la caldera 6 | 339 |
| Figura 155. Relación de pH y temperatura del lavador de gases de la caldera 6 | 340 |
| Figura 156. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de gases de la caldera 5 | 341 |
| Figura 157. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de gases de la caldera 5 | 342 |
| Figura 158. Relación de pH y temperatura del lavador de gases de la caldera 5 | 343 |
| Figura 159. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez de la mesa de lavado de caña de corte manual | 344 |
| Figura 160. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad de la mesa de lavado de caña de corte manual | 345 |
| Figura 161. Relación de pH y temperatura de la mesa de lavado de caña de corte manual | 346 |
| Figura 162. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 347 |
| Figura 163. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 348 |
| Figura 164. Relación de pH y temperatura de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 349 |
| Figura 165. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de cenicero de la caldera 5 | 350 |
| Figura 166. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de cenicero de la caldera 5 | 351 |
| Figura 167. Relación de pH y temperatura del lavador de cenicero de la caldera 5 | 352 |
| Figura 168. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de cenicero de la caldera 6 | 353 |
| Figura 169. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de cenicero de la caldera 6 | 354 |
| Figura 170. Relación de pH y temperatura del lavador de cenicero de la caldera 6 | 355 |
| Figura 171. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de gases de la caldera 6 durante las mediciones | 356 |
| Figura 172. Variaciones de los sólidos totales disueltos del lavador de gases de la caldera 6 durante las mediciones | 357 |

| | |
|--|-----|
| Figura 173. Variaciones del pH del lavador de gases de la caldera 6 durante las mediciones | 358 |
| Figura 174. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de gases de la caldera 5 durante las mediciones | 359 |
| Figura 175. Variaciones de los sólidos totales disueltos del lavador de gases de la caldera 5 durante las mediciones | 360 |
| Figura 176. Variaciones del pH del lavador de gases de la caldera 5 durante las mediciones | 361 |
| Figura 177. Variación de los sólidos totales suspendidos de la mesa de lavado de caña de corte manual durante las mediciones | 362 |
| Figura 178. Variación de los sólidos totales disueltos de la mesa de lavado de caña de corte manual durante las mediciones | 363 |
| Figura 179. Variaciones del pH de la mesa de lavado de caña de corte manual durante las mediciones | 364 |
| Figura 180. Variación de los sólidos totales suspendidos de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado durante las mediciones | 365 |
| Figura 181. Variación de los sólidos totales disueltos de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado durante las mediciones | 366 |
| Figura 182. Variaciones del pH de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado durante las mediciones | 367 |
| Figura 183. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de cenicero de la caldera 5 durante las mediciones | 368 |
| Figura 184. Variación de los sólidos totales disueltos del lavador de cenicero de la caldera 5 durante las mediciones | 369 |
| Figura 185. Variación de pH del lavador de cenicero de la caldera 5 durante las mediciones | 370 |
| Figura 186. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de cenicero de la caldera 6 durante las mediciones | 371 |
| Figura 187. Variación de los sólidos totales disueltos del lavador de cenicero de la caldera 6 durante las mediciones | 372 |
| Figura 188. Variación de pH del lavador de cenicero de la caldera 6 durante las mediciones | 373 |

RESUMEN

El agua es un recurso muy importante para las industrias en Guatemala, especialmente para los ingenieros azucareros. En la última década este recurso ha entrado en un periodo de escasez, lo cual ha causado problemas de abastecimiento para los procesos productivos del ingenio. Con el objetivo de generar una fuente sostenible de agua, el Ingenio Tululá desarrolló el Proyecto Manantial, el cual consiste en el diseño, instalación y operación de una planta de tratamiento de aguas residuales, con capacidad de 1,200 m³/h, para crear un circuito cerrado con los procesos de lavado de caña, de gases de combustión y de cenizas de las calderas 5 y 6.

El presente megaproyecto tuvo como objetivo evaluar el sistema de lavado de caña, de cenizas y gases de combustión de calderas 5 y 6; y planta de tratamiento de aguas residuales para proponer mejoras en el Ingenio Tululá. A partir de este megaproyecto se derivan cuatro módulos que se enfocaron en: a) Evaluación el lavado de caña en las mesas (demanda de flujo de 668 m³/h, 56% de los efluentes a tratar por la planta) con el objetivo de cuantificar y reducir las pérdidas de azúcar (sacarosa) durante el lavado de la caña y realizar propuestas de mejora para el sistema. b) Evaluación de los scrubbers de las calderas 5 y 6, con el objetivo de evaluar el desempeño de los scrubbers para el control de emisiones de material particulado utilizando el análisis de características fisicoquímicas de los flujos de agua y gases, condiciones y procedimientos de operación de los equipos, para proponer mejoras con beneficios operacionales, económicos y ambientales. c) Identificación de los puntos críticos de sistemas de lavado en relación a la concentración de sólidos a remover y realización de propuestas de mejora para la reducción de la carga contaminante de las aguas residuales previo a su tratamiento en el clarificador primario de la planta de tratamiento. d) Evaluación y mejora de la eficiencia de la operación de la planta de tratamiento de aguas residuales.

Como resultado se determinaron las pérdidas de sacarosa en el lavado de caña antes y después de la puesta en marcha de la planta de tratamiento, evaluando la temperatura y acidez. Se determinó la eficiencia general de remoción de material particulado de los scrubbers de las calderas 5 y 6, evaluando la relación líquida/gas, diámetro de partícula y diámetro de gota. Se identificó que los puntos críticos son los efluentes de los lavadores de gases de las calderas 5 y 6, y las mesas de lavado debido a que presentan los promedios más altos de la concentración de sólidos totales. En la planta de tratamiento se determinó el caudal del afluente y carga de sólidos totales, suspendidos y disueltos, así también, como la eficiencia de remoción de sólidos en cada equipo del sistema. Con los resultados anteriores y la observación de la operación de los sistemas se plantearon propuestas de mejora para reducir el impacto ambiental y costos operacionales.

I.INTRODUCCIÓN

El presente informe corresponde la investigación realizada como trabajo de megaproyecto, debido a la necesidad de mejorar las condiciones de disponibilidad de agua para los procesos industriales del Ingenio Tululá S.A. Hasta la zafra 2014-2015, el Ingenio utilizaba el río Sis como suministro de agua para el lavado de caña, de cenizas y de gases de combustión de las calderas 5 y 6. Sin embargo, durante los últimos años ha habido una baja en el nivel del agua que ha afectado directamente a las partes interesadas que dependen de la misma. Con el objetivo de garantizar una fuente sostenible de agua, el ingenio desarrolló el Proyecto Manantial, el cual consistió en el diseño, instalación y operación de una planta de tratamiento de aguas residuales originando un circuito cerrado con los procesos de lavado de caña, de gases de combustión y de cenizas de las calderas 5 y 6. De los tres procesos, el lavado de caña y lavado de gases de combustión representan el mayor porcentaje de demanda de agua. La experimentación se realizó en las instalaciones del Ingenio Tululá durante el periodo de 13/03/2016 – 07/05/2016.

Este trabajo apoyó el proyecto del ingenio con la evaluación y monitoreo de los equipos principales del sistema, dentro de los cuales se encuentran las mesas 1 y 2 de lavado de caña, los scrubbers de las calderas 5 y 6, la planta de tratamiento de aguas residuales, y equipos auxiliares. El presente trabajo se deriva en cuatro módulos: a) Evaluación del lavado de caña en las mesas, que demanda un flujo de 668 m³/h el cual representa un 56% de los efluentes a tratar por la planta, con el objetivo de cuantificar y reducir las pérdidas de azúcar (sacarosa) durante el lavado de la caña y realizar propuestas de mejora para el sistema. Para la cuantificación de azúcar se utilizó el método analítico de cromatografía líquida de alta resolución y se realizó un balance de masa y de consumo energético del sistema. b) Evaluación de los scrubbers de las calderas 5 y 6, con el objetivo de revisar el desempeño de los mismos para el control de emisiones, utilizando el análisis de características fisicoquímicas de los flujos de agua y gases, condiciones y procedimientos de operación de los equipos, para proponer mejoras con beneficios operacionales, económicos y ambientales. c) Identificación de los puntos críticos de los sistemas de lavado en relación a la concentración de sólidos que se necesitan remover y realizar propuestas de mejora para la reducción de la carga contaminante de las aguas residuales previo a su tratamiento en el clarificador primario de la planta de tratamiento. d) Evaluación y mejora de la eficiencia de la operación de la planta de tratamiento de aguas residuales.

En conclusión, se determinó que las pérdidas de sacarosa en el sistema de lavado de caña aumentaron posterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento, siendo estas de 2.17 ± 0.12 kg de sacarosa/t de caña anteriores a la planta de tratamiento y de 3.51 ± 0.07 kg de sacarosa/t de caña posteriores a la planta de tratamiento. Siendo el pH y la temperatura las variables que más afectaron, el aumento de estas dos variables genera más pérdidas ya que la sacarosa es más soluble en agua a altas temperaturas y un medio ácido, como consecuencia de la hidrólisis de la sacarosa.

En los scrubbers se determinó una eficiencia general de remoción de material particulado del scrubber 5 de 99.9988% con una razón líquido/gas (β) de 6.41 L/m³, y del scrubber 6 de 99.9843% con una razón líquido/gas (β) de 1.93 L/m³; durante la Zafra 2015-2016, con un diámetro de partícula entre 10 y 850 μm para ambos scrubbers; un diámetro de gota entre 500 y 2000 μm para el scrubber 5, y un diámetro de gota entre 1000 y 2000 μm para el scrubber 6. La emisión promedio (0.43 mg de material particulado / Nm³ de gas residual) del scrubber 5, durante la Zafra 2015-2016, cumple con el límite máximo permisible de la Norma Salvadoreña NSO13.11.02:11, el Acuerdo Ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras, la Norma Oficial Mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 y la Directiva 2010/75/UE. La emisión promedio (3.62 mg de material particulado / Nm³ de gas residual) del scrubber 6, durante la Zafra 2015-2016, cumple con el límite máximo permisible de la Norma Salvadoreña NSO13.11.02:11, el Acuerdo Ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras, la Norma Oficial Mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 y la Directiva 2010/75/UE. Además, se evaluaron otros parámetros de operación de los scrubbers como caída de presión, razón líquida/gas, concentración de sólidos suspendidos en afluente de agua de lavado, y acidez de afluentes líquidos y gaseosos. Se determinó que los puntos críticos son los efluentes de los lavadores de gases de las calderas 5 y 6, y las mesas de lavado debido a que presentan los promedios más altos de la concentración de sólidos totales.

En la planta de tratamiento de aguas residuales se determinó que el caudal del afluente era de 787.65 m³/h, con un efluente de lodos de 884.53 kg/h con pH de 5.91 \pm 0.11, una densidad de 1,212.05 \pm 31.91 kg/m³ y un porcentaje de humedad promedio de 68.15 % m/m. Se realizó el balance de masa del sistema de la planta de tratamiento, junto con una evaluación de su consumo energético para sus tres equipos principales. Se determinó que en el tamizador horizontal se procesan 785,973.27 kg/h de agua y sólidos, consumiendo 1,820,516.48 kWh; en el clarificador se tiene un flujo de 781,772.24 kg/h de agua y sólidos, consumiendo 18,689.09 kWh; y en el filtro banda se tiene un flujo de 54,861.12 kg/h, consumiendo 629,824.39 kWh. Dando como resultado que las eficiencias de remoción de estos tres equipos son 0.00820 kg/kWh para el tamiz horizontal, 2.00331 kg/kWh para el clarificador, y 0.00990 kg/kWh para el filtro banda. Por último, se determinó que el valor efectivo de concentración de solución de floculante a utilizar para el proceso en el clarificador es de 0.13% m/V con una dosificación mínima de 787 L/h en un rango de pH de entre 4.20 y 7.00 y una temperatura de 60 °C.

Con los resultados anteriores y la observación de la operación de los sistemas se plantearon propuestas de mejora para reducir el impacto ambiental y costos operacionales. En el sistema de mesas de lavado se plantearon las siguientes mejoras: sustitución de sistema bombeo actual, sustitución de sistema de aspersión en mesas de lavado, instalación de sistema de control de agua en las mesas de lavado de caña, mejora de control operacional de los evaporadores de múltiple efecto, evaluación del aprovechamiento energético y análisis de la implementación de un nuevo sistema de enfriamiento.

En el sistema de scrubbers se plantearon las siguientes mejoras: reducción de flujo de agua de lavado en scrubber 5 y 6, modificación de control de afluente de agua de scrubber 5, cambio de operación de disposición de residuos sólidos de ceniceros de caldera 6, modificación de concentración de sólidos suspendidos de agua de entrada al sistema, aplicación de recubrimiento de polímero en scrubber, ductos y chimenea de caldera 6, y evaluación de fuentes de azufre en área agrícola. Las propuestas para disminuir la carga contaminante de los efluentes son: tratamiento de afluente de aguas residuales con cribado y tamizado de distintos tamaños de partícula para remover los sólidos más grandes, seguido de un sedimentador para prevenir la abrasión de los equipos mecánicos de la planta de tratamiento y eliminación de arenas, así como otro tipo de partículas finas y finalmente un proceso de equalización para regular y homogenizar flujos y la concentración de las aguas residuales para su posterior tratamiento químico en la planta de tratamiento de aguas residuales.

En el sistema de la planta de tratamiento de aguas residuales se plantearon las siguientes mejoras: utilización del efluente tratado de la planta para calentamiento de otro afluente/efluente de otro proceso específico en el ingenio, utilización de solución de floculante con una concentración de 0.13% m/v para dosificarla al flujo de agua a tratar con un flujo de 787 litros por hora, desarrollo de análisis financiero para el proceso del clarificador, determinando la mejor forma para realizar el proceso de floculación, y considerando el floculante a utilizar, la concentración del mismo en la solución utilizada, uso de coagulante, uso de cal viva sólida o soda caustica para llevar a pH 7 el agua de proceso, y otras características para la disminución de sus costos y mejora de este proceso.

Al final del trabajo se concluyó con base en los resultados y mediciones realizadas que: a) la principal variable que afectó en las pérdidas de sacarosa en el proceso de lavado fueron la temperatura y pH; b) la eficiencia del desempeño de los scrubbers cumple con las normas internacionales evaluadas; c) los puntos críticos de carga de sólidos fueron los scrubbers 5 y 6, y mesa de lavado 2; y, d) la planta de tratamiento instalada tiene una eficiencia de remoción de sólidos de 95.94%(m/m). Y por último, se incluyó toda información necesaria para el sustento y apoyo para el proyecto en la sección de anexos.

II.OBJETIVOS

A. OBJETIVO GENERAL

Analizar características fisicoquímicas del agua, condiciones de operación y equipos del sistema: lavado de caña, de cenizas, gases de combustión de calderas 5 y 6, y planta de tratamiento de aguas residuales para proponer mejoras en el Ingenio Tululá S.A., utilizando procedimientos cuantitativos y cualitativos de análisis.

B. OBJETIVOS ESPECÍFICOS Y SUBESPECÍFICOS

MÓDULO 1: Cuantificar las pérdidas de azúcar de la caña durante el proceso de lavado en las mesas, usando análisis químico para proponer una metodología de reducción de pérdida.

1. Definir puntos de muestreo de agua en las mesas de lavado, considerando la estructura de los equipos y puntos con mayor flujo.
2. Seleccionar un método analítico de cuantificación de azúcar en aguas utilizando criterios de exactitud y precisión.
3. Tomar muestras de agua en los puntos definidos y realizar el análisis químico seleccionado para cuantificar las pérdidas de masa de azúcar en el sistema de mesas de lavado.
4. Realizar el balance de masa de las mesas de lavado utilizando flujos de agua de entrada y salida, y análisis de consumos energéticos de motores para determinar la situación actual del sistema.
5. Usando los resultados de pérdidas de azúcar, observación en campo, balances de masa y consumos energéticos del sistema de lavado de caña, definir metodologías de reducción tanto de azúcar como de agua que se adecuen mejor a las condiciones del ingenio para mejorar el proceso.

MÓDULO 2: Evaluar el desempeño de los scrubbers de las calderas 5 y 6 del Ingenio Tululá S.A. utilizando el análisis de las características fisicoquímicas de los flujos (agua y gases de combustión), condiciones y procedimientos de operación de los equipos, para proponer mejoras en su funcionamiento y operación.

1. Realizar el balance de masa y energía de los scrubbers de las calderas 5 y 6 utilizando los datos de composiciones y flujos de los gases de combustión y agua, la energía consumida por los equipos auxiliares y las condiciones de operación para determinar la eficiencia actual del equipo.

2. Determinar el desempeño del sistema de scrubbers de las calderas 5 y 6 para el control industrial de emisiones atmosféricas, de acuerdo a la capacidad de remoción de material particulado presente en los gases de combustión, para comparar la calidad de las emisiones atmosféricas con indicadores de referencia de legislación y normativas internacionales.
3. Determinar si las condiciones actuales de operación y la calidad del agua proveniente de la planta de tratamiento, son las adecuadas para el correcto funcionamiento de los scrubbers de las calderas 5 y 6, utilizando como referencia la evaluación del desempeño de los scrubbers para el control de emisiones atmosféricas.
4. Evaluar el efecto de la acidez del agua en el sistema de scrubbers de las calderas 5 y 6, utilizando el análisis fisicoquímico de los gases de combustión y del agua entrante, para identificar las fuentes de acidez y proponer una solución para el efecto de corrosión.
5. Proponer mejoras en el sistema de lavado de gases de combustión de las calderas 5 y 6 usando la evaluación de las condiciones de operación, características de los flujos y capacidad de limpieza de los gases, para disminuir el impacto ambiental, costos y la carga contaminante a tratar por la planta de tratamiento.

MÓDULO 3: Proponer mejoras para reducir la carga contaminante en el agua de los puntos críticos seleccionados en los sistemas de lavado de caña, de cenizas y de gases de combustión de calderas 5 y 6, de Ingenio Tululá S.A.

1. Definir los criterios de relevancia para la comparación de los puntos críticos previamente identificados para priorizar e identificar los que serán estudiados.
2. Seleccionar los puntos críticos de los sistemas de lavado usando los criterios ya definidos para proponer una metodología de reducción de carga contaminante en el agua.
3. Identificar áreas de mejora para disminuir la carga contaminante de los diferentes puntos críticos considerando la naturaleza y composición de la carga contaminante.
4. Proponer modificaciones o instalación de mecanismos nuevos justificados en los puntos críticos seleccionados del ingenio para reducir la carga contaminante del agua que será tratada posteriormente en la planta de tratamiento de aguas residuales.

MÓDULO 4: Evaluar y mejorar la eficiencia de la operación de la planta de tratamiento de aguas residuales del ingenio Tululá S.A., analizando el desempeño y proponiendo mejoras en la operación del tamizador, el filtro de banda y el clarificador.

1. Determinar el flujo de agua de entrada a la planta de tratamiento de aguas residuales, así como sus características fisicoquímicas, durante los días previos al inicio de operación de la misma.
2. Realizar el balance de masa y energía de la planta de tratamiento de aguas residuales, usando los caudales medidos a la entrada y salida de la misma, junto con las características de los lodos y corriente energética consumida en cada uno de los equipos, evaluando su funcionamiento y operación.
3. Mejorar la operación del clarificador de la planta de tratamiento, determinando el rango adecuado efectivo de floculante a utilizar y las mejores condiciones de pH y temperatura para obtener el mejor rendimiento en el proceso de floculación.
4. Determinar los parámetros de operación de la planta de tratamiento en los cuales la eficiencia sea mayor y se cumpla con los requerimientos para los procesos de lavado de caña y gases de calderas.
5. Cuantificar y analizar los lodos obtenidos en la planta de tratamiento de aguas residuales, analizando las propiedades físicas de los mismos, determinado las pérdidas de agua en ellos y si estos son adecuados para el uso en los campos de caña.
6. Determinar las eficiencias de operación de los equipos principales de la planta de tratamiento, midiendo las características fisicoquímicas de los efluentes y afluentes de agua, para determinar posibles mejoras a corto y largo plazo.

III.JUSTIFICACIÓN

Ingenio Tululá S.A. es una industria ubicada en el municipio de San Andrés Villaseca, Retalhuleu, en el kilómetro 4.5 de la Carretera Cuyotenango - La Máquina. El acceso vial no es limitado, sin embargo, el estado de la carretera se ve afectado por las condiciones climáticas entre época seca y lluviosa (ASAZGUA, 2012).

La principal fuente de agua para los procesos de lavado de caña, lavado de cenizas y lavado de gases de combustión de las calderas hasta la Zafra 2014-2015 fue el río Sis. Éste es un río corto que nace en las faldas del Volcán Santa María, y su cauce se encuentra ubicado en los municipios de Pueblo Nuevo, San Francisco Zapotitlán del Departamento de Suchitepéquez; San Felipe, San Andrés Villaseca del Departamento de Retalhuleu (García, 2014). Según el Instituto Nacional de Sismología, Vulcanología, Meteorología e Hidrología (INSIVUMEH) en el Boletín Hidrológico No. 56 “Niveles de Alerta de los Ríos”, el Río Sis presenta un déficit en el nivel de agua. Los niveles normales han sido 0.61 m mínimo y 2.25 m máximo, el nivel actual es de 0.51 m con tendencia a mantenerse (Mendoza, 2016).

Según información provista por el Ingenio Tululá, durante los últimos años ha disminuido la disponibilidad de agua para el Ingenio Tululá, proveniente del río Sis. Además del Ingenio Tululá, Ingenio El Pilar y poblados cercanos dependen también del río Sis. Debido a esto existe una demanda alta del agua proveniente de río, lo cual reduce su capacidad de abastecimiento a las comunidades. Esto ha sido razón de conflictos con la comunidad El Progreso y el cantón Chacalté.

El Ingenio Tululá ha extraído agua del río, que se utiliza principalmente para tres procesos: lavado de caña en mesas, lavado de gases de combustión en scrubbers y lavado de cenizas en las calderas 5 y 6. De estos tres procesos, el lavado de caña y lavado de gases de combustión demandan un caudal alto y continuo de agua, $650 \text{ m}^3/\text{h}$ (2828 gal/min) y $363 \text{ m}^3/\text{h}$ (1600 gal/min) respectivamente, según información provista por el ingenio, para mantener la eficiencia de la operación. Durante la época de Zafra estos dos procesos tienen problemas de abastecimiento debido a escasez de agua por la temporada de sequía.

La escasez de agua ha causado problemas en el lavado de caña. Cuando se hace la recolección de la caña en los campos, se recoge cierta cantidad de tierra, la cual llega al Ingenio. Según investigaciones del personal del Ingenio, esta cantidad de tierra recogida es mayor cuando la cosecha es mecanizada. La tierra es arrastrada con la extracción del jugo y sale del proceso como cachaza, un subproducto que disminuye la eficiencia en la producción de azúcar. Durante la zafra 2014-2015, el ingenio tuvo un 3.79% de cachaza con respecto a la cantidad total de caña molida, y durante la zafra 2015-2016 se obtuvo un 3.72%.

Otra parte de la arena recogida junto con la caña queda en el bagazo, y tiene efecto negativo en la combustión reduciendo la eficiencia. Además, también provoca un efecto abrasivo en las partes mecánicas

internas de la caldera y produce desgaste en los ventiladores extractores de gases de combustión. Provocando así mantenimientos más largos, con mayores costos y una vida útil de los equipos más corta. Actualmente, el ingenio no ha cuantificado la cantidad de arena arrastrada en el bagazo.

Los gases ácidos de la combustión en las calderas son tratados con scrubbers (lavadores de gases), por su contenido de ácidos, arena y cenizas, y luego descargados a la atmósfera. Estos equipos demandan un caudal alto y continuo de agua para limpiar y remover los contaminantes. Al no haber suficiente agua para el lavado, las emisiones atmosféricas pueden contener concentraciones altas de material particulado que puede tener un impacto negativo tanto para el ambiente como para la salud de las personas que laboran en el Ingenio y de comunidades cercanas.

Debido a esta deficiencia de agua en el río Sís, el Ingenio Tululá realizó el Proyecto Manantial, el cual consistió en la recuperación de agua del lavado de caña, lavado de gases de combustión y lavado de cenizas de las calderas 5 y 6 instalando una planta de tratamiento con capacidad de tratar 1200 m³/h. Los efluentes principales tratados en el sistema contienen cenizas, hollín, arena, combustible no quemado y caña corta. La planta utiliza el método de separación sólido-líquido en procesos de tamizado, sedimentación y filtración bajo vacío, removiendo los sólidos insolubles incorporados en el agua.

Con la instalación de la planta de tratamiento las condiciones de operación de los equipos involucrados (mesas de lavado de caña y lavadores de gases de combustión principalmente) fueran afectadas. Debido a esto es importante monitorear y evaluar el desempeño de cada uno de estos equipos durante la operación de la planta para asegurar el mejor aprovechamiento del agua tratada por la planta y el correcto funcionamiento de cada equipo.

Fue importante evaluar el sistema de lavado de caña ya que es el mayor consumidor del recurso hídrico (57.9% de los efluentes), lo cual genera un alto impacto en la planta de tratamiento. Por otro lado, se analizó y observó detalladamente los posibles puntos de mejora relacionados con las metodologías de proceso y equipos en el sistema para reducir este consumo hídrico y aprovechar mejor los recursos. De igual forma, fue de suma importancia cuantificar las pérdidas de azúcar en el lavado ya que afecta la eficiencia de la producción de azúcar y de esta forma poder definir una metodología de reducción de pérdidas. Esta pérdida de azúcar en las mesas de lavado está directamente relacionada con las condiciones y flujo de agua en la entrada de las mesas, por lo tanto, se realizó un trabajo conjunto de evaluación las características de los flujos de agua provenientes de la planta de tratamiento y el impacto o consecuencia que genera en las pérdidas de azúcar en el lavado de la caña.

Así mismo, se evaluó el sistema de lavado de gases de combustión, el segundo equipo con mayor demanda de agua para su operación, para determinar la eficiencia y emisiones atmosféricas de material

particulado que pueden ser perjudiciales para el medio ambiente y salud humana. Además, fue importante identificar oportunidades de mejora que permitan reducir la carga y flujo de sólidos en el agua a tratar por la planta de tratamiento, reducir el consumo de agua en el sistema, así como costos operaciones asociados al sistema. También se evaluaron cada uno los efluentes de los sistemas de lavado de caña, lavado de gases de combustión y lavado de cenizas de las calderas 5 y 6, debido a que estos no son tratados previamente para reducir la carga contaminante para su posterior tratamiento químico en la planta de tratamiento de aguas residuales. Esto permitió realizar las siguientes propuestas de mejora: la implementación de un pretratamiento y un tratamiento primario de las aguas residuales. Por último, se evaluó la operación de la planta de tratamiento de aguas residuales, el equipo central del proyecto Manantial. Se determinó el rango adecuado de condiciones de operación; y, se realizaron propuestas para mejorar la eficiencia y reducir los costos asociados al equipo.

IV.MARCO TEÓRICO

A. RECURSOS HÍDRICOS

En todo el mundo la actividad humana y los factores naturales están deteriorando los recursos hídricos disponibles. A pesar que la conciencia ambiental ha mejorado la gestión y protección del agua, los criterios económicos y los factores políticos todavía tienden a controlar todos los ámbitos de la política del agua. La ciencia y las mejores prácticas por lo general no reciben la atención adecuada. (UNESCO, 2003)

La presión sobre los recursos hídricos ha aumentado, principalmente debido a las actividades humanas como urbanización, el crecimiento demográfico, la elevación del nivel de vida, la creciente competencia por el agua y la contaminación. Todas estas actividades tienen consecuencias sobre el cambio climático y las variaciones en las condiciones naturales. (GreenFacts, 2009)

B. DISPONIBILIDAD DE AGUA EN LA TIERRA

El agua de la Tierra se encuentra naturalmente en varias formas y lugares: atmósfera, superficie terrestre, bajo tierra y en los océanos. El agua dulce representa solo el 2.5% del agua de la Tierra, y se encuentra en su mayoría congelada en glaciares y casquetes glaciares. El resto se encuentra principalmente en forma de agua subterránea, y sólo una pequeña fracción se encuentra en la superficie o en la atmósfera. (GreenFacts, 2009)

Al observar el ciclo de agua en la Tierra se puede comprender mejor cómo la participación del agua en el medio ambiente y evaluar la cantidad que está disponible para el consumo humano. Uno de los agentes que interactúan en el ciclo de agua son las cuencas fluviales, éstas útiles como unidad natural de gestión de los recursos hídricos, y muchas de ellas se extienden sobre más de un país. El caudal de los ríos puede variar considerablemente de una estación o de una región climática a otra. Los ríos representan el 1.6% de aguas superficiales y en la atmósfera. Otra cuenca fluvial son los lagos que almacenan grandes cantidades de agua, que pueden mitigar las variaciones estacionales en el caudal de los ríos y los arroyos. (GreenFacts, 2009)

1. Cantidad de agua dulce disponible en países. La cantidad de agua dulce disponible que un país determinado puede consumir sin sobrepasar la velocidad a la que se renueva se puede calcular teniendo en cuenta el volumen de las precipitaciones, las corrientes de agua que entran y salen del país, y el agua que se comparte con otros países. (GreenFacts, 2009)

A continuación, se presentan los datos de agua disponibles para Guatemala. Aunque esta base de datos se ha convertido en una herramienta de referencia común, tiene algunos inconvenientes. Las cifras sólo indican la cantidad máxima disponible en teoría para cada país, y podrían ser una sobreestimación.

Además, los promedios anuales y nacionales tienden a enmascarar las diferencias locales y estacionales. Sin embargo, la información proporcionada puede dar una base de comparación y referencia para el consumo de agua en el país. (GreenFacts, 2009)

a. Recursos hídricos de Guatemala. El sistema hidrográfico de Guatemala se divide en tres vertientes: (i) Vertiente del Océano Pacífico (24 por ciento del territorio) con 18 cuencas, algunos de cuyos ríos arrastran sedimentos de origen volcánico, que al depositarse en la planicie costera causan inundaciones periódicas; (ii) Vertiente del Mar Caribe (34 por ciento del territorio), con 10 cuencas, siendo la principal el río Motagua; y (iii) la Vertiente del Golfo de México (42 por ciento del territorio), con 10 cuencas cuyos ríos son los más caudalosos y tributan hacia territorio mexicano. (FAO, 2015)

El escurrimiento superficial se estima en 100.7 km³/año, distribuidos en 25.5 km³/año para la vertiente del Pacífico, 31.9 km³/año para la vertiente del Mar Caribe y 43.3 km³/año para la vertiente del Golfo de México (ver Cuadro 1). (FAO, 2015)

Cuadro 1. Escurrimiento superficial anual por vertientes

| Vertiente | Número de cuencas | Superficie total (km²) | Superficie total (%) | Escorrentía superficial (km³/año) | Escorrentía superficial (%) |
|------------------|--------------------------|--|-----------------------------|---|------------------------------------|
| Océano pacífico | 18 | 25,807 | 24 | 25.5 | 25 |
| Mar Caribe | 10 | 37,240 | 34 | 31.9 | 32 |
| Golfo de México | 10 | 45,843 | 42 | 43.3 | 43 |
| Total | 38 | 108,890 | 100 | 100.7 | 100 |

(FAO, 2015)

El país se divide en cuatro regiones hidrogeológicas: (i) las llanuras aluviales cuaternarias del Pacífico, (ii) el altiplano volcánico de rocas terciarias y cuaternarias, (iii) la cadena montañosa de tierras altas cristalinas, de rocas ígneas graníticas y metamórficas, (iv) la región sedimentaria del Norte de rocas calizas del cretácico, kastificadas. Los acuíferos más adecuados para su explotación son los de las llanuras aluviales de la planicie costera sur del Pacífico y los de los valles del altiplano volcánico de la Sierra Madre. En estos últimos los recursos superficiales son escasos y el agua subterránea es la fuente principal de suministro de agua para abastecimiento de la población y riego. La recarga anual renovable de agua subterránea, estimada en base a índices de infiltración, es de 33.7 km³/año. La superposición entre recursos

hídricos superficiales y subterráneos se estima en 25.2 km³/año. Por lo tanto, los recursos hídricos renovables internos totales se estiman en 109.2 km³/año (ver Cuadro 2). (FAO, 2015)

Cuadro 2. Recursos hídricos de Guatemala

| Recursos hídricos renovables de agua dulce | | | |
|---|------|---------|---------------------------------|
| Precipitación (media a largo plazo) | - | 1,996 | mm/año |
| | - | 217,300 | millones de m ³ /año |
| Recursos hídricos renovables internos (media a largo plazo) | - | 109,200 | millones de m ³ /año |
| Recursos hídricos renovables totales | - | 127,910 | millones de m ³ /año |
| Tasa de dependencia | - | 14.6 | % |
| Recursos hídricos renovables totales por habitante | 2013 | 8,269 | m ³ /año |
| Capacidad total de presas | 2012 | 463.8 | millones de m ³ |

(FAO, 2015)

El 55 por ciento del territorio está integrado por cuencas cuyas aguas tributan hacia los países vecinos o sus cauces en parte de su desarrollo forman límites fronterizos. El mayor aporte de aguas superficiales, 47.5 por ciento, es hacia México, 7 por ciento a El Salvador, 6 por ciento hacia Belice y 0.5 por ciento a Honduras. El Río Usumacinta forma frontera con México, el Río Motagua con Honduras, el Río Suchiate define la frontera suroeste con México, y el Río Paz al sureste con El Salvador. El Río Sarstun separa los territorios de Guatemala y Belice, pero no es reconocido oficialmente como frontera por el diferendo territorial existente entre ambos países. Las entradas desde otros países se estiman en 18.71 km³/año de México a través de afluentes del río Usumacinta. Obteniendo de esta manera unos recursos hídricos renovables superficiales totales de 119.41 km³/año y unos recursos hídricos renovables totales de 127.91 km³/año (119.41+33.7-25.2). Las salidas hacia países vecinos se estiman en 62.49 km³/año, de las cuales el 47.5 por ciento de los RHIRS o 47.895 km³/año van a México (43.82 km³/año a través del Usumacinta, 2.553 km³/año a través del Suchiate, 0.864 km³/año a través del Hondo, 0.397 km³/año a través del Coatán y 0.261 km³/año a través del Candelaria), 7 por ciento de los RHIRS o 7.049 km³/año a El Salvador (1.57 km³/año a través del Lago Güija y 5.479 km³/año a través del Paz que se convierte en río fronterizo entre El Salvador y Guatemala), 6 por ciento o 6.042 km³/año a Belice, y 0.5 por ciento de los RHIRS o 0.5035 km³/año a Honduras a través del Lempa y 1 km³/año a Honduras a través del Motapán (FAO, 2015).

C. INDUSTRIA AZUCARERA

1. Cosecha de caña. Previamente a la cosecha se quema la caña, con el objetivo de eliminar cualquier animal, hojas, material extraño y agua. Sin embargo, esta práctica presenta la desventaja de acelerar la descomposición de la caña. Es por ello que se debe moler en un periodo máximo de 72 horas. (Hugot, 1986)

El corte de la caña puede ser manual o mecanizada. En el corte manual se utilizan dos modalidades, la chorra continua que consiste en colocar filas de cañas continuamente. Esta modalidad presenta mayor eficiencia para el cortador, en las toneladas alzadas por hora, en las toneladas transportadas por cabezal y menor costo por tonelada corta alzada y transportada al ingenio. La segunda modalidad del corte manual es la chorra discontinua que consiste en colocar las filas de caña de 1.2 a 1.5 m de largo, separadas entre sí. Las ventajas de este sistema son: mayor recuperación de azúcar, menor cantidad de residuos minerales, lo que conlleva a menor desgaste de los equipos en fábrica, menor tiempo perdido en fabrica. (Hugot, 1986)

El corte mecanizado utiliza una máquina cosechadora integral de caña. Entre las ventajas de este sistema se puede mencionar: permite tener alternativas ante inconvenientes de mano de obra, bajo costo, buena opción para el corte en verde, disminución de daños en los campos en época de lluvia, favorece la descomposición de los residuos de la cosecha y mayor densidad de carga en el transporte. En el caso de que la topografía del campo cuente con colinas o pendientes no se puede utilizar el corte mecanizado debido a que la máquina no es adecuada para dichas condiciones. (Hugot, 1986)

2. Transporte de la caña. La caña puede ser transportada en diferentes vehículos con distintas capacidades de carga. Los vehículos más utilizados son los tractores y los cabezales con una o varias jaulas cañeras. La selección del tipo de transporte depende de la distancia que debe recorrer del campo al ingenio. Para cortas distancias menores de 10 km, se utiliza un tractor o un remolque. Mientras que para distancias largas se utilizan remolques con dos o hasta cuatro jaulas cañeras. (Hugot, 1986)

3. Recepción, descarga y limpieza de la caña

a. Recepción de caña. El proceso inicia con la recepción de las cañas que provienen de los campos. Esta recepción se hace de forma directa en básculas que se encuentran en la entrada de los ingenios azucareros. La caña es transportada por camiones o tractores que poseen un remolque conocido como jaulas.

La masa equivalente a un metro cúbico de caña depende de la forma que es colocada, en el campo, dentro de los remolques. A continuación, se presenta un cuadro que muestra los diferentes métodos de colocar la caña y su relación con la masa:

Cuadro 3. Método de colocación de caña en remolques
y su relación con la masa equivalente a unidad de volumen

| Método | Masa de caña equivalente por metro cúbico |
|---|--|
| Grúa móvil provista de una araña que simplemente deja caer la caña | 200 kg por metro cúbico |
| Grúa móvil provista de una araña acomodando detenidamente | 300 kg por metro cúbico |
| Colocación a mano con tallos orientados paralelamente entre sí y empaquetados | 400 kg por metro cúbico |

(Hugot, 1986)

Otro aspecto que define la masa equivalente por metro cúbico es si las cañas son rectas o curvas, ya que con cañas rectas se conseguirán paquetes más compactos.

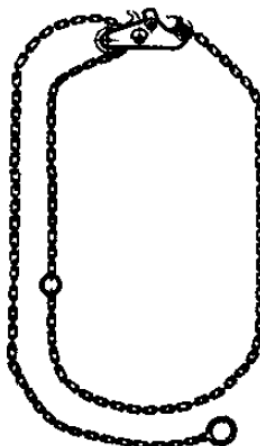
Luego del pesaje en las básculas, otro factor importante a considerar es la organización del abastecimiento de la caña a fábrica durante el transcurso del día. Por lo general un ingenio azucarero funciona de manera continua desde lunes en la mañana hasta sábado en la noche. Se detiene alrededor de 36 horas, incluyendo el domingo, para realizar limpieza, mantenimiento y reparaciones menores. El ingenio azucarero marcha, entonces, durante 132 horas por semana.

En un día típico, el transporte de la caña, se realiza durante 12 horas, desde las 6 a.m. hasta las 6:00 pm. Para que el molino no quede sin abastecimiento de caña por la noche es indispensable que la fábrica reciba en 12 horas, el tonelaje que manipula en 24 horas. Hacia las 18 horas, deben de haberse acumulado una provisión por lo menos igual a la mitad del tonelaje diario.

Debe de considerarse un margen para tomar en cuenta variaciones accidentales de suministro las cuales son: lluvias que disminuyen corte, obstrucción de transporte, irregularidades de entrega, entre otros. Este factor no debe de ser ni muy grande ni muy pequeño. Si es un factor muy grande el patio se llenaría y aumentaría el tiempo entre el corte de caña y su paso por los molinos, esto presenta como consecuencia la pérdida de sacarosa en la caña.

b. Descarga de caña. Las cañas que llegan a fábrica pueden ser clasificadas en dos clases. Cañas que llegan por camiones: cañas que llegan generalmente en paquetes, los cuales se encuentran amarrados con tres cadenas. Estas cadenas corren dentro de un gancho que es fijado en uno de sus extremos. En el otro lado la cadena posee un anillo. A continuación, se observa el sistema de cadena:

Figura 1. Sistema de cadenas para caña en camiones



(Hugot, 1986)

Por lo general, la máquina que alimenta a la fábrica es una grúa. Esta toma el paquete de caña utilizando un barra con tres ganchos; los macheteros del camión fijan a cada uno de los ganchos los tres anillos libres de las cadenas. De esta forma la grúa levanta el paquete, en seguida se desenganchan las cadenas destrabando los ganchos y la grúa levanta la barra con las cadenas colgando. Si son grúas de 3 toneladas cada paquete de caña es de 1,500 a 2,500 kg de cañas que es generalmente de 2 a 2.5 toneladas. Por otro lado, si las grúas son de 6 toneladas (común), o de 10 toneladas, deben trabajarse a su límite de capacidad y los bultos de caña deben de ser de 5 a 8 toneladas respectivamente. (Chen, 2000)

La descarga hacia las mesas de lavado se realiza con camiones provistos de jaulas que utilizan dos pistones hidráulicos y pivotan en una charnela, la cual es colocada en la parte trasera. (Chen, 2000)

Cañas que llegan por carretas: estas son las carretas que descargan directamente hacia el conductor de cañas. En este proceso la carreta llega a un costado del conductor y muchas veces es colocado de forma manual. (Chen, 2000)

Si el 50% de cañas llega por carreta y el complemento 50% llega por camión, las carretas pueden utilizarse para el suministro continuo del conductor durante el transcurso del día mientras que los camiones pueden ser utilizados para la provisión del periodo nocturno.

Por lo general un camión de alrededor de 1,250 kg de caña es descargado en un periodo de 10 a 15 minutos.

c. Limpieza de caña. El proceso de limpieza de la caña es considerado como parte del equipo transportador o un equipo auxiliar del mismo. Cuando no se presentan muchas rocas en la caña, esta se coloca sobre la mesa de lavado y pasa bajo agua a alta temperatura que proviene generalmente del

sistema de condensación y es aplicada a alta presión por medio de toberas. El agua de desecho que arrastra todos los sólidos suspendidos y el lodo es conducida a un sistema de drenajes, o pasa por una planta de tratamiento para proceder a su descarga. (Chen,2000)

Existe otro método que es llamado limpieza en seco. Este método consiste en agitar o sacudir la caña para poder eliminar todos los sólidos contaminantes incorporados en la caña. Este sistema involucra un menor consumo hídrico y mayor rendimiento en la producción de jugo de caña, esto se debe a que en el lavado se pierde un porcentaje de sacarosa. (Chen,2000)

4. **Trituración o picado de caña.** Las cuchillas o picadoras no son un equipo indispensable en los ingenios azucareros. Actualmente algunos ingenios no las tienen y desarrollan un buen trabajo sin ellas. Estas cuchillas o picadoras, son muy útiles y se pagan rápidamente. Cuando se tiene caña entera, no es posible alimentar regularmente la desmenuzadora. Con la ayuda de un nivelador colocado en el conductor, puede conseguirse un colchón de caña de un grueso casi uniforme. Sin embargo, este colchón llegará a la desmenuzadora en paquetes sucesivos, y su baja densidad hará difícil el trabajo. Por esto el trabajo de las cuchillas o picadores consiste en convertir las cañas en material formado de menor tamaño. Con esto se forma una masa compacta que cae con mayor facilidad en la tolva de alimentación y que la desmenuzadora tomará sin dificultad recogéndola de manera continua.

5. **Extracción del jugo.** Posterior al proceso de trituración, la caña es dirigida por conductores a los molinos. La extracción del jugo se realiza moliendo la caña entre pesados rodillos o mazas. El molino o trapiche se compone de unidades múltiples que utilizan combinaciones de tres rodillos o mazas, a través de los cuales pasa sucesivamente la caña exprimida o bagazo. Para propiciar la extracción de jugo (guarapo) se aplican aspersiones de agua o guarapo diluido sobre la capa de bagazo según sale de cada molino; lo anterior contribuye a extraer por un proceso de lixiviación el azúcar.

El proceso conocido como imbibición puede presentar muchas modificaciones. En las prácticas de molienda, más eficientes, más de un 95% de azúcar contenido en la caña pasa al jugo o guarapo; este porcentaje es conocido como extracción de sacarosa (Pol de la extracción). Por lo general en el sistema de extracción se tienen cuatro molinos con tres mazas cada uno. (Chen,2000)

El bagazo final el cual se obtiene del último molino contiene todo el azúcar no extraído, fibra leñosa y entre 45-55% de agua. El bagazo es un subproducto muy valioso en los ingenios azucareros, ya que este es utilizado en las calderas como combustible para la producción de vapor sobrecalentado, el cual se conduce a turbogeneradores para la generación de energía eléctrica. (Chen, 2000)

6. **Purificación del jugo claro: clarificación.** El jugo que proviene de los trapiches o molinos tiene las características de ser ácido y turbio. El proceso de clarificación también conocido como defecación es diseñado para la remoción de impurezas tanto solubles como insolubles, se utiliza cal y calor los cuales son los agentes clarificantes. Aunque existen otros tipos de proceso para eliminar impurezas este es el que se practica universalmente. (Chen,2000)

a. **Acción de agentes clarificantes sobre el jugo.** Los ácidos orgánicos del guarapo son eliminados ya que sus sales de calcio son insolubles, en su mayoría. fosfato de calcio. Por otro lado, se calienta el guarapo alcalinizado hasta punto de ebullición donde la materia albuminoidea se coagula, así como algunas grasas, gomas o ceras; el precipitado formado atrapa sólidos en suspensión al igual que las partículas más finas. (Chen, 2000)

b. **Lechada de cal.** En muchos ingenios azucareros aún se utiliza la cal directamente añadiéndola en su estado sólido al jugo. La solubilidad de la cal en el guarapo aumenta con el porcentaje presente de azúcar y disminuye con la temperatura. A una temperatura de 80°C en un jugo que contiene alrededor del 10% al 12% de azúcar, se disuelve del 0.25% al 0.30% de óxido de calcio (CaO).

Sin embargo, esta disolución es relativamente lenta y difícil ya que algunas fracciones del jugo en los clarificadores de sobreencalan, mientras que otras se encalan poco. Debido a esta complicación debe de realizarse una lechada de cal, añadiendo la cal viva en trozos, en agua. Ya teniendo está lechada de cal, se añade al jugo teniendo una mayor difusión y acción sobre el mismo. Los tanques donde se realiza la lechada poseen un agitador a 8-10 rpm y tienen la capacidad de satisfacer al proceso por un tiempo de 1 hora con 30 minutos hasta 2 horas.

La lechada de cal se elabora por lo general a 15° Baumé (escala de densidad de cualquier líquido) y nunca se pasa de los 20° Baumé que es lo que corresponde al máximo que soportan tanto las bombas como tuberías. A continuación, se presenta un cuadro con características de las soluciones en base a los grados Baumé:

Cuadro 4. Soluciones de cal para proceso de clarificación

| ° Baumé | Gravedad específica | Gramos de CaO por litro | CaO% masa | kg de agua empleados por kg de CaO |
|---------|---------------------|-------------------------|-----------|------------------------------------|
| 10° | 1.075 | 94 | 8.74 | 10.4 |
| 15° | 1.116 | 118 | 13.26 | 6.5 |
| 20° | 1.162 | 206 | 17.72 | 4.6 |

Ya con la lechada de cal en los clarificadores cuando se obtiene la separación de las impurezas se separan todos los lodos del jugo clarificado por un proceso de sedimentación y son filtrados en tambores

rotativos de filtración. Para obtener mejor eficiencia durante el proceso de filtración deben de tomarse en cuenta las siguientes condiciones:

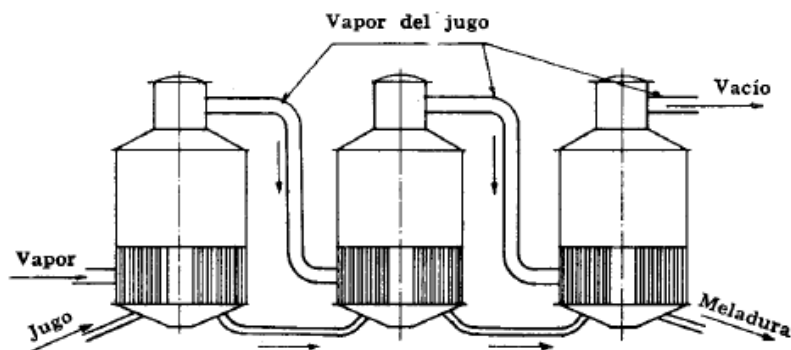
- Temperatura: la viscosidad del jugo y, sobre todo, de las gomas y ceras que debe retener la superficie filtrante, decrece a medida que se dan aumentos en la temperatura. Como recomendación debe de operarse por encima de los 80°C.
- Reacción: los jugos alcalinos filtran de mejor forma que los jugos ácidos o neutros. Por lo general se agrega cal a la cachaza, antes de enviarlas a la filtración. El pH debe de encontrarse entre 8 – 8.5. No debe de llevarse a más de 8.5 ya que se utilizaría un exceso de cal sin ningún beneficio.

Todo el jugo filtrado regresa al proceso o pasa directamente al jugo clarificado y la torta de la prensa (cachaza) es desechada o llevada a los campos como un fertilizante. (Chen,2000) El jugo ya clarificado y filtrado casi transparente pasa a los evaporadores sin un tratamiento adicional.

7. Evaporación. El jugo clarificado, que posee aproximadamente la misma composición que el jugo crudo extraído excepto por el contenido de impurezas precipitadas por el tratamiento con cal, contiene un porcentaje de alrededor de 85% de agua. Dos terceras partes de esta agua se evapora en evaporadores de múltiple efecto, los cuales consisten en una sucesión (generalmente 4). (Chen,2000) Cada evaporador está compuesto principalmente por una calandria tubular que tiene como función realizar el intercambio de temperatura: el vapor baña a los tubos por el exterior y el jugo se encuentra en la parte interior.

Los evaporadores se encuentran dispuestos en serie de manera que cada cuerpo o evaporador subsiguiente tiene un grado más alto de vacío, lo que presenta como consecuencia que la solución ebulle a más baja temperatura. Los vapores que se generan en el primer evaporador se conducen al siguiente evaporador para hacer hervir el jugo contenido en el siguiente cuerpo. Mediante este sistema, el vapor introducido en el primer evaporador efectúa una evaporación de múltiple efecto. El vapor que se genera en el último evaporador se pasa por un condensador. El jarabe (meladura) sale en forma continua en el último evaporador con aproximadamente un 65% de sólidos y 35% de agua. (Chen, 2000) En la siguiente ilustración se observa el principio de los evaporadores de múltiple efecto:

Figura 2. Principio de evaporadores de múltiple efecto

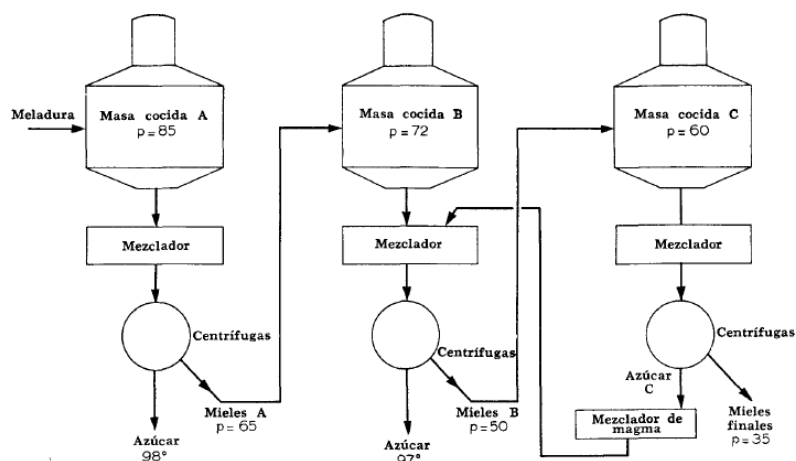


(Hugot, 1986)

8. **Cristalización.** El proceso de cristalización se desarrolla en un tacho al vacío que básicamente es un evaporador de simple efecto, donde el jarabe se evapora hasta quedar saturado de azúcar. Durante este proceso deben agregarse semillas para que sirvan de núcleos para los cristales de azúcar, y va añadiéndose más jarabe según se va evaporando el agua. El crecimiento de los cristales dentro de los tachos continua hasta que se llena el tacho. (Chen, 2000)

Bajo vigilancia de un tachero experto (o utilizando instrumentos adecuados) los cristales originales crecen sin que se formen cristales adicionales, de manera que cuando el tacho este lleno por completo, todos los cristales tengan el tamaño de cristal deseado. Por otro lado, para que los cristales se formen en el licor es importante que exista una sobresaturación considerable. La sobresaturación del licor va disminuyendo a medida en que los cristales se forman y crecen. Para poder conservar esta saturación es necesario mantener la evaporación del agua y suministro de material azucarado. La templa (lo contenido en el tacho) es descargado por medio de una válvula de pie a un mezclador u otro cristalizador. En un sistema de tres cristalizaciones, la primera ebullición del tacho 1 produce azúcar cruda y miel A, mismas que son retornadas al tacho de vacío para que vuelvan a hervir sobre un pie de masa cocida de primer grado y se forme una segunda masa cocida B, la que a su vez produce otra carga de cristales. Esta segunda masa B se mezcla con el azúcar A para constituir la producción comercial del ingenio. La miel de segunda o masa cocida B tiene menor pureza y a su vez se vuelve a hervir sobre un pie de cristales de jarabe para formar una masa de cocida de grado bajo C. Estas masas permanecen por varios días en los cristalizadores, donde se someten a enfriamiento y mantienen agitación constante. El azúcar C se mezcla con jarabe y es utilizado como semillas para masas cocidas A y B. En la siguiente figura se muestra en sistema de tres templeas: (Chen, 2000)

Figura 3. Sistema de cristalizadores de tres etapas

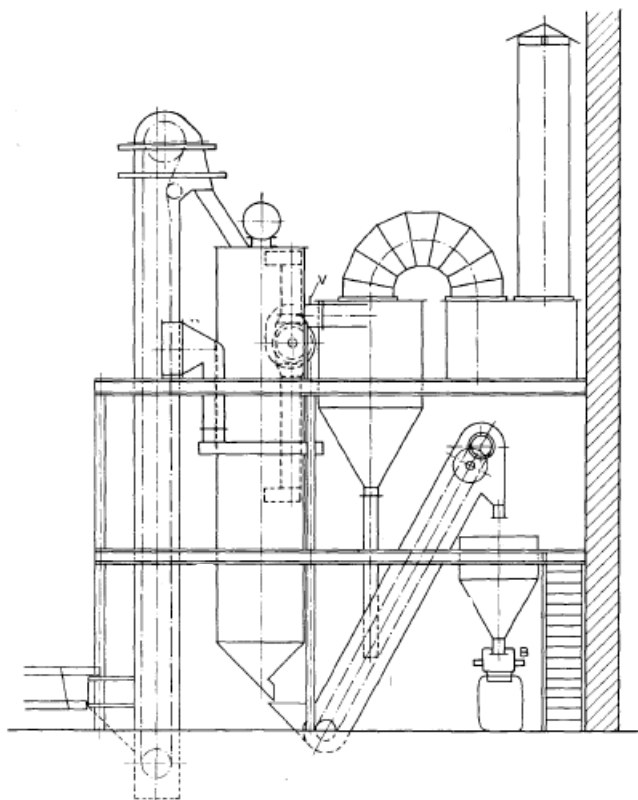


(Hugot, 1986)

9. **Centrifugación y secado.** La masa cocida proveniente de un cristalizador se conduce a máquinas giratorias que son conocidas como centrifugas. El tambor cilíndrico suspendido de un eje posee paredes laterales perforadas las cuales están forradas en el interior con telas metálicas. Entre esta tela y las paredes del centrifugador hay láminas metálicas que contienen de 400 a 600 perforaciones por pulgada cuadrada. Este tambor gira alrededor de 1000 a 1800 rpm. Este revestimiento perforado sostiene a los cristales de azúcar los cuales pueden lavarse con agua si se desea. Actualmente se utilizan dos tipos de centrifugas las cuales son discontinuas (lotes) y continuas. Las máquinas continuas son de menor costo, son más sencillas de operar y muestran menores costos de mantenimiento. Sin embargo, no son muy utilizados para la producción de azúcares que requieren un tamaño de cristal muy específico. (Chen, 2000)

Los azúcares húmedos provenientes del proceso de centrifugación contienen aproximadamente 1% de agua. El secado se realiza por lo general a 145° C. Un secador de azúcar es un aparato que se compone por un elevador de azúcar, un secador rotativo, que sirve al mismo tiempo como enfriador en su parte inferior; un calentador de aire; un ventilador; un ciclón; un separador de polvo; una chimenea; un segundo elevador; una tolva y una báscula automática. (Chen, 2000)

Figura 4. Sistema de secado de cristales de azúcar



(Hugot, 1986)

10. **Almacenamiento.** Para conservar de forma conveniente el azúcar en los almacenes o bodegas, deben de tomarse las siguientes precauciones:

- El azúcar debe encostarse seca y no a muy altas temperaturas. Si se encuentra por encima de 38°C el azúcar se endurecerá.
- Sacos que se encuentran en contacto con el piso deben de protegerse de la humedad, colocándolos sobre papel bituminoso.
- Sacos deben de colocarse en estibas grandes para disminuir la superficie relativa al volumen.
- Estibas deben ser cubiertas con papel bituminoso a los lados y en la parte superior.

Cuando el azúcar es almacenada en estibas que se encuentran muy cerradas, su densidad es alrededor de 800kg/m^3 . Es necesario, dejar corredores para el paso de corrientes de ventilación y el fácil manejo del azúcar.

Si el azúcar es almacenada a granel, como en un silo, esta se deteriora más lentamente que la almacenada en sacos. El azúcar que se encuentra en la parte superior absorbe humedad y forma una costra que impide hasta cierto punto su penetración. (Chen, 2000)

11. Limpieza de caña en ingenios azucareros. La tierra y contaminantes llegan a fábrica en dos distintas formas. La primera es arena fina o limo que se adhiere a la superficie del tallo de la caña, este tipo de contaminantes son más severos durante la época de lluvia. Y la segunda forma es tierra y contaminantes sueltos que se entregan junto a la caña, y hasta cierto punto pueden evitarse teniendo buenas prácticas en los campos. (Wienese, 1997)

La influencia de la tierra y contaminantes en el equipo y proceso ha sido con el tiempo muy estudiada y la han dividido en cuatro principales categorías: (Wienese, 1997)

- Desgaste en equipos
- Aumento de pérdidas de sacarosa
- Efectos en la eficiencia de tiempos debido a paros y averías
- Requerimientos extras de equipo y procesos

a. Tierra y contaminantes en la caña. En los ingenios azucareros la tierra en la caña causa serios daños y desgastes a las picadoras, martillos de trituradoras, rodillos de molinos, raspadores, entre otros. Cada uno de los componentes mencionados anteriormente requiere constante mantenimiento o cambio, lo cual se refleja en menor eficiencia. (Wienese, 1997)

Las picadoras y martillos resultan desgastados lo cual se refleja en una mala preparación de la caña. La tierra también pule los rodillos de los molinos, lo cual evita que se exprima bien la caña y el bagazo contenga un mayor porcentaje de humedad. (Wienese, 1997)

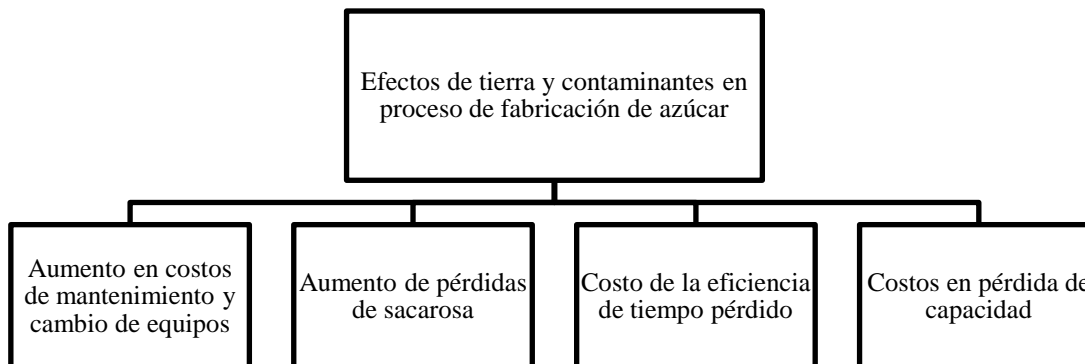
Por otro lado, las cadenas, bombas y equipos de maceración son afectados por desgastes. Cualquier daño o fallo de los equipos mencionados dirige hacia paros innecesarios y bajas en la eficiencia por tiempos. (Wienese, 1997)

b. Tierra y contaminantes en el jugo de caña. Con mayor concentración de contaminantes en el jugo, la carga en los clarificadores y filtros aumenta. Si aumenta la torta filtrada genera mayores pérdidas de sacarosa. (Wienese, 1997)

c. Tierra y contaminantes en bagazo. Tanto la tierra como otros contaminantes causan daños en los equipos asociados con la caldera como lo son tuberías, ventiladores, cadenas, entre otros. La eficiencia de la caldera se afecta negativamente ya que muchas veces afecta directamente la combustión. También se añade en las cenizas de la caldera lo que genera una mayor cantidad de desechos. Resumiendo,

los impactos de la tierra y contaminantes en el proceso de fabricación de azúcar, se presenta el siguiente diagrama: (Wienese, 1997)

Figura 5. Efectos de la tierra y contaminantes en el proceso de fabricación de azúcar



(Wienese, 1997)

Como se menciona anteriormente, existen muchas ventajas al manejar caña limpia a lo largo de todo el proceso de producción de azúcar, en las cuales se puede mencionar la reducción de cachaza. Por lo general la limpieza de la caña en seco puede ser más atractiva que la limpieza en húmedo, ya que las pérdidas de azúcar de lavado se reducen. (Rein,2007)

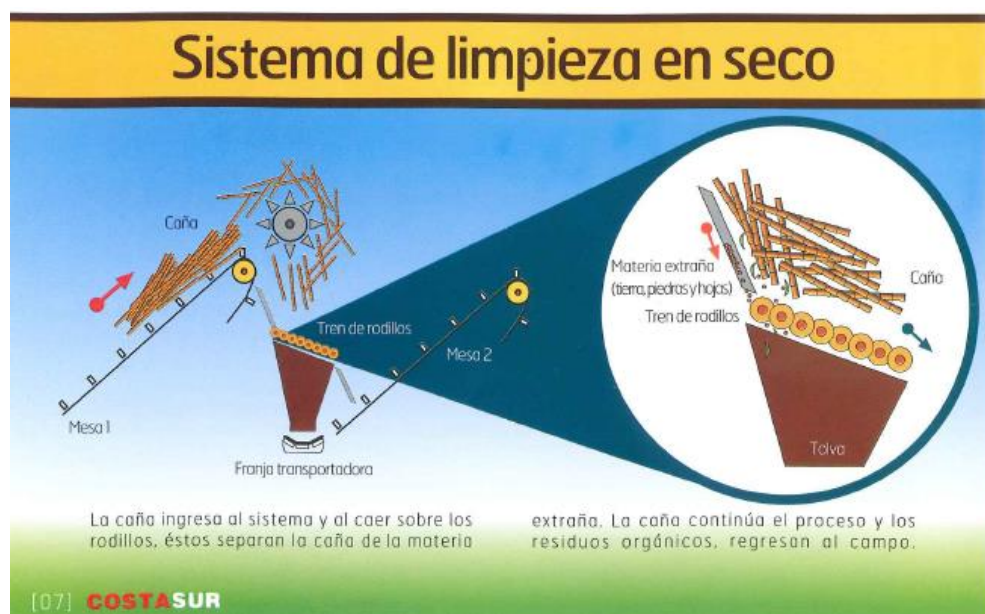
Básicamente la función principal de estos sistemas ya sea en seco o en húmedo tienen los siguientes propósitos: (Rein,2007)

- Eliminar hojas
- Eliminar raíces
- Eliminar arena o tierra
- Eliminar lodo y rocas

a. Tipos de limpieza de caña en ingenios azucareros

1) Limpieza en seco. La limpieza en seco consiste básicamente en ingresar la caña al sistema y dejarla caer sobre rodillos que giran en la misma dirección, con este arreglo de giro, los rodillos se traslapan entre sí dejando un espacio que permite la formación de un tamiz que permite el paso de la tierra, arena, piedras, hojas, entre otras. A continuación, se presenta un esquema que nos muestra la limpieza en seco.

Figura 6. Sistema de limpieza en seco



(Cifuentes,2008)

En condiciones normales un sistema en seco remueve la mayor cantidad de tierra y contaminantes que se encuentra entre el 30-40% con pérdidas de azúcar de alrededor de 0.4%. (Wienese, 1997)

En el caso de utilizar limpieza en seco se tienen los siguientes beneficios:

- Ahorros en términos de reducir desgaste de equipos y mantenimiento en toda la producción.
- Aumentar el factor de capacidad de la planta debido a la reducción de contaminantes en la línea de proceso.
- Reducir el consumo energético.
- Mayor poder calorífico en el bagazo.
- Menores pérdidas de azúcar.
- Mejorar calidad de azúcar.
- Reducción de impacto ambiental por el consumo de recurso hídrico. (Rein,2007)

Por otro lado, las desventajas son las siguientes:

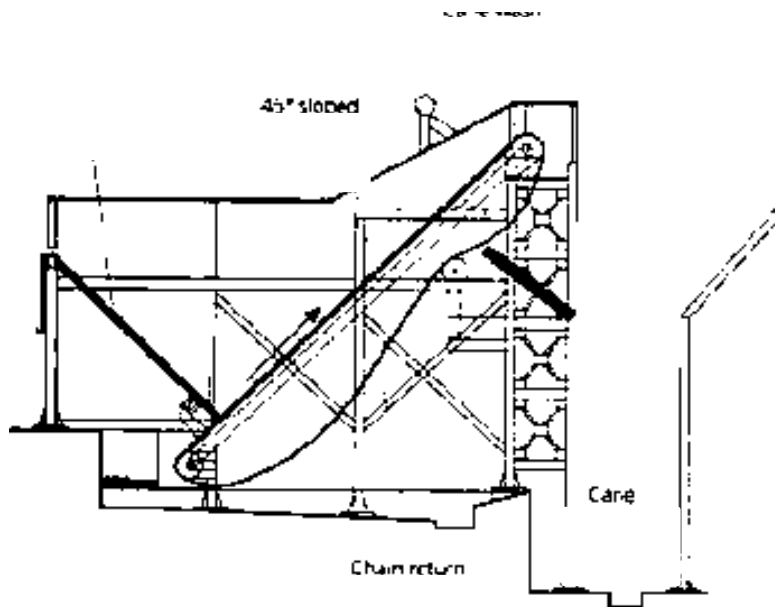
- Se debe instalar equipos adicionales que involucran capital, costos de operación y costos de mantenimiento.
- Sistema de eliminación de material de desecho. (Rein,2007)

2) Lavado de caña y pérdidas de azúcar. En muchos sistemas se debe remover grandes cantidades de tierra, arena, hojas, etc. Esto normalmente involucra un baño húmedo para lograr eliminar la mayor cantidad de partículas y contaminantes como sea posible. Este sistema de lavado es de elevado costo tanto en la parte operativa como en mantenimiento.

La mayoría de mesas de lavado tienen un ángulo de inclinación entre 35° y 45° que cuentan con aspersores de agua en la parte superior. El agua se recolecta en la parte inferior de la mesa teniendo un porcentaje de esta agua en recirculación y otro porcentaje se envía a la planta de tratamiento. Algunos arreglos en el sistema de lavado incluyen hidrociclones para remover una concentración de lodo que se dirige hacia la planta de tratamiento. (Rein, 2007)

Por otro lado, las pérdidas de azúcar (sacarosa) por lavado en húmedo rondan entre 1.4 -1.8%.

Figura 7. Sistema de lavado de caña



(Rein, 2007)

Se desarrolló un estudio profundo en ingenios de Luisiana y se hallaron los siguientes hallazgos:

- Las pérdidas de azúcar medidas en el agua que sale de las mesas se aproximan en un valor de 3.2 kg azúcar/tonelada de caña.
- Las pérdidas de azúcar son muy variables teniendo rangos entre 1 a 7 kg azúcar/tonelada de caña.
- Las pérdidas de azúcar de la caña cortada por método manual es 25% menor que las pérdidas por el método mecanizado.
- La cantidad de agua entrante a la planta de tratamiento desde las mesas de lavado se calcularon entre 7.5 ton / 1000 ton de caña y varían entre 11-29 ton/100 ton de caña. (Rein,2007)

Aparte de las pérdidas de azúcar, el lavado de caña también trae las siguientes consecuencias:

- Menor requerimiento de cal para la clarificación y el control de pH.
- La imbibición podría aumentar en 9 t/100 t de caña.
- El lodo a clarificadores aumenta en un 25%.
- La pureza del jugo aumenta 0.7 unidades, llevando a aumentar la recuperación de azúcar.
- Evaporadores necesitan menor cantidad de limpieza.
- La extracción mejora en 1%.
- Ceniza en el bagazo aumenta y la eficiencia de la caldera baja. (Rein,2007)

Para la determinación de las pérdidas en azúcar en el lavado de caña pueden utilizarse los siguientes cálculos:

Para este ejemplo se utilizan los siguientes datos de operación.

Caudal 35 m³/min de agua en la alimentación de la mesa de lavado

Concentración de sacarosa promedio de 400 ppm en muestras de agua a la salida de la mesa de lavado

$$\frac{35m^3}{min} * \frac{400 mg}{L} * \frac{1 g}{1000 mg} * \frac{1kg}{1000g} * \frac{1000L}{m^3} = 14 \frac{kg \text{ sacarosa}}{min}$$

$$\frac{5,000 \text{ ton de caña}}{día} * \frac{1 día}{24 h} * \frac{1 h}{60 min} = 3.47 \frac{\text{ton de caña}}{min}$$

$$\frac{14 kg \text{ sacarosa}}{min} * \frac{1 min}{3.47 \text{ ton de caña}} = 4.03 \frac{kg \text{ de sacarosa}}{\text{ton de caña}}$$

10. **Composición física de bagazo.** A pesar de la diversidad de plantas, la composición física del bagazo varía dentro límites bastante estrechos. La propiedad más importante, desde la perspectiva de producción de vapor, es el contenido de humedad. Una eficiencia baja en el ingenio dará como resultado un contenido de 50% de humedad en el bagazo, mientras una eficiencia alta dará un bagazo con 45% de humedad. Por practicidad el valor estándar de humedad es 48. (Hugot, 1986)

Además de agua, el bagazo contiene: (Hugot, 1986)

- Materia insoluble, compuesta principalmente por celulosa y fibra.
- Sustancias diluidas en agua (agua originada en el juicio de imbibición).

11. **Composición química de bagazo.** La composición química del bagazo húmedo varía ligeramente de acuerdo a las referencias. Dado que las variaciones no son grandes, se define la siguiente composición promedio: (Hugot, 1986)

Cuadro 5. Composición química de bagazo

| Compuesto | Concentración en fibra (%) |
|---------------|----------------------------|
| Carbono (C) | 47% |
| Hidrógeno (H) | 6.5% |
| Oxígeno (O) | 44% |
| Cenizas | 2.5% |
| Total | 100% |

(Hugot, 1986)

12. **Composición de gases de combustión**

Definiendo el peso total de los gases como: (Hugot, 1986)

Ecuación 1:

$$P_g = 5.76(1 - w)m + 1$$

P_g = peso total de gases

w = contenido de humedad en bagazo (%)

m = razón de peso de aire usado con aire teórico necesario

El peso individual de cada gas está dado por (Hugot, 1986):

- Nitrógeno

Ecuación 2:

$$N_2 = 1.333 * \frac{76.85}{23.15} (1 - w)m$$

- Oxígeno

Ecuación 3:

$$O_2 = 1.33(1 - w)(m - 1)$$

- Agua

Ecuación 4:

$$H_2O = 0.585(1 - w) + w$$

- Razón de peso de aire usado con peso de aire teóricamente necesario

Ecuación 5:

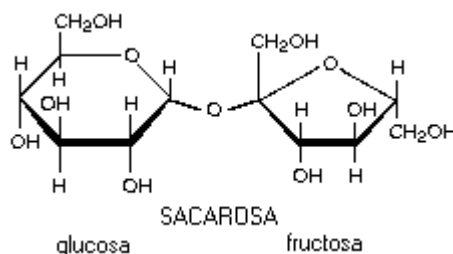
$$m = \frac{0.196}{\gamma} + 0.0126$$

γ = Contenido de dióxido de carbono por unidad de volumen de gases secos

D. SACAROSA

La sacarosa es un disacárido no reductor compuesto por una molécula de fructosa y una molécula de glucosa. Su fórmula molecular empírica es $C_{12}H_{22}O_{11}$ (Peso molecular 342.29648 g/mol). La sacarosa es el azúcar más común utilizado tanto a nivel industrial como doméstico. (PubChem, 2015)

Figura 8. Molécula de sacarosa



(PubChem, 2015)

Sus propiedades físicas y químicas se describen en el siguiente cuadro:

Cuadro 6. Propiedades físicas y químicas de sacarosa

| Propiedades | |
|---------------------|----------------------------------|
| Olor | Caramelo |
| Sabor | Dulce |
| Punto de ebullición | Se descompone |
| Punto de fusión | 185.5°C |
| Solubilidad en agua | 1 g se disuelve en 0.5mL de agua |
| Densidad | 1.6 g/cm ³ |
| Descomposición | 186 °C |

(PubChem, 2015)

Una solución saturada de sacarosa contiene 67% en peso. En solución la sacarosa es dextrógiro con una rotación específica de $[\alpha]_D^{20} +66.53^\circ$ a una concentración de 26 gramos en 100 mililitros de agua. (Pubchem, 2015)

La solubilidad se refiere a la mayor o menor capacidad de una sustancia para disolverse en un determinado disolvente. (Chaverri, 1992)

El agua es un buen disolvente para la sacarosa, ya que este compuesto tiene una estructura química en la que hay grupos que se parecen a la estructura del agua y como “igual disuelve a igual” la disolución ocurre. (Chaverri, 1992)

Una molécula de sacarosa contiene 8 grupos hidroxilos, 3 átomos de oxígeno hidrofílicos y 14 átomos de hidrógeno. Esto permite la formación de enlaces con las moléculas de agua, hidratación de las moléculas de sacarosa lo que conlleva a una fácil disolución de la sacarosa en agua. (Chaverri, 1992)

La solubilidad de la sacarosa está influenciada por la temperatura principalmente. A mayor temperatura existe mayor solubilidad debido a la energía que contienen los átomos del disolvente. (Chaverri, 1992)

En un medio ácido y a temperaturas medias o altas la sacarosa se hidroliza, esto quiere decir que una molécula de agua se incorpora y este disacárido se descompone en dos monosacáridos los cuales son fructosa y glucosa. (Chaverri, 1992)

Otro método de hidrólisis es utilizando enzimas como la invertasa la cual produce hidrólisis de disacáridos.

E. ANÁLISIS QUÍMICOS PARA DETERMINACIÓN DE SACAROSA

1. **Polarimetría.** La polarimetría es un método analítico que se basa en la rotación óptica producida sobre un haz de luz polarizada por una sustancia la cual es ópticamente activa. (Herrera, 2007)

La actividad óptica es la propiedad relacionado con el fenómeno que se observa cuando un haz de luz polarizada en un plano atraviesa una solución con moléculas orgánicas, girando así el plano de polarización. Los compuestos que generan este comportamiento se conocen como ópticamente activos. (Herrera, 2007)

Las condiciones estereoquímicas que debe de poseer un compuesto que presente actividad óptica corresponde a condiciones de simetría que permiten un estado de transición electrónica, cuyos momentos eléctricos y magnéticos tengan una dirección determinada. (Herrera, 2007)

Ya que la sacarosa hace rotar el plano de polarización en el sentido de las manecillas del reloj, es un azúcar dextrorrotatorio.

Para la medición de sacarosa por polarización se utiliza un sacarímetro, el cual es un polarímetro graduado, este no tiene una escala de grados angulares sino una escala relativa a la concentración relativa de azúcar. (Herrera, 2007)

2. **Refractometría.** El fundamento principal de la refractometría se basa en un rayo de luz que pasa oblicuamente desde un medio hacia otro que posee diferente densidad, el cual cambia la dirección de la luz cuando traspasa la superficie. Este cambio de dirección de la luz es conocido como refracción. (Herrera, 2007)

Por lo general, el índice de refracción de una sustancia transparente más densa es mayor que el de una sustancia menos densa, lo que quiere decir que la velocidad de la luz es menor en la sustancia de mayor densidad. Este índice de refracción varía con la temperatura ya que de igual forma se varía la densidad. (Herrera, 2007)

3. **Cromatografía líquida de alta resolución (HPLC).** Esta es una técnica cromatográfica utilizada para separar componentes de una muestra que se fracciona entre una fase móvil líquida y una fase estacionaria sólida la cual está compuesta de partículas finas contenidas en una columna. (Herrera, 2007)

La muestra es introducida en pequeños volúmenes, la cual es bombeada a alta presión a una columna rellena de fase estacionaria, donde el analito se retarda separándose por medio de interacciones químicas con la fase estacionaria mientras va atravesando la columna. Este retraso en la columna es conocido como el tiempo de retención el cual es único para cada analito. Este tiempo depende de la naturaleza del analito, de la fase estacionaria y de la composición de la fase móvil. (Herrera, 2007)

F. Definición de aguas residuales

Las aguas residuales son aquellas que resultan luego de su uso en actividades domésticas, industriales y comunitarias; las cuales por sus características ya no tienen valor o uso. Por lo que, se convierten en un residuo, es decir, no sirve para el usuario por el color oscuro que habitualmente poseen.

La composición de estas aguas es muy variada dependiendo de la fuente. Las aguas residuales resultan de la combinación de residuos sólidos y líquidos que transporta el agua proveniente de instituciones, empresas, actividades agrícolas, edificios, hogares, entre otros. También se incluyen aguas subterráneas, de precipitación o superficiales. Existen distintos tipos de aguas residuales como:

1. **Aguas residuales domésticas.** Son aquellas aguas procedentes de zonas de vivienda generadas por servicios principalmente para las necesidades humanas y las actividades domésticas.

2. **Aguas residuales industriales.** Son aquellas aguas vertidas utilizadas para efectuar actividades industriales o comerciales, Estas aguas tienen características específicas dependiendo del tipo de industria.

3. **Aguas residuales agrícolas.** Son aquellas aguas procedentes de labores agrícolas en las zonas rurales, se utilizan para riego agrícola con o sin un tratamiento previo.

G. Efluentes líquidos

Toda industria que utiliza y consume agua tendrá algún flujo de salida de aguas residuales, es decir, efluentes líquidos. La calidad de los efluentes depende del proceso industrial, las emisiones atmosféricas, los compuestos orgánicos y químicos que se utilizan. Por ejemplo, en el caso de las industrias alimenticias se encuentra alto porcentaje de materia orgánica en los efluentes; mientras que en las industrias de minería se encuentra alto porcentaje de materia inorgánica principalmente por los metales pesados.

H. Clasificación de los contaminantes de las aguas residuales

1. **Contaminantes orgánicos.** Son aquellas sustancias cuya estructura química está compuesta por carbono, hidrógeno y nitrógeno. Este tipo de contaminantes son generados por industrias alimentarias y en las áreas urbanas. Algunos de los compuestos orgánicos que se encuentran en las aguas residuales son:

a. **Aceites y grasas.** Son compuestos inmiscibles en agua que son generados por desperdicios alimentarios o restos de aceites minerales de algunos procesos.

b. **Carbohidratos.** Son los compuestos que comprenden los azúcares, almidones y fibras celulósicas que proceden de actividades humanas y desperdicios.

c. **Proteínas.** Son compuestos biodegradables generados por excretas humanas o desechos alimentarios. También son inestables y provocan mal olor

d. **Otros.** Se incluyen los detergentes, fenoles, ésteres, organoclorados, entre otros. Su procedencia depende del proceso de cada industria y la toxicidad de dichos compuestos es elevada.

2. **Contaminantes inorgánicos.** Son compuestos como las sales, los óxidos, los ácidos, los metales, los sulfuros, entre otros. Este tipo de contaminante aparece principalmente en efluentes de procesos industriales

3. Contaminantes comunes

a. **Arenas.** Consisten en partículas de tamaño apreciable y que en su mayoría son de naturaleza mineral, aunque pueden tener adherido materia orgánica. Esta materia enturbia los flujos de agua o forman precipitados hasta formar lodos.

b. **Grasas y aceites.** Sustancias lipídicas que son inmiscibles con el agua, por lo que, están suspendidas en la superficie de los cuerpos de agua provocando que con reacciones biológicas y químicas se formen natas y espuma. Estas natas y espuma afectan el tratamiento de las aguas residuales, por lo tanto, es importante eliminarlas en los procesos previos.

4. **Residuos con requerimiento de oxígeno.** Son residuos orgánicos e inorgánicos que sufren reacciones de oxidación, las cuales se llevan a cabo por su consumo de oxígeno del medio. La oxidación se puede dar por vía biológica o química.

a. **DBO.** La demanda bioquímica de oxígeno mide la cantidad de oxígeno que se consume para la degradación bioquímica de la materia orgánica mediante procesos biológicos aerobios.

b. **DQO.** La demanda química de oxígeno mide la cantidad de oxígeno que consume la materia orgánica para la oxidación en condiciones establecidas.

c. **Nitrógeno y fosforo.** Son elementos químicos que presentan por los detergentes y/o fertilizantes, estos contribuyen al deterioro de los cuerpos de agua.

I. Parámetros físicos de calidad del agua residual

1. **Color.** La coloración del agua puede ser real cuando esta se debe a las sustancias que tiene en solución, mientras que la coloración aparente es debido a las sustancias en suspensión. Los colores reales o aparentes son similares en el agua clara y aguas poco turbias.

Se puede comparar el color del agua con soluciones de referencia de platino-cobalto en tubos colorimétricos o con discos de vidrio con colores calibrados.

2. **Olor.** El olor abarca un conjunto de sensaciones que se perciben con el olfato al captar determinadas sustancias volátiles. Para su medición se realizan diluciones del agua residual hasta que no se perciba algún olor.

3. **pH.** El pH es una medición de la concentración de iones de hidrógeno para determinar la acidez y la alcalinidad de una sustancia. Para la medición se utiliza un electrodo de vidrio, el cual genera un potencial que varía linealmente con el pH de la solución en la cual está sumergido. El electrodo consta en una celda con un potencial controlado por la actividad del protón en cada lado de la membrana de vidrio.

4. Sólidos en el agua residual

a. Sólidos totales. Son los sólidos resultantes de la suma de los sólidos suspendidos totales y los sólidos disueltos totales.

b. Sólidos disueltos totales. Son los sólidos que comprenden las sales inorgánicas como: el calcio, magnesio, potasio, sodio, sulfatos, etc; y pequeñas cantidades de materia orgánica disueltas en el agua residual.

c. Sólidos en suspensión totales. Son los sólidos retenidos luego de realizar la filtración de un volumen de agua residual, a través de un papel filtro que posteriormente se seca a altas temperaturas hasta peso constante.

d. Sólidos sedimentables. Son los sólidos o partículas gruesas que se encuentran en un volumen específico de agua residual que se depositan por gravedad en un período de tiempo.

b. Turbidez. La turbidez es la medida del grado en la que el agua pierde su transparencia debido a su contenido de partículas en suspensión, es decir, mide la presencia de materias en suspensión como: arcilla, arena, tierra, materias inorgánicas, entre otros.

c. Dureza. La dureza es la suma de las concentraciones de cationes metálicos no alcalinos. Se debe a la presencia de los iones de calcio, estroncio, bario y magnesio en forma de bicarbonatos o carbonatos.

J. AGUAS RESIDUALES EN INGENIOS AZÚCAREROS

Los ingenios azucareros por lo general se encuentran localizados en zonas rurales, cercanas a dos fuentes principales de materia prima:

- Cañaverales
- Cuerpos de agua abundante

Básicamente el proceso de obtención de azúcar demanda grandes volúmenes de agua, lo cual presenta como consecuencia las descargas de agua residual del mismo orden de magnitud.

La mejor manera de cuantificar los volúmenes de agua tanto de consumo como de descarga es mediante la determinación de indicadores de volúmenes de demanda y descarga, lo que significa que se relaciona la cantidad de agua que se consume en la industria azucarera y se contrasta con la producción de azúcar que genera.

En los indicadores que se mencionan anteriormente se presentan distintos criterios sobre la relación entre el uso del agua, ya que entre industrias azucareras se pueden obtener distintos productos intermedios o subproductos, por lo cual estandarizar con un índice de consumo hídrico con producción de azúcar presenta inconvenientes.

Siendo la caña la materia prima utilizada en la producción de azúcar, se puede establecer la relación entre la demanda de agua o la descarga y la cantidad de caña que se muele, ya que, sin importar los productos y subproductos a obtener, la cantidad de caña que entra es un buen factor de comparación entre ingenios. Por otra parte, es factible obtener índices de manejo del recurso hídrico con la cantidad de jugo generado inmediatamente después del proceso de molienda. El último criterio mencionado presenta cierto tipo de inconveniente ya que el jugo mezclado contiene una determinada cantidad de agua (de imbibición) que se añade al jugo de caña. Este volumen de agua no tiene un valor fijo, variando entre ingenios, por lo que la validez de un indicador relacionado con la cantidad de jugo mezclado, puede presentar variaciones considerables.

1. **Uso de agua por procesos.** Para poder establecer puntos de mejora en los procesos de fabricación de azúcar y reducir consumos hídricos, debe de conocerse con detalle los procesos donde se requiere agua y de qué manera se utiliza.

Con base en lo mencionado anteriormente se describe a continuación el uso del recurso hídrico:

El uso del agua dentro de un ingenio azucarero comienza en la operación de lavado de caña, donde el consumo depende del grado de mecanización ejercido durante la cosecha, ya que la caña llega con mayor contenido de tierra, rocas y contaminantes cuando se realiza de forma mecánica.

Luego el agua es utilizada para lavar el bagazo que sale de los molinos, añadiéndose al guarapo.

Durante el proceso de clarificación del guarapo, a este se le añaden pequeñas cantidades de agua cuando se adiciona la cal, la cual neutraliza ácidos y precipita pectinas. El líquido clarificado se envía a evaporadores y posteriormente a cristalizadores en donde se realiza una evaporación contralada por vacío. El vacío se obtiene durante la condensación de vapor en la cabeza de columnas barométricas que son accionadas por agua de enfriamiento.

Gran parte de la demanda que ejerce un ingenio es destinada al agua de enfriamiento de las columnas barométricas.

El lodo que se deposita en los clarificadores pasa por filtros de operación continua, de los cuales el residuo sólido es llamado cachaza y el filtrado que contiene un porcentaje de sacarosa, se añade a la solución que alimenta los evaporadores.

En general las principales fuentes de agua residual en los ingenios azucareros se definen a continuación:

- Lavado de caña: este proceso constituye la mayor fuente de contaminación dentro de un ingenio, la cual puede ser disminuida considerablemente en la cosecha. Generalmente, el agua de lavado de caña contiene alta concentración de sólidos suspendidos, de los cuales un porcentaje se encuentra en forma coloidal y finamente divididos. Por otro lado, las agua de los molinos y filtros son incorporadas a la solución industrial y no son desechadas.
- Agua de condensación de columnas barométricas: este proceso es considerado después del agua de lavado de caña, la mayor fuente de contaminación orgánica debido al arrastre de azúcar dentro del evaporador. Las características de los condensados son muy variantes, pero por lo general los contenidos orgánicos pueden producir un DBO entre 300-600 mg/L.
- Lavado de gases de combustión: dentro de las calderas después de la combustión del bagazo se generan gases contaminantes, por lo cual debe de utilizarse un sistema de lavado de gases. El agua cae desde unos aspersores en la parte superior de una chimenea donde los gases van subiendo y se ponen en contacto con el agua (sistema a contracorriente). Esta agua contiene principalmente arena, hollín, ceniza y combustible no quemado.
- Limpieza de equipos: durante el periodo de operación de los ingenios, aproximadamente cada dos o tres semanas se efectúan limpiezas de superficies de equipos para eliminar impurezas. Sin embargo, este consumo es insignificante a comparación de otros consumos hídricos dentro del ingenio.
- Lavado de cenizas en calderas: restos de combustible (bagazo) y cenizas que no son arrastrados por los gases de combustión, son depositados en ceniceros de las calderas. Estos sólidos son lavados continuamente con agua la cual va directo a la planta de tratamiento de aguas residuales.

En resumen, las aguas residuales de los ingenios azucareros contienen lo siguiente:

- Sacarosa
- Sólidos suspendidos (tierra)
- Ceniza
- Hollín
- Residuos de caña
- Restos de bagazo
- Arena
- Otros contaminantes

K. REGULACIÓN DEL RECURSO HÍDRICO EN GUATEMALA

La regulación para el consumo y desecho de los recursos hídricos de Guatemala está dada por el Acuerdo Gubernativo No. 236-2006 del 5 de mayo de 2006, “REGLAMENTO DE LAS DESCARGAS Y REUSO DE AGUAS RESIDUALES Y DE LA DISPOSICIÓN DE LODOS”.

El objeto de este reglamento es establecer los criterios y requisitos que deben cumplirse para la descarga y reuso de aguas residuales, así como para la disposición de lodos. Con el fin de proteger los cuerpos receptores de agua de los impactos provenientes de la actividad humana, recuperar los cuerpos receptores de agua en proceso de eutrofización y promover el desarrollo del recurso hídrico con visión de gestión integrada.

Este reglamento aplica a:

- Los entes generadores de aguas residuales
- Las personas que descarguen sus aguas residuales de tipo especial al alcantarillado público
- Las personas que produzcan aguas residuales para reuso
- Las personas que reusen parcial o totalmente aguas residuales
- Las personas responsables del manejo, tratamiento y disposición final de lodos

El reglamento indica que la persona individual o jurídica, pública o privada, responsable de generar o administrar aguas residuales de tipo especial, ordinario o mezcla de ambas, que viertan en un cuerpo receptor o al alcantarillado público, o que se utilicen para reuso, deberá realizar la caracterización del afluente, así como del efluente de aguas residuales e incluir los resultados en su estudio técnico.

Los parámetros de medición para determinar las características de las aguas residuales son los siguientes: a) Temperatura, b) Potencial de hidrógeno, c) Grasas y aceites, d) Materia flotante, e) Sólidos suspendidos totales, f) Demanda bioquímica de oxígeno a los cinco días a veinte grados Celsius, g) Demanda química de oxígeno, h) Nitrógeno total, i) Fósforo total, j) Arsénico, k) Cadmio, l) Cianuro total, m) Cobre, n) Cromo hexavalente, o) Mercurio, p) Níquel, q) Plomo, r) Zinc, s) Color y t) Coliformes fecales.

Mientras que los parámetros para evaluación de los lodos obtenidos en una planta de tratamiento de aguas residuales son: concentración de Arsénico, Cadmio, Cromo, Mercurio, y Plomo. Y estos deben estar por debajo de 50, 50, 1500, 25 y 500 miligramos por kilogramo de materia seca a 104 grados Celsius respectivamente.

Para el Ingenio Tzulá S.A. el caso que aplica es el de la descarga de sus efluentes en el cuerpo receptor más cercano (Río Sis) y ahora que ha implementado la planta de tratamiento el reuso de los

mismos, adicionando agua de pozo para reposición de pérdidas por evaporación y otros. Por lo cual los límites permisibles para los parámetros de evaluación de su afluente/efluente son:

Cuadro 7. Límites máximos permisibles de descargas de aguas residuales a cuerpos receptores de (Acuerdo 236-2006: Reglamento de descargas y reuso de aguas residuales y lodos de Guatemala)

| Parámetros | Dimensionales | Valores iniciales | Fecha máxima de cumplimiento | | | |
|------------------------|--|-------------------|------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------------|
| | | | Dos de mayo de dos mil once | Dos de mayo de dos mil quince | Dos de mayo de dos mil veinte | Dos de mayo de dos mil veinticuatro |
| | | | Etapa | | | |
| | | | Uno | Dos | Tres | Cuatro |
| Temperatura | Grados Celsius | TCR +/- 7 | TCR +/- 7 | TCR +/- 7 | TCR +/- 7 | TCR +/- 7 |
| Grasas y aceites | Miligramos por litro | 1500 | 100 | 50 | 25 | 10 |
| Materia flotante | Ausencia/presencia | Presente | Ausente | Ausente | Ausente | Ausente |
| Sólidos suspendidos | Miligramos por litro | 3500 | 600 | 400 | 150 | 100 |
| Nitrógeno total | Miligramos por litro | 1400 | 100 | 50 | 25 | 20 |
| Fósforo total | Miligramos por litro | 700 | 75 | 30 | 15 | 10 |
| Potencial de hidrógeno | Unidades de potencial de hidrógeno | 6 a 9 | 6 a 9 | 6 a 9 | 6 a 9 | 6 a 9 |
| Coliformes fecales | Número más probable en cien mililitros | $< 1 \times 10^6$ | $< 1 \times 10^5$ | $< 1 \times 10^5$ | $< 1 \times 10^4$ | $< 1 \times 10^4$ |
| Arsénico | Miligramos por litro | 1 | 0.5 | 0.1 | 0.1 | 0.1 |
| Cadmio | Miligramos por litro | 1 | 0.4 | 0.1 | 0.1 | 0.1 |
| Cianuro total | Miligramos por litro | 6 | 3 | 1 | 1 | 1 |
| Cobre | Miligramos por litro | 4 | 4 | 3 | 3 | 3 |
| Cromo hexavalente | Miligramos por litro | 1 | 0.5 | 0.1 | 0.1 | 0.1 |
| Mercurio | Miligramos por litro | 0.1 | 0.1 | 0.02 | 0.02 | 0.01 |
| Níquel | Miligramos por litro | 6 | 4 | 2 | 2 | 2 |
| Plomo | Miligramos por litro | 4 | 1 | 0.4 | 0.4 | 0.4 |
| Zinc | Miligramos por litro | 10 | 10 | 10 | 10 | 10 |
| Color | Unidades platino cobalto | 1500 | 1300 | 1000 | 750 | 500 |

TCR = temperatura del cuerpo receptor, en grados Celsius.

L. ANÁLISIS DEL AGUA

Para poder determinar si el agua es peligrosa para la salud, se debe determinar sus características físicas y químicas, utilizando análisis de laboratorio físico-químicos y microbiológicos llamados en conjunto Caracterización de aguas. Los análisis físicos permiten determinar color, sólidos, olor, densidad, temperatura, entre otras características. Y los más comunes son la sólidos, turbidez, temperatura, color y Olor (Romero, 2009).

Los análisis químicos permiten determinar la concentración de compuestos que se encuentran disueltos en el agua, que de forma física no se pueden observar o percibir. Siendo los ejemplos más claros, las sales que dan dureza al agua, metales pesados y otros iones provenientes de otros compuestos que se

encuentran en la naturaleza o en los procesos. Los más comunes son las de conductividad, acidez o alcalinidad total, dureza, oxígeno y grasas y aceites (Romero, 2009).

1. **Constituyentes de las aguas residuales:** Los constituyentes encontrados en las aguas residuales pueden ser clasificados como físicos, químicos y biológicos. En la Cuadro 8 se pueden observar las características de las aguas residuales específicas a analizar, de estos constituyentes, los sólidos suspendidos, los sólidos orgánicos biodegradables y los organismos patógenos son de mayor importancia porque de acuerdo a ellos la mayoría de las instalaciones de manejo de aguas residuales son diseñadas para su remoción. Aunque los otros constituyentes sean también de interés, la necesidad de su remoción debe ser estudiada caso por caso (Crites, 2000) (Orozco Jaramillo, 2005)

Cuadro 8. Constituyentes comunes encontrados en las aguas residuales

| Característica/Constituyente | Usos significados del resultado |
|---------------------------------------|--|
| Características físicas | |
| Sólidos totales | Determinar la clase de proceso u operación más apropiada para su tratamiento. |
| Sólidos volátiles totales | |
| Sólidos fijos totales | |
| Sólidos suspendidos totales | |
| Sólidos suspendidos volátiles | |
| Sólidos suspendidos fijos | |
| Sólidos disueltos totales | Estimar la reutilización potencial del agua residual. |
| Sólidos disueltos volátiles | |
| Sólidos disueltos fijos totales | |
| Sólidos sedimentables | Determinar aquellos sólidos que se sedimentan por gravedad en un tiempo específico. |
| Distribución de partículas por tamaño | Evaluar el desempeño de los procesos de tratamiento. |
| Turbiedad | Evaluar la calidad del agua residual tratada. |
| Color | Estimar la condición del agua residual (fresca o séptica). |
| Transmitancia | Estimar si el efluente tratado es apropiado para desinfección con radiación UV. |
| Olor | Determinar si el olor puede ser un problema. |
| Temperatura | Importante en el diseño y operación de instalaciones de tratamiento con procesos biológicos. |
| Densidad | Importante para el diseño y operación de las instalaciones de tratamiento. |
| Conductividad | Estimar si el efluente tratado es apto para su uso agrícola. |
| Características químicas inorgánicas | |

(Crites, 2000)

Continuación Cuadro 8.

| Característica/Constituyente | Usos significados del resultado |
|---|--|
| Amonio libre | Usado como medida de nutrientes y para determinación de grado de descomposición del agua residual. Las formas oxidadas pueden tomarse como una medida del grado de oxidación. Usado como medida de nutrientes. |
| Nitrógeno orgánico | |
| Nitrógeno total | |
| Nitritos | |
| Nitratos | |
| Fósforo inorgánico | |
| Fósforo total | |
| Fósforo orgánico | |
| pH | Medida de la acidez o basicidad de una solución acuosa. |
| Alcalinidad | Medida de la capacidad amortiguadora del agua residual. |
| Cloruros | Evaluar la posibilidad de ser empleada en el uso agrícola. |
| Sulfatos | Estimar la formación potencial de olores y de tratamiento apropiado de lodos residuales. |
| Metales | Estimar la posibilidad de reutilizar el agua residual y los posibles efectos tóxicos en el tratamiento. Las cantidades de metales son importantes en el tratamiento biológico. |
| Compuestos y elementos inorgánicos específicos | Evaluar la presencia o ausencia de un constituyente específico. |
| Gases | Presencia o ausencia de un gas específico |
| Características químicas orgánicas | |
| Demanda bioquímica carbonácea de oxígeno a cinco días | Medida de la cantidad de oxígeno requerido para estabilizar biológicamente un residuo. |
| Demanda bioquímica carbonácea de oxígeno última | Medida de la cantidad de oxígeno requerido para estabilizar biológicamente un residuo. |
| Demanda de oxígeno nitrogenácea | Medida de la cantidad de oxígeno requerido para oxidar biológicamente el nitrógeno amoniacal de un agua residual a nitratos. |
| Demanda química de oxígeno | Usada con frecuencia como sustituto de la prueba DBO. |
| Carbono orgánico total | Usado con frecuencia como sustituto de la prueba DBO. |
| Compuestos y clases de compuestos orgánicos específicos | Determinar la presencia de compuestos orgánicos específicos y estimar la necesidad de medidas especiales en el diseño de su remoción. |
| Características biológicas | |

(Crites, 2000)

Continuación Cuadro 8.

| | |
|------------------------------|--|
| Característica/Constituyente | Usos significados del resultado |
| Organismos coliformes | Estimar la presencia de bacterias patógenas y la eficiencia del proceso de desinfección. |
| Microorganismos específicos | Estimar la presencia de organismos específicos en conexión con la operación de la planta de tratamiento y la reutilización del agua. |
| Toxicidad | Unidad tóxica aguda, unidad tóxica crónica |

(Crites, 2000)

Cuadro 9. Principales constituyentes de interés en el tratamiento de aguas residuales

| Constituyentes | Razones de interés |
|--------------------------------------|---|
| Sólidos suspendidos totales | Formación de depósitos de lodos y condiciones anaerobias. |
| Compuestos orgánicos biodegradables | Agotamiento del oxígeno en fuentes naturales y desarrollo de condiciones sépticas. |
| Constituyentes inorgánicas disueltos | Constituyentes inorgánicos adicionados por el uso. Aplicaciones en el reciclaje y en la reutilización de aguas residuales. |
| Metales pesados | Constituyentes metálicos adicionados por el uso. Muchos metales se clasifican como polutantes de prioridad. |
| Nutrientes | Crecimiento excesivo de la vida acuática indeseable, eutroficación, concentración de nitratos en agua para consumo. |
| Patógenos | Transmisión de enfermedades. |
| Polutantes orgánicos prioritarios | Sospechosos de ser carcinogénicos, mutagénicos, teratogénicos o de toxicidad agua alta. Muchos polutantes prioritarios son resistentes a los métodos de tratamiento convencionales. |

(Crites, 2000)

2. **Muestreo.** Los programas de muestreo se emprenden por una serie de razones con el fin de obtener los siguientes propósitos: (Crites, 2000).

- Datos operaciones de rutina sobre el desempeño general de la planta
- Datos que pueden usarse para documentar el desempeño de un determinado proceso u operación
- Datos que pueden usarse para implementar programas nuevos propuestos
- Datos innecesarios para reportar cumplimiento de las normas

Para alcanzar las metas del programa de muestreo, los datos recolectados deben ser: (Crites, 2000).

- Representativos: Los datos deben representar el agua residual o el ambiente muestreado
- Reproducibles: Los datos obtenidos deben poder ser reproducidos por otros siguiendo el mismo muestreo y protocolos analíticos.
- Sustentados: La documentación debe estar disponible para validar el plan de muestreo. Los datos deben tener un grado conocido de exactitud y precisión.
- Útiles: Los datos deben poder usarse para encontrar los objetivos del plan de monitoreo.

Dado que los datos del análisis de las muestras servirán finalmente como base para la implementación de programas e instalaciones de manejo de aguas residuales, las técnicas usadas en un programa de muestreo deben servir para obtener muestras representativas. No existen procedimientos universales para el muestreo; los programas de muestreo deben adaptarse para cada situación en particular (Crites, 2000).

Para hacer un programa de muestreo, se debe establecer un protocolo detallado del mismo en conjunto con un plan de garantía de la calidad. Este plan debe contener los puntos y detalles específicos sobre el tema de muestreo: (Crites, 2000).

- Plan de muestreo: Número de puntos de muestreo, número y clase de muestras, intervalo de tiempo entre la toma de muestras.
- Clase de tamaño de muestra: Toma de muestras, muestras compuestas o muestras integradas, tamaño de muestra.
- Rotulado y cuidado de la muestra: Identificación de cada muestra con rótulos, sellamiento, registro en el libro de campo, registro de cuidado en el transporte, solicitud de análisis, entrega de la muestra en el laboratorio, recepción de la muestra y orden del análisis de la muestra.
- Métodos de muestreo: Técnicas y equipos específicos usados en el muestreo (ejemplo: manual o automático).
- Almacenamiento y preservación de la muestra: Especificación de clases de recipientes, métodos de preservación, tiempo máximo permitido para almacenamiento.
- Constituyentes de la muestra: Lista de parámetros a ser medidos.
- Métodos analíticos: Lista de los métodos y procedimientos a ser usados en el campo y en el laboratorio y los límites de detección de los diferentes métodos individuales.

(Crites, 2000)

Si la integridad física, química y biológica de las muestras no se mantiene dentro del intervalo de tiempo comprendido entre la recolección de la muestra y sus análisis, un programa de muestreo cuidadosamente ejecutado puede ser inservible. Y cuando las condiciones analíticas y de prueba

determinan un retraso entre la toma de la muestra y el análisis, cómo es el caso de recolección de muestras compuestas de 24 horas, se deben establecer medidas para la preservación de las muestras (Crites, 2000).

M. PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

El grado de tratamiento requerido para un agua residual depende principalmente de los límites de vertido para el efluente. A continuación, se presenta un cuadro donde se muestra la clasificación de los procesos de tratamiento de aguas residuales. (Ramalho, 1990)

Cuadro 10. Clasificación tratamiento de aguas residuales

| Clasificación de tratamientos de aguas residuales | | |
|--|-------------------------------|------------------------------|
| Tratamiento primario | Tratamiento secundario | Tratamiento terciario |
| Cribado | Lodos activos | Microtamizado |
| Sedimentación | Aireación | Filtración |
| Floculación | Estabilización por contacto | Precipitación y coagulación |
| Separación de aceites | Lagunaje con aireación | Adsorción |
| Homogenización | Filtros biológicos | Intercambio iónico |
| Neutralización | Tratamientos anaerobios | Osmosis inversa |
| - | - | Cloración y ozonización |

La selección del proceso de tratamiento adecuado es dependiente de un número de factores, en los cuales se incluye: (Ramalho, 1990)

- Características del agua residual: sólidos disueltos, sólidos en suspensión, DBO, pH, toxicidad, temperatura, entre otros.
- Calidad del efluente de salida requerido por el proceso
- Costos y disponibilidad de terrenos
- Consideración de futuras ampliaciones o límites de calidad de vertido más estrictos, que incluyan diseños más complejos en el futuro
- Costos locales del agua

En base a las características del agua residual y los factores antes mencionados, se selecciona el tipo de tratamiento, los cuales se explican a continuación: (Ramalho, 1990)

1. **Tratamiento primario.** El principal objetivo de este tratamiento implica la reducción de sólidos en suspensión o acondicionamiento de las aguas residuales en los receptores o su acondicionamiento para un tratamiento secundario. (Ramalho, 1990)

a. **Cribado.** Este proceso se utiliza para la reducción de sólidos en suspensión de distintos tamaños. El diámetro o apertura de las rejillas depende del tipo de sólidos y su tamaño. La limpieza de las rejillas puede realizarse de forma manual o mecánica. (Ramalho, 1990)

Los sólidos recogidos pueden clasificarse en finos y gruesos. Las rejillas utilizadas en los finos tienen aberturas de 5mm aproximadamente mientras que las de gruesos tienen tamaños de alrededor de 8-9 cm. Las rejillas son principalmente fabricadas con acero y su principal función es eliminar entre un 5 a un 25% de los sólidos totales en suspensión. (Ramalho, 1990)

b. **Sedimentación.** Este tipo de tratamiento también es utilizado para separar partículas en suspensión de las aguas residuales. La eliminación de los sólidos por sedimentación se basa en la diferencia de peso específico entre las partículas sólidas y el líquido donde se encuentran. (Ramalho, 1990)

La sedimentación puede producirse en una o varias etapas, o ubicarse en varios puntos del tratamiento. El proceso se da en sedimentadores donde el agua se va acumulando y tiene un tiempo de residencia específico en el tanque para que las partículas caigan al fondo. El agua sale por la parte superior del sedimentador por rebalse. (Ramalho, 1990)

En la sedimentación se agregan floculantes para que los sólidos suspendidos formen floculos y tarden menor cantidad de tiempo en caer al fondo. (Ramalho, 1990)

c. **Neutralización.** Los tratamientos de neutralización son utilizados en los siguientes casos:

Antes de la descarga de las aguas a un medio receptor. Esto se justifica ya que la vida acuática es muy susceptible a variaciones de pH fuera de un intervalo cercano a $\text{pH} = 7$.

Antes de la descarga de aguas residuales a drenajes municipales. Se debe seguir la especificación por la normativa.

Antes de un tratamiento ya sea químico o biológico. Para tratamientos biológicos el pH debe de mantenerse entre 6.5-8.5 para tener buena actividad de organismos. (Ramalho, 1990)

Los principales métodos para neutralizar son por: (1) homogenización: donde se mezclan dos corrientes donde algunas son ácidas y otras básicas, (2) métodos de control directo, donde se adicionan ácidos o bases para neutralizar. (Ramalho, 1990)

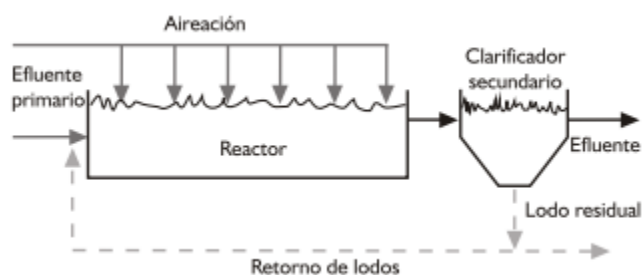
2. **Tratamiento secundario.** Este tipo de tratamiento tiene como objetivo principal eliminar la materia orgánica disuelta en las aguas residuales. Para esto se emplean microorganismos cuya labor es degradar la materia orgánica disuelta y transformarla en otros microorganismos y en compuestos

más sencillos como CO_2 , CH_4 , NH_3 , entre otros. Los tratamientos biológicos pueden ser tanto anaerobios como aerobios. (Ramalho, 1990)

Los principales procesos en un tratamiento secundario se pueden mencionar lodos activados, reactores de lecho fijo, sistemas de lagunaje y aireación.

a. Lodos activados. Una planta de lodos activados se presenta como un proceso de mezcla completa, donde el ambiente aerobio del reactor es conseguido utilizando aireadores mecánicos que se ubican en la superficie del sistema. Al cabo de un periodo de tiempo establecido, la mezcla de nuevas células con las células iniciales se conduce hasta un tanque de sedimentación para ser separados por decantación del agua residual ya tratada. Un porcentaje de las células sedimentadas se recirculan en el reactor, y la otra parte se purga del sistema. Este tipo de proceso es eficiente ya que contiene una gran cantidad de microorganismos capaces de eliminar materia orgánica, nutrientes y patógenos. A continuación, se muestra un esquema general de una planta de lodos activados. (Varila, 2008)

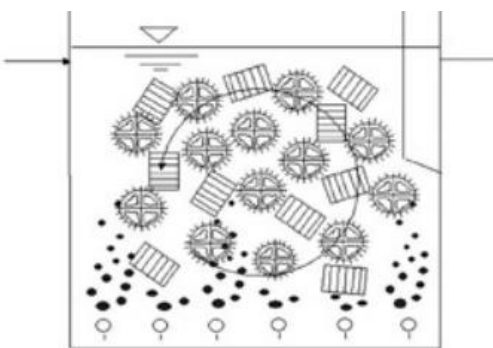
Figura 9. Sistema de lodos activados



(Varila, 2008)

b. Reactores de lecho fijo. el principio básico de este tipo de sistemas es el crecimiento de biomasa en soportes plásticos que se movilizan por el reactor biológico por medio de agitación la cual es generada por sistemas de aireación (reactores aerobios) o por sistemas mecánicos (reactores anaerobios). (Zalakain, 2011)

Figura 10. Reactores lecho fijo con empaques



(Zalakain, 2011)

Inicialmente este era un proceso muy utilizado, sin embargo, se han detectado muchas complicaciones operacionales como el atascamiento del lecho debido al excesivo crecimiento de biomasa, lo que obliga a recurrir a limpiezas periódicas. Este tipo de inconvenientes han llevado a la necesidad de utilizar procesos de biofilm, donde esta película se forma en las paredes del relleno, se caracteriza por su mayor efectividad y la reducción de la limpieza. De igual forma los soportes plásticos tienen elevada superficie por unidad de volumen, lo que lleva a que los reactores de lecho móvil tengan un volumen menor que los reactores de lodos activados. (Zalakain, 2011)

En síntesis, el principio básico del lecho móvil es el crecimiento de biomasa en soportes plásticos que se movilizan por todo el reactor utilizando agitación ya sea por medios de aireación o de forma mecánica. (Zalakain, 2011)

3. **Tratamiento terciario.** El tratamiento terciario es utilizado para separar la materia residual de los efluentes que provienen de procesos biológicos. Con el fin de prevenir la contaminación de los cuerpos de agua receptores o para que el agua sea adecuada para el reúso. Este tipo de tratamiento presenta un alto costo de inversión. (Ramalho, 1990)

a. **Filtración.** Este sistema de tratamiento se basa en pasar el agua a través de un medio poroso para eliminar materia en suspensión. En este tipo de proceso actualmente existen tecnologías de membrana que ofrecen la disponibilidad de clarificación y desinfección. Pueden utilizarse membranas porosas, no porosas o densas y membranas de intercambio iónico. Pueden eliminar partículas hasta $0.1\mu\text{m}$. (Ramalho, 1990)

b. **Ultrafiltración.** Es un sistema de separación que utiliza la presión como la fuerza impulsora. Este proceso se da por el cribado a través de los poros de la membrana y puede separar partículas desde 0.001 hasta $0.1\mu\text{m}$. (Ramalho, 1990)

c. **Ósmosis inversa.** En este proceso se aplica una solución salina a presión superior que su presión osmótica con el fin de forzar que el agua pasa a través de membranas semipermeables, separando las sales que contiene. (Ramalho, 1990)

N. CÁLCULOS ESTADÍSTICOS

Para la determinación del número de muestras se utilizó una estimación por intervalo de la proporción poblacional. Debido a que no se tenía un estudio previo para la determinación de la proporción poblacional se utilizó el valor de $p^*=0.5$ ya que este es el valor que dará el mayor tamaño de muestras que se

recomienda y se garantiza que el tamaño de la muestra será suficiente para obtener el margen de error deseado.

Ecuación 6:

$$n = \frac{(Z_{\alpha/2})^2 p^* (1 - p^*)}{E^2}$$

Donde,

E: margen de error

$Z_{\alpha/2}$: valor de z que deja un área de $\alpha/2$ en la cola superior de la distribución normal estándar

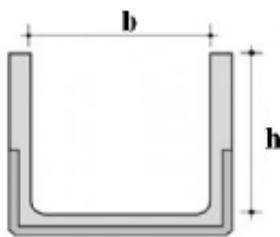
p^* : proporción poblacional

Se utilizó un valor de z con un 95% de confianza y un margen de error de 0.1 para obtener un total de 100 muestras.

O. DISEÑO DE REJILLA

Para el diseño de las rejillas es necesario conocer las dimensiones del canal en donde se instalará.

1. Sección del canal



(Metcalf and Eddy, 1996)

Donde,

b: Ancho del canal, m

h: Altura del canal, m

2. Área del canal

Ecuación 7:

$$A = b * h$$

Donde,

A: Área del canal, m²

b: Base del canal, m

h: Altura del canal, m

3. Radio hidráulico

Ecuación 8:

$$Rh = \frac{b * h}{b + (2h)}$$

Donde,

Rh: Radio hidráulico, m

b: base del canal, m

h: altura del canal, m

4. Área neta de la rejilla

Ecuación 9:

$$An = \frac{Q}{C * V}$$

Donde,

An: Área neta de la rejilla, m²

Q: Caudal de diseño, m³/s

C: Porcentaje de atascamiento máximo

V: Velocidad entre barrotes, m/s

5. Ancho de la rejilla

Ecuación 10:

$$B = \frac{An * (a + t)}{a * Lr}$$

Donde,

B: Ancho de la rejilla, m

An: Área neta de la rejilla, m²

a: Separación entre barrotes, m

t: Diámetro de los barrotes, m

Lr: Longitud de la rejilla, m

6. Número de orificios

Ecuación 11:

$$N = \frac{An}{a * B}$$

Donde,

N: Número de orificios

An: Área neta de la rejilla, m²

a: Separación entre barrotes, m

B: Ancho de la rejilla, m

7. Verificación del área neta de la rejilla

Ecuación 12:

$$A_n = a * B * N$$

Donde,

An: Área neta de la rejilla, m²

a: Separación entre barrotes, m

B: Ancho de la rejilla, m

N: Número de orificios

8. Verificación de la velocidad del flujo

Ecuación 13:

$$V = \frac{Q}{c * A_n}$$

Donde,

V: Velocidad del flujo, m/s

Q: Caudal, m³/s

c: Porcentaje de atascamiento máximo

An: Área neta de la rejilla, m²

9. Corrección del ancho de la rejilla

Ecuación 14:

$$B = \frac{A_n * (a + t)}{a * L_r}$$

Donde,

B: Ancho de la rejilla, m

An: Área neta de la rejilla, m²

a: Separación entre barrotes, m

t: Diámetro de los barrotes, m

Lr: Longitud de la rejilla, m

10. Coeficiente de pérdida de cabeza hidráulica

Ecuación 15:

$$K = \beta \left(\frac{t}{a} \right)^{4/3} * \text{sen}\theta$$

Donde,

K: Coeficiente de pérdida de cabeza hidráulica

B: Factor de forma de los barrotes

t: Diámetro de los barrotes, m

a: Separación entre barrotes, m

θ : Ángulo de inclinación

11. Pérdida de cabeza hidráulica a través de la rejilla

Ecuación 16:

$$H = \frac{KV^2}{2 * g}$$

Donde,

H: pérdida de cabeza hidráulica, m

K: coeficiente de pérdida de cabeza hidráulica

V: velocidad del flujo, m/s

g: fuerza gravitacional, m/s²

P. DISEÑO DE DESARENADOR

Para el diseño del desarenador es necesario conocer las dimensiones del canal de entrada a cada cámara de sedimentación.

1. Altura del canal

Utilizando la ecuación de Manning

Ecuación 17:

$$\frac{Qn}{S^{\frac{1}{2}}} = AR_h^{\frac{2}{3}}$$

Donde,

Q: caudal de diseño, m³/s

S: pendiente del canal

A: área del canal, m²

R_h: radio hidráulico, m

Se sustituye el área y el radio hidráulico en la ecuación de Manning por sus fórmulas desarrolladas.

2. Radio hidráulico

Ecuación 18:

$$R_h = \frac{b * h}{(b + 2h)}$$

Donde,

Rh: radio hidráulico, m

b: ancho del canal, m

h: altura del canal, m

3. Área

Ecuación 19:

$$A = b * h$$

Donde,

b: ancho del canal, m

h: altura del canal, m

Por lo tanto, se obtiene la siguiente expresión de la ecuación de Manning

Ecuación 20:

$$\frac{Q * n}{S^{\frac{1}{2}}} = (b * h) * \left(\frac{b * h}{b + 2h} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Donde,

Q: caudal de diseño, m³/s

n: coeficiente de Manning

S: pendiente del canal

b: ancho del canal, m

h: altura del canal, m

Empleando el criterio de sección rectangular óptima se tiene que b=2h, por lo tanto, la ecuación de Manning se expresa de la siguiente manera:

Ecuación 21:

$$\frac{Q * n}{S^{\frac{1}{2}}} = (2h^2) * \left(\frac{2h^2}{4h} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Simplificando,

Ecuación 22:

$$\frac{Q * n}{S^{\frac{1}{2}}} = \frac{(2h^2)^{\frac{5}{3}}}{(4h)^{\frac{2}{3}}}$$

Despejando la altura de la ecuación

Ecuación 23:

$$h = 0.917 \left(\frac{Q * n}{S^{\frac{1}{2}}} \right)^{\frac{3}{8}}$$

4. Ancho del canal

Ecuación 24:

$$b = 2 * h$$

Donde,

b: ancho del canal, m

h: altura del canal, m

5. Área transversal del canal

Ecuación 25:

$$A = b * h$$

Donde,

b: ancho del canal, m

h: altura del canal, m

A: área del canal, m²

6. Velocidad del flujo

Ecuación 26:

$$V = \frac{Q}{A}$$

Donde,

V: velocidad del flujo, m/s

Q: Caudal de diseño, m³/s

A: área del canal, m²

7. Número de Froud

Ecuación 27:

$$N = \frac{V}{g * h}$$

Donde,

N: Número de Froud

g: Fuerza gravitacional, m/s²

h: altura del canal, m

8. Velocidad de arrastre del flujo

Ecuación 28:

$$Vd = 125[(\rho_s - \rho) * d]^{\frac{1}{2}}$$

Donde,

Vd: Velocidad de arrastre del flujo, m/s

ρ_s : Densidad relativa de la partícula, kg/m³

ρ : Densidad relativa del agua, kg/m³

d: Diámetro de partícula, m

9. Relaciones de las dimensiones de la cámara de sedimentación

Ecuación 29:

$$\frac{L}{A} = \frac{4}{1}$$

Ecuación 30:

$$\frac{L}{H} = \frac{6}{1}$$

Donde,

B: ancho de la cámara de sedimentación, m

H: altura de la cámara de sedimentación, m

L: largo de la cámara de sedimentación, m

10. Área transversal de la cámara de sedimentación

Ecuación 31:

$$A_T = B * H$$

Donde,

A_T : área transversal de la cámara de sedimentación, m²

B: ancho de la cámara de sedimentación, m

H: altura de la cámara de sedimentación, m

11. Verificación de la velocidad de flujo

Ecuación 32:

$$V = \frac{Q}{A_T}$$

Donde,

V: velocidad de flujo, m/s

A_T : área transversal de la cámara de sedimentación, m²

Q: caudal de diseño, m³/s

12. Radio hidráulico de la cámara de sedimentación

Ecuación 33:

$$Rh = \frac{B * H}{(B + 2H)}$$

Donde,

Rh: radio hidráulico de la cámara de sedimentación, m

B: ancho de la cámara de sedimentación, m

H: altura de la cámara de sedimentación, m

13. Número de Reynolds del flujo

Ecuación 34:

$$Re = \frac{V * Rh}{\eta}$$

Donde,

Re: número de Reynolds

V: velocidad de flujo, m/s

Rh: radio hidráulico de la cámara de sedimentación, m

η : viscosidad cinemática del fluido, m²/s

14. Coeficiente de arrastre

El coeficiente de arrastre C_D no es constante. Este varía con el número de Reynolds y la forma de partícula. También varía con el área de resistencia efectiva por unidad de volumen y de forma de la partícula.

Ecuación 35:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{\frac{1}{2}}} + 0.34$$

Donde,

C_D : coeficiente de arrastre

Re: número de Reynolds

15. Velocidad de sedimentación

Ecuación 36:

$$Vs = \sqrt{\frac{4g}{3C_D} (\rho_s - \rho) * d}$$

Donde,

Vs: velocidad de sedimentación, m/s

C_D : coeficiente de arrastre

ρ_s : densidad de la partícula, kg/m^3

ρ : densidad del fluido, kg/m^3

d : diámetro de partícula, m

16. Verificación de número de Reynolds de la partícula.

Ecuación 37:

$$\text{Re}_p = \frac{V_s * d}{\eta}$$

Donde,

Re_p : Número de Reynolds de la partícula

d : diámetro de partícula, m

V_s : Velocidad de sedimentación, m/s

η : Viscosidad cinemática del fluido, m^2/s

17. Tiempo de retención

El tiempo que demora la partícula en caer desde la superficie al fondo de la cámara de sedimentación.

Ecuación 38:

$$T_s = \frac{H}{V_s}$$

Donde,

T_s : tiempo de retención, s

H : altura útil de la cámara de sedimentación, m

V_s : velocidad de sedimentación, m/s

18. Tiempo que demora la partícula en recorrer la longitud de la cámara de sedimentación

Ecuación 39:

$$T_h = \frac{B * H * L}{Q}$$

Donde,

T_h : tiempo que demora la partícula en recorrer la longitud de la cámara de sedimentación, s

B : ancho de la cámara de sedimentación, m

H : altura de la cámara de sedimentación, m

L : largo de la cámara de sedimentación, m

19. Longitud de transición de entrada

Ecuación 40:

$$L_T = \frac{B - b}{2 * \tan(12.5^\circ)}$$

Donde,

B: ancho de la cámara de sedimentación, m

b: ancho del canal de entrada de la cámara de sedimentación, m

Q. DISEÑO DE TANQUE HOMOGENEIZADOR

1. Área del tanque homogeneizador

Ecuación 41:

$$A = \frac{Q}{C_s}$$

Donde,

A: área del tanque homogeneizador, m²

Q: caudal, m³/s

C_s: carga superficial, m³/m²s

2. Diámetro del tanque homogeneizador

Ecuación 42:

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} A}$$

Donde,

A: área del tanque homogeneizador, m²

D: diámetro del tanque homogeneizador, m

3. Radio del tanque homogeneizador

Ecuación 43:

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}}$$

Donde,

r: radio del tanque homogeneizador, m

A: área del tanque homogeneizador, m²

4. Volumen del tanque homogeneizador

Ecuación 44:

$$V = Q * t_r$$

Donde,

V: Volumen del tanque

Q: Caudal de diseño

t_r : Tiempo de retención

Se agrega un coeficiente de seguridad de 20%

Ecuación 45:

$$V = \text{Volumen} * 1.20$$

5. Altura del tanque

Ecuación 46:

$$At = \frac{4 * V}{\pi * D^2}$$

Donde,

At: Altura del tanque, m

V: Volumen del tanque, m^3

D: Diámetro del tanque, m

6. Número de deflectores

Se propone utilizar 4 deflectores dispuestos verticalmente en las paredes del tanque, desde el fondo y sobresaliendo por encima del nivel del tanque.

7. Ancho de los deflectores

Ecuación 47:

$$W_b = \frac{1}{10} D$$

Donde,

W_b : Ancho de los deflectores, m

D: Diámetro del tanque, m

R. AGITACIÓN MECÁNICA DEL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

1. Diámetro del impulsor

Ecuación 48:

$$d_i = \frac{1}{3}D$$

Donde,

d_i : Diámetro del impulsor, m

D : Diámetro del tanque homogeneizador, m

2. Altura del impulsor respecto del fondo del tanque

Ecuación 49:

$$H_i = d_i$$

Donde,

H_i : altura del impulsor respecto del fondo del tanque, m

d_i : diámetro del impulsor, m

3. Longitud de las palas del agitador

Ecuación 50:

$$l = \frac{1}{4}d_i$$

Donde,

l : longitud de las palas del agitador, m

d_i : diámetro del impulsor, m

4. Diámetro del disco central

Ecuación 51:

$$S = \frac{1}{4}D$$

Donde,

S : diámetro del disco central, m

D : diámetro del tanque homogeneizador, m

5. Potencia requerida de la mezcla

Ecuación 52:

$$P = G^2 * \mu * V$$

7. Donde,
8. P: Potencia necesaria, W
9. G: Gradiente medio de velocidad, 1/s
10. μ : Viscosidad dinámica, N*s/m²
11. V: Volumen del tanque, m³

S. SISTEMAS HÍDRICOS

1. **Balace de coraza para flujo.** Velocidades promedio son útiles para realizar un balance de coraza o de flujo a través de un sistema de tuberías. Si se considera el flujo que pasa a través de un conducto con área transversal S_a en la entrada y S_b en la salida, en donde la velocidad local del fluido varía dentro de la sección transversal. La velocidad promedio y densidad son V_a y ρ_a en la entrada, V_b y ρ_b en la salida. (McCabe,2007)

En estado estacionario, el flujo de masa que entra es igual al que sale, y la ecuación de continuidad es: (McCabe,2007)

Ecuación 53:

$$\dot{m} = \rho_a V_a S_a = \rho_b V_b S_b = \rho V S$$

Para tuberías con sección transversal circular la ecuación es la siguiente:

Ecuación 54:

$$\dot{m} = \frac{\pi}{4} D_a^2 \rho_a V_a = \frac{\pi}{4} D_b^2 \rho_b V_b$$

2. **Balace de energía mecánico.** Un líquido o fluido que fluye a través de algún tipo de conducto, como puede ser una canal o tubería, contiene energía que puede ser: (McCabe,2007)

- Energía potencial
- Energía cinética
- Energía de flujo

Utilizando los principios de la conservación de energía, se obtiene un balance de energía de un fluido dentro de un conducto, conocido como la ecuación de Bernoulli: (McCabe,2007)

Ecuación 55:

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{a_a V_a^2}{2g_c} = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{a_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Cada término que compone la ecuación es escalar y tiene dimensiones de energía por unidad de masa, lo que representa un efecto de la energía mecánica basado en una unidad de masa del fluido en movimiento. Los términos gZ y V^2 son la energía potencial y cinética, respectivamente. El término de P/ρ representa el

trabajo mecánico realizado sobre el fluido por fuerzas externas. Y h_f que incluye pérdidas por fricción. (McCabe,2007)

Las pérdidas por fricción serán incorporadas en h_f . Sea L el largo del tubo y D el diámetro, la pérdida por fricción en tuberías incluye: (McCabe,2007)

Ecuación 56:

$$h_f = \left(4f \frac{L}{D} + K_c + K_e + K_f\right) \frac{V^2}{2}$$

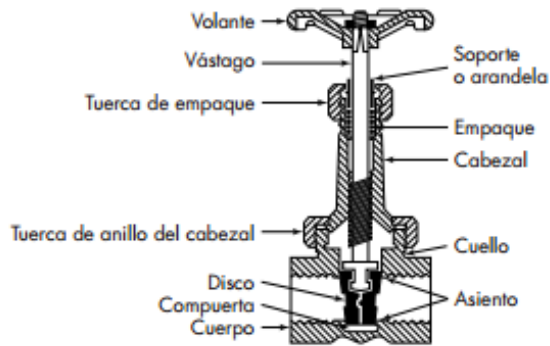
- $4f(L/D) (V^2/2)$, pérdida por fricción de superficie en tubo recto
- $K_c(\frac{V^2}{2})$, pérdida por contracción a la entrada del tubo
- $K_e(\frac{V^2}{2})$, pérdida por expansión a la entrada del tubo
- $K_f(\frac{V^2}{2})$, pérdida por accesorios y válvulas

3. **Válvulas.** Aunque existe una gran cantidad de válvulas estas tienen un fin principal el cual es: disminuir o detener el flujo de un fluido. Algunas de las válvulas son diseñadas para abrir o cerrar por completo, mientras que otras válvulas suprimen o reducen la presión y velocidad de un fluido. Existen otras que permiten solo una dirección o bajo ciertas condiciones de temperatura y presión.

No obstante, en todos los casos antes mencionados la válvula inicialmente detiene o controla un flujo. Esto se hace colocando una obstrucción u obstáculo en la trayectoria del fluido. (McCabe,2007)

a. **Válvulas de compuerta.** En una válvula de compuerta, el diámetro de la abertura a través de la cual pasa el fluido es casi igual que el de la tubería, y la dirección del fluido no cambia. Es por esto que una válvula de compuerta completamente abierta introduce al sistema solo una pequeña caída de presión. El disco interior tiene forma de cuña y se adapta a un asiento que tiene la misma forma. Cuando la válvula se abre el disco se eleva dentro del cabezal, hasta que queda completamente fuera del flujo. Su principal función es encendido-apagado.

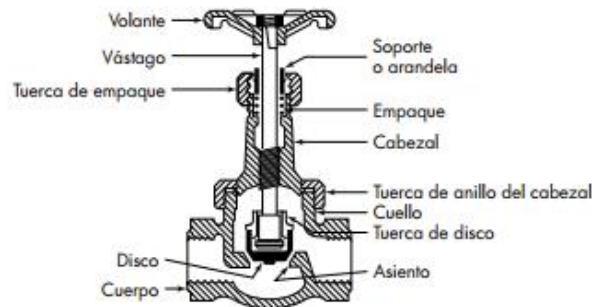
Figura 11. Válvula de compuerta



(McCabe, 2007)

b. Válvula de globo. Son utilizadas principalmente para controlar la velocidad de un fluido. La abertura aumenta en forma lineal con respecto a la posición del vástago. El fluido circula a través de una abertura limitada y cambia varias veces de dirección, por esto la caída de presión en este tipo de válvulas es mayor. (McCabe, 2007)

Figura 12. Válvula de globo



(McCabe, 2007)

c. Válvula de control automático. Estas válvulas son similares a las válvulas de globo, pero el volante manual es reemplazado por un activador neumático de resorte de diafragma o un motor eléctrico. Y la posición de la válvula depende de una señal del controlador. (McCabe, 2007)

Figura 13. Válvula de control con activador neumático



(McCabe, 2007)

T. BOMBEO

1. Trabajo de bomba en ecuación de Bernoulli. Una bomba se utiliza para aumentar la energía mecánica de un fluido que se encuentra en movimiento, dicho aumento es empleado para aumentar al flujo, proveer energía cinética para compensar pérdidas por fricción e incrementar la energía potencial. (McCabe,2007)

Si W_p es el trabajo realizado por una bomba, se debe de considerar con este término la fricción que tiene lugar en la bomba. Ya que en una bomba real no solo se tienen las fuentes de fricción activa del fluido, sino que también hay fricción en los sellos y cojinetes. La energía mecánica que será suministrada a la bomba como trabajo de eje negativo hay que descontarla de estas pérdidas por fricción para obtener la energía mecánica neta realmente disponible para el fluido en movimiento.

2. Elevación de succión y cavitación. Si la presión de succión es solo ligeramente mayor que la presión de vapor, es posible que algo del líquido se evapore súbitamente dentro de la bomba, lo que da lugar a la cavitación. Este fenómeno reduce de manera importante la capacidad de la bomba y genera erosión en el interior de la bomba.

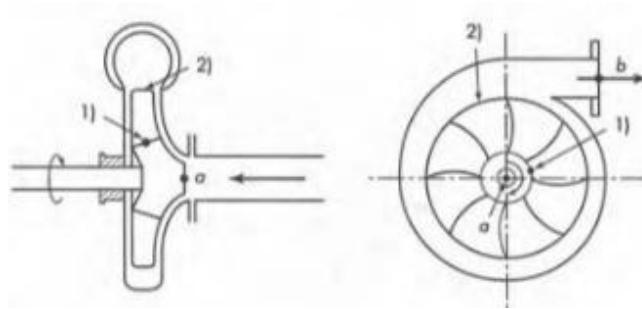
Para poder evitar la cavitación, es necesario que a la entrada de la bomba exceda la presión de vapor, la cual se conoce como carga neta de succión positiva NPSH.

3. Bombas centrífugas. En este tipo de bombas, la energía mecánica del líquido aumenta por la acción centrífuga. El líquido entra a través de la succión al eje del elemento giratorio de alta

velocidad conocido como impulsor o rotor, el cual consta de aspas radiales. El líquido fluye hacia afuera por el interior de los espacios que existen entre las aspas y deja al impulsor a una velocidad mayor con respecto a la entrada del mismo. En una bomba que funciona de forma adecuada las aspas están por completo llenas de líquido. (McCabe, 2007)

En la siguiente imagen se esquematiza como fluye el líquido en la bomba centrífuga:

Figura 14. Funcionamiento bomba centrífuga

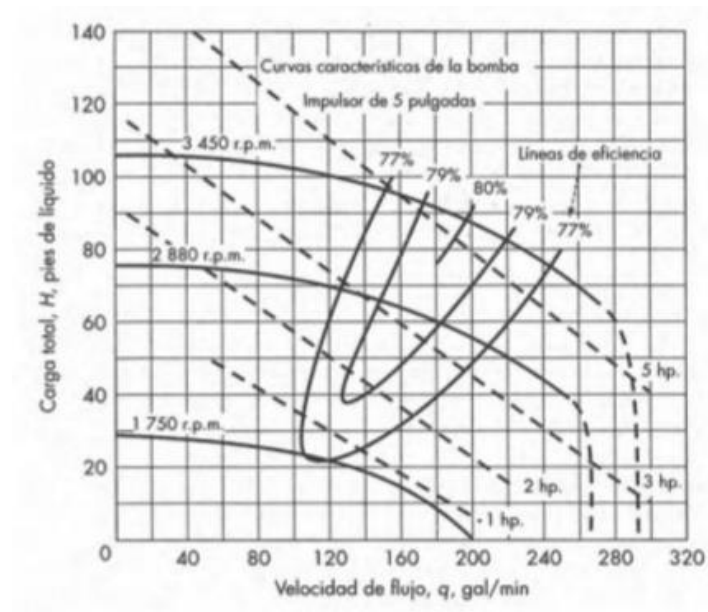


(McCabe, 2007)

El líquido entra de forma axial por la conexión de succión en el punto a. En el centro giratorio del rotor, el líquido se dispersa de manera radial y entra en los canales limitados por las aspas, en el punto 1. El líquido fluye a través del impulsor y sale por el punto 2; se recolecta en la voluta y se descarga el punto b. (McCabe, 2007)

La curva de capacidad de carga es conocida como curvas características de la bomba. Las curvas se fijan para un tipo de impulsor y se observan las variantes de eficiencia, potencia, carga y cabeza.

Figura 15. Curva característica



(McCabe, 2007)

U. MATERIAL PARTICULADO ATMOSFÉRICO

El material particulado atmosférico se define como un conjunto de partículas sólidas y/o líquidas (a excepción del agua pura) presentes en suspensión en la atmósfera. Es necesario considerar que el término material particulado atmosférico es un concepto amplio que engloba tanto las partículas en suspensión como las partículas sedimentables (diámetro $> 20 \mu\text{m}$), caracterizadas por un corto tiempo de residencia en la atmósfera (varias horas). (Rodríguez, 2003)

Las partículas atmosféricas pueden ser emitidas por una gran variedad de fuentes tanto de origen natural como antropogénico. Con respecto a los mecanismos de formación, las partículas pueden ser emitidas como tales a la atmósfera (primarias) o bien ser generadas por reacciones químicas (partículas secundarias). Las reacciones químicas provienen de la interacción entre gases precursores en la atmósfera para formar una nueva partícula por condensación, o entre un gas y una partícula atmosférica para dar lugar a un nuevo material particulado por adsorción o coagulación. (Rodríguez, 2003)

Como resultado de las diferentes fuentes y transformaciones, el material particulado atmosférico consiste en una mezcla compleja de compuestos de naturaleza orgánica e inorgánica con diferentes distribuciones granulométricas y composición química, ambas condicionadas por la composición de los gases que las rodean. Los niveles de material particulado atmosférico se suelen expresar en forma de concentración de masa o número de partículas por unidad de volumen de aire ($\mu\text{g}/\text{m}^3$ o n/cm^3). (Rodríguez, 2003)

La contaminación atmosférica por material particulado se define como la alteración de la composición natural de la atmósfera como consecuencia de la entrada en suspensión de partículas, ya sea por causas naturales o por la acción del hombre. La presencia de partículas en la atmósfera, así como su posterior deposición, puede generar efectos tanto en el clima, en los ecosistemas como en los seres vivos. Con objeto de minimizar el impacto al medio ambiente y a la salud humana es necesario poner en funcionamiento estrategias de control y reducción de las emisiones de material particulado atmosférico, aunque para que éstas sean efectivas deben realizarse de forma paralela con la reducción de las emisiones de gases precursores. (Rodríguez, 2003)

V. TORRES DE LIMPIEZA HÚMEDAS PARA MATERIAL PARTICULADO (“SCRUBBERS”)

Las torres de limpieza húmedas, comúnmente conocidas como “scrubbers”, son dispositivos de control de material particulado (MP) en contacto directo e irreversible de un líquido (gotas, espuma o burbujas) con el MP. El líquido con el MP ya recolectado es fácil de disponer. Los scrubbers pueden ser muy especializados y diseñados para muchas configuraciones diferentes. Los scrubbers son clasificados

generalmente por el método utilizado para inducir el contacto entre el líquido y el material MP, por ejemplo, aspersores, torre empacada o platos. Los scrubbers se describen comúnmente por su consumo de energía, expresado como la caída de presión a través del scrubber. A continuación, se describen los principios de operación básicos, diseños, eficiencia de recolección, aplicabilidad y costos. (US EPA, 2015)

1. **Recolección de partículas y mecanismos de penetración.** El mecanismo predominante para la captura de MP en los scrubbers industriales es el impacto por inercia del MP con las gotas del líquido. El movimiento Browniano también es un mecanismo muy utilizado para la recolección de partículas, pero su efecto es significativo solo para partículas con un diámetro aproximado de 0.1 micrómetros o menos. La intercepción directa es otro mecanismo de recolección. Otros mecanismos menos importantes utilizados en scrubbers son por efecto de la fuerza de gravedad, electrostática y condensación. (US EPA, 2015)

El impacto inercial en scrubbers ocurre como resultado de un cambio de velocidad entre el MP suspendido en el gas, y el gas mismo. Conforme el gas se aproxima a un obstáculo, como por ejemplo una gota de líquido, el gas cambia de dirección y flujo alrededor de la gota. La partícula en el gas también cambiará su dirección conforme pase alrededor de la gota. La fuerza de inercia intentará mantener el movimiento de avance de la partícula hacia el objeto, pero la fuerza del fluido intentará arrastrar la partícula alrededor de la gota. El movimiento resultante de la partícula es una combinación de estas fuerzas del arrastre del líquido y la inercia del MP. Esto resulta en el impacto de la partícula en la gota. Partículas más grandes, mayores a 10 μm son más fáciles de recolectar por el impacto inercial debido a que contienen mayor momento de inercia como para resistir los cambios en el flujo del gas, y por lo tanto, impacta con la gota. Partículas pequeñas (por ejemplo, partículas menores a 1 μm) son más difíciles de recolectar por la inercia del impacto, debido a que estas partículas se mantienen en líneas de flujo del gas a pesar de la fuerza de arrastre del líquido. (US EPA, 2015)

La recolección por difusión ocurre como resultado del movimiento de ambos fluidos y el movimiento Browniano aleatorio de las partículas. El movimiento de la partícula en la cámara del scrubber resulta en el contacto directo de la partícula y el líquido. Debido a que el contacto es irreversible, el líquido atrapa el MP. El efecto de la recolección por difusión es más significativo para partículas con diámetro menor a 0.1 μm . La intercepción directa ocurre cuando la trayectoria de la partícula coincide con el radio del medio de recolección, que para un scrubber es una gota de líquido. La trayectoria de la partícula puede ser resultado de la inercia, difusión o movimiento del fluido. (US EPA, 2015)

La recolección por efecto de la fuerza de gravedad, como resultado de la caída de gotas colisionando con las partículas, está estrechamente relacionada con el impacto e intercepción, y es el mecanismo menos importante en algunos scrubbers. La precipitación por la fuerza de gravedad de las partículas no es

usualmente un factor importante por las velocidades de gas elevadas y los cortos tiempos de residencia. Generalmente, la atracción electrostática no es un mecanismo importante, excepto en casos donde las partículas, líquido o ambos, son cargados; o cuando el scrubber se encuentra después de un precipitador electrostático. Algunos scrubbers son diseñados para aumentar la captura de partícula a través de la condensación. Las partículas actúan como inóculos para la condensación, aumentando en tamaño conforme más líquido condensa alrededor de ellas, se facilita la recolección por impacto. (US EPA, 2015)

Los mecanismos de recolección de scrubbers húmedos dependen fuertemente del tamaño de partícula. El impacto por inercia es el mayor mecanismo de recolección para partículas con diámetro mayor a $0.1 \mu\text{m}$. La efectividad del impacto inercial mejora con el aumento del tamaño de partícula. La difusión es generalmente efectiva solo para partícula con diámetro menor a $0.1 \mu\text{m}$, y mejora su efectividad conforme disminuye el tamaño de partícula. La combinación de estos dos mecanismos de recolección principales contribuye a recolectar MP con diámetro de $0.1 \mu\text{m}$. La eficiencia de recolección mínima para un scrubber en específico dependerá del tipo de scrubber, las condiciones de operación, y la distribución del tamaño de partícula en el flujo de gas. (US EPA, 2015)

2. **Tipos de scrubbers húmedos.** Hay una amplia variedad de scrubbers húmedos que están disponibles comercialmente o pueden ser diseñados para una aplicación en específico. A pesar que todos los scrubbers húmedos son similares entre sí, hay diferentes métodos diferentes de utilizan del líquido para lograr la recolección de partículas. Los scrubbers húmedos son clasificados generalmente de acuerdo al método utilizado para el contacto entre el gas y el líquido. (US EPA, 2015)

El diseño de scrubber más común es la introducción de gotas de líquido a través de aspersores en la cámara, donde el líquido es mezclado con un flujo de gas para promover el contacto con el MP. En una scrubber de torre empacada, las capas de líquido recubren la forma del empaque y se convierten en superficies de impacto para el gas cargado de partículas. La recolección también se puede alcanzar forzando el flujo de gas a velocidades altas a través del líquido para formar corrientes veloces. El líquido también ser utilizado para sobresaturar el flujo gas, dando lugar a la recolección de las partículas por condensación. (US EPA, 2015)

a. **Cámaras de aspersores.** Las cámaras de aspersión son scrubbers húmedos muy simples y de bajo consumo energético. En estos scrubbers, la corriente de gas cargado de partículas se introduce en una cámara en la que entra en contacto con las gotas de líquido generadas por las boquillas de los aspersores. Estos scrubbers son también conocidos como scrubbers de aspersores pre-formados, ya que las gotas de líquido se forman antes del contacto con la corriente de gas. El tamaño de las gotitas generado por las boquillas de los aspersores se controla para maximizar el contacto entre líquido y las partículas y, en consecuencia, la eficiencia de recolección de partículas. (US EPA, 2015)

Los tipos más comunes de cámaras de aspersión son las torres de aspersión y las cámaras ciclónicas. Las torres de aspersión son cilíndricas o cámaras rectangulares que se pueden instalar vertical u horizontalmente. En torres de aspersión verticales, la corriente de gas fluye hacia arriba a través de la cámara y se encuentra con varios conjuntos de boquillas de aspersión la producción de gotas de líquido. Un desempañador en la parte superior de la torre de aspersión elimina las gotas de líquido y MP humedecido de la corriente de gas que sale. El líquido de lavado y MP humedecido también son drenados desde el fondo de la torre en forma de lodo. Las cámaras de aspersión horizontales operan de la misma manera, a excepción del hecho de que el gas fluye horizontalmente a través del dispositivo. Una torre de aspersión típica se muestra en la Figura 1. (US EPA, 2015)

Una cámara de aspersión ciclónica es similar a una torre de aspersión con una diferencia importante. La corriente de gas se introduce para producir movimiento ciclónico dentro de la cámara. Este movimiento contribuye a una mayor velocidad de gas, mayor eficiencia de separación de partículas y gotas, y mayor eficiencia de recolección. La entrada tangencial o aspas giratorias son métodos comunes para inducir el movimiento ciclónico. La Figura 2 proporciona un ejemplo de una cámara de aspersión ciclónica. (US EPA, 2015)

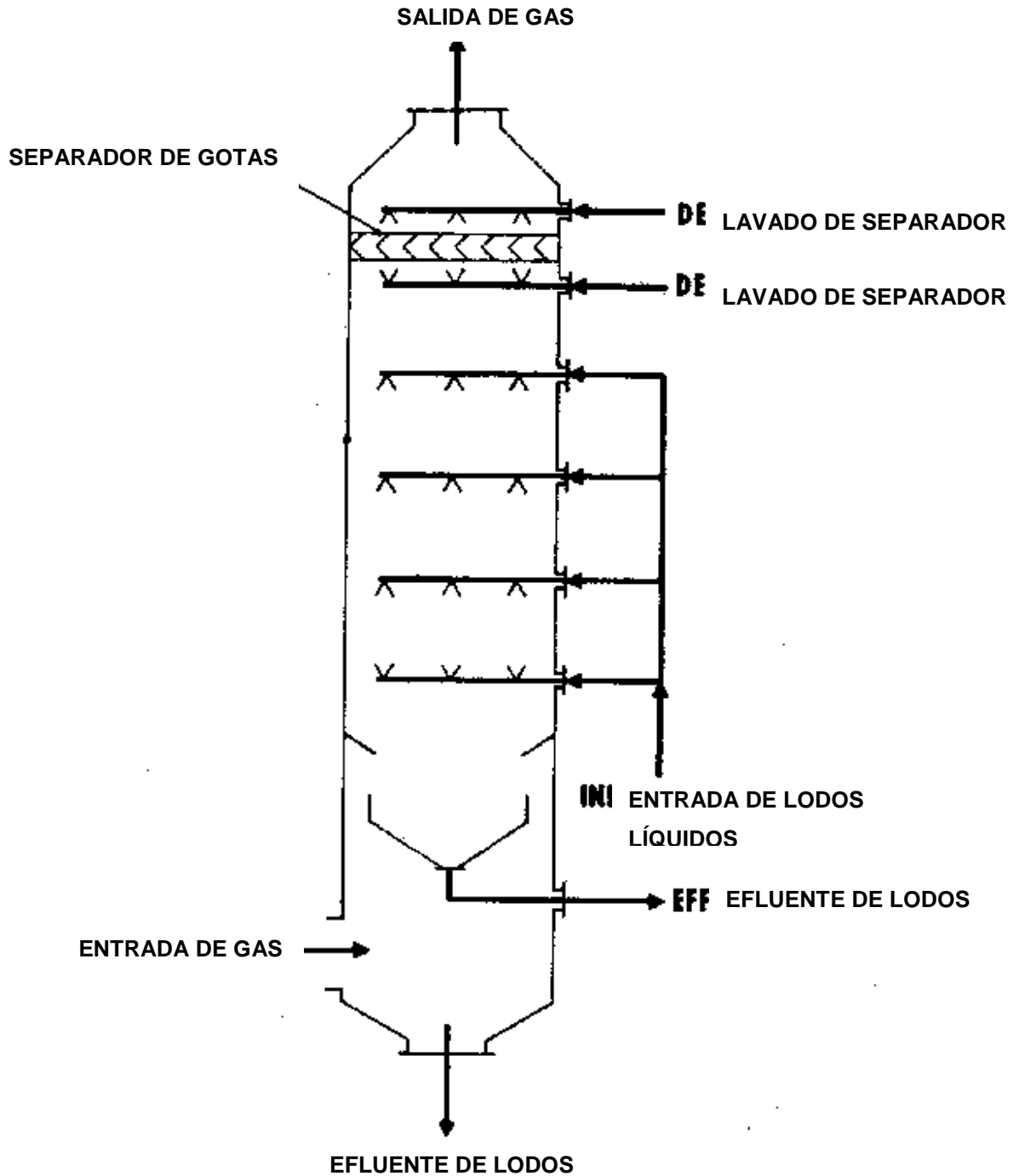
b. **Scrubbers de torre empacada.** Los scrubbers de torre empacada consisten en una cámara que contiene capas de empaques de forma variable, tales como anillos Raschig, anillos de espiral, y sillas de montar Berl, que proporcionan un área superficial grande para el contacto entre el líquido y las partículas. Estos y otros tipos de empaque se muestran en la Figura 3. El empaque es sostenido en su lugar por retenedores de malla de alambre y soportado por una placa cerca de la parte inferior de la torre. El líquido de lavado se introduce uniformemente por encima del embalaje y fluye hacia abajo a través del lecho. El líquido recubre el empaque y forma una película delgada. En los diseños verticales, la corriente de gas fluye hacia arriba de la cámara (en contracorriente con el líquido). Algunas torres empacadas están diseñadas horizontalmente para que el flujo de gas atraviese transversalmente el empaque (contracorriente). (US EPA, 2015)

En los scrubbers de torre empacada, la corriente de gas se ve obligada a seguir una trayectoria irregular a través del empaque, en donde impacta la mayoría de MP. El líquido en el empaque recolecta el MP y fluye hacia abajo de la cámara hacia el drenaje en la parte inferior de la torre. Un separador de gotas (también llamado "desempañador") normalmente se coloca por encima/después del empaque y el suministro de líquido de lavado. Cualquier líquido de lavado y MP humedecido arrastrado en la corriente de gas que sale será retirado por el separador de gotas y regresará al drenaje a través del empaque. Un lavador de torre empacada se ejemplifica en la Figura 4. (US EPA, 2015)

En un lavador de torre empacada, las altas concentraciones de MP pueden obstruir la torre, por lo tanto, estos equipos están limitados a operar con flujos con bajas cargas de polvo. El taponamiento es un grave problema para scrubbers de torre empacada debido a que es más difícil de acceder y limpieza al empaque y que en otros diseños. Los scrubbers de lecho móvil disponibles están llenos de esferas de plástico de baja densidad que son libres moverse dentro del lecho. Estos scrubbers son menos susceptibles al taponamiento debido al aumento en el movimiento del material de empaque. En general, los scrubbers de lecho fijo son más adecuados para el lavado de gases que para el lavado de partículas debido a la exigencia alta de mantenimiento para el control de MP. (US EPA, 2015)

c. Torres de platos. Los scrubbers de torres de platos consisten en una torre vertical con varias bandejas perforadas montadas horizontalmente dentro de la torre. El gas entra a la torre por el fondo y viaja hacia arriba a través de orificios en las bandejas, mientras que el líquido de lavado fluye desde arriba y desciende a través de cada bandeja. El gas se mezcla con el líquido de lavado que fluye sobre las bandejas, proporcionando más área superficial de contacto entre el gas y el líquido que en los diseños de las torres de aspersión. (US EPA, 2015)

Figura 16. Esquema de un scrubber de torre de aspersión.



(US EPA, 2015)

Figura 17. Esquema de scrubber de cámara de aspersión ciclónica.

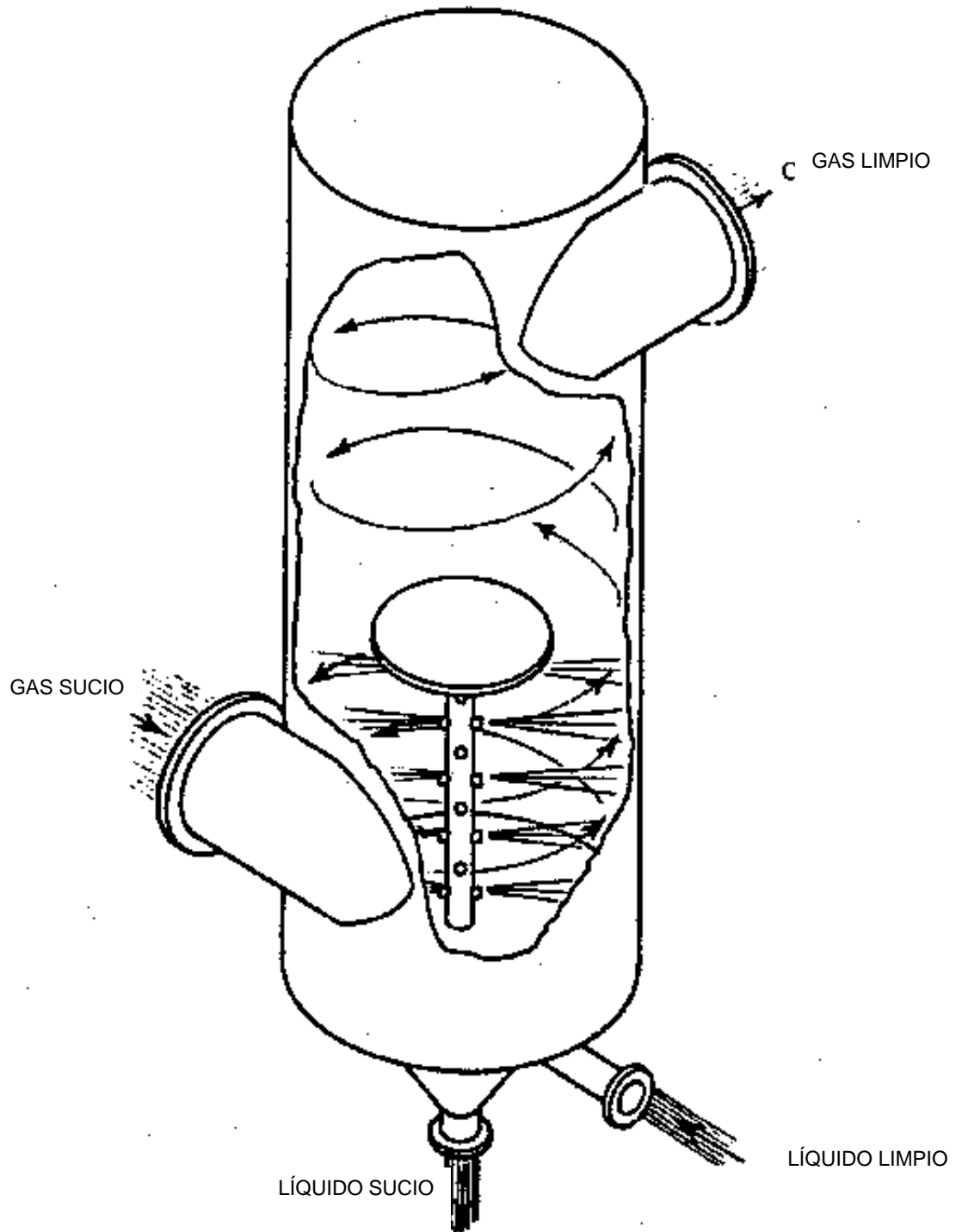
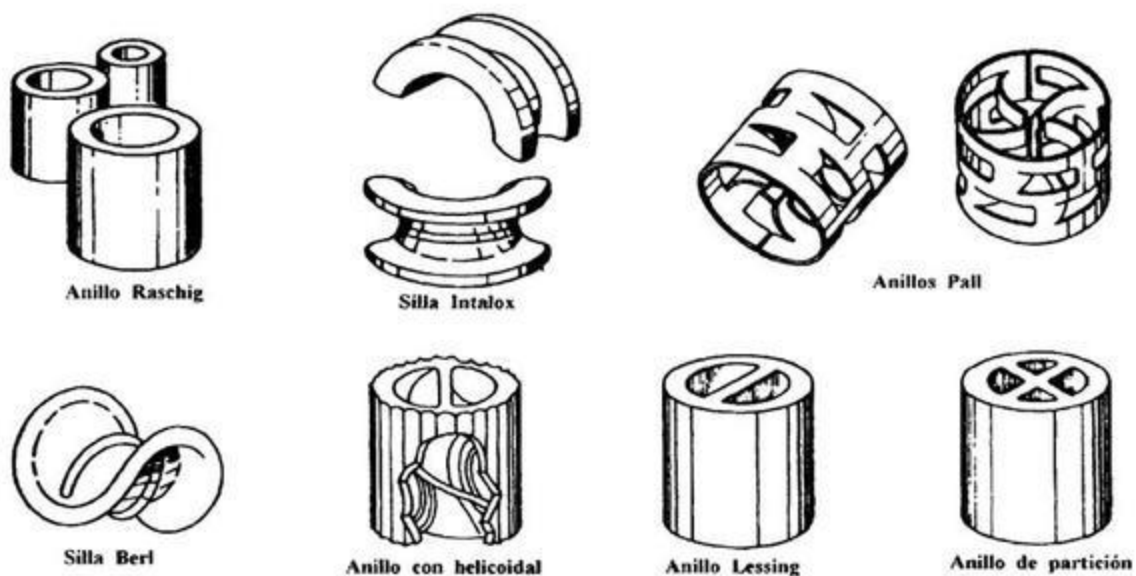


Figura 18. Empaques típicos para scrubbers de torre empacada.



(US EPA, 2015)

W. FACTORES DE DISEÑO DE SCRUBBERS PARA MATERIAL PARTICULADO

Para diseñar apropiadamente un scrubber húmedo para el control de material particulado, el ingeniero debe obtener la mayor cantidad de información disponible de las características de los gases residuales a ser tratados. Esta información debe ser obtenida o estimada para el promedio y rangos máximos de operación. Los sistemas de scrubber deben poder operar con efectividad en los diferentes rangos de operación. (Anónimo, 1998)

Básicamente, los dos parámetros más importantes que el diseñador debe evaluar son las características de las partículas y del flujo de gas: (Anónimo, 1998)

- **Propiedades del polvo:** Esto incluye la distribución del tamaño de partículas, concentración y composición química. La distribución del tamaño de partículas es el factor más importante, y afecta directamente en el diseño y operación del scrubber. Sin embargo, los datos de la distribución del tamaño de partícula raramente se encuentran disponibles y generalmente debe ser estimado. Se deben obtener las concentraciones promedio y máximas de partículas en el gas para dimensionar el sistema. La composición química de las partículas de polvo es importante para determinar si el material causará problemas de taponamiento y precipitación. (Anónimo, 1998)

- **Características de los gases:** Esto incluye el caudal promedio y máximo de operación, contenido de humedad, y composición química. El caudal determina el volumen de gas a ser tratado, y por lo tanto, el tamaño del sistema. El contenido de humedad y composición química son importante para determinar los efectos de corrosión de cualquier flujo de líquido, niveles de pH, condiciones de saturación y requerimientos del tratamiento del líquido. (Anónimo, 1998)

Los ingenieros utilizan la información anterior como la base para proponer el diseño y estimar o garantizar los siguientes parámetros de operación: (Anónimo, 1998)

- **Caída de presión estática:** Esto es dependiente de la eficiencia de remoción deseada y del diseño mecánico del sistema. El Cuadro 3 presenta los rangos típicos de operación para varios scrubbers húmedos. (Anónimo, 1998)
- **Flujo de líquido:** Este parámetro se basa en la razón de evaporación y el tipo de sistema de scrubber utilizado. Es necesario identificar los valores para la operación en condiciones normales y máximas. También, si aplica, se debe identificar la razón de recirculación y niveles permisibles de sólidos suspendidos en el líquido de recirculación. El Cuadro 3 presenta una lista de rangos típicos de operación para varios scrubbers húmedos. (Anónimo, 1998)
- **Eficiencia de recolección:** Se debe identificar la razón de remoción de partículas para la operación en condiciones normales y máximas. (Anónimo, 1998)
- **Remoción de gotas arrastradas:** El tipo y eficiencia del sistema de remoción de niebla debe ser claramente establecido. (Anónimo, 1998)

Cuadro 11. Rangos de operación de varios scrubbers húmedos.

| Scrubber | Caída de presión, ΔP | | Razón líquida/gas | |
|------------------------------------|------------------------------|----------------------|-------------------|--------------------------|
| | kPa | in. H ₂ O | L/m ³ | gal/1000 ft ³ |
| Venturi | 1.5-25.0 | 5.0-100.00 | 0.4-5.0 | 3.0-40.0 |
| Torre de aspersión | 0.12-0.75 | 0.5-3.0 | 0.7-2.7 | 5.0-20.0 |
| Aspersión ciclónica | 0.4-4.0 | 1.5-10.0 | 0.3-1.3 | 2.0-10.0 |
| Lecho móvil | 0.5-6.0 | 2.0-24.0 | 0.4-8.0 | 3.0-60.0 |
| Orificio (aspersión auto-inducida) | 0.5-4.0 | 2.0-10.0 | 0.07-0.7 | 0.5-5.0 |
| Sistema mecánico (ventilador) | 1.0-2.0 | 4.0-8.0 | 0.07-0.5 | 0.5-4.0 |

(Anónimo, 1998)

X. EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO DE SISTEMAS DE SCRUBBERS HÚMEDOS PARA EL CONTROL INDUSTRIAL DE MATERIAL PARTICULADO

Aunque los scrubbers húmedos son utilizados comúnmente en la industria para remover material particulado y otros contaminantes de gases, los mecanismos exactos que dominan la eficiencia óptima para la remoción de material particulado del sistema en relación al tamaño de la gota de líquido, el ratio de gas y líquido, y el desempeño del sistema basado en estándares de calidad de aire no están descritos por completo.

En base al estudio “Performance Evaluation of Wet Scrubbers System for Industrial Air Pollution Control” (Ahmed, *et. al.*, 2012) se presenta una mejor forma de comprender las características de los sistemas de scrubbers para la remoción de material particulado.

La aproximación utilizada en el estudio se divide en el diseño del sistema del scrubber y cálculos de la eficiencia de remoción o desempeño del sistema utilizando un conjunto de modelos teóricos considerando el mecanismo de separación de impacto por inercia como una función de la eficiencia de remoción de material particulado. (Ahmed, *et. al.*, 2012)

1. Cálculos de la eficiencia general de remoción. La Agencia de Protección del Ambiente de Estados Unidos (US EPA, por sus siglas en inglés) y la Asociación Nacional de Agencias de Aire Limpio (NACAA, por sus siglas en inglés), indican que, modelos matemáticos proveen un medio para predecir el desempeño de scrubber cuando no existe información experimental o datos a escala piloto. A continuación, se presenta un modelo matemático para la predicción de la eficiencia general de remoción

para un sistema de torre de aspersores a contracorriente. El modelo matemático depende de especificaciones de diseño de la torre, condiciones de operación del sistema y las condiciones de operación de las gotas y partículas del gas. El modelo se define de la siguiente manera: (Ahmed, *et. al.*, 2012)

Ecuación 57:

$$\eta_{\text{general}} = 1 - e^{-1.5\eta_1\alpha\beta\delta}$$

η_{general} = Eficiencia general de remoción

η_1 = Eficiencia de impacto

Donde:

Ecuación 58:

$$\alpha = \frac{U_{td}}{U_{td} - U_g}$$

Ecuación 59:

$$\beta = \frac{Q_L}{Q_G}$$

Ecuación 60:

$$\delta = \frac{Z}{d_D}$$

U_{td} = Velocidad terminal de sedimentación de la gota de líquido

U_g = Velocidad del gas

Q_L = Flujo de líquido

Q_G = Flujo de gas

Z = Altura del scrubber

d_D = Diámetro de la gota

Los pasos para la determinación de las variables del modelo matemático de la eficiencia general de remoción se presentan a continuación: (Ahmed, *et. al.*, 2012)

a. Cálculo del número de impacto. El mecanismo de impacto es el principalmente utilizado en la mayoría de estudios de sistemas de scrubbers húmedos. El modelo para la determinación del número de impacto es el siguiente: (Ahmed, *et. al.*, 2012)

Ecuación 61:

$$\psi = C_f \frac{(U_{td} - U_g)d^2_P\rho_P}{18\mu_g d_D}$$

Donde:

| | |
|----------|-----------------------------------|
| μ_g | = Viscosidad del gas |
| ρ_P | = Densidad de partículas |
| d_P | = Diámetro de partículas |
| d_D | = Diámetro de gotas |
| C_f | = Factor de corrección Cunningham |

El número de impacto se calcula considerando las siguientes variables: (Ahmed, *et. al.*, 2012)

1) Factor de deslizamiento de Cunningham, C_f . El factor se considera para partículas iguales o menores a 1 μm . El factor se asume igual a 1 cuando la partícula es mayor a 1 μm . (Ahmed, *et. al.*, 2012)

2) Tamaño de gota, d_D , y velocidad terminal de sedimentación de gota de líquido, U_{td} . Para el desempeño óptimo de un sistema de scrubber, el tamaño de las gotas de agua, d_D , debe ser 500-1000 μm . Para el análisis del desempeño del scrubber se puede seleccionar como tamaño de gotas de agua: 500 μm , 1000 μm , 1500 μm y 2000 μm . El modelo para la velocidad terminal de sedimentación de las gotas de agua utilizando movimiento unidimensional de las gotas de agua por la acción de la gravedad, arrastre y fuerzas boyantes, se describe por la siguiente ecuación: (Ahmed, *et. al.*, 2012)

Ecuación 62:

$$U_{td} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g d_D (\rho_D - \rho_g)}{C_D \rho_g}}$$

Donde:

| | |
|----------|--------------------------------|
| d_D | = Diámetro de gotas |
| ρ_D | = Densidad de gotas de líquido |
| ρ_g | = Densidad de gas |
| g | = Gravedad |
| C_D | = Coeficiente de arrastre |

Al aplicar el modelo para la predicción de la velocidad terminal de sedimentación, Ahmed, *et. Al.* presentan los siguientes resultados estimados de los tamaños de gotas previamente seleccionados: (Ahmed, *et. al.*, 2012)

Cuadro 12. Tamaño de gotas de agua y su velocidad terminal de sedimentación correspondientes

| d_D (μm) | U_{td} (m/s) |
|-------------------------|----------------|
| 500 | 2.06 |
| 1000 | 4.03 |
| 1500 | 5.42 |
| 2000 | 6.50 |

(Ahmed, *et. al.*, 2012)

3) Viscosidad de gas, μ_g . Wilke desarrolló la siguiente ecuación general para determinar el coeficiente de viscosidad de una mezcla de gases utilizando aproximaciones en la teoría cinética de difusión, dando como resultado un modelo sin la necesidad de datos de difusividad y densidad, pero requiere una cantidad exagerada de raíces cuadradas: (Wilke, 1950) (Krieger, 1951)

Ecuación 63:

$$\mu_g = \sum_{i=1}^n \frac{n_i}{1 + \frac{1}{x_i} \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n x_j \frac{[1 + (n_i/n_j)^{1/2} (M_j/M_i)^{1/4}]^2}{2\sqrt{2}(1+M_i/M_j)^{1/2}}}$$

Donde:

n_i y n_j = Viscosidades de los componentes i y j a la temperatura de la mezcla

x_i y x_j = Fracciones molares de los componentes i y j a la temperatura de la mezcla

M_i y M_j = Pesos moleculares de los componentes i y j a la temperatura de la mezcla

4) Densidad de gas, ρ_g . La densidad de una mezcla de gases a una temperatura y presión dadas se puede calcular utilizando el modelo de la ley de gases ideales, considerando la fracción molar y peso molecular de cada uno de los componentes del gas: (Gavane, 2012)

Ecuación 64:

$$\rho_g = \frac{P}{RT} \sum_{i=1}^n x_i M_i$$

Donde:

P = Presión de la mezcla de gases

R = Constante de los gases ideales

T = Temperatura de la mezcla de gases

x_i = Fracción molar del componente i

M_i = Peso molecular del componente i

b. Cálculo de eficiencia de impacto, η_I . Utilizando el número de impacto (ψ) en la ecuación 5, se describe la eficiencia de impacto como:(Ahmed, *et. al.*, 2012)

Ecuación 65:

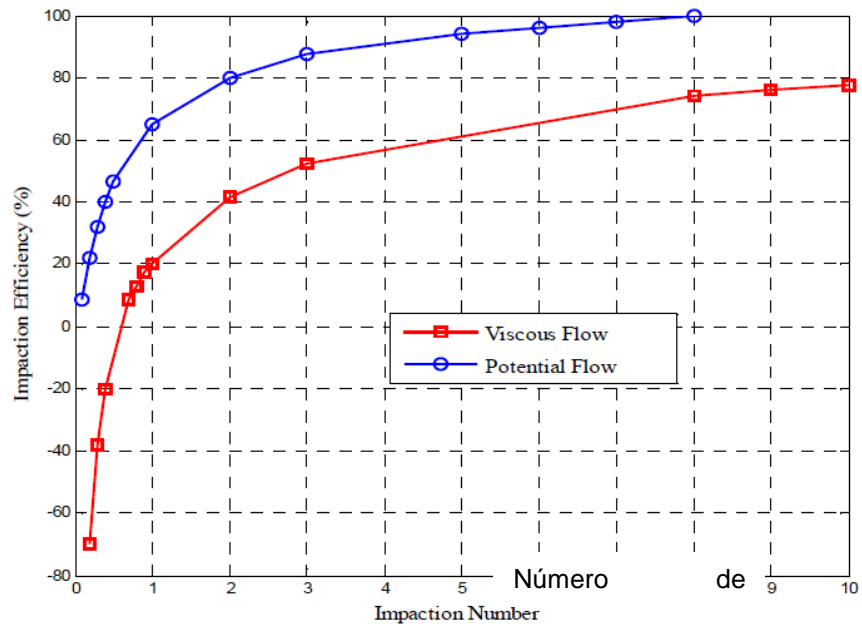
$$\eta_I = \left[\frac{\psi}{\psi + 0.35} \right]^2$$

Para incluir el efecto del número de Reynolds, Re , en la relación entre el número de impacto y la eficiencia de impacto, se ha desarrollado una aproximación conocida como Aproximación de Langmuir. En la aproximación, se determina la eficiencia teórica basada en las eficiencias del flujo viscoso (η_{vis}) y flujo potencial (η_{pot}) descritas en la curva teórica de la Aproximación de Langmuir:(Ahmed, *et. al.*, 2012)

Ecuación 66:

$$\eta_I = \frac{\eta_{vis} + \eta_{pot} \left(\frac{Re}{60} \right)}{1 + \frac{Re}{60}}$$

Figura 19. Curva teórica de Aproximación de Langmuir.



(Ahmed, *et. al.*, 2012)

c. Cálculo de relación de líquido/gas. La relación de líquido/gas tiene un rol importante en el desempeño de scrubbers húmedos. La ecuación a utilizar para el cálculo del caudal es la siguiente: (Ahmed, *et. al.*, 2012)

Ecuación 67:

$$Q = AU$$

Donde:

Q = Caudal

A = Área de la sección transversal

U = Velocidad de flujo

Y. PROPIEDADES DEL GAS RESIDUAL DE SCRUBBERS

Las condiciones más importantes del gas residual son el flujo volumétrico, volumen, temperatura, presión y contenido de humedad. Generalmente, las propiedades del gas son medidas en la entrada del scrubber. Las propiedades del gas de salida cambian en función de la razón de evaporación del líquido. (Mussati, 2002)

Cuando los gases calientes de escape pasan por el scrubber, una porción del agua se evapora. La temperatura del gas decrece, el contenido de humedad y el volumen disminuye. Para diseño, las condiciones del gas residual en la salida del scrubber se asume que se encuentra en el punto de saturación. (Mussati, 2002)

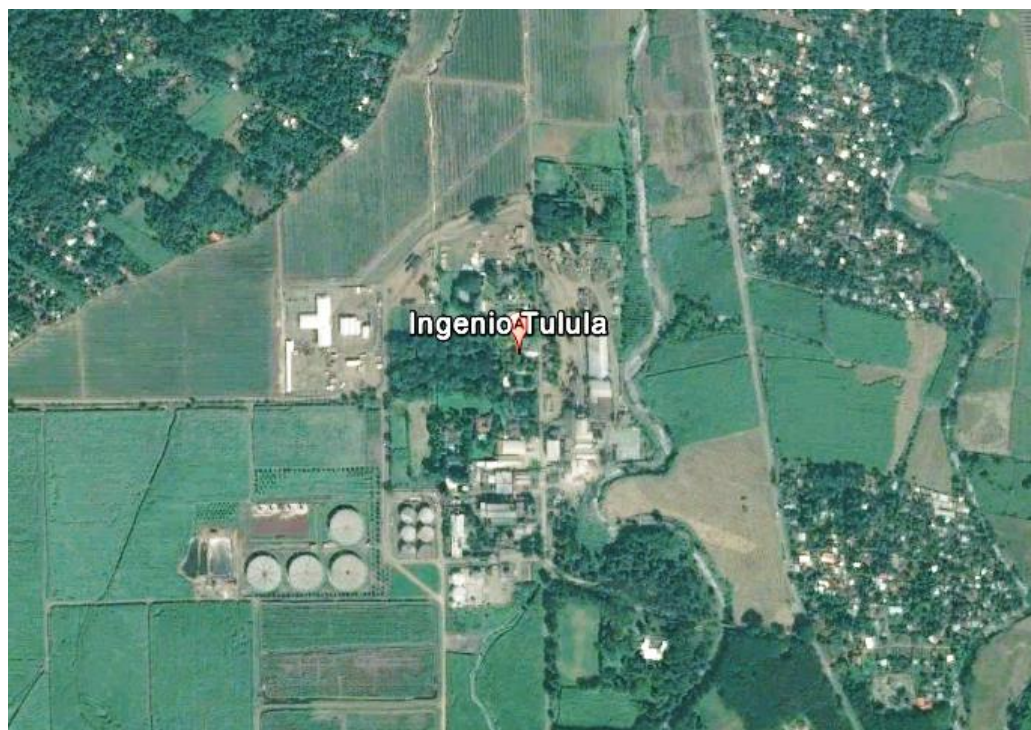
La evaporación en el scrubber generalmente se modela como un proceso de saturación adiabática. En este proceso, el aire no saturado (seco) es enfriado por transferencia de calor sensible del gas a calor latente en el vapor de agua. La cantidad total de entalpía contenida en el aire se mantiene constante. Además, se asume que el sistema conserva la masa y el gas residual se modela como un gas ideal. Bajo esas asunciones, el flujo de masa de aire seco que pasa en el sistema se mantiene constante, y la diferencia de masa entre la entrada y salida se debe a la evaporación de agua en el scrubber. (Mussati, 2002)

V. ANTECEDENTES

A. UBICACIÓN, MISIÓN, VISIÓN Y PRODUCTOS DE INGENIO TULULÁ S.A.

1. **Ubicación.** El Ingenio Tululá se encuentra ubicado en la Finca Tululá, en el municipio de San Andrés Villaseca, del departamento de Retalhuleu. Sobre la carretera CA-2 del Pacífico, a 4.5 kilómetros de la cabecera municipal de Cuyotenango, Suchitepéquez; sobre la carretera que conduce al Parcelamiento San José La Máquina. Está ubicado a 175 kilómetros de la ciudad capital de Guatemala.

Figura 20. Ubicación de Ingenio Tululá.



2. **Misión.** Satisfacemos los gustos más exigentes alrededor del mundo con los rones añejos y otros productos, de la más alta calidad y excelencia, innovando constantemente con un equipo comprometido a una rentabilidad y crecimiento sostenido, con responsabilidad social.
3. **Visión.** Ser la organización líder en la elaboración y comercialización de los más finos rones añejos y otros productos, para el mundo que disfruta de la excelencia.
4. **Productos.** El producto de mayor comercialización es el azúcar de caña y miel invertida por sus siglas en inglés HTM (High Total Molasses). Azúcar cruda a granel se comercializa al exterior del país, principalmente a Asia y Europa por medio de la Terminal EXPOGRANEL. HTM se comercializa

con la Destiladora de Alcoholes y Ronés (DARSA). También se comercializa la venta de energía eléctrica con la red nacional a través de AMM.

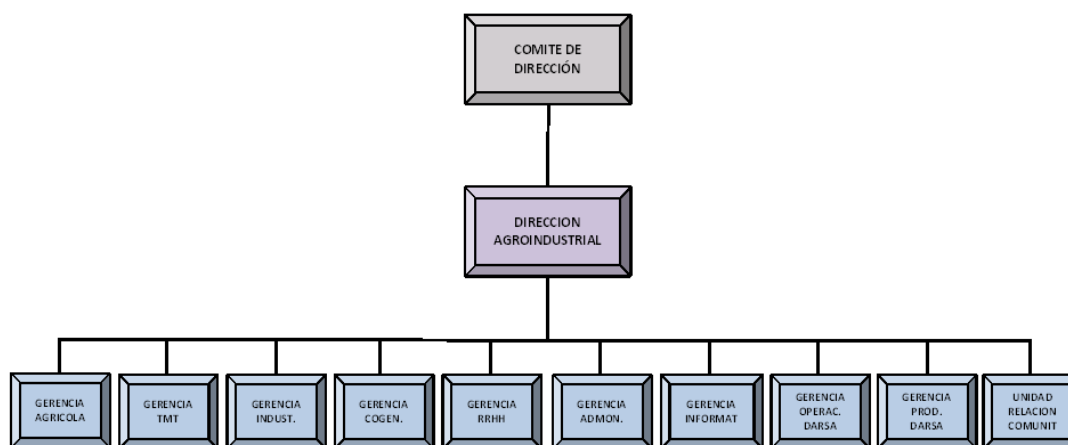
B. RESEÑA HISTÓRICA DE INGENIO TULULÁ S.A.

El Ingenio Tululá S.A. es una empresa agroindustrial fundada en 1904 como iniciativa del señor Antonio Bouscayrol. El ingenio en sus inicios produjo panela a través de trapiches de caña, posteriormente, fue uno de los primeros ingenios en producir azúcar. En el año 2000 comenzó el proyecto de cogeneración por medio de la biomasa del bagazo de la caña de azúcar. En el año 2005 Ingenio Tululá pasó a ser parte de Industrias Licoreras de Guatemala, y se unió a la producción de ron añejo fabricando miel virgen.

C. ESTRUCTURA ORGANIZACIONAL DE INGENIO TULULÁ S.A.

La división del Ingenio cuenta con un Comité de Dirección y Dirección Agroindustrial, de manera vertical se divide en las siguientes áreas: agrícola; taller, maquinarias y transportes; industrial; cogeneración; recursos humanos; administración; informática; operación de DARSA; producción de DARSA; y, relaciones comunitarias.

Figura 21. Estructura organizacional de Ingenio Tululá S.A.



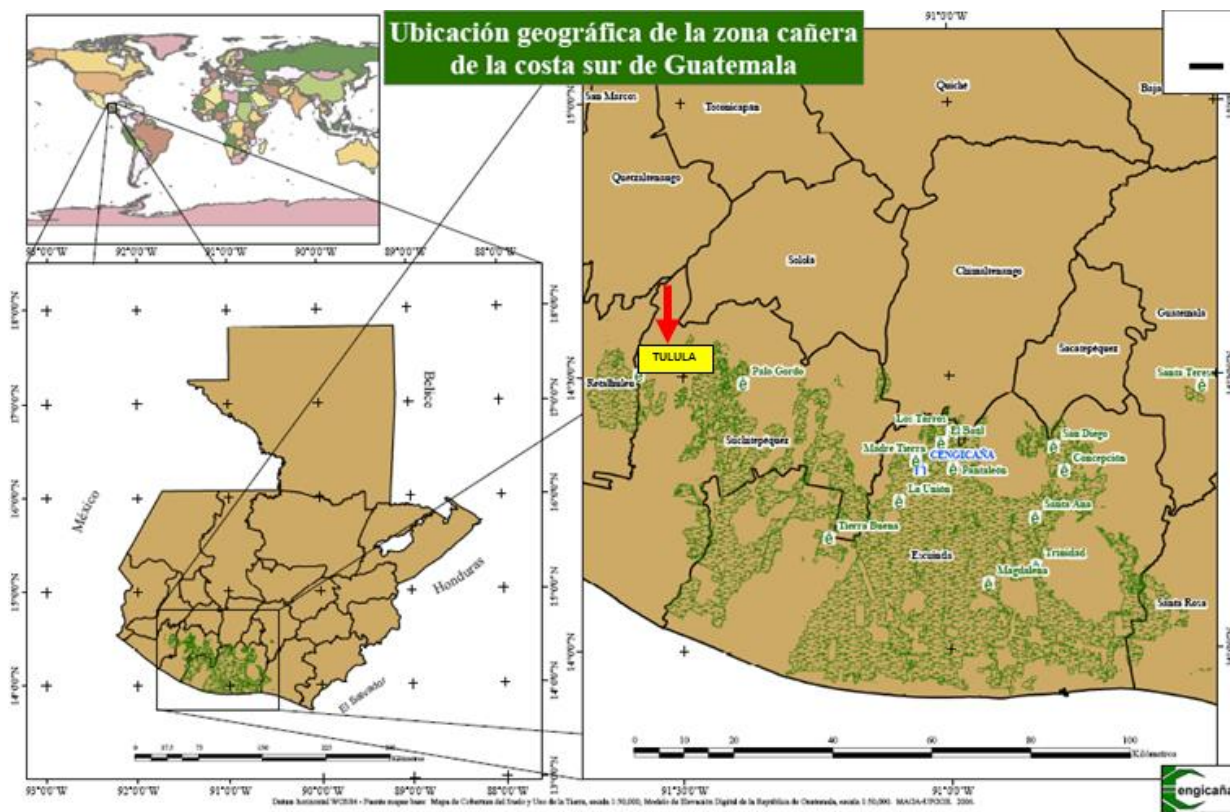
(Ingenio Tululá, 2016)

D. OPERACIÓN DE INGENIO TULULÁ S.A.

La operación del Ingenio Tululá se divide en dos temporadas principalmente: reparación, en donde se realiza mantenimiento a todos los equipos; y zafra, en donde todas las actividades están enfocadas en producción. Sin embargo, la secuencia de labores para producir caña de azúcar se puede desglosar de la siguiente manera:

1. **Área agrícola.** El departamento administra las actividades relacionadas con el cultivo de la caña de azúcar. Las áreas de siembra se encuentran ubicadas en los departamentos de Suchitepéquez y Retalhuleu como se muestra en la Figura 4. El 83% del área de siembra se encuentra en la zona interna del ingenio, y el 17% se encuentra en la zona externa (a más de 36 kilómetros de distancia del Ingenio). En el área de siembra se tiene las siguientes condiciones: precipitación promedio anual de 130 pulgadas (3,300 mm); temperatura promedio anual: máxima de 31°C, mínima de 21°C y media de 24°C; altitud igual a 275 MSNM; velocidad del viento de 2 a 20 km/h de Este a Oeste; humedad relativa de 85%; y, suelos tipo vertisoles e inceptisoles. Los tipos de ecosistemas del área son bosque muy húmedo, subtropical cálido.

Figura 22. Ubicación geográfica de la zona cañera.



(Ingenio Tululá, 2016)

La secuencia de labores para producir caña de azúcar, dentro de la administración del área agrícola, es la siguiente:

- Adecuación y preparación de terreno: Volteo o arado y surcado del área de siembra.
- Siembra: Distribución y tapado de la semilla en el campo
- Desbasurado: Quema de la basura de residuos vegetales que han quedado en el campo y basura de cultivo anteriores.
- Riego: El riego se realiza principalmente realizado por gravedad a través de surcos y canales, aunque también se realiza riego por aspersión y miniaspersión.

- Fertilización: Se utilizan dos tipos de fertilización principalmente. Uno de ellos es con mochila de presión constante y/o aguilón con tractor, y otro es ferti-riego, donde el fertilizante es aplicado junto con el agua de riego.
- Control de malezas: Mantenimiento de los caminos y perímetros de los cañales para mantener baja la proliferación de las malezas y para evitar los hospederos de plagas.
- Control de plagas: Manejo integrado de plagas que amenazan al cultivo. El control se realiza a través de la aplicación de herbicidas y plaguicidas.
- Cosecha: La cosecha se lleva a cabo durante todo el periodo de Zafra del Ingenio. Posterior al corte la caña debe alzarse y transportarse al ingenio para ser procesada. Desde la etapa del corte hasta ser puesta en el patio del Ingenio se debe cuidar la cosecha para evitar la contaminación con impurezas, que es todo aquello que no contiene azúcar (hojas, tierra, piedras, etc.). Desde el corte hasta la molienda no debe transcurrir más de 36 horas para evitar la pérdida de azúcar por acción de las dextranas.

2. **Área talleres, maquinaria y transportes.** El departamento de TMT (por sus siglas) administra los servicios de logística de transportes, maquinaria agrícola, equipos e implementos, mantenimiento preventivo y correctivo de la flota del Ingenio Tululá para la producción, cosecha y fabricación de azúcar.

La flota de maquinaria agrícola consta de cosechadoras, alzadoras, tractores, maquinaria pesada, equipo de riego e implementos agrícolas. La flota de maquinaria automotriz consta de cabezales, camiones, buses, vehículos livianos, motos, equipo de cañero y otros equipos.

La subárea de transporte y caminos gestiona las siguientes actividades:

- Transporte de caña a granel y mecanizada;
- Transporte de personal de cosecha (cortadores);
- Transporte de cachaza;
- Transporte de melaza;
- Transporte de maquinaria, equipos e implementos;
- Operación y supervisión del transporte; y
- Reparación y mantenimiento de caminos.

3. **Área industrial.** Los procesos incluidos bajo la gestión del área industrial son preparación y molienda de la caña de azúcar, extracción del jugo para la fabricación de mieles vírgenes como materia prima de rones añejos, azúcar crudo para exportación y melaza bajo normas de control de calidad.

La capacidad del Ingenio Tululá es:

Capacidad de molienda efectiva de caña: 6,500 t/día

Producción de miel virgen: 794.94 m³/día (210,000 gal/día)

Rendimiento promedio de miel virgen: 0.121 m³/t de caña (32 gal/t de caña)

Producción anual de mieles vírgenes: 133,246.5 m³ (35,200,000 galones)

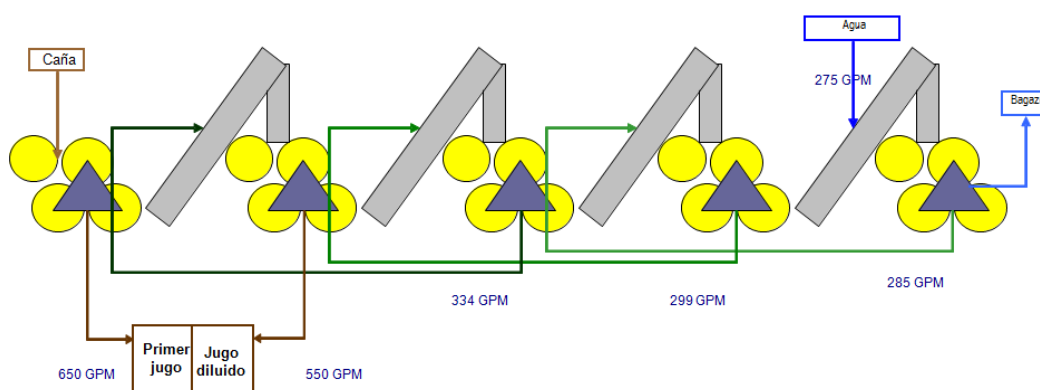
Rendimiento promedio de melaza: 0.025-0.026 m³/t de caña (6.5-7.0 gal/t de caña)

Capacidad de cogeneración: 31,500 kW-h

La caña inicialmente es lavada, y luego se pasa por picadoras y molinos, para separar el jugo y el bagazo. En el proceso de molienda el Ingenio utiliza cinco molinos de cuatro masas en paralelo.

Actualmente, las mesas de lavado de caña de corte mecanizado y manual funcionan dependiendo de la disponibilidad de la caña en época de zafra, luego del lavado de caña se obtiene un efluente con altas concentraciones de sólidos de distintos tamaños de partícula. En la salida del efluente de las mesas de lavado se encuentran cribas, las cuales retienen los sólidos grandes que arrastra el agua. Sin embargo, las aberturas de las cribas son pequeñas y retienen sólidos de diferentes tamaños que mayoritariamente son grandes. Las cribas se obstruyen constantemente por los sólidos retenidos y no existe un flujo de agua residual, sino que se queda retenido. Para volver a fluir el agua se tiene que remover los sólidos retenidos en las cribas. Los operarios del Ingenio Tululá con ayuda de rastrillos remueven los sólidos de la superficie de la criba.

Figura 23. Esquema de tándem de molinos.



(Ingenio Tululá, 2016)

Luego del proceso de molienda y extracción, el jugo pasa por procesos de calentamiento, clarificación y filtración para separar los materiales diferentes a la sacarosa, que se encuentran en el jugo. De la purificación se obtiene, como subproducto, la cachaza. Luego se pasa por un proceso de evaporación donde se obtiene la miel virgen, utilizada como materia prima para la producción de rones añejos, azúcar crudo para exportación y melaza.

Actualmente en el Ingenio Tululá S. A. no se han realizado estudios de pérdidas de sacarosa en las mesas de lavado de caña. En el Instituto Audubon de Azúcar en Estados Unidos, se determinó que las pérdidas de sacarosa promedio en las mesas de lavado son de 6lb/ton de caña. Por otro lado, en el libro de *Cane Sugar Engineering* se reporta un valor de pérdidas de 3.2 kg/ton de caña. La nueva tendencia en Ingenios es el uso de limpieza en seco. En Guatemala el Ingenio La Unión implemento en el año 2007 el sistema de limpieza en seco que les aumento el rendimiento en 3 lbs de azúcar/t de caña. También se disminuyó el mantenimiento de los equipos de tres a una vez ya que disminuye el desgaste en equipos. De igual forma, el Ingenio Pantaleón instaló un sistema de lavado en seco para aumentar su rendimiento en 1.4kg de azúcar/tonelada de caña.

Figura 24. Evaporadores de múltiple efecto.



(Fotografía tomada por el autor en Ingenio Tululá S.A.)

4. **Área cogeneración.** El área de cogeneración envuelve las actividades involucradas a la producción de energía térmica y electricidad de forma simultánea utilizando como combustible la biomasa de caña (bagazo), el cual es un subproducto proveniente de la fabricación de azúcar.

Los objetivos del área son:

- Disminuir los consumos de energía y el consumo de combustible, principalmente de origen fósil.
- Reducir las emisiones de gases de efecto invernadero y otros gases contaminantes.

- Aumentar la eficiencia del sistema, aportando mayor estabilidad y diversificación del mismo.
- Motivar la investigación y desarrollo de sistemas energéticos eficientes y el ahorro energético.

Los procesos del área de cogeneración se dividen en las siguientes sub-áreas:

- a. Vapor. La sub-área incluye la gestión del tratamiento de agua para calderas, combustión de bagazo, producción de vapor, control automático del equipo, y el manejo ambiental de las operaciones.

Para la producción de vapor el Ingenio Tululá cuenta con cinco calderas con las siguientes especificaciones, para la producción de vapor.

- Caldera 1: producción de vapor de 18,144 kg/h (40,000 lb/h), presión y temperatura de operación de 1,724 kPa (250 psig) y 210 °C (410 °F), Horno Dietrich-Dennis.
- Caldera 2 y 3: producción de vapor de 27,216 kg/h (60,000 lb/h) cada una, presión y temperatura de operación de 1,724 kPa (250 psig) y 254 °C (490 °F), Horno Dietrich-Dennis.
- Caldera 4: producción de vapor de 54,431 kg/h (120,000 lb/h), presión y temperatura de operación de 1,724 kPa (250 psig) y 500 °F, Horno Pin Hole.
- Caldera 5: producción de vapor de 117,934 kg/h (260,000 lb/h), presión y temperatura de operación de 5,861 kPa (850 psig) y 260 °C (750 °F), Horno Pin Hole.
- Caldera 6: producción de vapor de 100 t/h, presión y temperatura de operación de 6,205 kPa (900 psig) y 482 °C (900 °F), Horno Mitre.

Figura 25. Vista lateral de calderas 5 y 6 (la caldera 5 está ubicada en la parte izquierda de la fotografía y la caldera 6 en la parte derecha)



(Ingenio Tululá, 2016)

El área de cogeneración está encargada del manejo ambiental de los equipos involucrados. Como parte de esta gestión existen instalados dos scrubbers húmedos para el lavado y control del material particulado y emisiones gaseosas provenientes de las calderas 5 y 6.

Figura 26. Scrubber de caldera 5 (izquierda) y scrubber de caldera 6 (derecha)



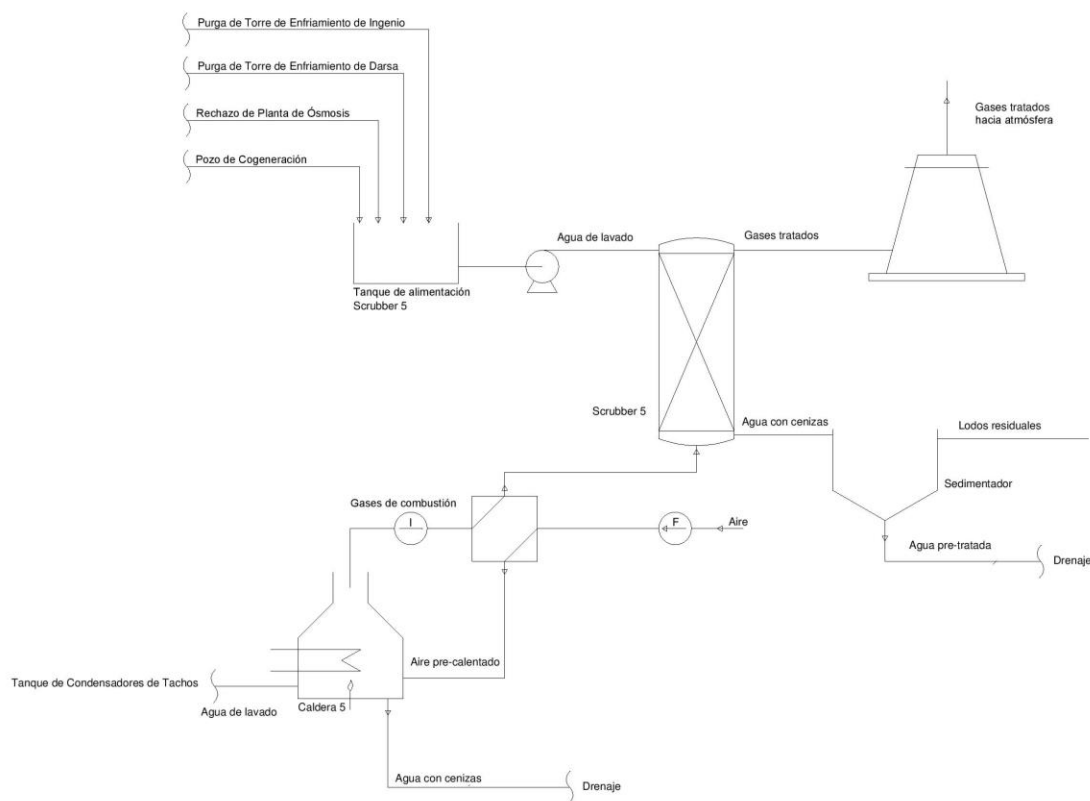
(Fotografía tomada por el autor)

El scrubber de la caldera 5 tiene un tanque de alimentación abierto a la atmósfera. El agua de alimentación proviene de cuatro diferentes fuentes:

- Purga de la torre de enfriamiento del Ingenio Tululá
- Purga de la torre de enfriamiento de darsa
- Rechazo de la planta de tratamiento de ósmosis inversa para las calderas
- Pozo de cogeneración.

Existen instaladas dos bombas centrífugas para movilizar el agua del tanque al scrubber. Durante operación normal solo se utiliza una bomba, sin embargo, se tiene instalada una más en caso de reparación, mantenimiento u otras actividades. Los gases de combustión provenientes de la caldera 5 son tratados con el agua, y luego el agua residual es recolectada en un tanque sedimentador con un sistema de cadena que retira los lodos sedimentados. Por último, el agua residual es descargada al alcantarillado. En la Figura 12 se muestra un esquema del sistema del scrubber de la caldera 5.

Figura 27. Diagrama de proceso de scrubber de caldera 5 (antes de instalación de PTAR)

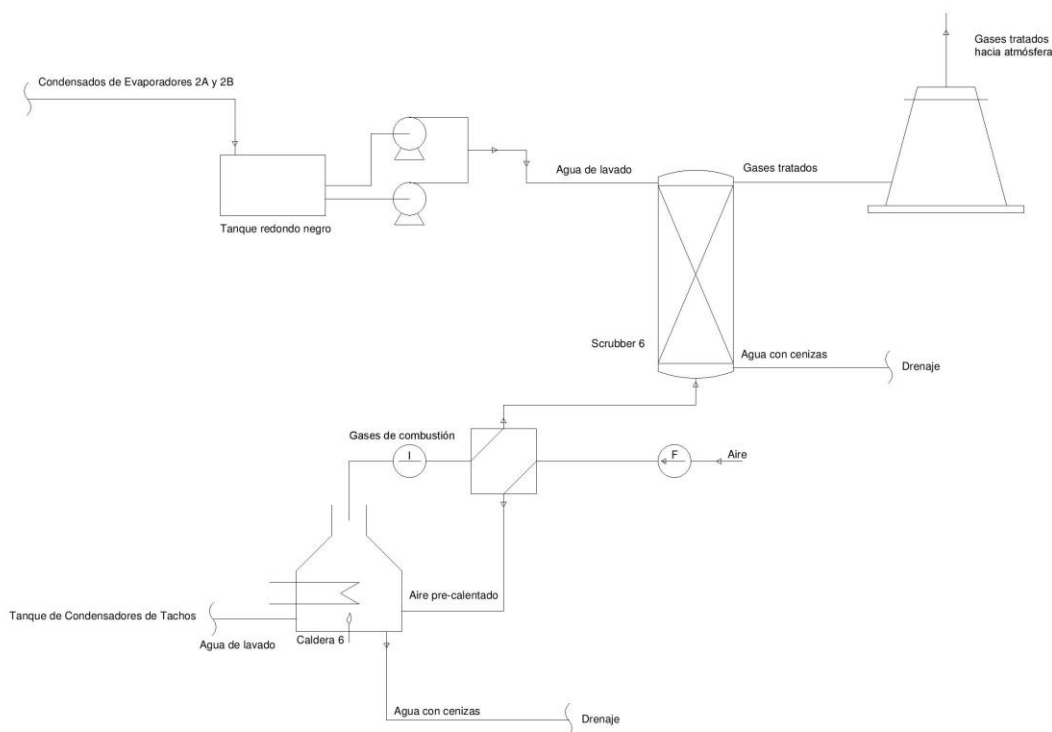


(Diagrama realizado por el autor)

El scrubber de la caldera 6 tiene un tanque cerrado de alimentación. El agua de alimentación proviene de los condensados de los evaporadores 2A y 2B. Para movilizar el agua existen instaladas dos bombas centrífugas. Durante operación normal solo se utiliza una bomba centrífuga, sin embargo, se mantiene disponible otra bomba en caso de reparación, mantenimiento u otras actividades. Los gases de combustión

provenientes de la caldera 6 son tratados con el agua, y luego el agua residual es descargada a un canal abierto que la conduce hasta el alcantarillado. En la Figura 13 se muestra un esquema del sistema del scrubber de la caldera 6.

Figura 28. Diagrama de proceso de scrubber de caldera 6 (antes de instalación de PTAR)



(Diagrama realizado por el autor)

En vías de mitigación del impacto ambiental el Ingenio implementó una planta de tratamiento de aguas residuales. La empresa proveedora fue Mause Brasil. Su función principal es la de tratar el agua proveniente de las mesas de lavado de caña, los lavadores de gases de las calderas y el agua proveniente del arrastre de cenizas de las calderas de cogeneración. Esta planta utiliza el método de separación sólido-líquido a través de los procesos (tamizado, sedimentación y filtración al vacío), removiendo los sólidos insolubles incorporados en el agua. Los sólidos retirados del agua son deshidratados por un filtro al vacío y direccionados para la tolva de torta y son enviados para el campo. Esta planta de tratamiento está conformada por tres equipos de tratamiento: Un tamizador, un filtro de banda rotatorio y un clarificador.

El tamizador es el primer equipo en la planta de tratamiento. El agua pasa por éste para retener partículas de materiales superiores a 2,0 mm y todo el bagazo que va flotando en la misma (no quemado, trozos de refractarios provenientes de la caldera y materiales metálicos). El agua con sólidos con dimensiones inferiores a 2,0 mm se canaliza por una boquilla en la parte inferior y lateral del tamizador y se envía por gravedad al Clarificador para que ocurra la decantación de los sólidos insolubles. También en

esta parte se hace la mezcla rápida del agua que pasó por el tamiz y el floculante. Al adicionar el floculante se busca aumentar el peso de las partículas sólidas y acelerar la sedimentación en el clarificador.

En el clarificador la alimentación del efluente se hace por encima y por el centro donde los sólidos fluyen hacia el fondo del tanque, formando un manto de lodo y una capa de separación del agua clarificada que se desplaza hacia arriba. El agua clarificada, libre de sólidos fluye por un vertedero periférico hasta un canal que capta el agua clarificada, orientando el flujo a una tubería que descarga el agua a un tanque de suministro para los lavadores de gases y las mesas de lavado de caña. Además, en el fondo del clarificador hay una salida para los lodos, los cuales son movilizados hacia el filtro al vacío para su desecado y posterior transporte a los campos.

Figura 29. Planta de tratamiento de aguas residuales.

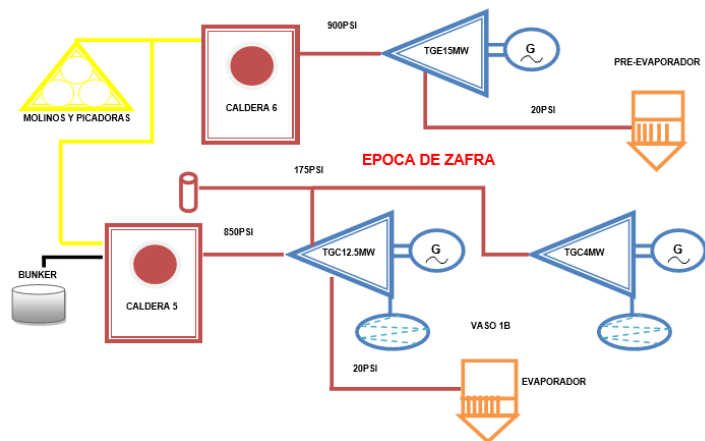


(Fotografía tomada por el autor en Ingenio Tululá S.A.)

Esta planta de tratamiento inició operaciones el 28 de abril del presente año. Últimas semanas del periodo de zafra 2015-2016. Utilizando desde el inicio de sus operaciones los tres equipos en operación continua para el tratamiento a un 75-80% de la capacidad total de la misma.

b. **Electricidad.** La sub-área gestiona las protecciones y mediciones eléctricas; enfriamiento de agua de proceso utilizando torres mecánicas de tiro inducido; gestión de personal, equipos e instalaciones; el control automático y gestión de los turbogeneradores; transformación de energía eléctrica; gestión de los motores eléctricos, alumbrado eléctrico, y distribución de eléctrica dentro de las instalaciones; y la administración de la compra/venta de energía eléctrica. En el siguiente esquema se ilustra a grandes rasgos los procesos de las sub-áreas de vapor y electricidad, dentro de cogeneración.

Figura 30. Esquema general de cogeneración.



(Ingenio Tuluá, 2016)

c. Servicios a terceros. La sub-área gestiona el suministro de energía eléctrica al ingenio; montajes eléctricos y de instrumentación como apoyo a otras áreas; gestión de automatización de otras áreas, montajes e instalaciones eléctricas de otras áreas (internas).

5. Área administrativa. El área administrativa tiene asignados los siguientes departamentos:

- Bodega de producto terminado (azúcar)
- Bodega de materiales, repuestos y accesorios
- Bodega de productos químicos de producción y campo
- Mantenimiento de instalación de área perimetral de Ingenio Tuluá
- Básculas
- Casa patronal (hospedaje y alimentación)
- Seguridad perimetral de Ingenio Tuluá

Figura 31. Bodega de producto terminado (azúcar).



(Ingenio Tululá, 2016)

6. **Área informática.** El área de informática está conformada por administradores, técnicos, analistas y programadores del Ingenio Tululá. Se divide principalmente en desarrollo de aplicaciones e infraestructura.

Dentro de los servicios de aplicaciones que administran se encuentran:

- Exportación de azúcar
- Viajes del área taller, maquinaria y transportes
- Planilla de I.G.S.S.
- Control de plagas
- Centro de salud
- Sistema de llantera
- Torre de control de transporte
- Planillas de toneladas de pilotos
- Traza de liquidaciones
- Báscula
- Labores agrícolas

En la división de infraestructura el área de informática gestiona los nodos de distribución de red a todas las áreas del ingenio.

7. **Área relaciones comunitarias.** Esta área gestiona las relaciones con las comunidades cercanas al ingenio. Identifica todas las comunidades, y los gestores en cada una. También han desarrollado proyectos de responsabilidad social empresarial dentro de los cuales se incluyen:

- Desarrollo de cultivo
- Siembra de alevines
- Reforestación
- Pozos mecánicos de apoyo
- Puesto de salud
- Conferencias y campañas de valores
- Rotulación y señalización de carreteras
- Mantenimiento de carreteras
- Construcción de túmulos en carreteras

VI.METODOLOGÍA

El trabajo de campo, incluyendo la recolección de muestra y mediciones *in situ* de condiciones de operación, se realizó en las instalaciones del Ingenio Tululá S.A., ubicado en el municipio de San Andrés Villaseca, durante el periodo de zafra 2015-2016, que abarca desde enero hasta mayo de 2016.

El trabajo se llevó a cabo en cuatro etapas principales que se mencionan a continuación:

A. ETAPA 1: OBSERVACIÓN E IDENTIFICACIÓN DE PROCESOS RELACIONADOS CON EL SISTEMA.

En la primera etapa se realizaron las primeras visitas de campo, recorriendo todas las instalaciones del Ingenio Tululá S.A., identificando las áreas y equipos involucrados con el sistema de lavado de caña, de cenizas y de gases de combustión de las calderas 5 y 6, y planta de tratamiento de aguas residuales. Se realizaron 14 visitas al ingenio en temporada de zafra cada fin de semana de enero a mayo. Luego, se realizó un esquema general del sistema hídrico que se relaciona con los procesos mencionados.

En esta etapa también se seleccionó el método analítico para la determinación de la concentración de sacarosa en las muestras de agua de las mesas de lavado de caña. Para la selección del método más adecuado se realizó el siguiente procedimiento:

Se listó los diferentes equipos disponibles para determinar la concentración de sacarosa en muestras líquidas. Y se estableció los criterios de selección del método, que en este caso fueron: exactitud, precisión, repetibilidad y disponibilidad de equipo. Seguido se realizó un cuadro comparativo enumerando las ventajas y desventajas de cada método y equipo, con los criterios y el cuadro comparativo se seleccionó el mejor método de cuantificación de sacarosa.

Con el panorama general del sistema, se realizó una identificación y documentación de todos los equipos y tuberías de agua, específicos del sistema de lavadores de gases (scrubbers), mesas de lavado de caña, equipos auxiliares y planta de tratamiento; y se realizó un diagrama de proceso.

B. ETAPA 2: RECOLECCIÓN DE MUESTRAS Y MEDICIÓN DE CONDICIONES DE OPERACIÓN

1. Sistema de lavado de caña. Con la observación realizada en la etapa 1 se determinó los puntos de muestreo en cada mesa de lavado para la recolección de muestras. Para la selección del muestreo se realizó lo siguiente:

Se observó los distintos puntos de descarga de agua de cada mesa de lavado y se determinó el punto donde se observó mayor flujo de agua. Por cada mesa de lavado se seleccionó de dos a tres puntos de toma de muestras.

Ya con los puntos definidos se tomó las muestras de cada mesa y se realizó el siguiente procedimiento para su análisis:

Se lavó con agua y con jabón cuatro recipientes plásticos por mesa de lavado. A cada recipiente se les colocó una etiqueta con datos relevantes de operación que se muestra a continuación:

Figura 32. Ejemplo de etiqueta para botellas de muestras.

| | |
|---|---|
| Número de muestra: _____ | Fecha: _____ |
| | Hora: _____ |
| Finca: _____ | |
| Tipo de corte: _____ | |
| Sector de la mesa de lavado: _____ | |
| Temperatura ambiental: <input type="text"/> | Temperatura muestra: <input type="text"/> |
| pH: <input type="text"/> | |

(Elaboración propia)

Cuando la caña se descargó sobre la mesa, se esperó entre 15-20 segundos para la toma de la muestra. Esto con el fin de que el agua tenga mayor contacto con la caña. Los puntos seleccionados fueron ambas esquinas de la mesa y la parte central por lo cual se utilizó una toma muestras para obtener la muestra. También se debe tomó una muestra del agua que se alimenta a las mesas de lavado.

A cada muestra se le tomó de forma inmediata el pH con un potenciómetro portátil y la temperatura con una termocupla. Se almacenó la muestra a 4°C hasta que se realizó el análisis de determinación de concentración de sacarosa y concentración de sólidos.

Ya con el método de determinación de concentración de sacarosa que en este caso se seleccionó el método de Cromatografía líquida de alta resolución, se realizó el procedimiento que se presenta a continuación:

Se número distintos beakers con el código de la muestra y se trasvaso de los recipientes hacía los beaker entre 25-50 mL de la muestra. Posteriormente, se armó el sistema de filtración al vacío utilizando un embudo büchner y se filtraron las muestras con un filtro mesh número 5. Seguido en el laboratorio de análisis químico avanzado se filtró 2 mL de la muestra previamente filtrada en un filtro de 0.20 µm. Para

colocar la muestra en los viales se utilizó una jeringa y se colocó en orden los viales dentro de la bandeja del automuestreador. Por último, se colocó la bandeja en el cromatografo y se puso a trabajar el cromatografo.

En este caso se determinó el número de muestras utilizando un método estadístico de estimación por intervalo de la proporción poblacional.

Por otro lado, se elaboró un inventario que recopiló los equipos delimitados en el sistema de las mesas de lavado de caña para realizar un análisis de consumos energéticos. Para la medición de amperajes y voltajes se realizó el siguiente procedimiento:

Se realizó un inventario de los equipos involucrados en el sistema de lavado y se identificó cada uno de los tableros correspondientes a cada equipo. Con la ayuda de un operador se midió tanto el voltaje como el amperaje, utilizando un amperímetro, de cada línea del sistema trifásico y se anotó el valor promedio.

Para el balance de masa se midió los flujos de entrada y salida de agua a las mesas. En el caso del agua de alimentación como se muestra en el diagrama 2, sección de resultados, proviene de un tanque abierto el cual recibe tres entradas constantes de agua de la planta de tratamiento y del condensador barométrico de los evaporadores de múltiple efecto. El agua se transporta a lo largo de una tubería en algunos tramos de 8” pero principalmente en tubería de 10”. Ya que no se contaba con ningún medidor de flujo, durante el paro de mantenimiento de fábrica se prosiguió a realizar lo siguiente para la medición de flujos:

Se cerró cada una de las válvulas de las tuberías de alimentación del tanque y se midió el largo y ancho del tanque con un metro. Se midió la distancia desde la orilla del tanque hasta el nivel de agua inicial, se abrió las válvulas hacía las mesas de lavado como se opera normalmente, se encendieron las bombas y se inició la medición del tiempo.

Luego se paró el cronometro y se apagaron las bombas después de un minuto. Se midió la altura final desde la orilla del tanque hasta el nivel final de agua. Con el área de tanque y la diferencia entre el nivel inicial y final se encontró el volumen bombeado, y dividiéndolo por el tiempo se obtuvo el caudal de alimentación hacía las mesas de lavado.

Ahora para la medición del caudal de descarga de las mesas de lavado ya que toda el agua se transportaba por una tubería enterrada se utilizó un canal en un tramo de la descarga el cual es el único punto donde el agua no se encontraba entubada. Para la medición del caudal el procedimiento fue:

Se midió un largo definido del canal y el ancho. Seguido se midió el nivel del agua. En el punto inicial establecido se soltó una esfera de duroport y se midió el tiempo hasta que llegó al punto final previamente establecido. Con la distancia recorrida y el tiempo transcurrido se obtuvo la velocidad lineal. Luego con el ancho y profundidad se obtuvo el área y se determinó el caudal final. Se realizaron varias mediciones y se obtuvo un flujo de descarga promedio.

Otras mediciones importantes fueron las condiciones del agua de alimentación (tanque y sus flujos de alimentación) y del agua de descarga. Los análisis realizados para estas fueron:

- Temperatura
- pH
- Sólidos disueltos y suspendidos

Para la toma de muestras se utilizó un toma muestras, se colocó la muestra en un recipiente de plástico con etiqueta, se midió inmediatamente la temperatura y pH. Posteriormente se almacenó la muestra a baja temperatura y se utilizó el equipo portátil de análisis de agua Hach para el análisis.

2. Sistema de lavado de gases de combustión. Fue necesario recolectar información sobre las variables que influyen en la eficiencia del scrubber para el control de material particulado en los gases de combustión. Las principales variables analizadas fueron: caudal, pH, temperatura y sólidos totales en agua; caudal, composición, concentración de material particulado, caída de presión y temperatura en gases de combustión. Con la observación realizada en la etapa 1, se determinaron los siguientes puntos para la recolección de muestras y mediciones *in situ*:

- Tanque de almacenamiento de scrubber 5
- Canal de descarga de aguas residuales de scrubber 5
- Orificio de analizador de gases de combustión de caldera 5
- Orificio de termocupla en la entrada de gases de combustión de scrubber 5
- Orificio de manómetro en U en la salida de gases de combustión de scrubber 5
- Tanque redondo de scrubber 6
- Canal de descarga de aguas residuales de scrubber 6
- Orificio de analizador de gases de combustión de caldera 6
- Orificio de manómetro en U en la salida de gases de combustión de scrubber 6

A continuación, se detalla el procedimiento para la medición de cada variable:

a. Determinación de caudal de flujos del sistema de scrubbers (método 1).

- Se midió la velocidad lineal del flujo, con anemómetro para un gas o midiendo el tiempo (con cronómetro) en que recorre una partícula flotante una distancia definida en un canal abierto de agua.
- Se midió el área del flujo con una cinta métrica.
- Se calculó el caudal del flujo.
- Y se midió la corriente y voltaje con un amperímetro del motor eléctrico utilizado para bombeo del flujo.

b. Determinación de caudal de flujos del sistema de scrubbers (método 2).

- Se midió el cambio de volumen definido por el flujo, utilizando un recipiente con volumen graduado.
- Se midió el tiempo con un cronómetro en el que se consideró el cambio de volumen definido por el flujo.
- Se calculó de caudal del flujo.
- Y se midió la corriente y voltaje del motor eléctrico utilizado para bombeo del flujo.

c. Determinación de propiedades fisicoquímicas de gases de combustión.

- Se almacenaron muestras de gases de combustión en tanque cerrado, extrayendo el gas con una bomba de succión en la salida de la chimenea después de las calderas.

Figura 33. Recipientes contruidos para almacenamiento de gases de combustión.



(Elaboración propia)

Figura 34. Imagen izquierda sistema de extracción de gases de combustión en salida de gases de caldera 5; imagen derecha, el mismo sistema para la caldera 6.



(Elaboración propia)

- Se midió la temperatura con una termocupla portátil (marca: Taylor, serie: 994ON) y presión con un manómetro de agua en U portátil (marca Dwyer, presión máxima de 100 psi), ambas *in situ*, de los gases de combustión en la entrada y salida del scrubber.

Figura 35. Imagen izquierda, medición de temperatura; imagen derecha, medición de presión; ambos en la salida de los gases residuales del scrubber 5.



(Elaboración propia)

- Se realizó el análisis de gases de combustión (base seca) para determinación de composición, utilizando el equipo Bacharach, en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala (UVG).
 - d. Determinación de propiedades fisicoquímicas de afluente y efluente de líquido.
 - Se tomaron muestras de agua de los afluentes y efluentes del sistema de scrubbers, documentando la hora y fecha de la muestra.
 - Se midió el pH de agua *in situ* con potenciómetro portátil (Oakton pH Tester 20).
 - Se midió la temperatura de agua *in situ* con termocupla portátil (marca: Taylor, serie: 994ON).
 - Se almacenaron muestras a baja temperatura.
 - Se midió la concentración de sólidos disueltos utilizando el equipo Hatch DR1890, en el Laboratorio de Operaciones Unitarias
 - Se midió la concentración de sólidos suspendidos utilizando como método filtrado al vacío con papel filtro No. 2 y secado en horno durante 60 minutos.
 - Se calculó la concentración de sólidos totales utilizando la medición de sólidos disueltos y sólidos suspendidos.
 - Se determinó la densidad del agua, midiendo la masa de un volumen definido del líquido utilizando una probeta de 1000 mL de vidrio.

e. Determinación de propiedades físicas de cenizas.

- Se tomó muestras de cenizas en la salida del pre-calentador de aire de la caldera 6.
- Se midió el tamaño de particulado utilizando la tamizadora y los mesh 400 (38 μm), 200 (75 μm), 140 (106 μm), 100 (150 μm), 80 (180 μm), 60 (250 μm), 45 (355 μm), 30 (600 μm) y 20 (850 μm), del Laboratorio de Operaciones Unitarias UVG.
- Se midió la densidad aireada y densidad compacta de cenizas, utilizando una probeta de vidrio de 1 L y una balanza digital OHAUS.
- Se calculó la densidad de trabajo, utilizando la densidad aireada y densidad compacta.

f. Determinación de procedimientos operacionales.

- Se realizó la evaluación *in situ* de procedimientos de operación de los scrubbers, incluyendo mantenimiento y operación de equipos principales y auxiliares, limpieza de canales y tuberías, y remoción de cenizas.
- Se determinó los flujos de agua y gas que los operarios manejan en los scrubbers.
- Se identificaron los controles operacionales en el funcionamiento de los scrubbers.
- Se determinaron los recursos empleados en cada procedimiento.
- Se determinaron los procedimientos estandarizados.

3. **Evaluación de contaminantes.** Con la identificación de los efluentes se procedió a muestrear con un toma muestra conformado por un recipiente de plástico tipo PET unido a un bolillo. El almacenamiento de las muestras se realizó en botellas de plástico de PET de 750 mL previamente lavadas con agua potable para remover cualquier residuo previo.

La cantidad de muestras recolectadas se calculó por medio de un análisis estadístico, el cual se muestra en la sección de cálculos de muestra. La toma de muestras se hizo en distintas horas del día como se puede observar en las tablas de muestra en el apéndice, para registrar las variaciones de sus condiciones y composición. Cabe mencionar que al momento de tomar las muestras se midió inmediatamente el pH y la temperatura de las mismas.

Para la medición de pH se utilizó un potenciómetro de la marca Eutech Instruments, modelo pHTester 20 waterproof. Se colocó el electrodo del potenciómetro en una pequeña cantidad de la muestra contenida en el toma muestra del potenciómetro y se esperó hasta que se estabilizará la lectura. Para la medición de la

temperatura se utilizó una termocupla de la marca TAYLOR, modelo 9940N, colocando el sensor en el interior de la botella que contenía la muestra y se esperó hasta que se estabilizara la lectura.

Posteriormente se taparon las botellas y se identificó con marcador permanente el lugar de donde fueron tomadas. Se almacenaron las botellas en una hilera y se les agregó hielo.

Este procedimiento se realizó cada vez que se tomaron las muestras de los distintos efluentes involucrados en la planta de tratamiento.

Los criterios de relevancia elegidos para analizar las muestras recopiladas en los efluentes de los procesos involucrados en el sistema de tratamiento de aguas residuales se definieron en base a un tratamiento físico que se realiza en el pretratamiento de aguas residuales. Por lo tanto, analizó principalmente la cantidad o concentración de las partículas sólidas. Para la medición de éstas se determinó que los criterios de relevancia incluían los sólidos totales suspendido, sólidos totales disueltos y sólidos totales. También, fue necesario medir otros parámetros del agua que afectaban la calidad del agua para su recirculación en el proceso, tales como: conductividad, pH, temperatura y turbidez.

Las muestras recopiladas se llevaron a la Universidad del Valle de Guatemala para realizar los análisis fisicoquímicos. Se realizaron los siguientes análisis:

a. Sólidos totales suspendidos. Se utilizó el colorímetro HACH modelo DR/890 empleando el método fotométrico número 8006. Ver procedimiento en la sección de anexos en la pág. 125.

b. Conductividad. Se utilizó el potenciómetro portátil de la marca HACH modelo SensIon156. Ver procedimiento en la sección de anexos en las pág. 125 y 126.

c. Sólidos totales disueltos. Se utilizó el potenciómetro portátil de la marca HACH modelo Sension 156.

d. Sólidos totales. Los sólidos totales son la suma de los sólidos totales suspendidos y los sólidos totales disueltos. Por lo tanto, al obtener los datos experimentales correspondientes se realizó la operación matemática de adición.

e. Turbidez. Se utilizó el colorímetro de la marca HACH modelo DR/890 empleando el método de absorciometría número 8237. Ver procedimiento en la sección de anexos en las pág. 126 y 127.

f. Medición de los caudales de los efluentes de los equipos. Se realizaron varias mediciones del caudal de los distintos efluentes de los sistemas de interés. Debido a que se manejaban grandes flujos de agua, no fue posible determinar los caudales midiendo un volumen con un recipiente calibrado en un tiempo determinado. Se midió la velocidad lineal y se tomaron las dimensiones del canal abierto o tubería para encontrar el área. De tal manera, que el producto de la velocidad por el área es equivalente al caudal.

Se localizó el canal que conducía el efluente del equipo hacia el clarificador de la planta de tratamiento. Se midió el ancho y una longitud en una sección del canal en donde no había muchas variaciones en el flujo del efluente, se realizó con un metro para tener las dimensiones del canal. Se midió la profundidad del agua en el canal sumergiendo una varilla metálica y al emerger ésta se observaba la marca del nivel del agua y se midió dicha profundidad con un metro. Luego, se colocó un objeto de material liviano que flotará en el agua, en este caso se utilizaron pedazos de duroport sobre la superficie del flujo de agua. Se tomó el tiempo inmediatamente al colocar el pedazo de duroport y se detuvo la medición de tiempo cuando el objeto había alcanzado la longitud del canal que se midió anteriormente. Se calculó el área transversal de una sección constante del canal como el producto de las mediciones de la profundidad por el ancho. Se calculó la velocidad lineal del flujo empleando la fórmula de la longitud que recorrió el objeto en un periodo de tiempo. Finalmente, conociendo el área transversal y la velocidad lineal del flujo se determinó el caudal como el producto de ambos.

Esta metodología se realizó en triplicado o duplicado cada vez que se visitó el ingenio, para registrar las variaciones del caudal.

4. Sistema de planta de tratamiento de aguas residuales

a. Determinación de flujos y características fisicoquímicas del agua efluente del ingenio

- Se midió la velocidad lineal de caudal de salida de agua de los tres procesos en el Ingenio.
- Se midió el área del caudal de salida de agua.
- Se midió características físicas in situ del efluente de agua utilizando potenciómetro portátil y termocuplas del Laboratorio de Operaciones unitarias y medidores del laboratorio de control de calidad del Ingenio.
- Se realizaron pruebas químicas utilizando equipo Hatch en el laboratorio de Control de calidad del Ingenio Tululá.

b. Balance de masa y evaluación de consumo energético

- Se midieron caudales de entrada y salida de agua de la planta de tratamiento (Midiéndolo con cubetas junto con cronometro y también realizando lecturas en medidores electrónicos de flujo)
- Se midió humedad y densidad de los lodos obtenidos en el filtro de correa.
- Se midió densidad del agua en cada uno de los equipos de la planta de tratamiento, utilizando una probeta de 1000 mL y una balanza digital del laboratorio de operaciones de unitarias de la universidad.
- Se midieron corrientes y voltajes de operación con un multímetro, de las bombas principales que transportan el agua y los lodos, los motores para la operación del filtro de correa, el agitador del clarificador y el tamizador.

c. Prueba de jarras

- Se hicieron soluciones acuosas de floculante a las concentraciones de (0.10, 0.12, 0.13)% M/V.
- Se agregó floculante en un litro de agua del ingenio a tratar con la misma temperatura y pH, disolviéndolo en cantidades suficientes para llevar su concentración a 0.75, 1.00, 1.25, 1.50 ppm. Se utilizaron pipetas para agregarlo y una paleta cuadrada para la agitación de la muestra durante 1 minuto.
- Se midieron tiempos de sedimentación efectivo (tiempo que sedimenta la mayor parte de los sólidos), turbidez final del agua tratada, y concentración de sólidos suspendidos finales.
- Se determinaron qué concentraciones de floculante, obtuvieron valores de turbidez y sólidos suspendidos finales menores en el agua tratada. Siendo esta concentración de floculante la dosificación óptima de floculante para el proceso.
- Se variaron pH de agua a tratar agregando cal. Y se agregó la dosificación óptima de floculante para determinar a qué pH se obtienen los valores más bajos de la turbidez y sólidos suspendidos.

d. Análisis propiedades físicas de lodos

- Se determinó la humedad en los lodos obtenidos en el filtro de correa, en tres muestras obtenidas en tres semanas seguidas.
- Se determinó la densidad de trabajo de los lodos, utilizando la medición de densidades compactas y aireadas para el cálculo de la misma.
- Se determinó el tamaño de partícula de los lodos mediante uso de tamizador vibratorio del área de Manejo de Sólidos del Laboratorio de Operaciones Unitarias.

e. Medición de eficiencias de equipos en la planta de tratamiento

- Se midieron propiedades físicas del agua (turbidez, sólidos suspendidos, pH y temperatura) a la entrada y salida de cada equipo de la planta de tratamiento, utilizando potenciómetro portátil y

termocuplas del Laboratorio de Operaciones unitarias y medidores del laboratorio de control de calidad del Ingenio.

- Se midieron las corrientes y voltajes de operación con un multímetro, de las bombas principales que transportan el agua y los lodos, los motores para la operación del filtro de correa, el agitador del clarificador y el tamizador.

C. ETAPA 3: ANÁLISIS DE DATOS

Con la información recopilada durante la zafra 2015-2016, se analizaron las mediciones realizadas en la etapa anterior. En el sistema de lavado de caña se evaluó la concentración de sacarosa, flujos de agua, consumos energéticos, entre otros. Este análisis fue necesario para identificar los puntos de mejora en el sistema hídrico de las mesas de lavado, así como su impacto en la planta de tratamiento de aguas residuales.

Se realizó un balance de masa del sistema del sistema de scrubbers, considerando especialmente la cantidad de sólidos en los flujos y el agua evaporada, y un balance de consumo energético de todos los equipos del sistema. También se determinó el desempeño de los scrubbers como control de material particulado, utilizando el modelo matemático de eficiencia general con el mecanismo de captura de impacto inercial. Además, se evaluó el efecto de la acidez de los afluentes en los scrubbers, utilizando como parámetro de análisis el pH y composición de los flujos para analizar el flujo con mayor efecto corrosivo. Por último, como parte de la evaluación se considerarán también todos los procedimientos de operación de los scrubbers, incluyendo mantenimiento y operación de equipos principales y auxiliares, limpieza de canales y tuberías, y remoción de cenizas.

En la evaluación de contaminantes de los efluentes de los equipos se identificaron los puntos críticos, analizando las muestras tomadas en los distintos días con los criterios de relevancia. Los efluentes con mayor concentración o cantidad de sólidos fueron los puntos críticos, en donde se enfocaron las propuestas de mejora para la reducción de la carga contaminante de dichos efluentes, previo a su tratamiento. Por último, se analizaron también se evaluaron los flujos y características fisicoquímicas del agua, así también como la eficiencia y condiciones de operación en cada equipo, en la planta de tratamiento de aguas residuales.

D. PROPUESTAS DE MEJORA

Con los resultados de cada sistema (lavado de caña, lavado de cenizas, lavado de gases de combustión y planta de tratamiento de aguas residuales) se elaboraron propuestas de mejora para cada sistema, enfocadas en reducir el impacto ambiental, costos operaciones, y la carga contaminante de los efluentes. Realizándolo mediante análisis de literatura y comparación de datos, para que primero se determinaran los procesos y procedimientos a ejecutar para mejorar el proceso de tratamiento ya existente.

VII.RESULTADOS

A. EVALUACIÓN DE SISTEMA DE LAVADO DE CAÑA

Resumen de resultados de evaluación de mesas de lavado de caña

Cuadro 13. Resumen datos Zafra 2015 – 2016

| Parámetro | Anterior a PTAR | Posterior a PTAR |
|---|---------------------|-------------------------|
| Temperatura (°C) | 43.2 ± 0.6 | 45.3 ± 0.4 |
| pH | 5.5 ± 0.1 | 4.9 ± 0.1 |
| Concentración sacarosa (g/L) | 0.97 ± 0.27 | 1.57 ± 0.23 |
| Pérdidas totales de sacarosa (kg sacarosa/ t de caña) | 2.17 ± 0.12 | 3.51 ± 0.07 |
| | Corte manual | Corte mecanizado |
| Concentración sacarosa (g/L) | 0.95 ± 0.18 | 1.87 ± 0.30 |

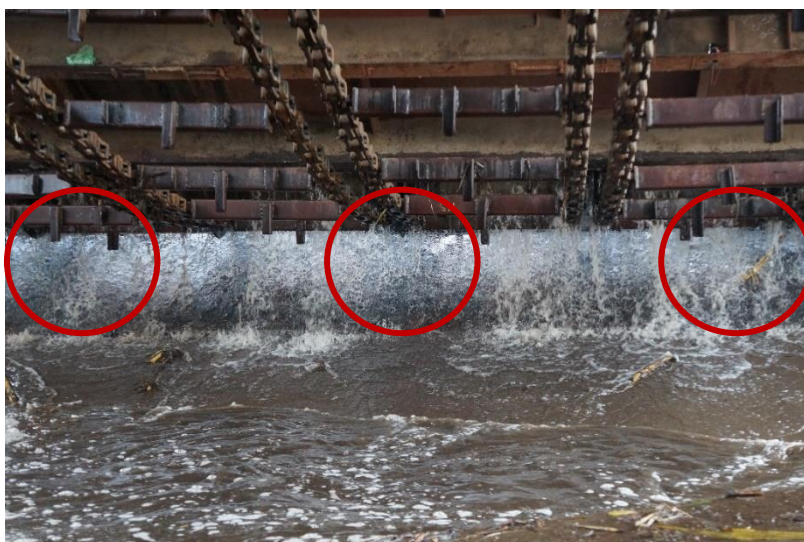
Cuadro 14. Pérdidas totales de sacarosa en mesas de lavado de caña zafra 2015-2016

| | |
|---|---------|
| Pérdidas de azúcar totales (toneladas métricas de sacarosa) | 3622 |
| Producción total de azúcar (toneladas métricas) | 206,589 |
| % de pérdidas de azúcar en mesas de lavado de caña | 1.75 % |

Selección de puntos de muestreo en mesas de lavado

Los puntos establecidos para la toma de muestras en cada mesa de lavado de caña se presentan en las siguientes ilustraciones:

Figura 36. Puntos de muestreo mesa de lavado 2



El punto 1 y 3 de la mesa de lavado II se encuentran a los extremos de la mesa. El punto 2 seleccionado se encuentra a 2.5 m del extremo, justo en el centro de la mesa de lavado.

Figura 37. Puntos de muestreo mesa de lavado 1.



El punto 1 y 2 de la mesa de lavado I se encuentran a los extremos de la mesa. El punto 2 seleccionado se encuentra a 2.5 m del extremo de las mesas, justo en el centro de las mesas de lavado.

Los puntos considerados son ambos extremos de las mesas de lavado y la parte central.

Utilizando el método estadístico de estimación por intervalo de la proporción poblacional con un 95% de confianza se definió un número de muestras de agua de 100. (Cálculo 10, sección de anexos Cálculos)

Selección método analítico cuantificación de sacarosa.

El cuadro comparativo entre métodos de cuantificación de sacarosa se presenta a continuación:

Cuadro 15. Cuadro comparativo métodos de cuantificación de sacarosa.

| Método | Ventajas | Desventajas |
|--|---|--|
| Cromatografía líquida de alta resolución | <p>Sistema de automuestreo</p> <p>Equipo selectivo, efectivo y de amplia aplicación</p> <p>Alta exactitud debido a su selectividad en la separación del analito específico</p> <p>Análisis cuantitativo preciso</p> <p>Altamente reproducible</p> <p>Poca muestra (2 mL vial e inyección de 20 µL)</p> <p>Disponibilidad de equipo</p> <p>Aplicabilidad a diversos tipos de analitos incluyendo pequeñas moléculas orgánicas hasta grande biomoléculas y polímeros</p> <p>Debido a la diversidad de columnas utilizadas se pueden cuantificar gran cantidad de azúcares entre ellos la sacarosa</p> <p>Alta sensibilidad a bajas concentraciones hasta 0.05%.</p> | <p>Equipo complejo y costoso</p> <p>Alto costo de prefiltración</p> <p>Mayor tiempo de medición (tiempo de corrida 25 minutos)</p> |

Cuadro 16. Cuadro comparativo métodos de cuantificación de sacarosa.

| Métodos | Ventajas | Desventajas |
|----------------|--|--|
| Refractometría | <p>Equipo simple y fácil de utilizar</p> <p>Es un equipo más preciso si es un equipo digital</p> <p>Reproducibile</p> <p>Amplio rango de concentraciones (0-32° Brix)</p> <p>Se requiere una gota de muestra</p> <p>Utilizado en la industria para medir °Brix</p> <p>Menor tiempo de medición (alrededor de 10 minutos incluyendo calibración)</p> <p>Disponibilidad de equipo en laboratorios de la Universidad</p> | <p>Menos exacto ya que brinda concentración de sólidos disueltos y no únicamente del analito de interés (sacarosa)</p> <p>Poca sensibilidad a bajas concentraciones</p> |
| Polarimetría | <p>Tiempos de medición cortos</p> <p>Alta confiabilidad</p> <p>Alta precisión</p> <p>Disponibilidad de equipo en laboratorios de la Universidad</p> <p>Equipos más exactos por su calibración si son digitales</p> <p>Altamente reproducible</p> <p>Equipo de manejo simple</p> <p>Amplio rango de concentraciones (0-35°Brix)</p> <p>Sensible a bajas concentraciones</p> <p>Utilizado para medición de azúcares</p> <p>Menor tiempo de medición, alrededor de 10 minutos con calibración</p> | <p>Menor exactitud que HPLC</p> <p>Al ser una técnica donde los compuestos rotan la luz polarizada, si se analiza una muestra desconocida con muchos compuestos además de la sacarosa se pueden obtener valores menos exactos y repetibles.</p> <p>Mayor cantidad de muestra, alrededor de 10 mL</p> |

Analizando las ventajas y desventajas, se seleccionó el método de cromatografía líquida de alta resolución ya que, aunque es un equipo más complejo de utilizar, proporciona datos más exactos, precisos y con mayor confiabilidad que el resto de equipos anteriormente mencionados.

Las especificaciones del cromatógrafo líquido de alta resolución se describen en la sección de anexos Equipos.

Pérdidas de sacarosa en agua residual de las mesas de lavado

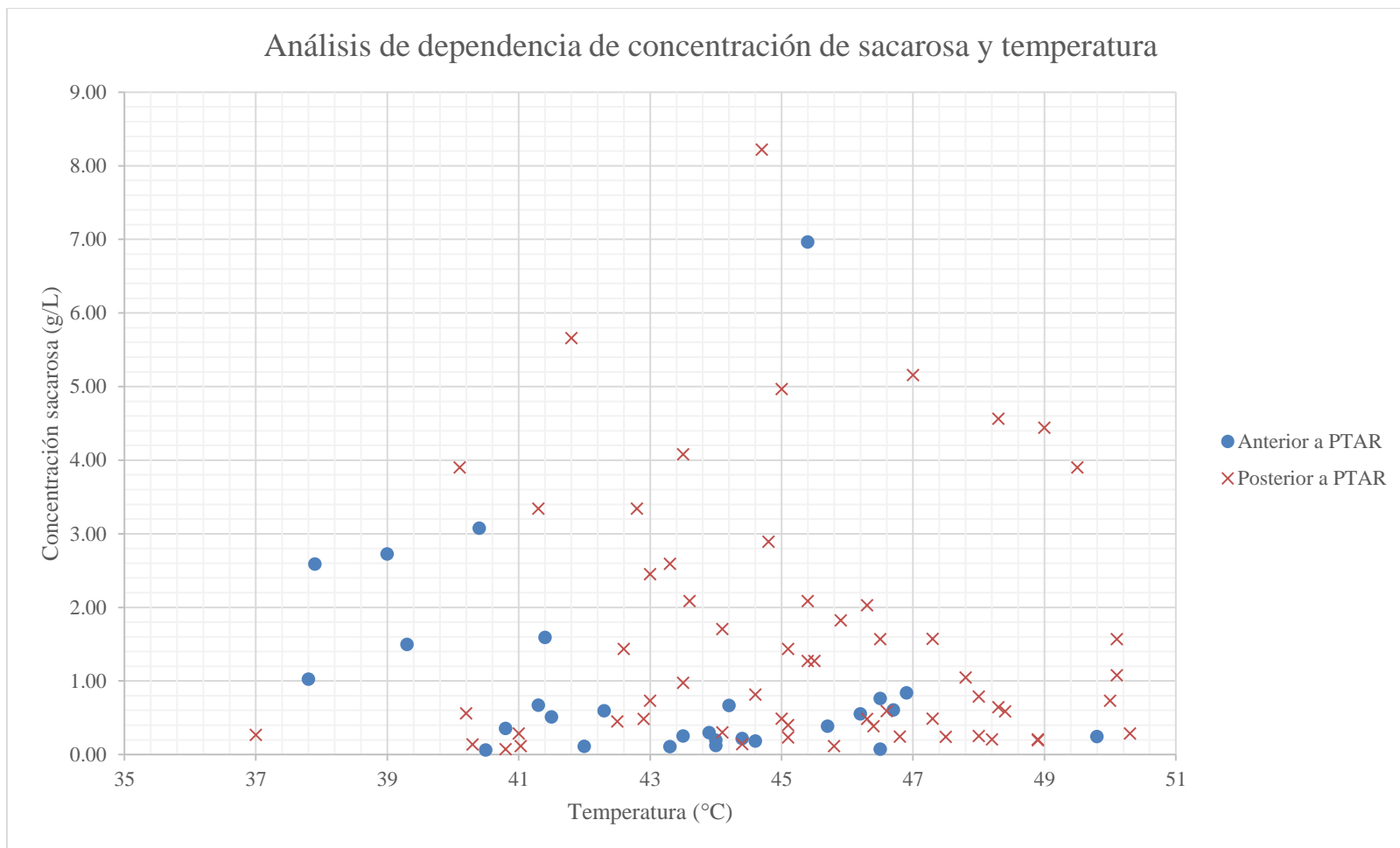
Cuadro 17. Resumen de datos de concentración de sacarosa, temperatura y pH en agua residual durante el periodo de 06/02/2016 - 07/05/2016

| | Concentración de sacarosa | Temperatura | pH |
|---------------------|---------------------------|---------------|-----------|
| Promedio | 1.38 ± 0.18 g/L | 44.6 ± 0.3 °C | 5.1 ± 0.1 |
| Valor máximo | 8.22 g/L | 50.3 °C | 6.4 |
| Valor mínimo | 0.061 g/L | 37.0°C | 3.9 |
| Mediana | 0.65 g/L | 44.8°C | 5.0 |
| Moda | 3.34 g/L | 45.4°C | 4.4 |
| Desviación Estándar | 1.66 | 3.1 | 0.7 |
| Varianza | 2.74 | 9.7 | 0.6 |

*Los datos de concentración de sacarosa se determinaron utilizando el método con HPLC a partir de una curva de calibración de 0 a 10 g de sacarosa/L.

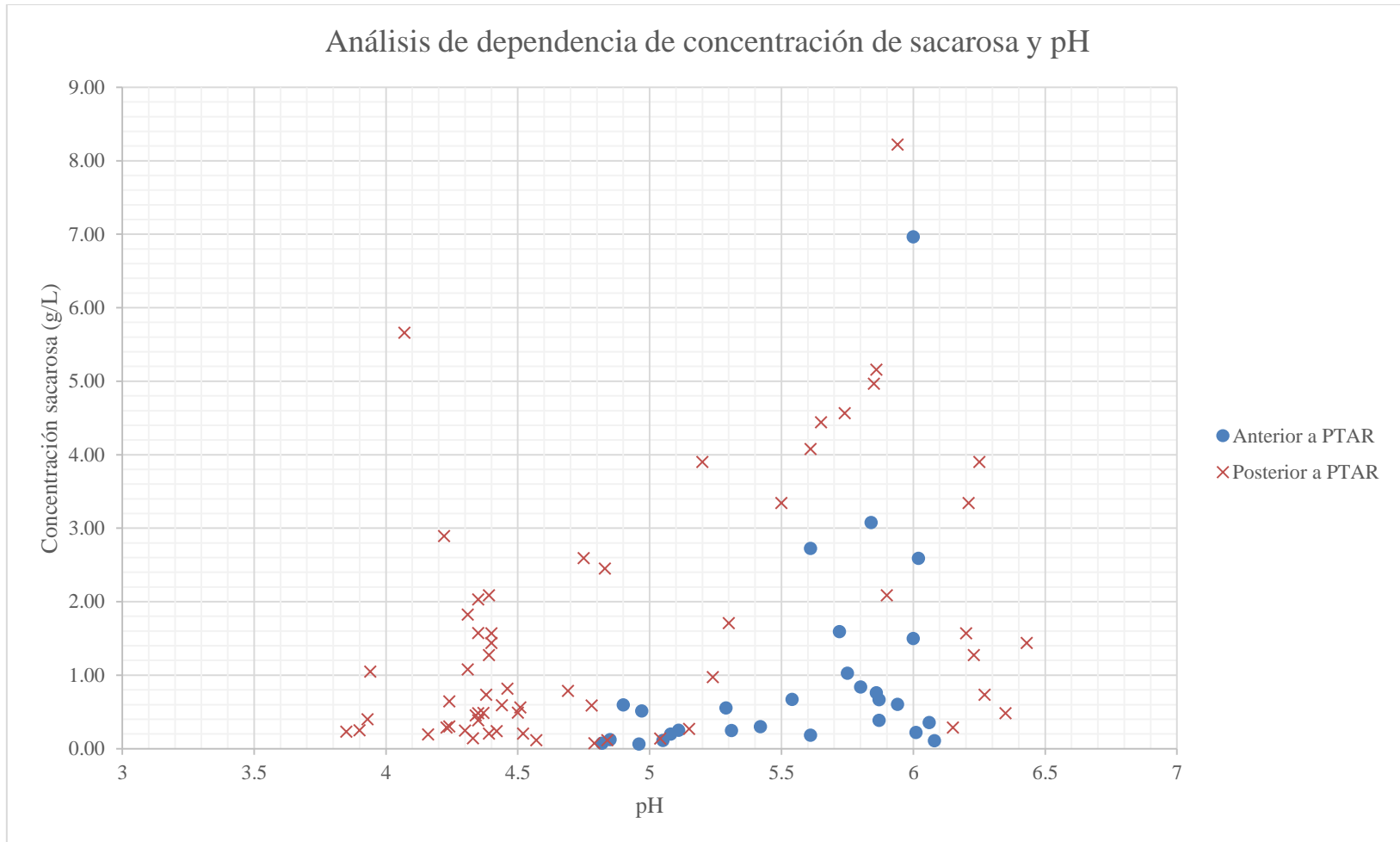
**El resumen estadístico en el cuadro anterior representa un total de 88 muestras analizadas.

Figura 38. Análisis de dependencia de concentración de sacarosa y temperatura.



*En este gráfico se observa la concentración de sacarosa en el agua residual de las mesas de lavado posterior y anterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales. Se registra mayor concentración de sacarosa debido al aumento de la temperatura en el agua posterior a la planta de tratamiento.

Figura 39. Análisis de dependencia de concentración de sacarosa y pH

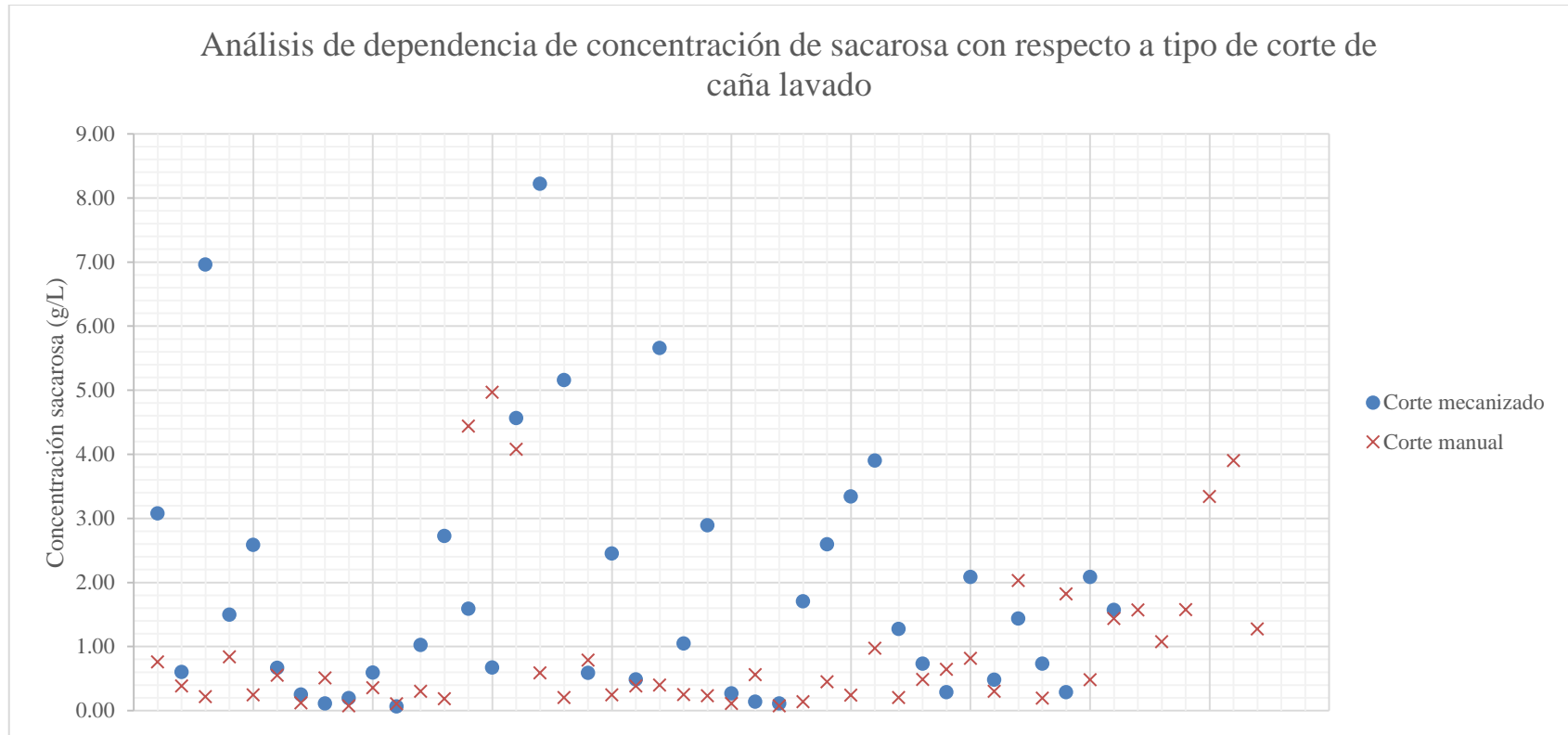


*Posterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales se reportaron mediciones más ácidas de pH en el agua lo cual aumento la concentración de sacarosa en el agua.

Figura 40 Análisis de dependencia de concentración de sacarosa con respecto a días de zafra.



Figura 41: Análisis de dependencia de concentración de sacarosa con respecto a tipo de corte de caña lavado.



*Se observa una concentración de sacarosa más alta en el corte mecanizado comparado con el corte manual.

Cuadro 18. Resumen de datos de concentración de sacarosa, temperatura y pH en el agua anterior a la puesta en marcha de PTAR periodo de 06/02/2016 - 13/03/2016

| | Concentración de sacarosa | Temperatura | pH |
|---------------------|---------------------------|---------------|-----------|
| Promedio | 0.97 ± 0.27 g/L | 43.2 ± 0.6 °C | 5.5 ± 0.1 |
| Valor máximo | 6.96 g/L | 49.8°C | 6.1 |
| Valor mínimo | 0.061 g/L | 37.8°C | 4.8 |
| Mediana | 0.53 g/L | 43.7°C | 5.7 |
| Moda | NA | 46.5°C | 6.0 |
| Desviación Estándar | 1.43 | 2.9 | 0.4 |
| Varianza | 2.05 | 8.9 | 0.2 |

*Datos de concentración de sacarosa anterior a la puesta en marcha cuantificados con el método por HPLC.

Datos completos en sección de anexos Datos intermedios

**El resumen estadístico en el cuadro anterior representa un total de 29 muestras analizadas.

Cuadro 19. Resumen de datos de concentración de sacarosa en el agua posterior a puesta en marcha de PTAR periodo de 13/03/2016 - 07/05/2016

| | Concentración de sacarosa | Temperatura | pH |
|---------------------|---------------------------|---------------|-----------|
| Promedio | 1.57 ± 0.23 g/L | 45.3 ± 0.4 °C | 4.9 ± 0.1 |
| Valor máximo | 8.22 g/L | 50.3°C | 6.4 |
| Valor mínimo | 0.0072 g/L | 37.0°C | 3.9 |
| Mediana | 0.80 g/L | 45.3°C | 4.5 |
| Moda | 3.34 g/L | 45.1°C | 6.1 |
| Desviación Estándar | 1.73 | 2.9 | 0.76 |
| Varianza | 2.99 | 8.8 | 0.58 |

*Datos de concentración de sacarosa posterior a la puesta en marcha cuantificados con el método por HPLC. Datos completos ver en sección de anexos Datos intermedios.

**El resumen estadístico en el cuadro anterior representa un total de 59 muestras analizadas.

Cuadro 20. Resumen de datos de concentración de sacarosa / tipo de corte mecanizado

| | |
|--|-------------|
| Medía concentración de sacarosa (g/L) | 1.87 ± 0.30 |
| Concentración máxima de sacarosa (g/L) | 8.22 |
| Concentración mínima de sacarosa (g/L) | 0.061 |
| Mediana (g/L) | 1.27 |
| Moda (g/L) | 0.73 |
| Desviación estándar | 1.95 |
| Varianza | 3.79 |

* Datos completos en sección de anexos datos intermedios

**El resumen estadístico en el cuadro anterior representa un total de 41 muestras analizadas.

Cuadro 21. Resumen de datos de concentración de sacarosa / tipo de corte manual

| | |
|--|-------------|
| Medía concentración de sacarosa (g/L) | 0.95 ± 0.18 |
| Concentración máxima de sacarosa (g/L) | 4.97 |
| Concentración mínima de sacarosa (g/L) | 0.069 |
| Mediana (g/L) | 0.48 |
| Moda (g/L) | NA |
| Desviación estándar | 1.22 |
| Varianza | 1.47 |

* Datos completos en sección de anexos datos intermedios

**El resumen estadístico en el cuadro anterior representa un total de 47 muestras analizadas.

Figura 42. Análisis de pérdidas de sacarosa con respecto a días de zafra posterior y anterior a la puesta en marcha de la PTAR.



Figura 43. Análisis de dependencia de pérdidas de sacarosa con respecto a la temperatura en agua residual de las mesas de lavado de caña.

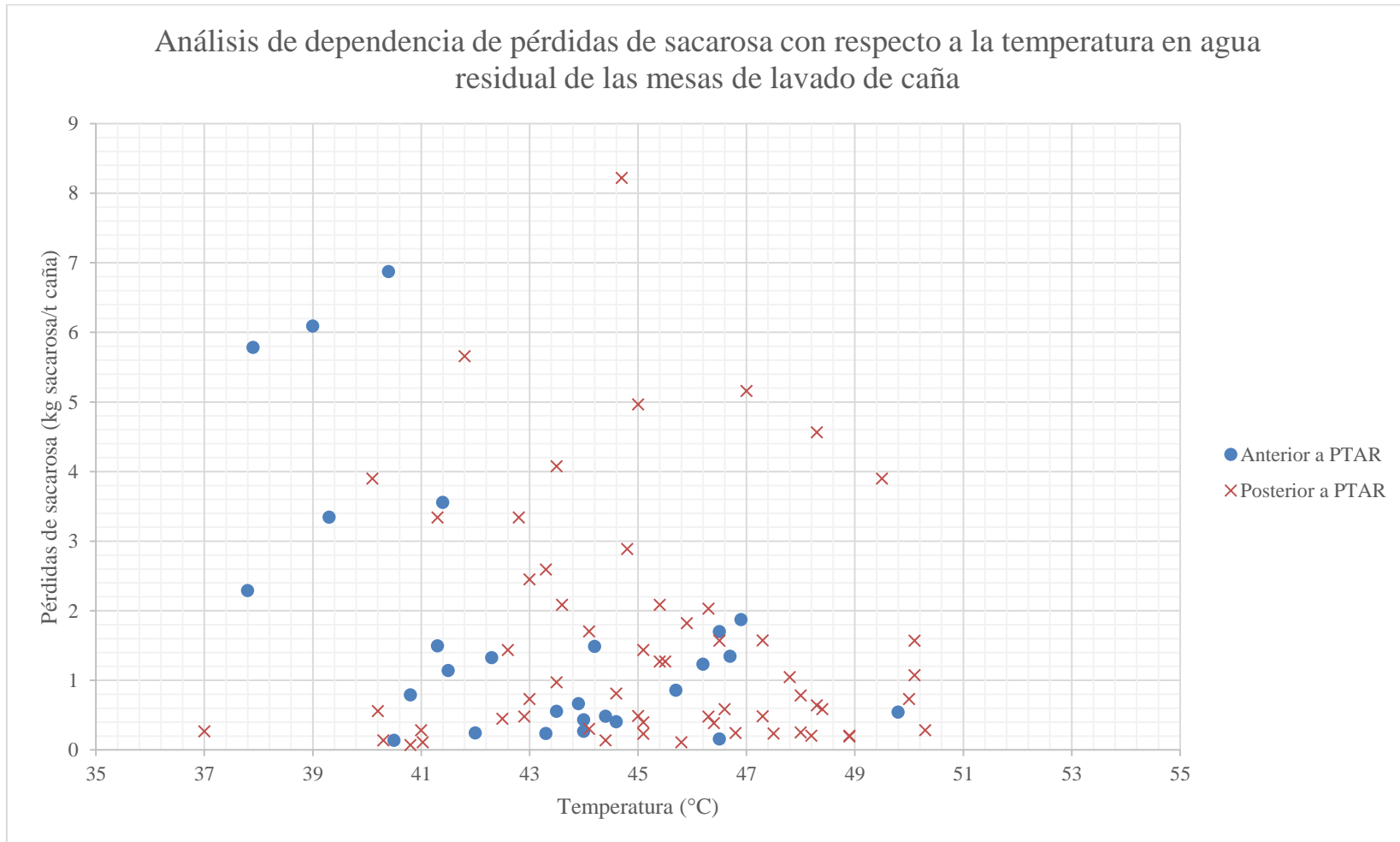
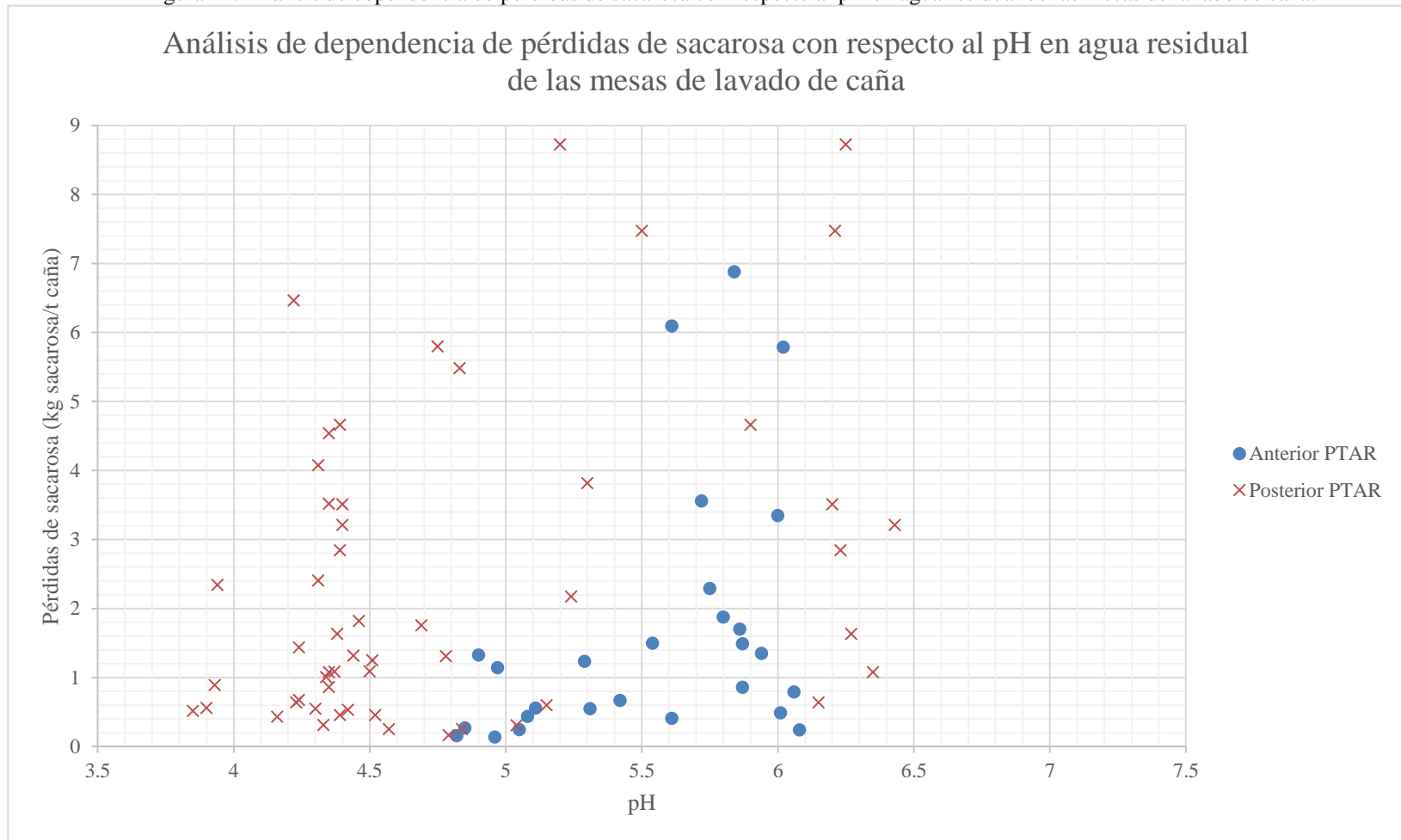


Figura 44. Análisis de dependencia de pérdidas de sacarosa con respecto al pH en agua residual de las mesas de lavado de caña.



Cuadro 22. Pérdidas de sacarosa en kg de sacarosa/t de caña anterior a PTAR.

| | |
|--|-------------|
| Medía pérdidas de sacarosa (kg sacarosa/t de caña) | 2.17 ± 0.12 |
| Pérdida máxima de sacarosa (kg sacarosa/t de caña) | 15.57 |
| Pérdida mínima de sacarosa (kg sacarosa/t de caña) | 0.14 |
| Mediana (kg sacarosa/t de caña) | 1.19 |
| Moda (kg sacarosa/t de caña) | N/A |
| Desviación estándar | 3.21 |
| Varianza | 10.28 |

*Estas pérdidas se determinaron utilizando la concentración de sacarosa promedio en agua de descarga y flujo total de descarga de las mesas de lavado de caña. Ver sección de anexos cálculos.

Cuadro 23. Pérdidas de sacarosa en kg de sacarosa/t de caña posterior a PTAR.

| | |
|--|-------------|
| Medía pérdidas de sacarosa (kg sacarosa/t de caña) | 3.51 ± 0.07 |
| Pérdida máxima de sacarosa (kg sacarosa/t de caña) | 18.38 |
| Pérdida mínima de sacarosa (kg sacarosa/t de caña) | 0.16 |
| Mediana (kg sacarosa/t de caña) | 1.78 |
| Moda (kg sacarosa/t de caña) | 7.47 |
| Desviación estándar | 3.87 |
| Varianza | 14.97 |

*Estas pérdidas se determinaron utilizando la concentración de sacarosa promedio en aguas de descarga y flujo total de descarga de las mesas de lavado de caña. Cálculo No. 2, sección de anexos cálculos.

Cuadro 24. Pérdidas totales por zafra en toneladas métricas de sacarosa

| | |
|---|------|
| Pérdidas de sacarosa (toneladas métricas de sacarosa) | 3622 |
|---|------|

*El cálculo de las pérdidas de sacarosa se muestra en la sección de anexos cálculos.

Balace de masa, condiciones operacionales y consumos energéticos

Cuadro 25. Caudales y concentración de sólidos totales en las mesas de lavado de caña.

| | Flujo volumétrico gpm | Flujo Volumétrico m ³ /h | Concentración sólidos (kg/m ³) |
|------------------------|--------------------------|--|---|
| Caudal de alimentación | 2944 | 668 | 0.425 |
| Caudal de salida | 2263 | 514 | 1.049 |

Como se muestra en el cálculo No. 6 de la sección de anexos cálculos con los flujos y concentración de sólidos tanto en la entrada como en la salida se determinó que se elimina aproximadamente **255.3 kg/h** de sólidos e impurezas de la caña de azúcar.

Cuadro 26. Resumen de datos sólidos totales agua de alimentación de mesas de lavado.

| | Agua alimentación mesas de lavado | Agua descarga mesas de lavado | Condensador barométrico | Planta de tratamiento de aguas residuales |
|---|-----------------------------------|-------------------------------|-------------------------|---|
| Medía sólidos totales (kg/m ³) | 0.425 ± 0.016 | 1.049 ± 0.006 | 0.340 ± 0.0054 | 0.459 ± 0.019 |
| Sólidos totales máximo (kg/m ³) | 0.927 | 1.718 | 0.634 | 0.927 |
| Sólidos totales mínimo (kg/m ³) | 0.278 | 0.424 | 0.187 | 0.323 |
| Mediana (kg/m ³) | 0.379 | 0.954 | 0.254 | 0.420 |
| Desviación estándar (kg/m ³) | 0.192 | 0.309 | 0.054 | 0.059 |

* Datos completos ver sección de anexos Datos intermedios.

Cuadro 27. Resumen de temperatura de agua de planta de tratamiento de aguas residuales.

| | Planta de tratamiento de aguas residuales | Condensador barométrico | Mezcla de flujos en tanque ** |
|--------------------------|---|-------------------------|-------------------------------|
| Medía temperatura (°C) | 51.5 ± 1.3 | 57.5 ± 2.3 | 52.9 ± 1.2 |
| Temperatura máxima (°C) | 54.3 | 59.2 | 59.7 |
| Temperatura mínima (°C) | 48.3 | 46.0 | 46.5 |
| Mediana (°C) | 53.4 | 56.4 | 52.7 |
| Desviación estándar (°C) | 2.82 | 7.5 | 4.18 |

* Datos completos ver sección de anexos Datos intermedios.

** Mezcla de Flujos en tanque (Flujo del condensador barométrico y planta de tratamiento de aguas residuales)

Cuadro 28. Resumen de pH de agua de planta de tratamiento de aguas residuales.

| | Planta de tratamiento de aguas residuales | Condensador barométrico | Mezcla de flujos en tanque ** |
|---------------------|---|-------------------------|-------------------------------|
| Promedio pH | 4.73 ± 0.19 | 5.14 ± 0.44 | 4.87 ± 0.37 |
| pH máximo | 5.37 | 6.81 | 6.59 |
| pH mínimo | 3.84 | 3.87 | 3.81 |
| Mediana | 4.62 | 4.25 | 4.30 |
| Desviación Estándar | 0.60 | 1.40 | 1.27 |

* Datos completos ver sección de anexos Datos intermedios

** Mezcla de Flujos en tanque (Flujo del condensador barométrico y planta de tratamiento de aguas residuales)

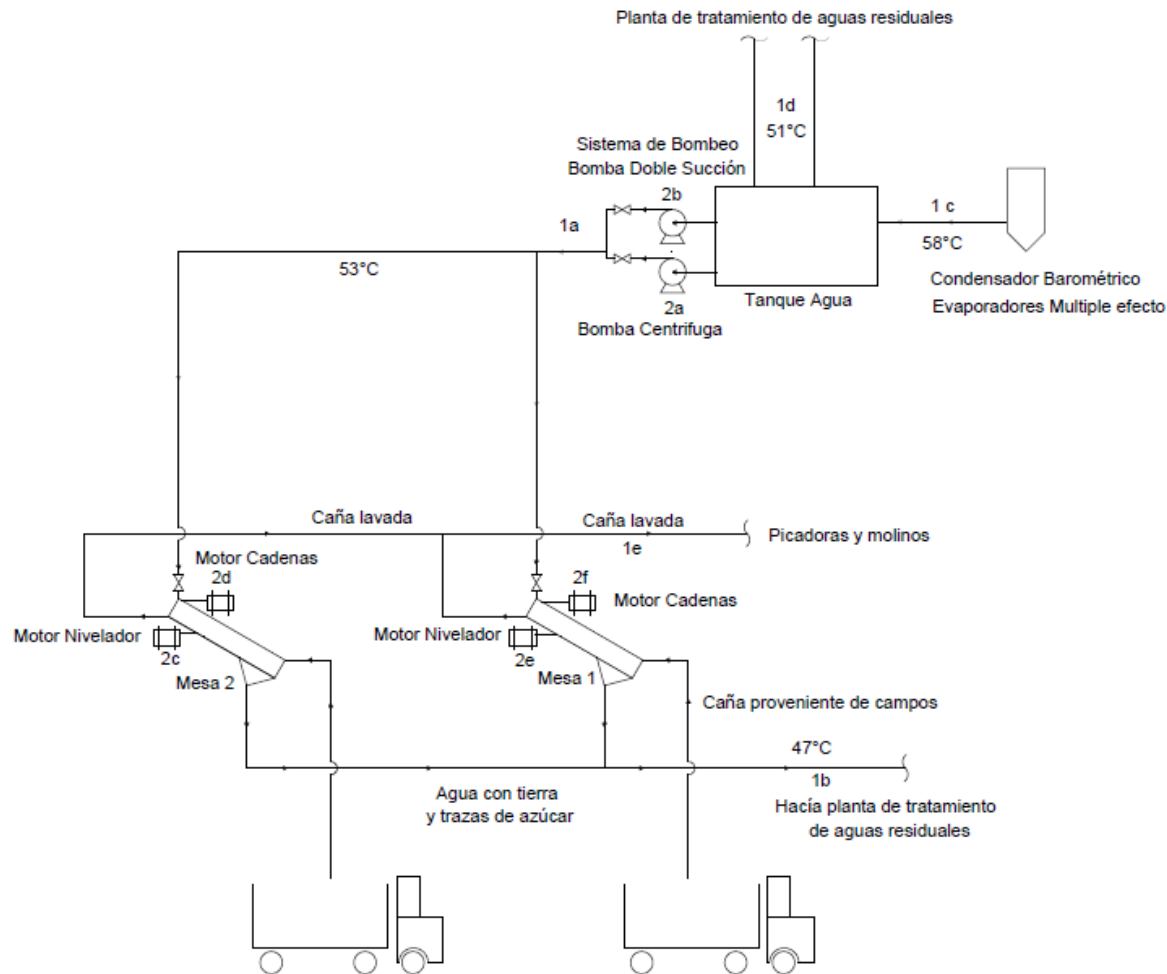
Cuadro 29. Consumos energéticos motores asociados con el sistema de las mesas de lavado de caña.

| Equipo | Voltaje (V) | Amperaje (A) | Potencia (W) | Potencia (kW) |
|--------------------------------------|-------------|--------------|--------------|---------------|
| Motor bomba centrífuga | 440 | 33.5 | 25530.4289 | 25.5304 |
| Motor bomba centrífuga doble succión | 440 | 24 | 18290.4565 | 18.2904 |
| Motor nivelador mesa de lavado 1 | 455 | 9.2 | 7250.3646 | 7.2503 |
| Motor cadenas mesa de lavado 1 | 455 | 46 | 36251.8234 | 36.2518 |
| Motor nivelador mesa de lavado 2 | 455 | 11.9 | 9378.1898 | 9.3781 |
| Motor cadenas mesa de lavado 2 | 454 | 27 | 21231.4788 | 21.2314 |

* En este cuadro se listan los motores involucrados en el sistema de lavado de caña. El cálculo de la potencia se muestra en sección de anexos cálculos.

**Las especificaciones técnicas de los motores se describen en la sección de anexos datos originales.

Figura 45. Esquema sistema de lavado de caña.



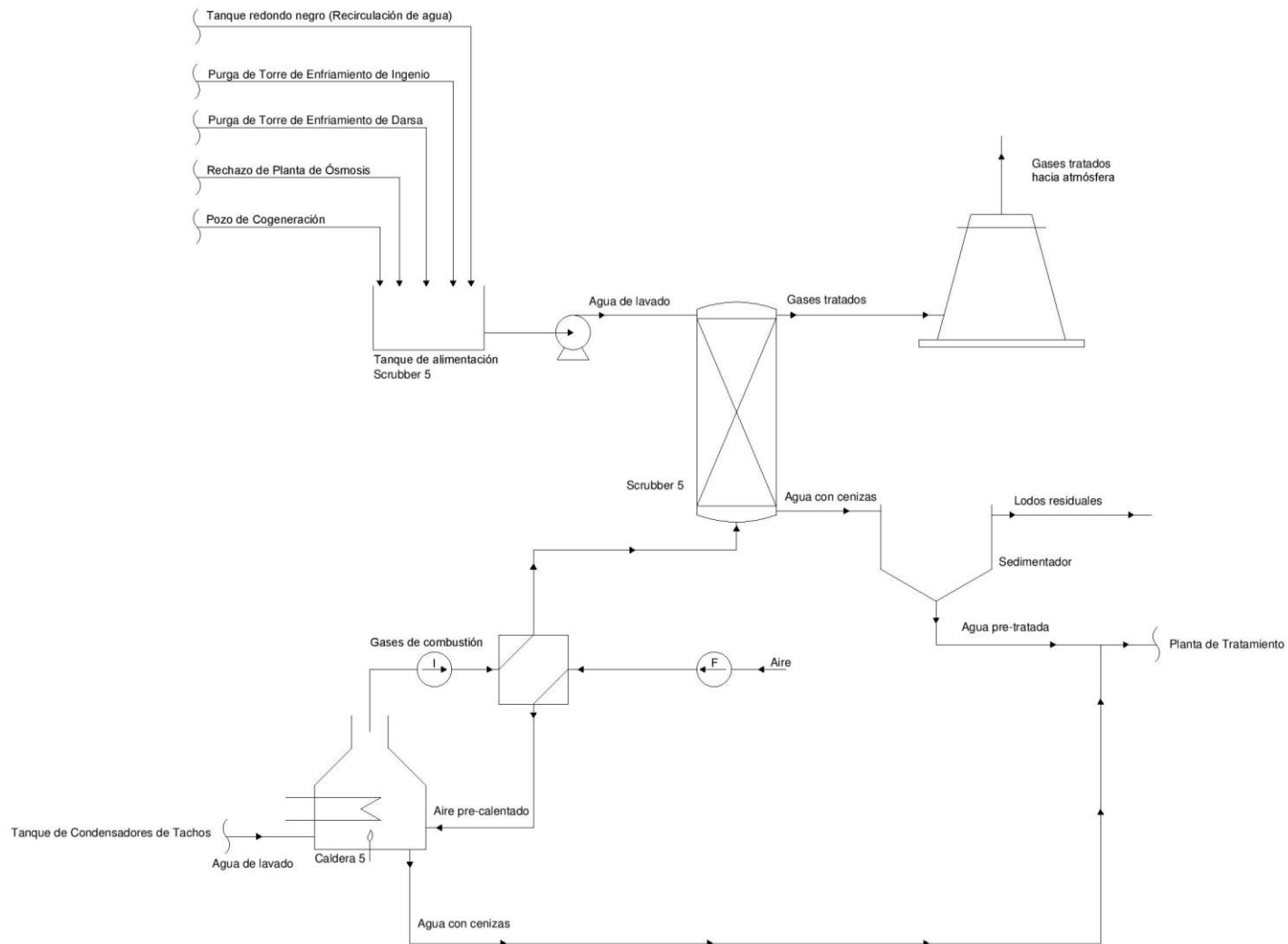
| Código | Flujo volumétrico m ³ /h (gpm) | Sólidos totales kg/m ³ |
|--------|--|--------------------------------------|
| 1a | 668 (2944) | 0.425 |
| 1b | 514 (2263) | 1.049 |
| 1c | - | 0.340 |
| 1d | - | 0.459 |
| 1e | 154 (681) | - |

| Código | Amperaje A | Voltaje V | Potencia kW |
|--------|---------------|-----------|----------------|
| 2a | 33.5 | 440 | 25.5 |
| 2b | 24.0 | 440 | 18.3 |
| 2c | 11.9 | 455 | 9.4 |
| 2d | 27.0 | 454 | 21.2 |
| 2e | 9.2 | 455 | 7.3 |
| 2f | 46.0 | 455 | 36.3 |

| Sistema mesas de lavado de caña | |
|---------------------------------|-------------|
| Ingenio Tuluá | Año: 2016 |
| Esquema No. 1 | Mónica Lima |

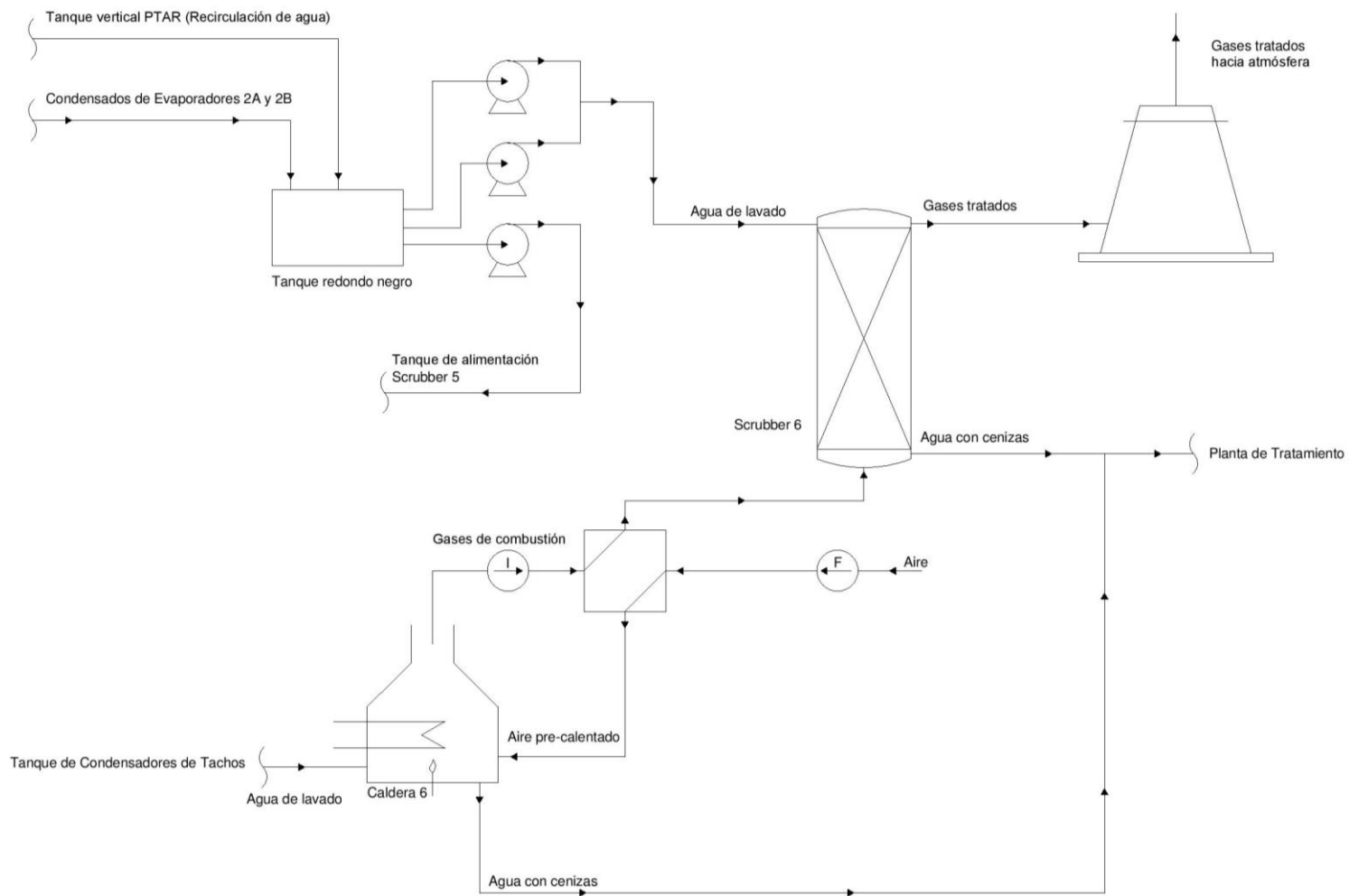
B. EVALUACIÓN DE SISTEMA DE LAVADO DE GASES DE COMBUSTIÓN

Figura 46. Diagrama de proceso de caldera 5 y scrubber 5 después de instalación de planta de tratamiento de aguas residuales.



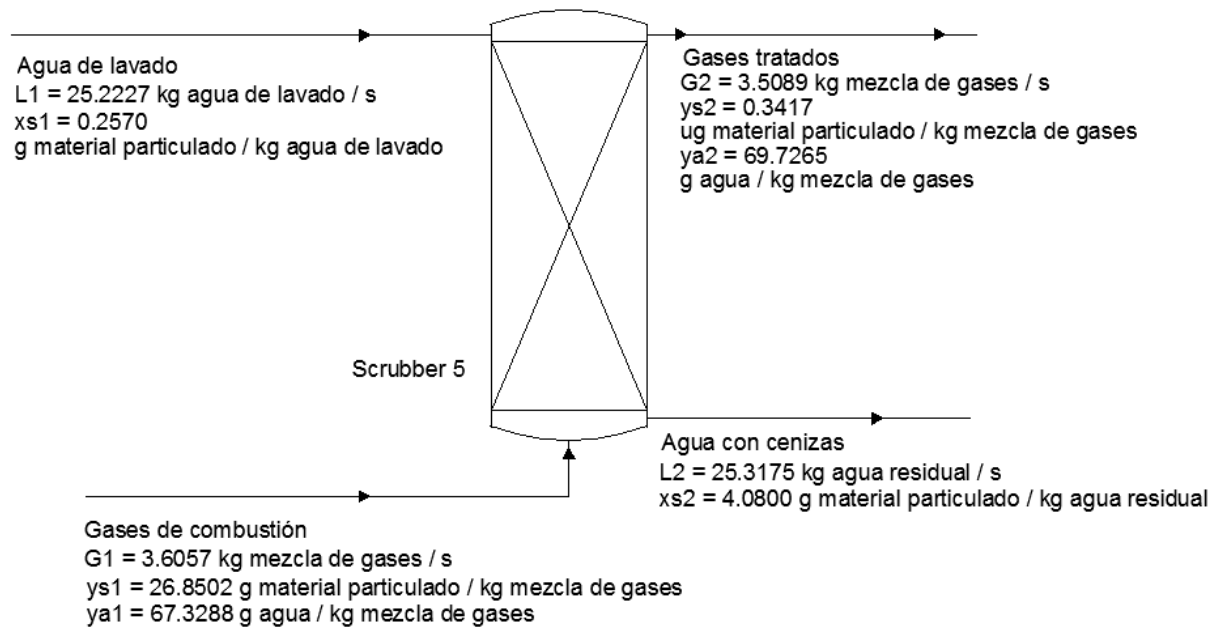
Nota: Sistema de agua y gas de la caldera 5 y scrubber 5 del área de cogeneración del Ingenio Tuluá S.A.

Figura 47. Diagrama de proceso de caldera 6 y scrubber 6 después de instalación de planta de tratamiento de aguas residuales.



Nota: Sistema de agua y gas de la caldera 6 y scrubber 6 del área de cogeneración del Ingenio Tuluá S.A.

Figura 48. Balance de masa de scrubber 5.



Nota: Datos correspondientes a la zafra 2015-2016. Las condiciones de operación son $T_{\text{promedio}} = 356.95$ K y $P_{\text{absoluta promedio}} = 101.46$ kPa. Para ubicación del scrubber 5 en el sistema ver Figura 48. Concentración de sólidos en gas calculado con referencia en una eficiencia de remoción de partículas de 99.9490%. Evaporación de humedad calculada con referencia en enfriamiento y saturación adiabática del gas.

Notación:

G = flujo de gas

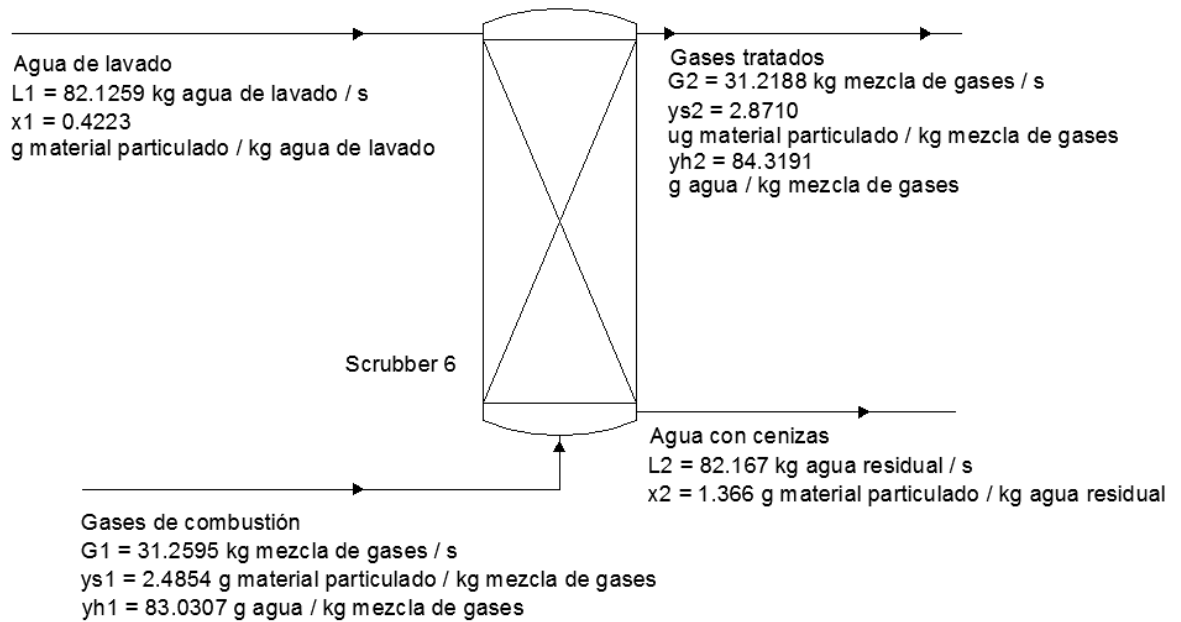
y_s = concentración de sólidos totales en gas

y_a = contenido de humedad en gas

L = flujo de líquido

x_s = concentración de sólidos totales en líquido

Figura 49. Balance de masa de scrubber 6.



Nota: Datos correspondientes a la zafra 2015-2016. Las condiciones de operación son $T_{\text{promedio}} = 410.53$ K y $P_{\text{absoluta promedio}} = 99.92$ kPa. Para ubicación del scrubber 6 en el sistema ver Figura 49. Concentración de sólidos en gas calculado con referencia en una eficiencia de remoción de partículas de 99.9490%. Evaporación de humedad calculada con referencia en enfriamiento y saturación adiabática del gas.

Notación:

G = flujo de gas

y_s = concentración de sólidos totales en gas

y_a = contenido de humedad en gas

L = flujo de líquido

x_s = concentración de sólidos totales en líquido

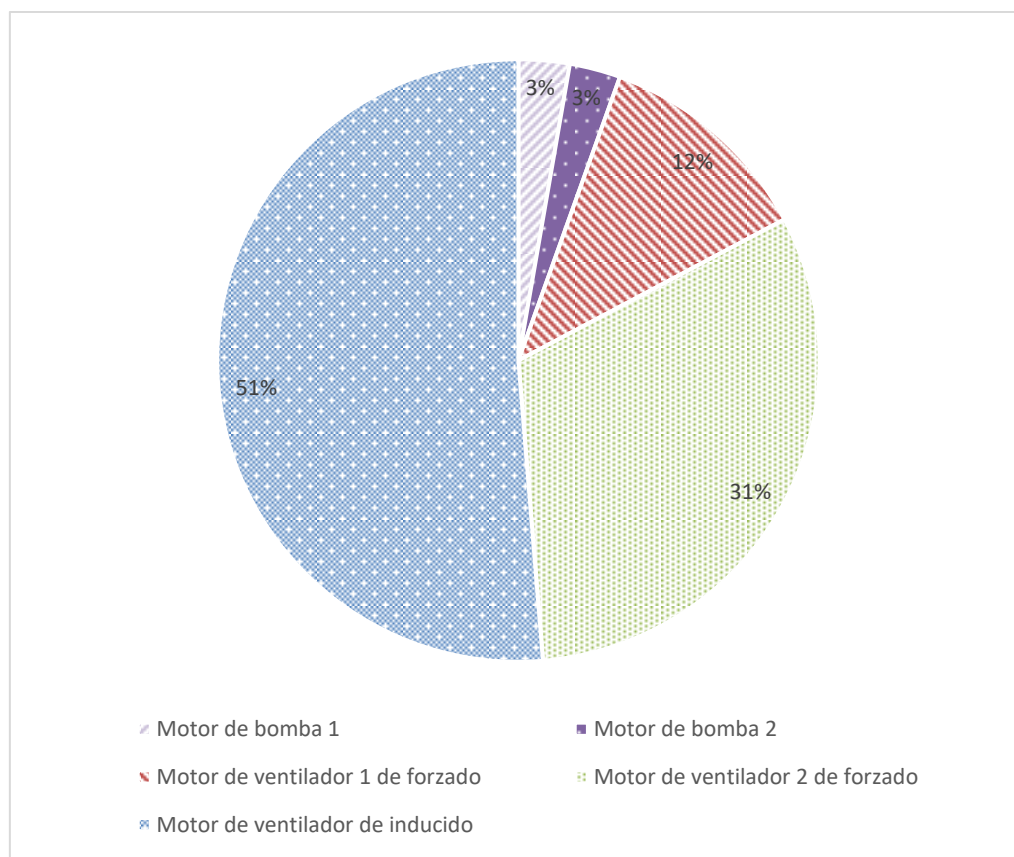
Cuadro 30. Balance de consumo energético de scrubber 5.

| Equipo | Potencia (kW) | Consumo energético (kWh/Zafra) | Fracción de consumo por equipo (%)* |
|----------------------------------|---------------|--------------------------------|-------------------------------------|
| Motor de bomba | 29.83 | 118,787.22 | 2.81% |
| Motor de ventilador 1 de forzado | 128.26 | 510,785.04 | 12.10% |
| Motor de ventilador 2 de forzado | 343.02 | 1,366,053.01 | 32.35% |
| Motor de ventilador de inducido | 559.28 | 2,227,260.34 | 52.74% |
| TOTAL | | 4,222,885.60 | 100.00% |

Nota: Datos correspondiente a la zafra 2015-2016, con 166 días de operación y 0.04% tiempo perdido en área de calderas.

* Fracción equivalente al consumo individual de cada equipo por el consumo total.

Figura 50. Comparación del consumo energético de los equipos del sistema del scrubber 5



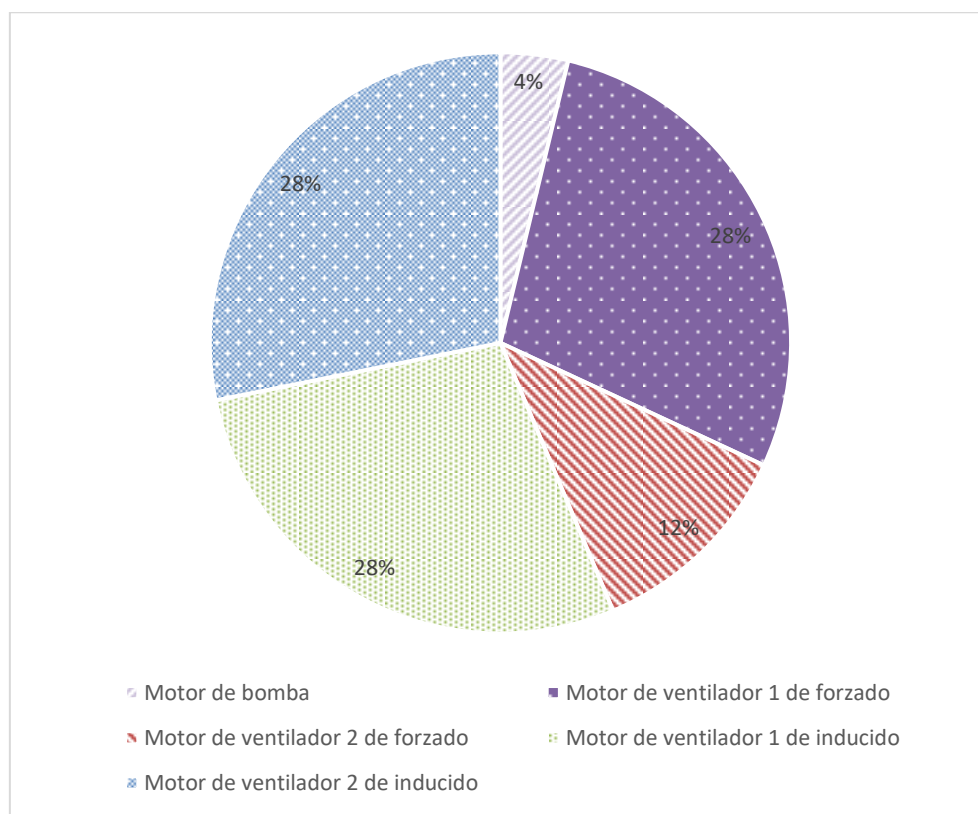
Cuadro 31. Balance de consumo energético de scrubber 6.

| Equipo | Potencia (kW) | Consumo energético (kWh/Zafra) | Fracción de consumo por equipo (%)* |
|---------------------------------|---------------|--------------------------------|-------------------------------------|
| Motor de bomba | 29.83 | 118,787.22 | 3.76% |
| Motor de ventilador de forzado | 223.71 | 890,904.14 | 28.17% |
| Motor de ventilador de forzado | 93.21 | 371,210.06 | 11.74% |
| Motor de ventilador de inducido | 223.71 | 890,904.14 | 28.17% |
| Motor de ventilador de inducido | 223.71 | 890,904.14 | 28.17% |
| TOTAL | | 3,162,709.68 | 100.00% |

Nota: Datos correspondiente a la zafra 2015-2016, con 166 días de operación y 0.04% tiempo perdido en área de calderas.

* Fracción equivalente al consumo individual de cada equipo por el consumo total.

Figura 51. Comparación del consumo energético de los equipos del sistema del scrubber 6



Cuadro 32. Eficiencia general de remoción de partículas de scrubber 5
(relación de flujo líquido/gas $[\beta] = 6.41 \text{ L/m}^3$).

| Diámetro de partícula (μm) | Diámetro de gota (μm) | | | | Eficiencia promedio por tamaño de partícula | Fracción de tamaño de partícula* |
|---|------------------------------------|-----------|-----------|-----------|---|----------------------------------|
| | 500 | 1000 | 1500 | 2000 | | |
| 10 | 100.0000% | 99.9977% | 99.8973% | 99.3237% | 99.8047% | 0.5568% |
| 38 | 100.0000% | 100.0000% | 99.9994% | 99.9805% | 99.9950% | 1.6241% |
| 75 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 99.9968% | 99.9992% | 2.1346% |
| 106 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 99.9987% | 99.9997% | 4.9652% |
| 150 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 99.9995% | 99.9999% | 5.7541% |
| 180 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 99.9997% | 99.9999% | 20.4176% |
| 250 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 99.9999% | 100.0000% | 27.7030% |
| 355 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 99.9999% | 100.0000% | 28.2135% |
| 600 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 5.6148% |
| 850 | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 100.0000% | 3.0162% |
| Eficiencia promedio** | | | | | 99.9988% | |

*Datos de análisis de distribución de tamaño de partícula en material particulado en gases de combustión.

**Eficiencia promedio calculado utilizando la eficiencia y fracción de cada tamaño de partícula.

Cuadro 33. Eficiencia general de remoción de partículas de scrubber 6
(relación de flujo líquido/gas [β] = 1.93 L/m³).

| Diámetro de partícula (μm) | Diámetro de gota (μm) | | | | Promedio de eficiencia por tamaño de partícula | Fracción de tamaño de partícula* |
|---|------------------------------------|-----------|----------|----------|--|----------------------------------|
| | 500 | 1000 | 1500 | 2000 | | |
| 10 | - | 99.6060% | 94.4119% | 85.5331% | 93.1837% | 0.5568% |
| 38 | - | 99.9999% | 99.7512% | 97.7822% | 99.1778% | 1.6241% |
| 75 | - | 100.0000% | 99.9490% | 99.1467% | 99.6985% | 2.1346% |
| 106 | - | 100.0000% | 99.9772% | 99.4751% | 99.8174% | 4.9652% |
| 150 | - | 100.0000% | 99.9899% | 99.6777% | 99.8892% | 5.7541% |
| 180 | - | 100.0000% | 99.9934% | 99.7505% | 99.9146% | 20.4176% |
| 250 | - | 100.0000% | 99.9969% | 99.8427% | 99.9466% | 27.7030% |
| 355 | - | 100.0000% | 99.9986% | 99.9039% | 99.9675% | 28.2135% |
| 600 | - | 100.0000% | 99.9996% | 99.9540% | 99.9845% | 5.6148% |
| 850 | - | 100.0000% | 99.9998% | 99.9718% | 99.9905% | 3.0162% |
| Eficiencia promedio** | | | | | 99.8843% | |

*Datos de análisis de distribución de partícula en material particulado en gases de combustión.

**Eficiencia promedio calculado utilizado la eficiencia y fracción de cada tamaño de partícula.

Cuadro 34. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 5 con directrices internacionales.

| Equipo | Unidad | |
|---|---|---|
| | g material particulado / kg vapor ¹ | mg material particulado / Nm ³ gas ² |
| Emisión promedio de scrubber 5 | 0.0001 | 0.43 ³ |
| Directriz internacional | Dato de referencia | |
| Norma salvadoreña NSO 13.11.02:11 | - | 400 ⁴ |
| Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras | - | 150 ⁵ |
| Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 | - | 400 ⁶ |
| Directiva 2010/75/UE | - | 30 ⁷ |
| Documentación EPA AP-42 Sección 1.8 | 0.4 ⁸ | - |

¹ Masa (kg) de vapor producido en caldera 5 durante zafra 2015-2016.

²Nm³ = Metro cúbico a condiciones normales: 0 °C y 1 atm.

³Emisión promedio de material particulado de scrubber 5 durante la zafra 2015-2016.

⁴Límite máximo de partículas totales suspendidas para calderas acuotubulares en la industria azucarera utilizando bagazo de caña.

⁵Límite máximo de material particulado para plantas de generación eléctrica con calderas alimentadas con biomasa en zonas rurales.

⁶Nivel máximo permisible para emisión de equipos (con capacidad térmica nominal entre 42.4 y 106 GJ/h) existentes a la entrada en vigor de la norma en zonas no críticas (resto del país).

⁷ Valor límite de emisión de partículas para instalaciones de combustión que utilicen como combustible biomasa y turba, y con una potencia térmica nominal entre 50 y 100 MW, con permiso concedido antes del 7 de enero de 2013.

⁸ Factor de emisión promedio de material particulado para combustión de bagazo controlada con scrubber húmedo.

Cuadro 35. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 6 con directrices internacionales.

| Equipo | Unidad | |
|---|---|---|
| | g material particulado / kg vapor ¹ | mg material particulado / Nm ³ gas ² |
| Emisión promedio de scrubber 5 | 0.004 | 3.62 ³ |
| Directriz internacional | Dato de referencia | |
| Norma salvadoreña NSO 13.11.02:11 | - | 400 ⁴ |
| Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras | - | 150 ⁵ |
| Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 | - | 400 ⁶ |
| Directiva 2010/75/UE | - | 30 ⁷ |
| Documentación EPA AP-42 Sección 1.8 | 0.4 ⁸ | - |

¹ Masa (kg) de vapor producido en caldera 6 durante zafra 2015-2016.

²Nm³ = Metro cúbico a condiciones normales: 0 °C y 1 atm.

³ Emisión promedio de material particulado de scrubber 6 durante la zafra 2015-2016.

⁴ Límite máximo de partículas totales suspendidas para calderas acuotubulares en la industria azucarera utilizando bagazo de caña.

⁵ Límite máximo de material particulado para plantas de generación eléctrica con calderas alimentadas con biomasa en zonas rurales.

⁶ Nivel máximo permisible para emisión de equipos (con capacidad térmica nominal entre 42.4 y 106 GJ/h) existentes a la entrada en vigor de la norma en zonas no críticas (resto del país).

⁷ Valor límite de emisión de partículas para instalaciones de combustión que utilicen como combustible biomasa y turba, y con una potencia térmica nominal entre 50 y 100 MW, con permiso concedido antes del 7 de enero de 2013.

⁸ Factor de emisión promedio de material particulado para combustión de bagazo controlada con scrubber húmedo.

Cuadro 36. Comparación de condiciones de operación de scrubber 5.

| Parámetro | Unidad | Dato promedio | Rango recomendado | Referencia |
|---|------------------|---------------|-------------------|-------------------|
| Caída de presión ¹ | kPa | 0.72 | 0.12-0.75 | (Anónimo, 1998) |
| Razón líquida/gas ² | L/m ³ | 6.41 | 0.7-2.7 | (Anónimo, 1998) |
| Concentración de sólidos suspendidos en afluente de agua ³ | %(m/m) | 0.021% | 6-20% | (Rodríguez, 2016) |

1Presión medida en la entrada y salida del scrubber 5 con manómetro en U.

2Para más referencia ver Figura 50 (Balance de masa)

3Datos proporcionados por el Módulo: “Evaluación y mejora de la eficiencia de operación de Planta de Tratamiento de aguas residuales de Ingenio Tululá S.A.”, del presente Megaproyecto.

Cuadro 37. Comparación de condiciones de operación de scrubber 6.

| Parámetro | Unidad | Dato promedio | Rango recomendado | Referencia |
|---|------------------|---------------|-------------------|-------------------|
| Caída de presión ¹ | kPa | 0.32 | 0.12-0.75 | (Anónimo, 1998) |
| Razón líquido/gas ² | L/m ³ | 1.93 | 0.7-2.7 | (Anónimo, 1998) |
| Concentración de sólidos suspendidos en afluente de agua ³ | %(m/m) | 0.021% | 6-20% | (Rodríguez, 2016) |

1Presión medida en la entrada y salida del scrubber 5 con manómetro en U.

2Para más referencia ver Figura 51 (Balance de masa)

3Datos proporcionados por el Módulo: “Evaluación y mejora de la eficiencia de operación de Planta de Tratamiento de aguas residuales de Ingenio Tululá S.A.”, del presente Megaproyecto.

Cuadro 38. pH promedio de afluentes de scrubbers durante zafra 2015-2016.

| Fuente | Dato promedio |
|---|----------------------|
| Purga de torre de enfriamiento de Ingenio | 7.23 |
| Rechazo de planta de ósmosis | 7.05 |
| Pozo de cogeneración | 6.60 |
| Tanque redondo | 4.77 |
| Planta de tratamiento | 4.70 |

Nota: Para identificación de la ubicación de cada afluente ver Figura 48 y 49 (Diagramas de proceso de los dos sistemas). Purga de torre de enfriamiento de Ingenio, rechazo de planta de ósmosis, pozo de cogeneración y tanque de redondo son fuentes de agua del scrubber 5. Tanque redondo y planta de tratamiento corresponden al scrubber 6.

Cuadro 39. Composición promedio de gases de combustión de caldera 5 y 6 durante zafra 2015-2016.

| Parámetro | Caldera 5 | Caldera 6 |
|-----------------------|------------------|------------------|
| O ₂ (%) | 15.93% | 12.90% |
| CO (ppm) | 283.6 | 855.5 |
| CO ₂ (%) | 4.40% | 5.98% |
| NO (ppm) | 0 | 0.8 |
| NO ₂ (ppm) | 2.3 | 3.3 |
| NO _x (ppm) | 2.5 | 3.5 |
| SO ₂ (ppm) | 2.3 | 18 |

Nota: Muestreo realizado en la salida de los gases de combustión de cada caldera. Para más detalle ver Metodología.

C. EVALUACIÓN DE CONTAMINANTES DE EFLUENTES

Los efluentes de los procesos involucrados en el sistema de la planta de tratamiento de aguas residuales deben ser tratados previamente en un proceso de pretratamiento porque en este proceso se tratan individualmente los efluentes con el objetivo de remover grandes cantidades de partículas sólidas en cada proceso involucrado en el sistema de la planta de tratamiento de aguas residuales. El pretratamiento de aguas residuales disminuye la abrasión y la corrosión de las tuberías y de los equipos del proceso y, por ende, el paro de equipos para darles mantenimiento. Por lo tanto, se aumenta la productividad del proceso porque los tiempos muertos son mínimos y los costos para el ingenio disminuyen considerablemente.

Cuadro 40. Concentración promedio de sólidos de los efluentes de los puntos seleccionados del sistema de lavado.

| Puntos | Sólidos totales disueltos (mg/L) | Sólidos totales suspendidos (mg/L) | Sólidos totales (mg/L) |
|--|----------------------------------|------------------------------------|------------------------|
| Mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 392.49 ± 99.73 | 467.68 ± 143.02 | 860.17 ± 209.38 |
| Mesa de lavado de caña de corte manual | 371.47 ± 116.38 | 835.28 ± 247.25 | 1206.75 ± 291.35 |
| Lavador de cenicero de la caldera 5 | 208.17 ± 118.56 | 193.90 ± 69.98 | 402.07 ± 168.97 |
| Lavador de cenicero de la caldera 6 | 183.26 ± 84.64 | 164.60 ± 83.96 | 347.86 ± 147.23 |
| Lavador de gases de la caldera 5 | 396.87 ± 103.74 | 3683.13 ± 249.85 | 4080.01 ± 298.14 |
| Lavador de gases de la caldera 6 | 409.96 ± 193.65 | 956.53 ± 372.30 | 1366.49 ± 452.62 |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio. (Ver anexos de datos originales)

Cuadro 41. Propiedades físicas de los efluentes de los puntos seleccionados del sistema de lavado.

| Puntos | pH | Temperatura (°C) | Conductividad (µS/cm) | Turbidez (FAU) |
|--|-------------|------------------|-----------------------|-----------------|
| Mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 4.92 ± 0.86 | 46.24 ± 2.74 | 816.37 ± 201.71 | 429.36 ± 164.82 |
| Mesa de lavado de corte manual | 4.67 ± 0.68 | 46.61 ± 3.70 | 681.94 ± 198.37 | 282.93 ± 96.33 |
| Lavador de cenicero de la caldera 5 | 5.17 ± 1.12 | 40.69 ± 4.72 | 413.77 ± 206.38 | 165.27 ± 43.83 |
| Lavador de cenicero de la caldera 6 | 5.12 ± 1.05 | 40.17 ± 4.61 | 282.60 ± 152.08 | 160.33 ± 25.12 |
| Lavador de gases de la caldera 5 | 5.65 ± 0.68 | 52.45 ± 3.28 | 780.38 ± 215.06 | 226.47 ± 141.54 |
| Lavador de gases de la caldera 6 | 5.27 ± 0.68 | 59.79 ± 2.49 | 686.20 ± 225.30 | 225.03 ± 127.95 |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio. (Ver anexos de datos originales)

Cuadro 42. Puntos críticos del sistema de lavado del ingenio.

| Punto crítico | Sólidos totales (mg/L) |
|--|------------------------|
| Lavador de gases de la caldera 5 | 4080.01 ± 298.14 |
| Lavador de gases de la caldera 6 | 1366.49 ± 452.62 |
| Mesa de lavado de caña de corte manual | 1206.75 ± 291.35 |
| Mesa de lavado de caña de corte mecanizado | 860.17 ± 209.38 |

Nota: Los valores promedios de los puntos críticos se encuentran ordenados del más crítico al menos crítico.

D. EVALUACIÓN DE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

1. Condiciones de afluente y características de las aguas residuales de la Planta de tratamiento

Cuadro 43. Determinación caudal promedio de efluente de Ingenio en el mes previo a operación de la planta de tratamiento de aguas residuales.

| | Caudal (m ³ /h) | Caudal (GPM) |
|------------------------|----------------------------|--------------|
| Media | 787.65 | 3,463.71 |
| Mediana | 781.62 | 3,437.18 |
| Desviación estándar | 82.34 | 362.10 |
| Varianza de la muestra | 6,780.22 | 131,118.20 |
| Mínimo | 614.36 | 2,701.65 |
| Máximo | 904.78 | 3,978.80 |
| Rango | 290.42 | 1,277.15 |

Cuadro 44. Características fisicoquímicas de efluente de Ingenio en el mes previo a operación de la planta de tratamiento de aguas residuales.

| Característica Fisicoquímica | Media | Mediana | Desviación Estándar | Varianza de la muestra | Mínimo | Máximo | Rango |
|--|----------|----------|---------------------|------------------------|----------|----------|----------|
| Temperatura (°C) | 50.27 | 50.70 | 3.64 | 13.25 | 45.50 | 56.60 | 11.10 |
| pH | 5.89 | 5.81 | 0.29 | 0.08 | 5.50 | 6.53 | 1.03 |
| Concentración Hierro (mg Fe/L) | 3.66 | 3.42 | 1.53 | 2.34 | 1.72 | 5.95 | 4.23 |
| Concentración Dureza (mg CaCO ₃ /L) | 214.67 | 209.50 | 19.09 | 364.42 | 194.00 | 246.00 | 52.00 |
| Concentración Fosfatos (mg PO ₄ ³⁻ /L) | 9.81 | 9.82 | 0.96 | 0.92 | 7.85 | 11.39 | 3.54 |
| Turbidez (NTU) | 1,098.92 | 1,099.00 | 1.08 | 1.17 | 1,097.00 | 1,100.00 | 3.00 |
| Conductividad (µS/cm) | 198.16 | 211.50 | 49.89 | 2,489.32 | 120.10 | 250.30 | 130.20 |
| Sólidos Totales (mg/L) | 2,902.92 | 2,846.00 | 461.32 | 212,819.17 | 2,350.00 | 3,688.00 | 1,338.00 |
| Sulfitos (mg SO ₃ ²⁻ /L) | 52.38 | 52.15 | 2.51 | 6.29 | 47.00 | 56.00 | 9.00 |
| Sílice (mg SiO ₂ /L) | 94.54 | 94.60 | 3.77 | 14.21 | 85.20 | 99.40 | 14.20 |

2. Mejoras para proceso en clarificador

Cuadro 45. Dosificación mínima de solución de floculante sólido utilizado en Ingenio Tululá (Datos respectivos no proporcionados) para tratar el afluente de la planta a una temperatura de 50°C.

| | |
|--------------------------|--|
| Volumen de agua a tratar | Dosificación mínima de sol. floculante |
| 787.65 m ³ /h | 787 L/h |

Cuadro 46. Condiciones de operación óptimas para floculación en clarificador.

| | |
|---|-----------|
| Condición/Variable | Valor |
| Concentración de solución de floculante utilizado en Ingenio Tululá (Datos respectivos no proporcionados) | 0.13% m/V |
| pH | 5.02 |
| Temperatura | 50°C |
| Cantidad de cal viva sólida para obtener pH = 7 | 393 kg/h |
| Cantidad de cal viva sólida para floculación a pH = 10 | kg/h |

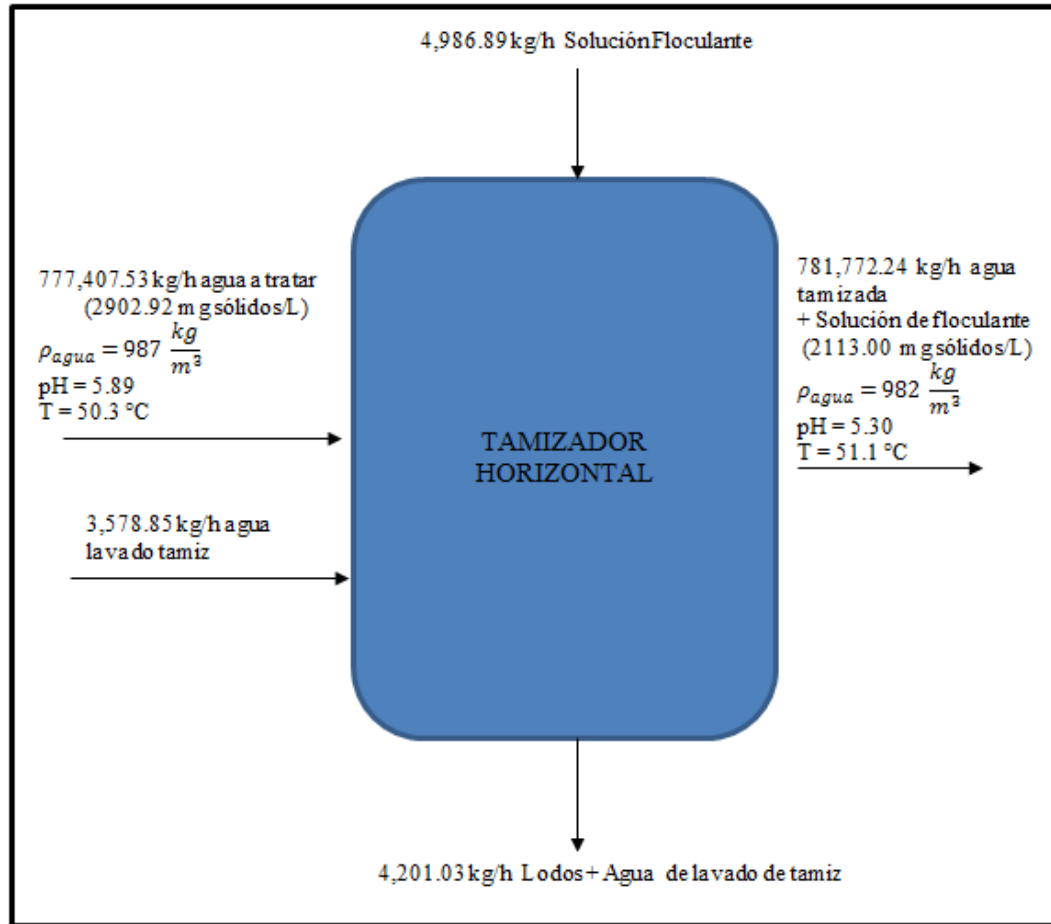
3. Balance de masa y evaluación de consumo energético de planta de tratamiento

Cuadro 47. Balance de masa del tamizador horizontal de la planta de tratamiento de aguas residuales.

| Componentes | Entradas (kg/h) | Salidas (kg/h) |
|------------------------|-----------------|----------------|
| Agua a tratar | | |
| -Agua | 775,121.05 | |
| -Sólidos totales | 2,286.48 | |
| Agua lavado tamiz | 3,578.85 | |
| Solución de floculante | 4,986.89 | |
| Agua tratada | | |
| -Agua | | 775,121.05 |
| -Sólidos totales | | 1,664.30 |
| Solución de floculante | | 4,986.89 |
| Agua lavado tamiz | | 3,578.85 |
| Lodos | | 622.18 |
| Total | 785,973.27 | 785,973.27 |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

Figura 52. Balance de masa del tamizador horizontal de la planta de tratamiento de aguas residuales.



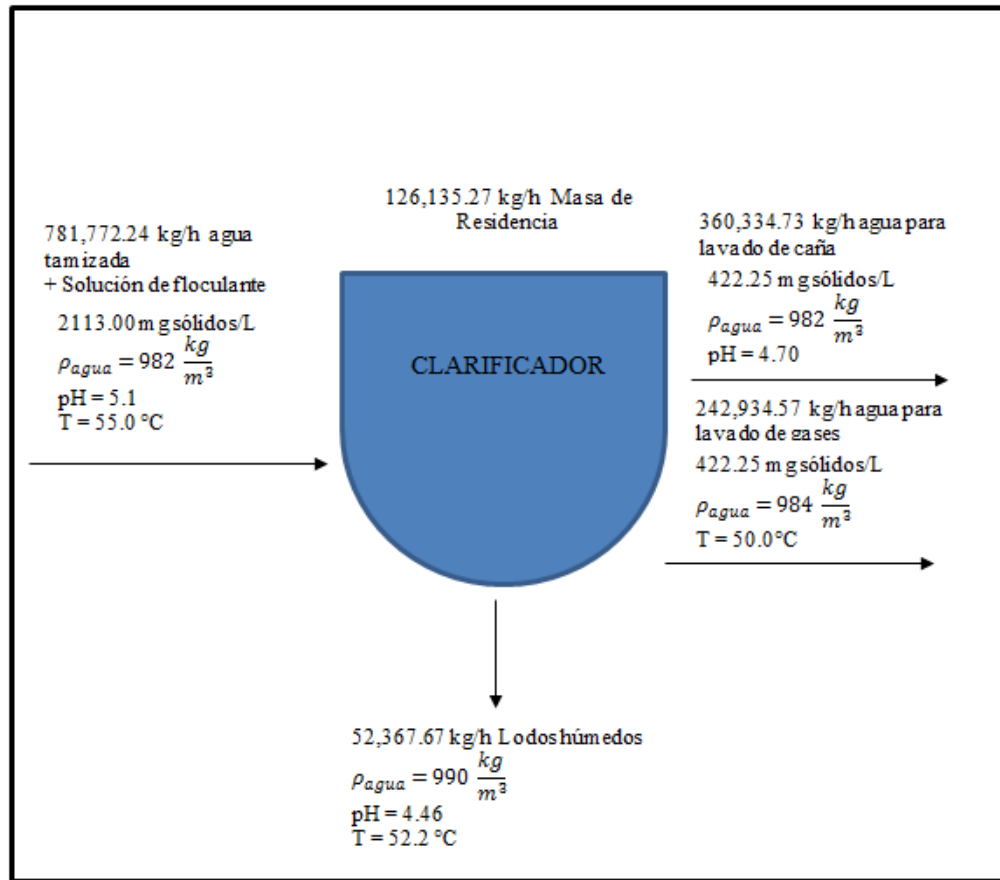
Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

Cuadro 48. Balance de masa del clarificador de la planta de tratamiento de aguas residuales.

| Componentes | Entradas (kg/h) | Salidas (kg/h) |
|--|-----------------|----------------|
| Agua a tratar | | |
| -Agua | 775,121.05 | |
| -Sólidos totales | 1,664.30 | |
| Solución de floculante | 4,986.89 | |
| Agua tratada (lavado de gases / mesas de lavado) | | |
| -Agua | | 603,010.29 |
| -Sólidos totales | | 259 |
| Lodos | | 52,367.67 |
| Total | 781,772.24 | 655,636.97 |
| Masa de residencia en clarificador (kg/h) | 126,135.27 | |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

Figura 53. Balance de masa del clarificador de la planta de tratamiento de aguas residuales.



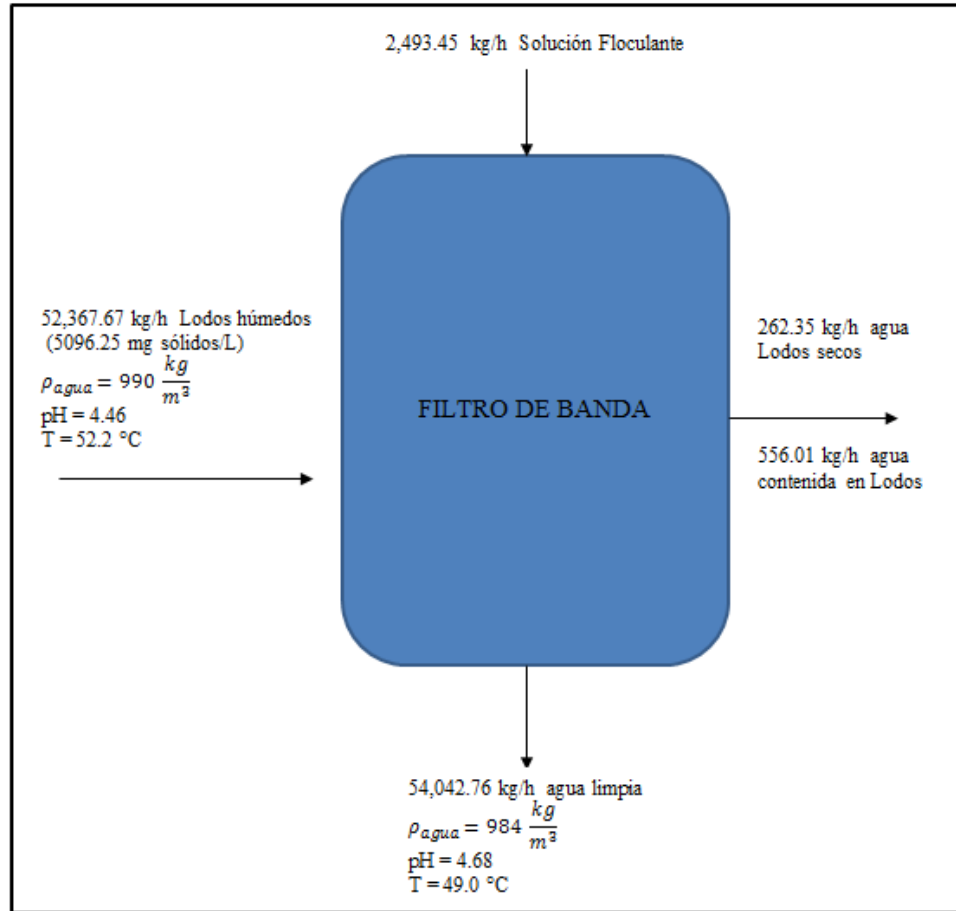
Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

Cuadro 49. Balance de masa del filtro de banda de la planta de tratamiento de aguas residuales

| Componentes | Entradas (kg/h) | Salidas (kg/h) |
|-------------------------|------------------|------------------|
| Agua con lodos | | |
| -Agua | 52,098.03 | |
| -Sólidos totales | 269.64 | |
| Solución de floculante | 2,493.45 | |
| Filtrado | | |
| Agua limpia | | 54,042.76 |
| Lodos secos | | 262.35 |
| Agua contenida en lodos | | 556.01 |
| Total | 54,861.12 | 54,861.12 |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

Figura 54. Balance de masa del filtro de banda de la planta de tratamiento de aguas residuales



Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

Cuadro 50. Consumo energético de la planta de tratamiento para sus tres equipos principales.

| Equipo proceso principal | Componente | Consumo energético diario (kWh) | Consumo energético total diario por proceso (kWh) | Consumo energético total diario planta de tratamiento (kWh) |
|--------------------------|---|---------------------------------|---|---|
| Tamizador horizontal | Bomba de entrada | 1,768,043.65 | 1,820,516.48 | 2,469,029.96 |
| | Motor de tamiz | 31,186.14 | | |
| | Bomba 1 distribución solución de floculante | 21,286.68 | | |
| Clarificador | Motor de agitador | 18,689.09 | 18,689.09 | |
| Filtro de banda | Bomba de salida de lodos del clarificador | 541,014.74 | 629,824.39 | |
| | Motor de banda filtrante | 67,522.96 | | |
| | Bomba 2 distribución solución de floculante | 21,286.68 | | |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

4. Parámetros de operación de mayor eficiencia de remoción obtenidos en operación de planta de tratamiento

Cuadro 51. Parámetros de operación de planta de tratamiento en los que la eficiencia de remoción de sólidos fue mayor durante el primer mes de operación. (Previo a cualquier modificación o mejora al proceso)

| Parámetro | Mejor valor | Desviación estándar |
|-----------------------------------|-------------|---------------------|
| Temperatura (°C) | 50.3 | 3.6 |
| pH | 5.28 | 0.29 |
| Densidad (kg/m ³) | 991.69 | 1.65 |
| Conductividad (μS/cm) | 518.00 | 1.29 |
| Turbidez (NTU) | 149 | 48 |
| Sólidos totales disueltos (ppm) | 251.00 | 0.58 |
| Sólidos totales suspendidos (ppm) | 75.00 | 12.33 |
| Sólidos totales (ppm) | 422.00 | 8.86 |

Nota: El mejor valor corresponde a las últimas tres semanas de operación de la planta de tratamiento, utilizando la concentración de 0.10% M/V.

5. Caracterización de lodos húmedos obtenidos en planta de tratamiento

Cuadro 52. Características fisicoquímicas de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales

| Característica Fisicoquímica | Media | Mediana | Desviación Estándar | Varianza de la muestra | Mínimo | Máximo | Rango |
|--|----------|---------|---------------------|------------------------|---------|---------|-------|
| pH | 5.91 | 5.90 | 0.11 | 0.01 | 5.75 | 6.06 | 0.31 |
| Densidad de Trabajo (kg/m ³) | 1,212.05 | 1208.62 | 29.89 | 890.76 | 1169.50 | 1249.00 | 79.50 |
| % m/m humedad | 68.15 | 68.34 | 7.93 | 62.85 | 58.18 | 78.29 | 20.11 |

Cuadro 53. Distribución de tamaño de partícula promedio de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales

| Mesh | Tamaño partícula (μm) | Porcentaje (% m/m) promedio de distribución de lodos |
|-------|------------------------------------|--|
| Finos | < 100 | 15.71 |
| 100 | 150 | 11.44 |
| 80 | 180 | 18.41 |
| 60 | 250 | 15.42 |
| 45 | 355 | 18.61 |
| 30 | 600 | 12.65 |
| 20 | 850 | 7.75 |

Nota: Distribución gráfica se puede observar en gráfico en Apéndice. Determinando que el tamaño de partícula que corresponde al 80% de masa es el de 355 μm .

6. Eficiencias de remoción de equipos de planta de tratamiento

Cuadro 54. Eficiencias de remoción de sólidos de los tres equipos principales de la planta de tratamiento de aguas residuales (tamizador, filtro de banda y clarificador)

| Equipo | Eficiencia de remoción de sólidos por consumo energético diario (kg/kWh) | Eficiencia remoción sólidos (% m/m) |
|----------------------|--|-------------------------------------|
| Tamizador horizontal | 0.00820 | 27.21 |
| Clarificador | 2.00331 | 68.23 |
| Filtro de banda | 0.00990 | 96.37 |

Nota: Las eficiencias de remoción de sólidos medidas se divide en dos grupos, el primero corresponde a los equipos del tamizador horizontal y el clarificador por lo cual su porcentaje de remoción sumado debería de ser 100%. Y el segundo corresponde al filtro de banda no tomándose en cuenta junto a los otros dos equipos porque el acumulado de los lodos acumulados en el clarificador son los que remueve el mismo, no el total del flujo que entra a la planta.

E. PROPUESTAS DE MEJORA

1. Sistema de aspersión. El lavado en la mesa 2 se realiza utilizando un sistema de rebalse en una tubería de 10 pulgadas donde se forma una cortina. Utilizando este sistema, el lavado no se realiza de manera uniforme. Para esto se puede colocar una nueva tubería de 10" totalmente cerrada y agregar boquillas aspersoras. Para la selección de las boquillas debe de considerarse que sean boquillas adecuadas para agua de recirculación que posea partículas tanto disueltas como suspendidas, que se encuentren en el rango de caudal a operar que en este caso podría utilizarse un rango de 3000 gpm y de

igual forma considerar que puedan soportar la presión. Para el diseño debe de considerarse el número de aspersores a colocar para que se forme un abanico (traslape entre aspersores) durante el lavado para asegurar el lavado a toda la caña recibida en la mesa. Como recomendación el proveedor Spraying System Co. distribuye una gran variedad de aspersores, de estos se recomienda las boquillas Fulljet de máximo paso libre las cuales son utilizadas desde caudales de 0.025 hasta 3000 gpm, de igual forma son especiales para aguas de recirculación que contengan partículas las cuales están diseñadas para evitar el taponamiento, manejan altas presiones, son de acero inoxidable, diferentes diámetros y ángulos de aspersión. Un aporte significativo de las boquillas al sistema es el ahorro en consumo hídrico en el lavado.

En la sección de bibliografía se coloca el enlace al distribuidor Spraying System Co. para poder revisar las fichas técnicas de los distintos aspersores anteriormente recomendados.

2. **Control pérdidas de sacarosa.** Para el seguimiento y control de las pérdidas de sacarosa en las mesas de lavado se recomienda realizar toma de muestras del agua de descarga para seguir cuantificando las pérdidas e identificar la reducción de las mismas después de la implementación de las propuestas o identificar futuras mejoras en base a los análisis realizados.

Para la determinación de las pérdidas se puede seguir el siguiente procedimiento:

1. Con un equipo para la toma muestras y un termómetro dirigirse a las mesas de lavado de caña y tomar la muestra en el centro de las mesas de lavado diez segundos después que se descargue la caña en la mesa. Tomar una muestra de cada mesa de lavado. También debe tomarse una muestra del agua de alimentación de cada mesa.

2. Colocar las muestras en un recipiente plástico, tomar la temperatura de cada muestra y anotar datos en una etiqueta que contenga fecha, hora, tipo de corte, número de mesa de lavado, tipo de muestra (agua de descarga o alimentación) y temperatura.

3. Seguido de la toma de muestra dirigirse al laboratorio y tomar el pH. Luego en un documento de Excel colocar los datos tomados en las mesas de lavado y el pH.

4. Luego con la muestra de agua realizar el método realizado actualmente en el laboratorio para determina sacarosa y así cuantificar las pérdidas de sacarosa. Para este análisis debe de prepararse una curva de calibración en un rango de concentraciones de 0 a 15 g sacarosa/L.

5. Posterior al análisis de la muestra anotar la concentración de sacarosa determinada. Para esto obtener la diferencia entre la concentración de sacarosa del agua de descarga y la concentración de sacarosa en el agua de alimentación.

3. **Sistema de bombeo.** Otra mejora propuesta para el sistema es el cambio de las bombas actuales del sistema. Para el diseño de la bomba se consideró la cabeza estática y dinámica (pérdidas por fricción de accesorios y tuberías). Para la selección de la bomba se determinó lo siguiente:

Cuadro 55. Características para selección de bomba


| | |
|-------------------------------------|-------------|
| Cabeza total (m) | 32.10 |
| Capacidad (m ³ /h (gpm)) | 681 (3,000) |
| Temperatura del fluido (°C) | 53.0 |
| NPSH | > 2.7 m |

Determinando estos parámetros se seleccionó una bomba centrífuga de doble succión con un motor de 100 hp. La descripción de la bomba se describe a continuación:

Cuadro 56. Características de bomba

| | |
|-------------------------------------|---|
| Marca | Goulds Pumps |
| Modelo | 3410 |
| Capacidad (m ³ /h (gpm)) | 681 (3000) |
| Cabeza (m (ft)) | 32.1 (105.3) |
| Velocidad | 1780 rpm |
| NPSH disponible | 5.5 m |
| Dimensiones | 8x10-12 |
| Eficiencia | 87% |
| Potencia Bomba | 80 hp |
| Figura |  |

Cuadro 57. Descripción del motor

| | |
|--------------|---|
| Potencia | 100 hp |
| Marca | WEG |
| Voltaje | 220/440V |
| Amperaje | 0-116 A |
| Revoluciones | 3575 rpm |
| Frecuencia | 60 Hz |
| Figura |  |

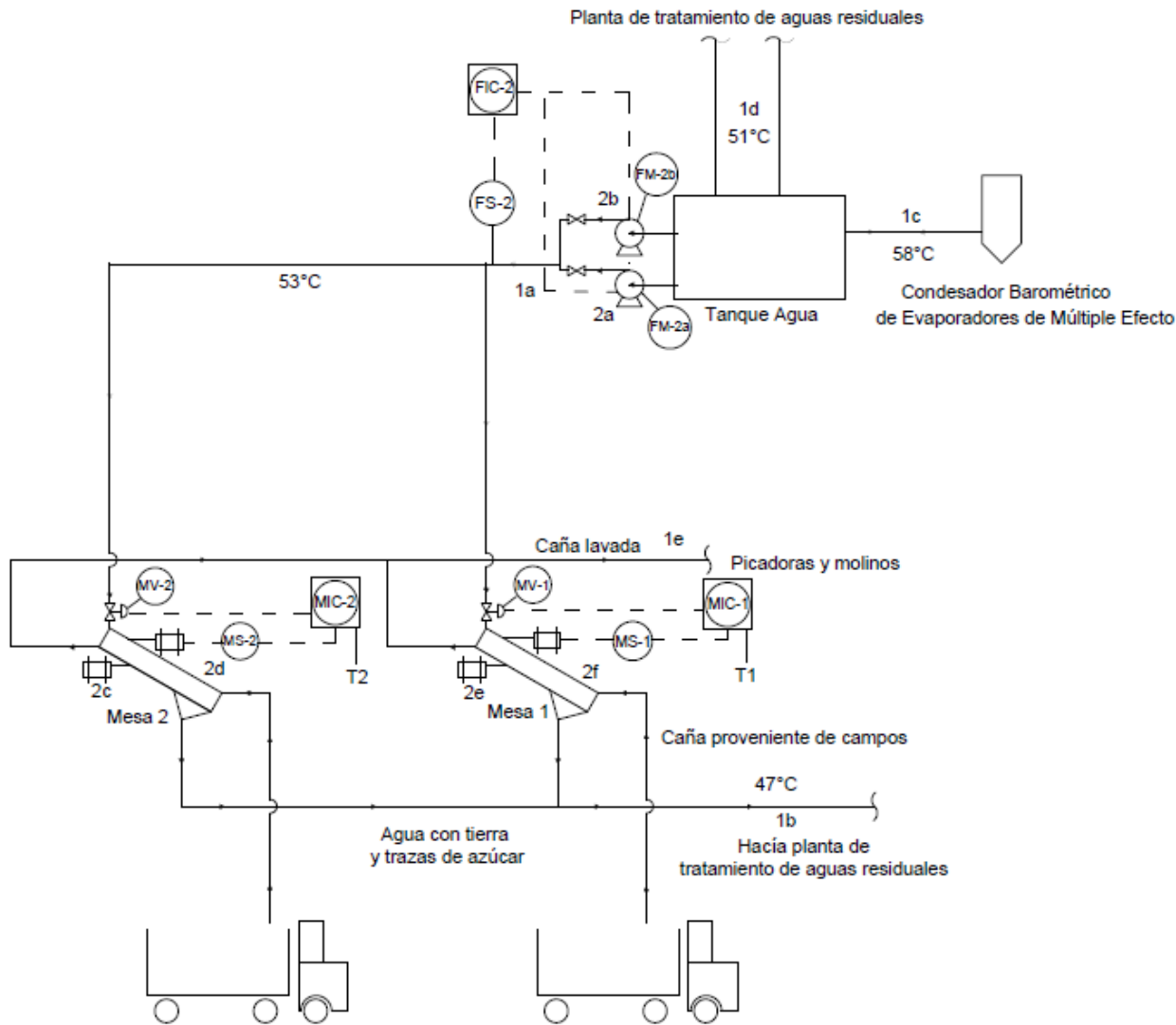
Para adaptar el motor con la bomba se utilizará un reductor de velocidad.

4. Control y manejo de flujos de alimentación de mesas de lavado de caña.

En el lavado de la caña se determinó que se alimenta agua a las mesas de lavado en momentos donde no hay caña o se lava la caña en periodos muy largos de tiempo. Esto genera un consumo innecesario del recurso hídrico lo cual aumenta costos del tratamiento del agua residual y las pérdidas de sacarosa cuando se lava por periodos muy largos de tiempo.

Se determinó que se consume agua sin requerirlo por aproximadamente 3 horas al día. Para evitar este problema se recomienda un sistema de control automatizado el cual se describe a continuación:

Figura 55. Diagrama de proceso e instrumentación de sistema de lavado de caña



| | |
|------------------------------------|-------------|
| Sistema de control mesas de lavado | |
| Ingenio Tululá | Año: 2016 |
| Esquema No. 2 | Mónica Lima |

Cuadro 58. Equipo de instrumentación

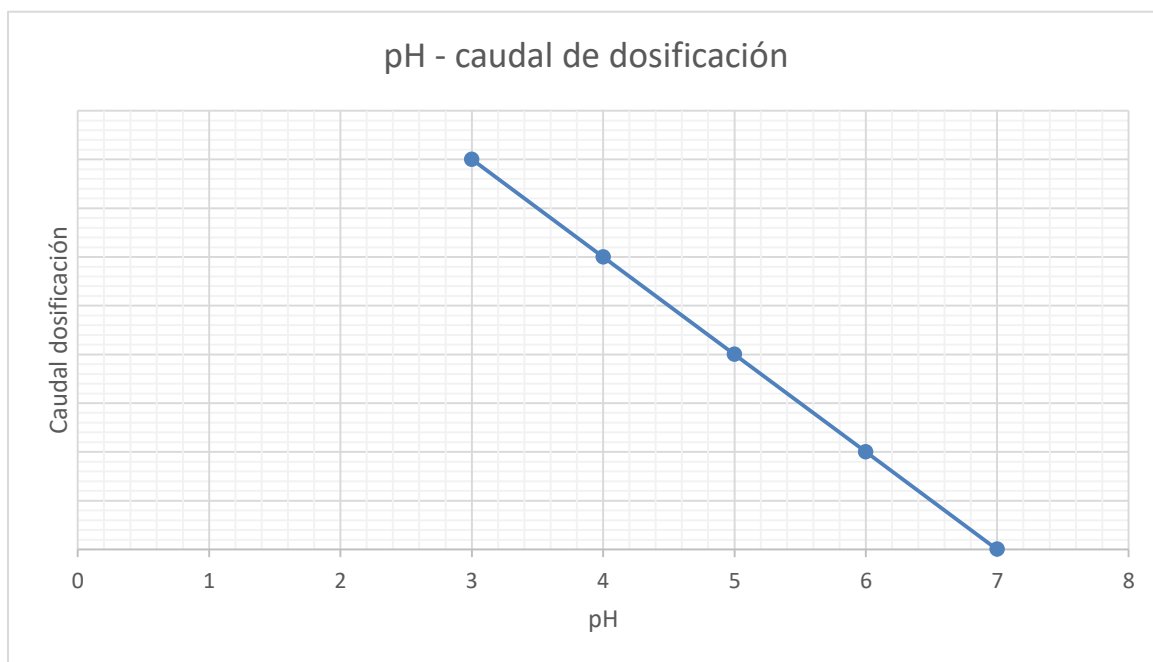
| Número | Tag | Descripción | Señal | Rango |
|--------|-------|---|---------|--------|
| 1 | MS-1 | Sensor de movimiento | Digital | On/Off |
| 2 | MIC-1 | Controlador | Digital | |
| 3 | MV-1 | Válvula de mariposa de 10" Abierta/Cerrada con actuador eléctrico | Digital | On/Off |
| 4 | MS-2 | Sensor de movimiento | Digital | On/Off |
| 5 | MIC-2 | Controlador | | On/Off |
| 6 | MV-2 | Válvula de mariposa de 10" Abierta/Cerrada con actuador eléctrico | Digital | On/Off |
| 7 | FS-2 | Switch de flujo | Digital | On/Off |
| 8 | FIC-2 | Controlador | Digital | On/Off |
| 9 | FM-2a | Motor | Digital | On/Off |
| 10 | FM-2b | Motor | Digital | On/Off |

Los lazos de control se describen en la sección de anexos, propuestas de mejora.

5. **Control de pH y temperatura.** La variable que afecto principalmente el aumento de las pérdidas de sacarosa en las mesas fue la temperatura del agua de lavado la cual aumento después de la puesta en marcha de la planta de tratamiento. El tanque donde se toma el agua de las mesas recibe agua tanto de la planta de tratamiento como del condensador barométrico de los evaporadores de múltiple efecto. Con base en las mediciones realizadas el flujo de agua que elevaba la temperatura del agua del tanque fue la del condensador barométrico. Por esto se recomienda realizar a los evaporadores de múltiple efecto mantenimiento preventivo para asegurar la adecuada transferencia de calor en los equipos, así como el control operacional adecuado del nivel del licor y el flujo de agua en el condensador. Debe de tenerse un control estricto de la temperatura de salida en el condensador la cual no exceda los 50°C para evitar tener altas pérdidas de calor en los evaporadores y evitar el aumento de la temperatura del agua hacía las mesas lo cual genera mayores pérdidas de sacarosa.

Por otro lado, durante las mediciones de los flujos del agua tanto de la planta de tratamiento como la del condensador barométrico se identificó que el pH de la planta fue el más ácido. Para evitar agregar un álcali al tanque que distribuye a las mesas de lavado se recomienda agregar el álcali en la planta de tratamiento de aguas residuales. Para este sistema de adición de la solución básica al agua se recomienda utilizar un sistema de control donde se incluye un medidor de pH el cual se conecte a un sistema de bombeo dosificador de la solución. Esto con el fin de no exceder la cantidad de solución y que no agregue costos extra. En este sistema el pH se está midiendo de manera constante y cuando no se encuentre en el rango establecido de pH se activa el suministro dosificador de la solución ya sea a un tanque o a una tubería. El flujo de la solución puede calibrarse en base a qué tan lejos se encuentra del pH del esperado. En la siguiente imagen se observa la calibración de un sistema de suministro de una solución álcali.

Figura 56. Calibración de un sistema de suministro de solución álcali



Para evitar mayores pérdidas de azúcar en las mesas de lavado operar en un pH próximo a 6 -7.

6. **Operación de niveladores.** Durante la operación de los niveladores se observó que muchas veces el operador no apaga el nivelador cuando no hay caña en las mesas o cuando la caña ya fue nivelada, lo cual aumenta los costos energéticos. Para esto se debe de capacitar a los operadores en apagar el equipo como lo hacen con las cadenas de las mesas mientras no se están utilizando.
7. **Evaluación aprovechamiento energético.** Otro punto importante es el aprovechamiento de la energía térmica del flujo proveniente de los condensadores barométricos. Se recomienda realizar un análisis para aprovechar el flujo como precalentamiento en el proceso.
8. **Enfriamiento.** Si no es viable el aprovechamiento energético del flujo de salida del condensador barométrico debe evaluarse instalar una torre de enfriamiento dentro del circuito de agua para la reducción de la temperatura.
9. **Modificación de flujo de agua de lavado en scrubber 5.** El scrubber 5 durante la Zafra 2015-2016 operó con una relación promedio líquido/gas de 6.41 L agua / m³ gases de combustión. Al evaluar los resultados con el rango recomendado (ver Cuadro 49), la operación del scrubber 5 está por encima del límite máximo recomendado. Comparando la eficiencia general de remoción a diferentes relaciones líquido/gas se propone operar con una relación de 4.41 L agua / m³ gases de combustión. Con esta operación se obtiene una eficiencia general de remoción del 99.9897%, y la siguiente concentración en el efluente del scrubber:

Cuadro 59. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 5 con directrices internacionales

| Equipo | Unidad | |
|---|---|---|
| | g material particulado / kg vapor ¹ | mg material particulado / Nm ³ gas ² |
| Emisión promedio de scrubber 5 | 0.001 | 3.61 ³ |
| Directriz internacional | Dato de referencia | |
| Norma salvadoreña NSO 13.11.02:11 | - | 400 ⁴ |
| Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras | - | 150 ⁵ |
| Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 | - | 400 ⁶ |
| Directiva 2010/75/UE | - | 30 ⁷ |
| Documentación EPA AP-42 Sección 1.8 | 0.4 ⁸ | - |

¹ Masa (kg) de vapor producido en caldera 5 durante zafra 2015-2016.

² Nm³ = Metro cúbico a condiciones normales: 0 °C y 1 atm.

³ Emisión promedio de material particulado de scrubber 5 durante la zafra 2015-2016.

⁴ Límite máximo de partículas totales suspendidas para calderas acuotubulares en la industria azucarera utilizando bagazo de caña.

⁵ Límite máximo de material particulado para plantas de generación eléctrica con calderas alimentadas con biomasa en zonas rurales.

⁶ Nivel máximo permisible para emisión de equipos (con capacidad térmica nominal entre 42.4 y 106 GJ/h) existentes a la entrada en vigor de la norma en zonas no críticas (resto del país).

⁷ Valor límite de emisión de partículas para instalaciones de combustión que utilicen como combustible biomasa y turba, y con una potencia térmica nominal entre 50 y 100 MW, con permiso concedido antes del 7 de enero de 2013.

⁸ Factor de emisión promedio de material particulado para combustión de bagazo controlada con scrubber húmedo.

Se obtuvo un ahorro de agua de 112,852.11 m³ / zafra, considerando 166 días de operación y 0.04% tiempo perdido en el área de calderas (datos de zafra 2015-2016), lo cual representa una reducción del 31.21% del consumo de agua en el scrubber 5. Esto permitirá reducir la cantidad de agua a tratar en la planta de tratamiento de aguas residuales, y los costos asociados.

10. Control de afluente de agua de scrubber 5. Durante las visitas de campo, se identificó que la válvula de control del agua de entrada al scrubber 5 no regula adecuadamente el flujo. Esto se puede verificar en la Cuadro 20, donde se observa que las variaciones en la apertura de la válvula no representan un cambio significativo en el caudal. En caso, se decidió disminuir el flujo de entrada de agua al scrubber 5, se propuso

reemplazar la válvula actual por una válvula de mariposa de 4 pulgadas de diámetro nominal, de hierro fundido, con un precio de Q 415.00 (precio de la válvula proporcionado por Grupo FHISA). Otra alternativa, es la evaluación de la implementación de un variador de frecuencia del motor de la bomba del agua de entrada al scrubber 5. De esta manera, el control del afluente de agua no sería por la acción de una válvula sino por las revoluciones de la bomba. Esta alternativa permitiría reducir el consumo energético y costos asociados del motor al disminuir la carga de la bomba.

11. **Modificación de flujo de agua de lavado en scrubber 6.** El scrubber 6 durante la Zafra 2015-2016 operó con una relación promedio líquido/gas de 1.93 L agua / m³ gases de combustión. Al evaluar los resultados con el rango recomendado (ver Cuadro 50), la operación del scrubber 5 está dentro del rango recomendado, sin embargo, se identificó una oportunidad una de reducción de consumo de agua. Comparando la eficiencia general de remoción a diferentes relaciones líquido/gas, se propone operar con una relación de 0.93 L agua / m³ gases de combustión. Con esta operación se obtiene una eficiencia general de remoción del 98.0087 %, y la siguiente concentración en el efluente del scrubber:

Cuadro 60. Comparación de material particulado en efluente de gases de scrubber 6 con directrices internacionales

| Equipo | Unidad | |
|---|--|--|
| | g material particulado / kg vapor ¹ | mg material particulado / Nm ³ gas ² |
| Emisión promedio de scrubber 5 | 0.075 | 63.63 ³ |
| Directriz internacional | Dato de referencia | |
| Norma salvadoreña NSO 13.11.02:11 | - | 400 ⁴ |
| Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras | - | 150 ⁵ |
| Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 | - | 400 ⁶ |
| Directiva 2010/75/UE | - | 30 ⁷ |
| Documentación EPA AP-42 Sección 1.8 | 0.4 ⁸ | - |

¹Masa (kg) de vapor producido en caldera 5 durante zafra 2015-2016.

²Nm³ = Metro cúbico a condiciones normales: 0 °C y 1 atm.

³Emisión promedio de material particulado de scrubber 5 durante la zafra 2015-2016.

⁴Límite máximo de partículas totales suspendidas para calderas acuatubulares en la industria azucarera utilizando bagazo de caña.

⁵Límite máximo de material particulado para plantas de generación eléctrica con calderas alimentadas con biomasa en zonas rurales.

⁶Nivel máximo permisible para emisión de equipos (con capacidad térmica nominal entre 42.4 y 106 GJ/h) existentes a la entrada en vigor de la norma en zonas no críticas (resto del país).

⁷ Valor límite de emisión de partículas para instalaciones de combustión que utilicen como combustible biomasa y turba, y con una potencia térmica nominal entre 50 y 100 MW, con permiso concedido antes del 7 de enero de 2013.

⁸ Factor de emisión promedio de material particulado para combustión de bagazo controlada con scrubber húmedo.

Se obtuvo un ahorro de agua de 608,492.20 m³ / zafra, considerando 166 días de operación y 0.04% tiempo perdido en el área de calderas (datos de zafra 2015-2016), lo cual representa una reducción del 51.68% del consumo de agua en el scrubber 6. Esto permitirá reducir la cantidad de agua a tratar en la planta de tratamiento de aguas residuales, y los costos asociados.

12. Cambio de operación de disposición de residuos sólidos de ceniceros de caldera 6.

Durante la visita de campo se observó que los operarios de los dos ceniceros de la caldera 6 (equipos que recolectan las partículas de mayor tamaño antes del scrubber 6, ver Figura 57) descartan las cenizas recolectadas en el canal del agua residual (efluente) del scrubber 6. Esta práctica aumenta la carga de sólidos en el efluente de agua residual del scrubber 6, que luego debe ser removida por la planta de tratamiento de aguas residuales.

Figura 57. Ceniceros de caldera 6 (ubicados antes del scrubber 6)



Se propone disponer de las cenizas en un contenedor específico y no en el canal de agua residual del scrubber 6. Actualmente, se dispone de una carreta donde se recolectan los lodos residuales del sedimentador ubicado después del scrubber 5, por lo que las cenizas se pueden descartar en la misma carreta, para su disposición posterior a los campos de caña.

Esta modificación permitirá reducir 27.97 kg de sólidos / h (111.38 t sólidos / zafra según datos de zafra 2015-2016) del efluente de agua del scrubber 6, que representa el 9.82% de la carga total. Esta reducción de carga de sólidos tiene un impacto directo en los costos de tratamiento por la cantidad de floculante.

13. **Modificación de concentración de sólidos suspendidos de agua de entrada.** El agua de lavado en la entrada de los scrubbers tiene una concentración de sólidos suspendidos de 0.021%(m/m). Según la experiencia del Ing. Luis Rodríguez, asistente de producción del Ingenio Victoria, Wilmar Sugar Australia Limited, el rango recomendado se encuentra entre 6 y 20 %(m/m) de sólidos suspendidos. El agua de salida de la planta de tratamiento de aguas residuales tiene una concentración inferior al límite mínimo recomendado. Se propone modificar la concentración de sólidos suspendidos en el agua de entrada a los scrubber a 10%(m/m), dado que los scrubber pueden trabajar adecuadamente con esa concentración sin afectar la operación de lavado de caña de azúcar y sin aumentar significativamente el riesgo de desgaste por abrasión en equipos, bombas y tuberías. Este cambio permitirá reducir la cantidad de floculante necesario para el tratamiento del agua, y los costos asociados.

14. **Recubrimiento de polímero en scrubber y chimenea de caldera 6.** Durante la zafra 2015-2016 se observó un desgaste intenso por corrosión en la salida del scrubber 6, ducto y chimenea ubicados después del scrubber . En la Cuadro 51 y 52 se presentan los resultados de pH del agua de lavado y composición de los gases de combustión, ambos afluentes del scrubber 6. Se observa que ambos flujos presentan características ácidas que tienen un efecto corrosivo en el metal. Se propone la aplicación de un recubrimiento de polímero en la superficie interna del scrubber 6, duchos y chimenea ubicados después del scrubber para aumentar la vida útil de los equipos; y, disminuir el tiempo perdido y costos asociados por reparación de la estructura metálica. El polímero propuesto es Belzona 1591, un recubrimiento de dos componentes, diseñado para resistir el agua, los hidrocarburos, las soluciones acuosas y el vapor presurizado a una temperatura de hasta 180°C. El proveedor propuesto es ESSA, S.A. (Plásticos de Ingeniería).

15. **Evaluación de fuentes de azufre en área agrícola.** Además, de la propuesta 6 se propone realizar una evaluación en conjunto con el área agrícola y campo de las posibles fuentes de azufre durante la época de siembra, riego, fertilización, control de plagas y cosecha para reducir la presencia de compuestos azufrados en los gases de combustión de las calderas. El bagazo, y en general la biomasa, tienen la característica de ser combustibles que no generan emisiones azufradas por su composición química (principalmente de carbono, oxígeno e hidrógeno). Además de la medida de proteger los equipos contra la corrosión, es importante implementar medidas de mitigación de las emisiones atmosféricas para disminuir su impacto negativo en el ecosistema.

16. **Instalación de cribas.** Instalar cribas para partículas gruesas mayores a 5 cm, medianas entre un rango de 5 a 2 cm y pequeñas menores a 2 cm para permitir un flujo constante sin mucha obstrucción y remover la mayor cantidad de sólidos.

Cuadro 61. Especificaciones para la criba de partículas medianas entre un rango de 5 a 2 cm

| | Valor |
|----------------------------------|--------------|
| Tamaño de barrotes (m) | 0.0127 |
| Separación entre barrotes (m) | 0.02 |
| Velocidad entre barrotes (m/s) | 0.97 |
| Largo (m) | 0.70 |
| Ancho (m) | 0.60 |
| Ángulo de inclinación | 45° |
| Número de orificios | 22 |
| Pérdida de cabeza hidráulica (m) | 0.031 |
| Material | Hierro negro |

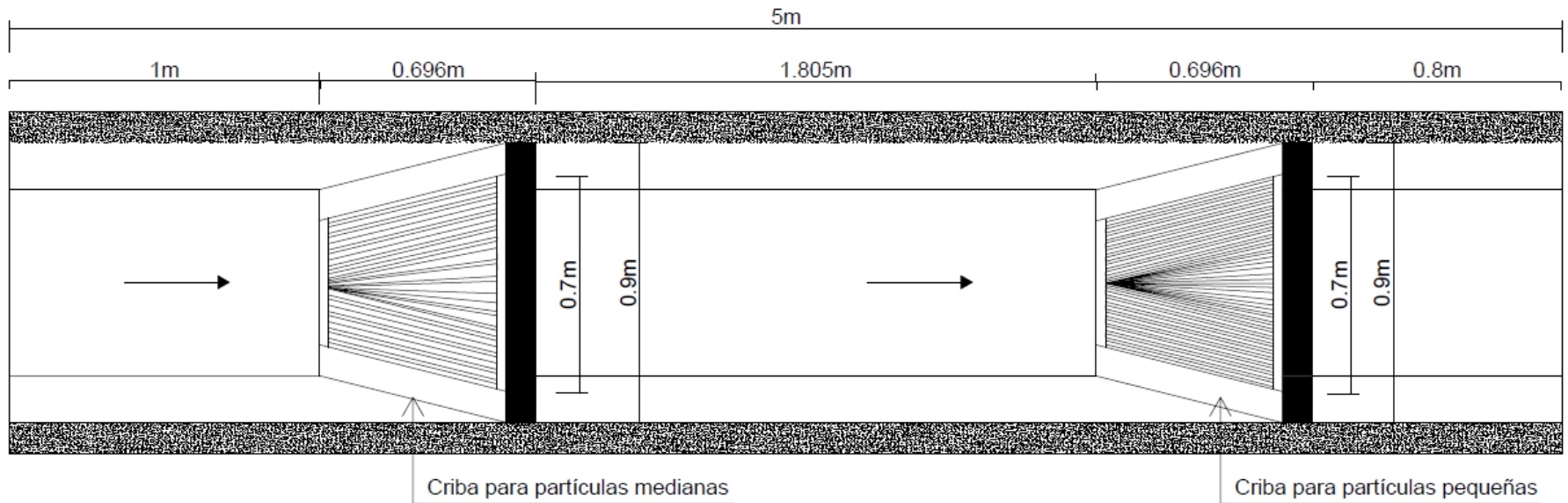
Nota: Estos datos se obtuvieron de los cálculos realizados para el diseño de las rejillas de partículas grandes en anexos.

Cuadro 62. Especificaciones para la criba de partículas pequeñas con un tamaño de menor a 2 cm

| | Valor |
|---|--------------|
| Tamaño de barrotes (m) | 0.0127 |
| Separación entre barrotes (m) | 0.01 |
| Velocidad de flujo entre barrotes (m/s) | 0.94 |
| Largo (m) | 0.70 |
| Ancho (m) | 0.73 |
| Ángulo de inclinación | 45° |
| Número de orificios | 31 |
| Pérdida de cabeza hidráulica (m) | 0.077 |
| Material | Hierro negro |

Nota: Estos datos se obtuvieron de los cálculos realizados para el diseño de las rejillas de partículas pequeñas en anexos.

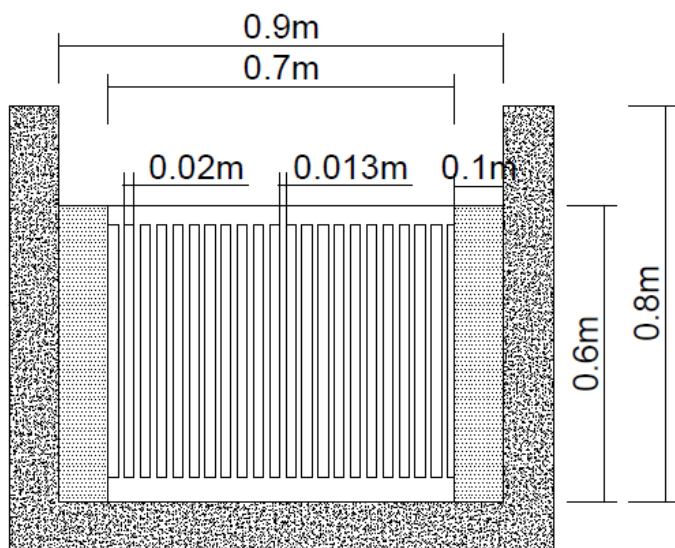
Figura 58. Diseño realizado con vista de planta del canal con cribas para remover partículas medianas de 5 a 2 cm y pequeñas menores a 2 cm, de limpieza manual.



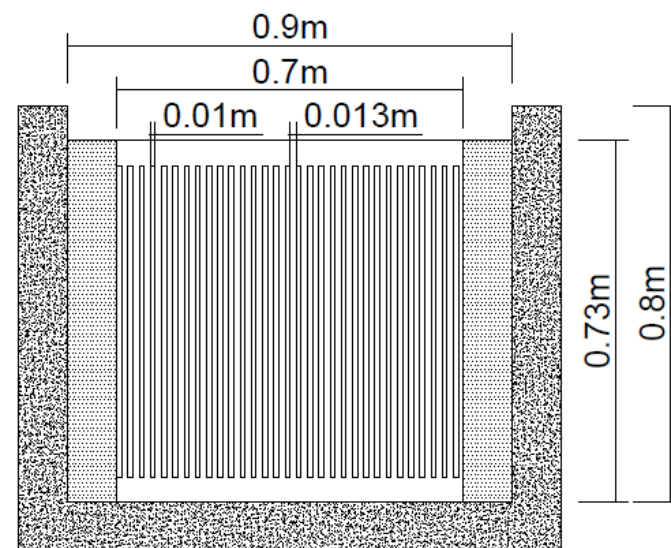
VISTA DE PLANTA DE CANAL CON CRIBAS

Nota: Este esquema se realizó con las medidas calculadas resumidas en los Cuadros 61 y 62.

Figura 59. Diseño realizado con vista de elevación de las cribas para remover las partículas medianas de 5 a 2 cm y pequeñas menores a 2 cm, de limpieza manual.



VISTA DE ELEVACIÓN DE CRIBA GRUESA



VISTA DE ELEVACIÓN DE CRIBA FINA

Nota: Este esquema se realizó con las medidas calculadas resumidas en los Cuadros 61 y 62.

17. **Instalación de desarenador.** Instalar un desarenador de canales horizontales para sedimentar las partículas mayores o iguales de 0.40 mm de diámetro de partícula y reducir la carga de sólidos de los efluentes antes del clarificador primario.

Cuadro 63. Especificaciones del canal rectangular de entrada de las cámaras del desarenador

| | Valor |
|--------------------------------------|--------------|
| Caudal de diseño (m ³ /s) | 0.11 |
| Altura (m) | 0.29 |
| Ancho (m) | 0.60 |
| Área transversal (m ²) | 0.17 |
| Velocidad de flujo (m/s) | 0.65 |

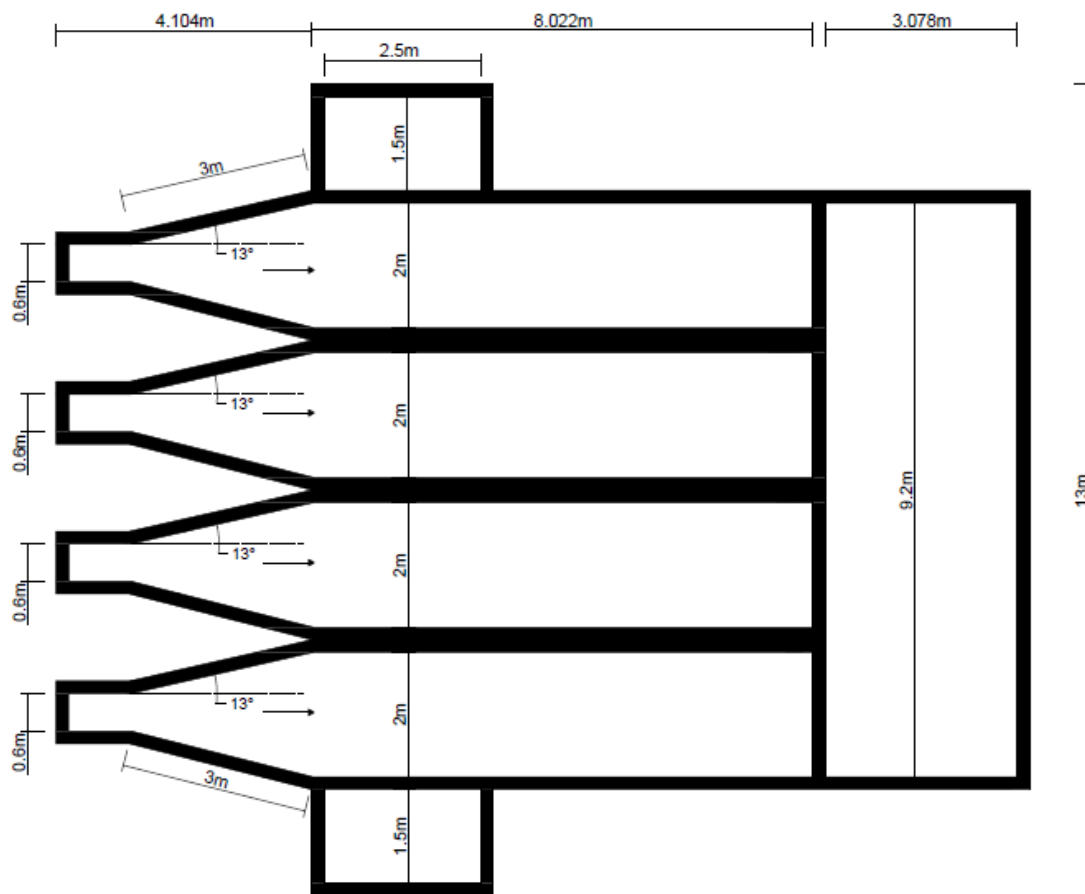
Nota: Estos datos se obtuvieron de los cálculos realizados para el diseño del canal rectangular de entrada a las cámaras del desarenador en anexos.

Cuadro 64. Especificaciones del desarenador

| | Valor |
|--|--------------|
| Caudal de diseño (m ³ /s) | 0.11 |
| Cantidad de cámaras de sedimentación | 4 |
| Diámetro de partícula a remover (mm) | 0.4 |
| Ancho (m) | 2 |
| Largo (m) | 8 |
| Altura (m) | 1.5 |
| Velocidad de flujo (m/s) | 0.036 |
| Velocidad de sedimentación (m/s) | 0.12 |
| Velocidad de arrastre (m/s) | 0.25 |
| Tiempo de retención (s) | 12.5 |
| Tiempo que tarda una partícula en recorrer la longitud del desarenador (min) | 3.64 |
| Longitud de transición (m) | 2.03 |

Nota: Estos datos se obtuvieron de los cálculos realizados para el diseño del desarenador en anexos.

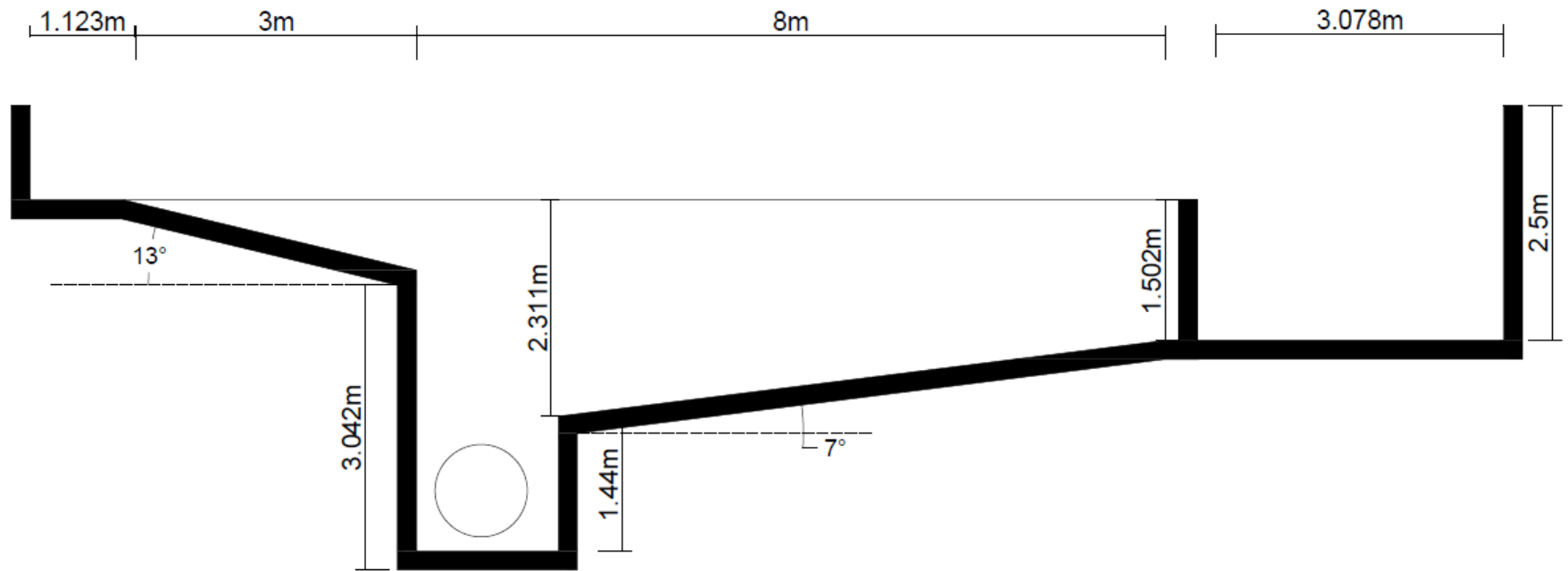
Figura 60. Diseño realizado con vista de planta del desarenador para remover partículas con un tamaño mayor o igual a 0.4mm



VISTA DE PLANTA DE DESARENADOR

Nota: Este esquema se realizó con las medidas calculadas resumidas en el Cuadro 63.

Figura 61. Diseño realizado con vista de elevación del desarenador para remover partículas con un tamaño mayor o igual 0.4mm



VISTA DE ELEVACIÓN DE DESARENADOR

Nota: Este esquema se realizó con las medidas calculadas resumidas en el Cuadro 64.

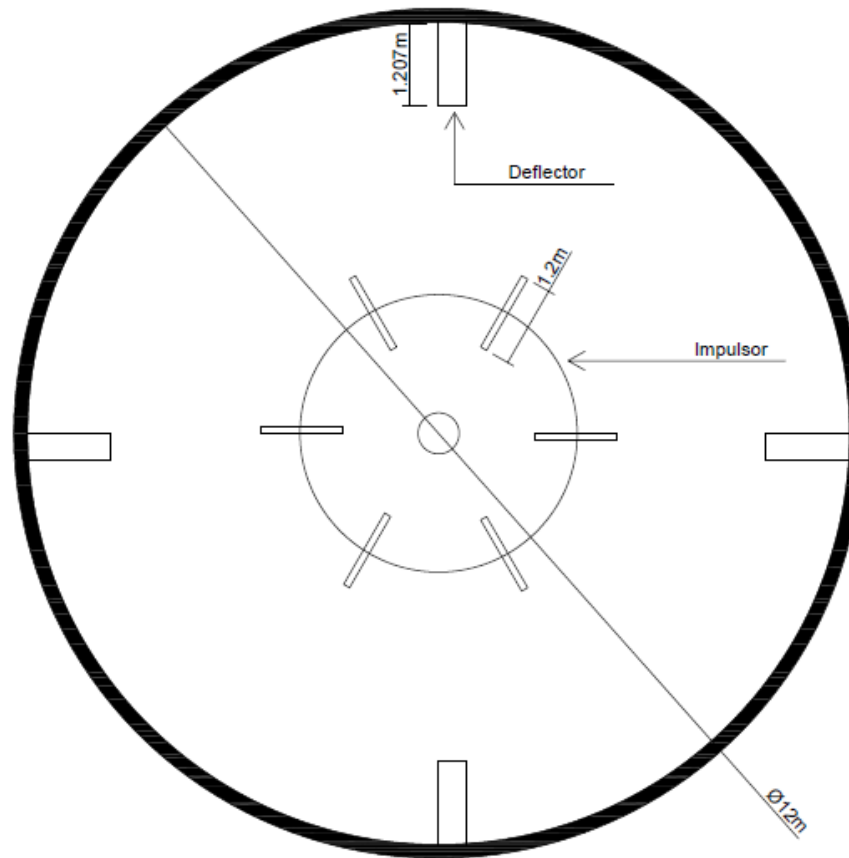
18. **Instalación de tanques de homogeneización.** Instalar tanques de homogeneización para mezclar los efluentes, de forma que se homogenice el pH y la composición de los efluentes para obtener un flujo constante.

Cuadro 65. Especificaciones del tanque de homogeneización

| | Valor |
|--|----------------------|
| Caudal de diseño (m ³ /s) | 0.162 |
| Cantidad de tanques | 2 |
| Carga superficial (m ³ /m ² día) | 120 |
| Área (m ²) | 116.64 |
| Diámetro (m) | 12.16 |
| Radio (m) | 6.08 |
| Volumen (m ³) | 1399.68 |
| Tiempo de residencia (h) | 2 |
| Altura (m) | 12.05 |
| Cantidad de deflectores | 4 |
| Ancho de deflectores (m) | 1.22 |
| Tipo de impulsor | Rushton de 6 paletas |
| Diámetro del impulsor (m) | 4.05 |
| Altura del impulsor respecto del fondo del tanque (m) | 4.05 |
| Longitud de las paletas del agitador (m) | 1.02 |
| Diámetro del disco central (m) | 3.04 |
| Potencia | 913.99 kW |
| Material | Concreto |

Nota: Estos datos se obtuvieron de los cálculos realizados para el diseño del tanque de homogeneización en anexos.

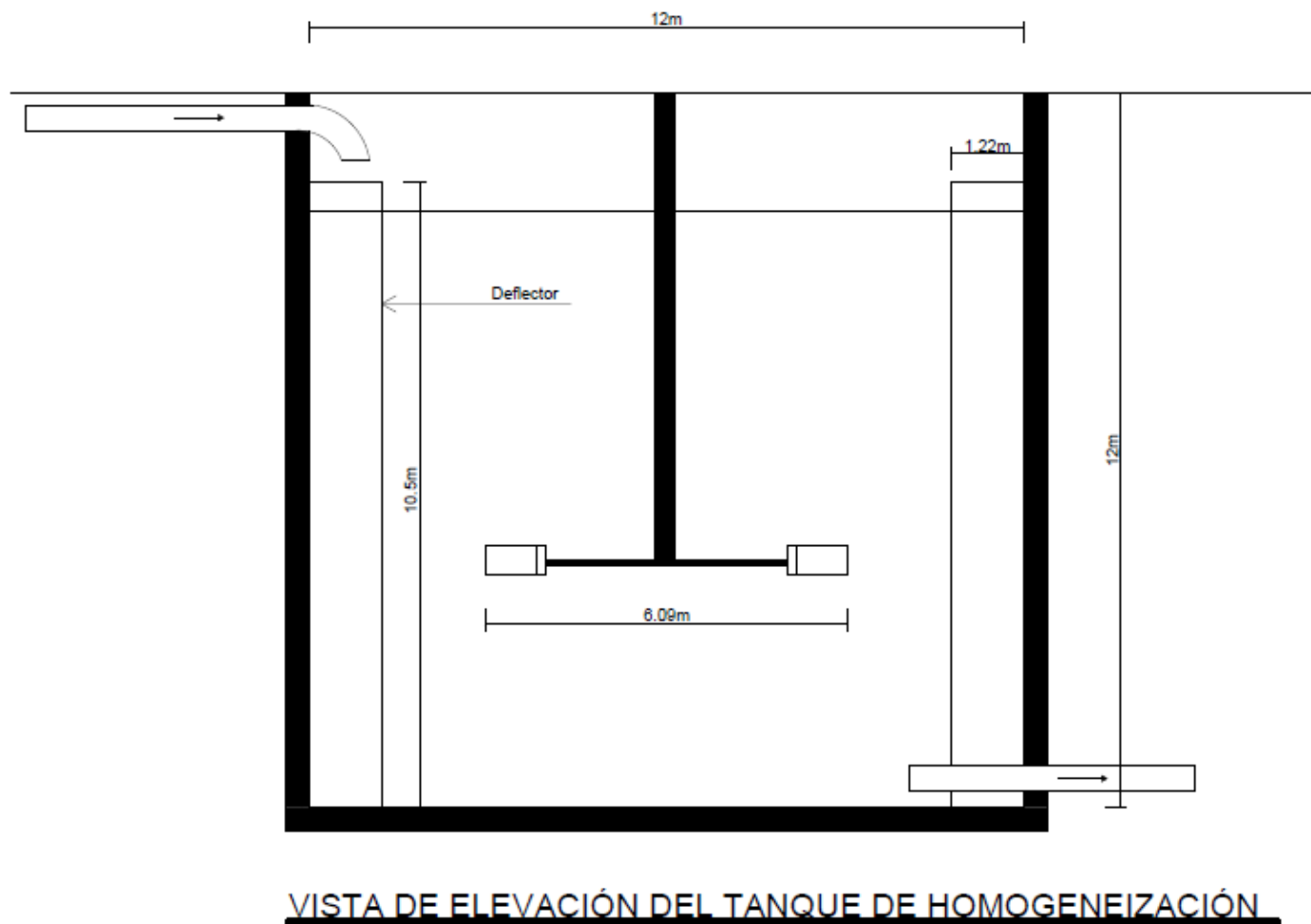
Figura 62. Diseño realizado con vista de planta del tanque de homogeneización



VISTA DE PLANTA DEL TANQUE HOMOGENEIZADOR

Nota: Este esquema se realizó con las medidas calculadas resumidas en el Cuadro 65.

Figura 63. Diseño realizado con vista de elevación del tanque de homogeneización



Nota: Este esquema se realizó con las medidas calculadas resumidas en el Cuadro 65.

19. **Modificación de temperatura y pH de agua a tratar en planta de tratamiento.** Utilizar el efluente tratado de la planta de tratamiento para calentamiento de otro afluente/efluente de otro proceso específico en el ingenio, bajando así su temperatura a una de 30-40°C. Debido a que la temperatura promedio de este actualmente es 50 °C, una temperatura de alto impacto en procesos como lavado de caña y lavado de gases. Con la disminución de temperatura se disminuirían las pérdidas de sacarosa en el lavado de caña, y se evitaría la liberación de dióxido de carbono al ambiente por falta de absorción en los lavadores de gases debido a que una absorción adecuada se da una temperatura menor a los 40 °C.

Aumentar el pH del afluente de agua tratada de la planta de tratamiento adicionando cal viva sólida. Debido a que este tiene un pH promedio de 5.30. Al llevar el pH a 7 se podrá disminuir la corrosión y desgaste de las tuberías por las cuales se moviliza el agua y los equipos en la que se usa. Además de que disminuirá las pérdidas de sacarosa en el lavado de caña ya que a un pH ácido se favorece la hidrólisis mientras que en los lavadores de gases se evitará la disminución continua de pH evitando la corrosión de los equipos.

Según los resultados obtenidos de nivelación de pH de agua de proceso con cal viva sólida (Cuadro No. 183), para poder llevar el pH del agua del proceso a 7, se debe adicionar 0.50 g de cal viva sólida por cada litro de agua a la temperatura de 50°C, que es la temperatura que el agua tiene en el proceso del Ingenio.

20. **Mejora de proceso de floculación en clarificador.** Utilizar una solución de floculante con una concentración de 0.13% m/V para dosificarla al flujo de agua a tratar con una dosificación de 787 L/h. El tanque de preparación del floculante en la planta de tratamiento tiene una capacidad de 1600 galones por lo que se deben adicionar 6.064 kg de floculante sólido para preparar la solución a dosificar a esa concentración.

21. **Uso de coagulante para mejora de floculación.** Utilizar un coagulante para mejorar el proceso de floculación en el clarificador. Un floculante remueve mayor cantidad de sólidos del agua en conjunto con el uso de coagulantes. Debido al pH de 5.30 promedio actual en las aguas tratadas, el coagulante más adecuado a usar es el sulfato de aluminio. Este funciona mejor en un rango de pH entre 5 y 7.5. Rango de pH en el que el agua de la planta de tratamiento estará después de hacerse el proceso de neutralización con cal viva sólida o soda caustica. Y para este coagulante se debe utilizar una dosificación de 100 g coagulante/m³ de agua a tratar para realizar el proceso.

22. Reuso de agua obtenida de filtro de banda. Actualmente el agua obtenida del filtro de banda se está regresando a la entrada de planta de tratamiento para diluir los sólidos del efluente del Ingenio, por ello gastando más energía y floculante y con ello dinero, para su retratamiento. Por esto el agua se puede reutilizar el agua para los procesos de lavado de caña y lavado de gases debido a la buena calidad con la que esta se obtiene después del proceso de filtrado, o se puede utilizar este flujo de agua para el lavado del tamiz y la banda filtrante. Con ello no sólo ahorrando agua potable consumida en este proceso, además de que se evita el sólo regresar a la entrada de la planta agua ya tratada y utilizar más recursos para retratar la misma.

VIII.DISCUSIÓN DE RESULTADOS

El objetivo general del megaproyecto fue analizar características fisicoquímicas del agua, condiciones de operación y equipos del sistema: lavado de caña, de cenizas, de gases de combustión de calderas 5 y 6; y planta de tratamiento de aguas residuales para proponer mejoras en el Ingenio Tululá S.A. utilizando procedimientos cuantitativos y cualitativos de análisis.

El objetivo principal de la evaluación del sistema de lavado de caña fue cuantificar las pérdidas de azúcar (sacarosa) de la caña, usando análisis químico para proponer una metodología de reducción de pérdida. El agua alimentada y descargada en las mesas fue analizada anterior y posterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento para observar los cambios y relación con las variables de mayor impacto durante el lavado como lo son la temperatura y el pH.

Como primer acercamiento se identificó el sistema de lavado de caña (Figuras 75 y 76) dentro de las instalaciones del Ingenio Tululá S. A. el cual se conforma de dos mesas de lavado las cuales se encuentran situadas en el patio de caña. La caña recibida en las mesas de lavado proviene tanto de la cosecha mecanizada como manual, la mesa 1 (Figura 75, Sección de anexos Figuras) es exclusiva para corte manual y la mesa 2 (Figura 76, Sección de anexos Figuras) es exclusiva para corte mecanizado sin embargo no siempre se lava de esta forma por temas operacionales o de mantenimiento dentro del ingenio.

El agua que alimenta las mesas de lavado proviene de un tanque abierto, situado a un costado de la planta de tratamiento de aguas residuales. Este tanque posee tres tuberías de alimentación, de las cuales dos provienen de la planta de tratamiento de aguas residuales (recirculación) (Figura 70, Sección de anexos Figuras) y la tercera, proviene de un condensador barométrico de los evaporadores de múltiple efecto (Figura 69, Sección de anexos Figuras). Este tanque cuenta con un canal de rebalse, que se une con un flujo de agua proveniente de fábrica y se dirige hacía piletas de aspersion para reducir su temperatura. El agua que no rebalsa, que permanece en el tanque, es succionada por dos bombas centrifugas (Figura 66, Sección de anexos Figuras) para llevar el flujo hasta las mesas de lavado.

Ya identificado el sistema de lavado de caña se procedió a la selección de los puntos de muestreo. Para esto se seleccionaron tres puntos de toma de muestras por mesa los cuales se muestran en la sección de “Resultados”. Estos puntos se seleccionaron observando los lugares donde circulaba mayor flujo durante el lavado, siendo en ambas esquinas de las mesas y en la parte central de las mismas. De igual forma se utilizó una manguera que se conectaba con la tubería de alimentación de agua de cada mesa para la toma de muestra del agua de alimentación. Otro punto importante de toma de muestras fue el tanque de las mesas de lavado esto con el fin de llevar control de los tres flujos que lo alimentan, así como determinar la mezcla de los flujos.

El siguiente paso fue determinar las variables de operación las cuales se listan a continuación:

- Flujo de alimentación mesas de lavado: concentración de sacarosa, pH, temperatura, sólidos disueltos, sólidos suspendidos y sólidos totales.
- Flujo de descarga mesas de lavado: concentración de sacarosa, pH, temperatura, sólidos disueltos, sólidos suspendidos y sólidos totales.
- Flujo de alimentación de tanque proveniente de planta de tratamiento: temperatura, pH, sólidos disueltos, sólidos suspendidos y sólidos totales.
- Flujo de alimentación proveniente de condensador barométrico: temperatura, pH, sólidos disueltos, sólidos suspendidos, sólidos totales y conductividad.

El pH y la temperatura fueron las variables más significativas y trascendentes en el proceso ya que estas generaron cambios en las pérdidas de sacarosa, así como en la eficiencia del proceso global. Los sólidos totales fueron importantes para en el balance de masa poder determinar la cantidad de sólidos eliminada durante el lavado en las mesas.

Con los puntos de muestreo seleccionados y las variables a medir identificadas se procedió a determinar el método de cuantificación de concentración de sacarosa considerando tres métodos los cuales fueron cromatografía líquida de alta resolución HPLC, refractometría y polarimetría. Evaluando los equipos disponibles para la medición se seleccionó el método por HPLC ya que este equipo proporciona datos más exactos y precisos (siendo un método donde puede separarse la muestra y así cuantificar el analito de interés). Para utilizar el equipo el único tratamiento previo realizado fue filtración lo cual facilito el análisis. Otro factor importante que favoreció al método por HPLC fue que utilizando los equipos disponibles de refractometría y polarimetría iban a poder cuantificarse la concentración de sólidos disueltos, no únicamente el analito de interés que en este caso fue la sacarosa.

Teniendo identificado el análisis de cuantificación de sacarosa se prosiguió a la toma de muestras. Las variables como la temperatura y el pH fueron medidas en el punto de muestreo. Y los demás análisis se realizaron en los laboratorios de Operaciones Unitarias y de Instrumentación Química Avanzada contemplando el traslado de las muestras con refrigeración.

Utilizando las mediciones de las variables operacionales realizadas en el periodo de 06/02/2016 - 07/05/2016 se prosiguió al siguiente análisis.

El agua de alimentación a las mesas de lavado presentó cambios en las condiciones de operación de temperatura y pH con respecto al periodo anterior y posterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento. La temperatura y pH promedio anterior a la planta de tratamiento fueron de 50.3°C y 5.35 respectivamente alcanzando un máximo de temperatura de 54.5°C y un mínimo de pH de 4.75. Mientras

que la temperatura y pH promedio posterior a la planta de tratamiento fueron de 53.8°C y 4.53 alcanzando un máximo de temperatura de 59.2°C y un mínimo de pH de 3.75.

Como se observa en las Figuras 38 y 39 de la sección de resultados, la concentración de sacarosa en el agua de descarga aumentó seguido de la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales. Esto debido a que como se menciona previamente la temperatura y el pH variaron, afectando negativamente a las pérdidas de sacarosa durante el lavado. La concentración media reportada de sacarosa anterior a la puesta en marcha de la planta fue de 0.97 ± 0.27 g/L mientras que la media posterior a la puesta en marcha fue de 1.57 ± 0.23 g/L en el agua de descarga en las mesas. Este fenómeno se debe a que una mayor temperatura y un pH ácido favorecen al proceso de lixiviación de la sacarosa con el agua obteniendo mayores pérdidas.

Esto se debe principalmente a que la sacarosa es altamente soluble en agua y a altas temperaturas la solubilidad de la sacarosa en el agua aumenta, lo cual se relaciona con las constantes de solubilidad ya que estas son función de la temperatura. Estas pérdidas de sacarosa se dan principalmente porque la caña que llega del campo tiene rajaduras las cuales exponen la parte interior de la caña (fibra y jugo) donde está contenida la sacarosa.

Por otro lado, la sacarosa es un disacárido formado por fructosa y glucosa, y cuando la sacarosa entra en contacto con un medio ácido, se hidroliza. Cuando la sacarosa se hidroliza se incorpora una molécula de agua con iones H⁺, lo que genera que la sacarosa se divida en los monosacáridos que la componen, en este caso se obtiene una molécula de fructosa y glucosa. Esto es conocido como “pérdidas de sacarosa” ya que la materia prima que interesa es la sacarosa la cual se pierde en este proceso de hidrólisis.

Como se observa en la sección de anexos Cromatogramas, el HPLC detectó en la mayoría de muestras presencia de fructosa, tanto como de glucosa. La sacarosa se observó en un tiempo de retención de 9.7 minutos, mientras que la glucosa y fructosa en un tiempo de 11 y entre 14-15 minutos respectivamente. Utilizando el software del equipo se pudo determinar que aproximadamente en las muestras de agua, la concentración de fructosa era la mitad de la concentración de sacarosa y la concentración de glucosa era una cuarta parte. Estas pérdidas tanto de fructosa como de glucosa pueden ocasionarse por la hidrólisis de la sacarosa.

Otro hallazgo importante fue la evaluación las pérdidas entre los tipos de corte. Y como se observa en la Figura 41 de la sección de resultados se diferencia notoriamente mayores pérdidas por corte mecanizado con respecto al corte manual. Esto es principalmente a que existe mayor área de contacto entre el agua y la parte interna de la caña en el corte mecanizado, esto debido a que en este proceso la caña es cortada en trozos más pequeños como se observa en las figuras 86 y 87 en comparación con las dimensiones de la

caña por corte manual. El valor medio reportado de concentración de sacarosa en el agua para el corte manual fue de 0.95 ± 0.18 g/L mientras que para el corte mecanizado el valor medio fue de 1.87 ± 0.30 g/L.

Analizando los tres flujos que alimentan el tanque de las mesas de lavado, el flujo con mayor temperatura es el que proviene del condensador barométrico, ya que se reportó una temperatura media de $57.5 \pm 2.3^\circ\text{C}$, alcanzando una temperatura máxima de 59.2°C , mientras que el flujo proveniente de la planta de tratamiento presentó una temperatura media de $51.5 \pm 1.3^\circ\text{C}$ alcanzando un máximo de 54.3°C . Por otro lado, el pH medio del agua proveniente del condensador fue de 5.14 ± 0.44 mientras que el valor medio del agua proveniente de la planta de tratamiento fue de 4.73 ± 0.19 .

Ya en el tanque, con la mezcla de los flujos del condensador barométrico y de la planta de tratamiento de aguas residuales se determinó una temperatura promedio de $52.9 \pm 1.2^\circ\text{C}$ y un pH promedio de 4.87 ± 0.37 los cuales se encuentran entre los valores obtenidos de los flujos de agua que alimentan los tanques.

Esta variación tan significativa, tanto de pH como de temperatura, después de la puesta en marcha de la planta de tratamiento se debe principalmente al aumento de los flujos de agua dentro de fábrica ya que como se recircula el agua los flujos aumentaron y los sistemas de enfriamiento (torres y piletas de aspersión) no fueron suficientes para enfriar los flujos a una menor temperatura. Por otra parte, ya que aumentó la concentración de sacarosa en el medio pudo haber alterado el pH al sistema ya que el agua contenía trazas de azúcar lo cual acidificó el medio.

Cuantificando la concentración de sacarosa en términos de toneladas métricas de caña alimentada se determinaron pérdidas medias de 2.17 ± 0.12 kg de sacarosa/ t de caña (Cuadro 28, sección de resultados) anterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento y pérdidas medias de 3.51 kg sacarosa/ t de caña (Cuadro 29, sección de resultados) posteriores a la puesta en marcha. Analizado en términos de las toneladas métricas totales ingresadas al ingenio las cuales en el periodo de zafra 2015-2016 ascendieron a $1,014,562$ t de caña se obtienen pérdidas de $3,561$ t de sacarosa por zafra.

En cuanto al caudal de alimentación a las mesas de lavado se determinó un caudal promedio de entrada de 668 m³/h (2944 gpm) y un caudal de salida promedio de 514 m³/h (2263 gpm). La diferencia entre estos dos flujos son las pérdidas las cuales se deben principalmente a pérdidas por evaporación ya que durante el lavado de la caña debido a la alta temperatura del flujo de alimentación se observaba una gran cantidad de vapor en las mesas. Por otro lado, también se observó pérdidas en el agua que se acumulaba en la caña la cual no era removida y se arrastraba junto a la caña hacía las cuchillas y molinos.

Ya con los flujos contabilizados, con la concentración de sólidos totales iniciales (0.425 ± 0.016 kg/m³) y finales (1.049 ± 0.006 kg/m³) del agua en las mesas se determinó que aproximadamente se

eliminan 255.3 kg/h de sólidos (impurezas) de la caña en las mesas. Entre el lavado de caña cosechada de forma mecanizada y de forma manual se pudo observar que existe una diferencia en la concentración de sólidos totales en el agua de descarga de las mesas. Como se observa en los cuadros 135 y 136 de la sección de anexos, la concentración de sólidos en el agua de salida fue mayor en la caña por corte manual, lo cual nos muestra que la caña que se corta por un método mecanizado provenía del campo con menor cantidad de tierra e impurezas. Otro factor que pudo haber afectado fue que la mayoría de caña cortada por métodos mecanizados se lavaba en la mesa 2 la cual tenía un menor caudal de alimentación, a menor presión, debido a que el sistema de lavado usa una cortina de agua. Esto pudo haber afectado en cuanto a tener un lavado menos eficiente por lo que no se retiraron todos los sólidos e impurezas de la caña.

Para poder evaluar de manera más exacta este hallazgo se deben tomar muestras del agua de descarga en el lavado de ambos tipos de caña, pero considerando el lavado de cada tipo de caña en ambas mesas. Esto con el fin de poder verificar que la caña por corte mecanizado tenga menor cantidad de sólidos y de esta manera poder considerarlo en la logística de corte que se tiene en los campos. Es importante determinar el tipo de corte que presenta menor cantidad de sólidos e impurezas para tener un impacto en fábrica en la reducción de cachaza, así como menor costos de operación y mantenimiento dentro de la planta de tratamiento de aguas residuales. Sin embargo, debe de considerarse también que el corte mecanizado presentó mayores pérdidas de sacarosa durante el proceso de lavado.

Seguido del balance de masa se prosiguió a realizar el análisis de los consumos energéticos relacionados con el sistema de lavado de caña. Los motores relacionados con el sistema de lavado se listan a continuación:

- Motor bomba centrífuga etapa simple
- Motor bomba centrífuga doble succión
- Motor nivelador mesa 1
- Motor nivelador mesa 2
- Motor cadenas mesa 1
- Motor cadenas mesa 2

En el sistema actual de bombeo las bombas operan en paralelo. Ambas bombas poseen un motor de 40 hp. Actualmente el caudal bombeado por ambas es de 2944 gpm sin embargo la capacidad nominal de cada bomba es de 3500 gpm para la bomba centrífuga de una etapa y de 1600 gpm para bomba de doble succión de una etapa. Con base en la información recopilada se determinó que ambas bombas no están trabajando a su capacidad nominal sino muy por debajo de la misma. Debido al poco historial que se pudo obtener de las bombas y a su antigüedad no se pudo determinar con exactitud el desperfecto actual del sistema sin embargo las causas de esta baja eficiencia pueden ser cambios en el diámetro del impeller de la bomba, estado mecánico de bombas y motores, instalación, cambios en el diámetro de succión y descarga nominales, entre otros.

De igual forma midiendo la intensidad de corriente de las bombas (Cuadro 29, sección de resultados) se reportaron valores por debajo del valor máximo de ambos motores de 49.5 A.

En cuanto a los motores tanto de las cadenas como de los niveladores, estos operaron con normalidad durante la zafra. Sin embargo, cabe resaltar que el control de los motores del nivelador no se realiza de una forma adecuada ya que los operadores no apagan los motores por largos periodos de tiempo cuando no hay caña en las mesas por lo cual se consume energía de manera innecesaria.

Ya con el análisis de los resultados se determinaron distintas propuestas de mejora al sistema de lavado las cuales se detallan en la sección de resultados y se mencionan a continuación.

A. Aspersores mesas de lavado

Específicamente, el lavado en la mesa 2 cuenta con un sistema utilizando una cortina de agua la cual cae a lo largo de la mesa. Se considera que no es un método tan eficiente para el lavado ya que el agua no cae con presión y es muy irregular a lo largo de la mesa, lo cual tiene como consecuencia un lavado no uniforme a la caña y por lo tanto no se elimina completamente la tierra e impurezas de la caña. Debido a esto se debe de instalar un sistema de aspersores en las mesas tomando en cuenta aspectos importantes en el diseño como lo son rango de caudal, aspersores que estén diseñados para agua de recirculación lo que quiere decir que presentan partículas suspendidas, soporte de presión y temperatura. Es importante resaltar que los aspersores deben de estar diseñados para agua que contenga cierta concentración de sólidos suspendidos ya que en este tipo de sistemas es común el taponamiento. Por otro lado, el número de aspersores debe de calcularse en base al ángulo que reporta el proveedor para asegurar que exista traslape de las distintas cortinas formadas y asegurar el lavado completo a lo largo de la mesa. Posteriormente puede considerarse realizar el cambio a la mesa de lavado 1 para mejorar el lavado con los aspersores.

B. Control pérdidas de sacarosa

Para llevar un mayor control y registro de las pérdidas de sacarosa en las mesas de lavado se debe de muestrear semanalmente y observar si con las mejoras y modificaciones al sistema se va obteniendo mayor eficiencia en cuanto a minimizar las pérdidas. El procedimiento de muestreo y toma de datos se lista en resultados (Control pérdidas de sacarosa).

C. Control de temperatura y pH

Como se mostró en los resultados, se observó el cambio drástico de las pérdidas de sacarosa con las variaciones de temperatura y pH después de la implementación de la planta de tratamiento de aguas residuales. El control de estas dos variables en las mesas es complejo ya que el agua de alimentación

proviene, tanto de la planta de tratamiento, como del condensador barométrico de los evaporadores de múltiple efecto. Ya que la temperatura más alta reportada fue la del agua proveniente del condensador barométrico, debe de realizarse el mantenimiento adecuado a los intercambiadores (calandrias) internas en los evaporadores para evitar las incrustaciones y de esta forma no estar aprovechando al máximo el contenido energético del vapor. Por otro lado, también debe de manejarse un flujo adecuado de agua en el condensador para evitar tener un menor flujo al requerido el cual presente como consecuencia aumento en la temperatura del sistema.

Otra mejora propuesta es la instalación de un sensor de pH o aprovechar algún sensor disponible en la descarga de la planta de tratamiento de aguas residuales, que controle a una bomba dosificadora de algún álcali (solución de cal o soda caustica) con el fin de estar monitoreando el pH del flujo y dosificar el flujo necesario tomando en cuenta el pH actual en el agua con referencia a una curva de calibración de flujo de álcali a suministrar contra el pH reportado. El pH es importante para evitar hidrólisis de la sacarosa en las mesas de lavado.

Por otro lado, también es importante realizar un análisis del proceso para realizar un precalentamiento o aprovechar el contenido energético del agua saliente del condensador barométrico, ya que con los datos obtenidos se reportó una temperatura entre 55-60°C la cual podría ser aprovechada en otro proceso. Si está no puede aprovecharse debe de considerarse instalar y diseñar otros sistemas de enfriamiento como una torre de enfriamiento que pueda disminuir la temperatura de los flujos. Este análisis es importante ya que actualmente su principal sistema de enfriamiento es usando las piletas de aspersion, el cual no es el sistema más eficiente para realizar un enfriamiento.

D. Sistema de bombeo

Otra modificación importante del sistema actual de lavado es la sustitución de las bombas actuales. Como se describió anteriormente, las bombas se encuentran operando muy por debajo de su capacidad. De igual forma, cada bomba por individual no satisface el caudal de 3000 gpm, por lo tanto, si una bomba se avería o se encuentra en mantenimiento no puede abastecerse con un alto caudal a las mesas, lo cual es perjudicial para el proceso ya que la caña entra a los molinos con un alto contenido de tierra e impurezas, lo que disminuye la eficiencia de todo el proceso de producción. Para esto se propone colocar dos bombas con las características las cuales se detallan en la sección de resultados “Propuestas de mejora”, las cuales serán capaces de abastecer la demanda actual de las mesas de lavado. De igual forma si hay alguna ampliación al sistema éstas bombas podrían colocarse en paralelo para poder bombear un mayor caudal sin tener problema. También es importante tener una bomba de repuesto por si una bomba se encuentra en mantenimiento la otra pueda ser utilizada.

E. Sistema de control

Otra mejora identificada para el sistema de lavado es el mejor aprovechamiento del recurso hídrico ya que durante la fase de experimentación se observó que las mesas de lavado pasan mucho tiempo alimentado un flujo constante de agua sin lavar caña. Ya que este es un flujo alto, debe de aprovecharse el recurso y evitar generar mayores costos en la planta de tratamiento por tratar agua que no está siendo utilizada. Para esto se propone un sistema de control el cual se detalla en la sección de resultados “Propuestas de mejora”, para que detectando movimiento de las cadenas de las mesas se pueda abrir o cerrar una válvula de mariposa on/off para que el agua se alimente únicamente cuando sea necesaria. Este sistema es independiente en cada mesa para que en cada una de estas alimenté el agua únicamente cuando sea requerido. De igual forma es importante configurar el tiempo de lavado T para evitar que si por algún motivo la caña se quede en las mesas por un largo periodo de tiempo está no se esté lavando por mucho tiempo y de esta forma aumentar las pérdidas de sacarosa.

Con todas las mejoras antes propuestas se espera reducir las pérdidas de sacarosa en las mesas de lavado, así como aprovechar de mejor forma los recursos disponibles actualmente.

Como parte del megaproyecto también se evaluó el sistema de lavado de gases de combustión. El objetivo principal del trabajo fue evaluar el desempeño de los scrubbers de las calderas 5 y 6 del Ingenio Tuluá S.A. utilizando el análisis de las características fisicoquímicas de los flujos (agua y gases de combustión), condiciones y procedimientos de operación de los equipos, para proponer mejoras en su funcionamiento y operación.

Se determinó el balance de masa de los scrubbers de las calderas 5 y 6, utilizando los datos de composición y flujos de los gases de combustión y agua. En la Figura 46 y 47 se presentan los diagramas de proceso del scrubber 5 y 6 después de la instalación de la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR). En los diagramas se identifica que existen varias fuentes de agua para cada scrubber; sin embargo, la principal fuente de agua, en ambos sistemas, es el agua reprocesada por la planta de tratamiento de aguas residuales. Por esta razón, en el afluente de agua, de ambos scrubbers, predominan las características fisicoquímicas del agua proveniente de la planta de tratamiento.

En la Figura 48 se presenta el balance de masa del scrubber 5 (datos que corresponden a mediciones realizadas durante la zafra 2015-2016), con condiciones de temperatura promedio de 356.95 K y presión absoluta promedio de 101.46 kPa. En la Figura 51 se presenta el balance de masa del scrubber 6 (datos que corresponden a mediciones realizadas durante la zafra 2015-2016), con condiciones de temperatura promedio de 410.53 K y presión absoluta promedio de 99.92 kPa. En ambos scrubber se midió únicamente el flujo de agua de salida porque los flujos de entrada se encontraban en tubería cerrada y no habían instalados medidores de flujo. Con las mediciones de concentración de sólidos totales en la entrada y salida

se determinó el flujo de entrada. Considerando que no existe acumulación en el proceso, el flujo de aire se midió únicamente en la entrada de aire de los ventiladores forzados.

Los flujos de gas y líquido son mayores en el scrubber 6 que en el scrubber 5, debido a que la caldera 6 tuvo una producción de vapor (75,085.16 kg / h en promedio en zafra 2015-2016) mayor a la caldera 5 (42,837.98 kg / h en promedio en zafra 2015-2016). Esto indica que la carga de bagazo, y por consiguiente la carga de material particulado en los gases de combustión, es mayor en la caldera 6 que en la caldera 5.

La evaporación de agua en los scrubbers se determinó utilizando una saturación adiabática del gas. Se modeló la evaporación como una saturación adiabática como primera aproximación, considerando que la mayor transferencia de calor ocurre entre el gas y el líquido, en comparación de la transferencia de calor entre el gas y los alrededores. En el scrubber 5 la razón de evaporación es de 2.037 g agua / s (7.333 kg agua / h), y en el scrubber 6, de 36.838 g agua / s (132.616 kg / h). La razón de evaporación en el scrubber 6 es mayor debido a que las temperaturas de entrada y salida de los gases, 189.06 °C y 85.70 °C respectivamente, son mayores que las del scrubber 5, 108.15 °C y 59.44 °C. Durante las visitas de campo se observó que el gas residual de la chimenea del scrubber 6 tenía un color blanco, lo cual indica una sobresaturación de agua en los gases y una razón de evaporación de agua mayor a la calculada utilizando una saturación adiabática. Además, con la evaluación de la eficiencia general de remoción de partícula, se determinó que debido a la velocidad del gas en el scrubber las gotas de diámetro aproximado de 500 µm son arrastradas. Para determinar el agua evaporada con la sobresaturación del gas es necesario medir directamente la humedad.

Antes de la instalación de la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR), el agua proveniente del río Sís necesaria para la operación continua de los scrubber era de 386.37 m³ de agua / h (caudal promedio en zafra 2015-2016). Luego de la instalación de la PTAR y con la implementación de un circuito cerrado de agua se redujo la demanda de agua cruda a 0.18 m³ agua / h, correspondiente al agua de reposición, la cual proviene del agua de purga de la torre de enfriamiento del Ingenio, agua de purga de la torre de enfriamiento de DARSA, agua de rechazo de la planta de ósmosis, agua de pozo de cogeneración y condensados de evaporadores 2A y 2B (ver Figuras 46 y 47). Actualmente, la principal fuente de agua para el sistema es la PTAR, lo cual permitió al ingenio reducir 99.95% de la demanda de agua cruda en el sistema de scrubbers.

Se realizó un balance de energía consumida por los equipos auxiliares de ambos de sistemas de scrubbers. En el Cuadro 30 y 31 se presentan los resultados del consumo de energía eléctrica durante la zafra 2015-2016. Se observa que el principal consumo en ambos sistemas proviene de los ventiladores de inducido, por la potencia alta de los motores eléctricos.

Para evaluar la eficiencia de remoción de partículas de los scrubbers se utilizó el modelo matemático de la Ecuación 57 (ver Capítulo IV “Marco Teórico”, inciso G.1 “Evaluación de Desempeño de Sistemas de Scrubbers Húmedos para el Control Industrial de Material Particulado”), usando especificaciones de diseño de la torre, condiciones de operación del sistema y condiciones de operación de las gotas y partículas del gas. En el modelo de eficiencia el mecanismo de captura analizado es impacto inercial, ya que es el mecanismo predominante en scrubbers húmedos industriales (Ahmed, 2012) (US EPA, 2015). En la evaluación se comparan los siguientes parámetros: diámetro de material particulado, diámetro de gota del líquido y razones líquido/gas. Los resultados de la comparación de se presentan en las Figuras 127-146.

Se determinó el tamaño de partícula como parámetro de comparación por ser un factor importante en la eficiencia del scrubber. Según el análisis de distribución de tamaño de partícula (ver Cuadros 34 y 35), el material particulado en los gases de combustión presenta un diámetro de 355 μm (diámetro de partícula donde se alcanzó más del 80% de masa acumulada). La comparación de eficiencia de remoción de partículas se realizó en el rango de los tamices utilizados (mesh 400 – 20), de 38 μm hasta 850 μm . Para la fracción de finos, se utilizó como tamaño de partícula 10 μm , debido a que tiene un impacto negativo en la salud humana. En las Cuadros 32 y 33 se presentan los resultados de la eficiencia general de remoción de partículas en las condiciones de operación de los scrubber 5 y 6. Se puede deducir que conforme disminuye el tamaño de partícula, disminuye la eficiencia de remoción, debido a que el mecanismo de impacto inercial afecta a partículas con diámetros mayores de 10 μm (US EPA, 2015). Conforme el tamaño de la partícula se acerca al valor de 10 μm , la eficiencia de remoción disminuye. En el scrubber 6 se determinó que la velocidad del flujo de aire fue superior que la velocidad terminal de sedimentación de las gotas de agua con diámetro de 500 μm . Esto indicó que las gotas con ese diámetro serían arrastradas por el flujo de gases.

Otro parámetro importante en la eficiencia de remoción fue el tamaño de la gota. No se determinó directamente el tamaño de las gotas de los scrubbers, por lo que se evaluó un rango de tamaños de gota de líquido (500-2000 μm); tomando como referencia que para el mejor desempeño de un sistema de scrubber, el tamaño de las gotas de agua debe ser 500-1000 μm . En los Cuadros 32 y 33, se pudo observar que conforme disminuye el tamaño de gota, disminuyó la eficiencia de remoción. La máxima eficiencia se alcanzó con un diámetro de gota de líquido de 500 μm .

Por último, la razón líquida/gas fue un parámetro que se varió para evaluar diferentes escenarios de operación de los scrubbers. En las Figuras 128-147 se pueden observar que conforme se reduce la relación líquido/gas, disminuye la eficiencia de remoción. Es importante resaltar que conforme aumenta la relación líquido/gas disminuye la variación en el aumento de la eficiencia. En el scrubber 5 para las razones líquido/gas de 0.41 L/m^3 , 2.41 L/m^3 , 4.41 L/m^3 y **6.41 L/m^3** , se obtuvo las siguientes eficiencias de remoción correspondientes 78.3108%, 99.7560%, 99.9897% y **99.9988%**. En el scrubber 6 para las razones líquido/gas de 0.93 L/m^3 , **1.93 L/m^3** , 3.93 L/m^3 y 5.93 L/m^3 , se obtuvieron las siguientes eficiencias

de remoción correspondientes 98.0087 %, **99.8843%**, 99.9954% y 99.9995%. [En “negrita” las razones líquido/gas y eficiencias correspondientes a la operación actual de cada scrubber].

Con la eficiencia calculada de remoción de partículas, se determinó la emisión promedio de material total particulado a la atmósfera. El resultado se comparó con regulaciones y directrices internacionales para evaluar el rendimiento de los scrubbers 5 y 6, debido a que en Guatemala no existe legislación referente a las emisiones atmosféricas de fuentes fijas, se utilizó como referencia regulaciones de El Salvador, Honduras y México, países con una situación industrial similar a Guatemala. También se incluyó la referencia de una directiva de la Unión Europea para comparar la emisión atmosférica de los scrubbers con estándares de países industrialmente desarrollados. Por último, se determinó el indicador de masa de material particulado (kg) por masa de vapor producido (kg), para comparar con indicadores presentados por EPA. En los Cuadros 34 y 35 se presentan los resultados de la comparación. La emisión de material particulado total del scrubber 5 y 6 se mantiene por debajo de los límites máximos definidos en las regulaciones.

Además de la eficiencia de remoción de partículas, se comparó la caída de presión, la razón líquido/gas y la concentración de sólidos suspendidos en el agua de lavado. Los resultados se presentan en los Cuadros 36 y 37. En ambos scrubber la caída de presión está entre el rango recomendado. La razón líquido/gas del scrubber 6 está dentro del rango recomendado, en cambio, en el scrubber 5 está por arriba del límite máximo recomendado. Esto indica que se está utilizando más volumen de agua de lavado (L) de lo recomendado por volumen de gas (m^3) a tratar. En ambos scrubbers se utiliza agua con concentración de sólidos suspendidos por debajo del límite mínimo recomendado de 6%, esto se debe a la eficiencia alta de remoción de sólidos suspendidos en la PTAR.

Otro factor que se evaluó de la operación de los scrubbers fue la acidez los afluentes, ya que durante la Zafra 2015-2016 se observó una fuerte corrosión en el ducto de salida del scrubber 6 y chimenea. La acidez del afluente de agua es similar en ambos sistemas. En el scrubber 5, el pH promedio de la entrada de agua fue de 5.00, y en la salida de agua, 5.09. En el scrubber 6 el pH promedio de la entrada de agua fue de 4.86, y en la salida, 5.26. La principal fuente de agua del scrubber 6, actualmente proveniente de la planta de tratamiento de aguas residuales, tiene un pH ácido (4.29 en promedio). El pH ácido del agua en el circuito cerrado se debe a la carga de compuestos ácidos (azúcares, ácido sulfuroso, ácido nítrico, entre otros) que se diluyen y se mantienen en recirculación constante, debido a que actualmente no se neutraliza el caudal de la PTAR. Antes de la instalación de la PTAR, la principal fuente de agua provenía de los condensados de los evaporadores 2A y 2B, con características ácidas por su contenido de azúcares. Actualmente, los condensados de los evaporadores 2A y 2B son una fuente de agua al tanque redondo del scrubber 6. Al evaluar los gases de combustión en ambos sistemas se identificó en el afluente del scrubber 6 una concentración promedio de óxido sulfuroso mayor que en el scrubber 5, lo cual indica también un efecto de

corrosión más intenso por la posibilidad de formación de ácido sulfuroso por la disolución del óxido sulfuroso en el agua de lavado. Además, debido a que los gases residuales (efluente) del scrubber 6 están sobresaturados de agua, es mayor la posibilidad de arrastre de compuestos ácidos presente en el líquido.

A partir de los resultados obtenidos, se realizaron cinco propuestas de mejora con el objetivo de disminuir el impacto ambiental y costos asociados con el sistema de lavado de gases de combustión y tratamiento de aguas residuales.

La primera propuesta fue reducir la razón líquido/gas del scrubber 5. Al evaluar la eficiencia de remoción de partículas a diferentes razones líquido/gas, se determinó que con una razón líquido/gas de 4.41 L agua / m³ gases de combustión se obtiene una eficiencia del 99.9897%, y una concentración de material particulado en el gas residual por debajo del límite establecido en las regulaciones de El Salvador, Honduras, México y Unión Europea (ver los Cuadros 59 y 60). La implementación de esta mejora permitió reducir la demanda de agua en un 31.21% en el sistema de scrubbers. Esto permitió reducir la cantidad de agua a tratar en la PTAR, y los costos asociados con su tratamiento.

En consecuencia, con la propuesta 1, se indica reemplazar la válvula de control del afluente de agua del scrubber 5. Durante las visitas de campo se realizaron mediciones de caudal, y no se percibió un cambio representativo al modificar la apertura de la válvula. Esto se puede deber al mal estado de la válvula. Por esta razón, en el scrubber 5 no se puede disminuir con exactitud el afluente de agua como se especifica en la propuesta 1. Se propone reemplazar la válvula actual de compuerta por una válvula de mariposa, para tener un mejor control del flujo de agua, sin aumentar drásticamente la caída de presión, en comparación con la válvula de compuerta. No se decidió utilizar una válvula de bola debido a que genera una caída de presión superior a la válvula de mariposa, lo cual puede afectar en la eficiencia de la bomba. Otra alternativa para el control del flujo de agua es la instalación de un variador de frecuencia para el control de las revoluciones del motor y bombas de afluente de agua del scrubber 5. Con esta alternativa, el control no sería accionado con la válvula, sino con las revoluciones de la bomba de agua. Esta propuesta permitiría reducir el consumo energético y costos asociados de la bomba al reducir la carga de agua a bombear.

En el scrubber 6 también se identificó la oportunidad de disminuir la razón líquido/gas a 0.93 L/m³, sin estar por debajo del límite mínimo recomendado (ver Cuadro 59), y a una concentración de material particulado en el gas residual por debajo del límite establecido en las regulaciones de El Salvador, Honduras y México (ver Cuadro 59 y 60). Con este cambio se puede obtener una reducción del 51.68% del consumo de agua en el scrubber 6, y reducir los costos asociados con su tratamiento.

La propuesta 4 especifica un cambio de operación en la disposición de residuos sólidos de ceniceros de caldera 6. Actualmente, los operarios de los dos ceniceros de la caldera 6 descartan las cenizas

recolectadas en el canal de agua residual (efluente) del scrubber. Esta práctica aumenta la carga de sólidos en el fluyente de agua residual del scrubber 6, que luego debe ser removida por la PTAR. Se propone recolectar las cenizas en un contenedor específico y no en el canal de agua residual del scrubber 6. Actualmente, se dispone de una carreta donde se recolectan los lodos residuales del sedimentador ubicado después del scrubber 5 (ver Figura 46), por lo que las cenizas se pueden descartar en la misma carreta, para su disposición posterior a los campos de caña. Esta modificación permitirá reducir el 9.82% de la carga total de sólidos en el efluente de agua del scrubber 6, y reducir los costos de tratamiento por la cantidad de floculante necesario para remover los sólidos.

A pesar de lo sencillo que puede resultar esta modificación de la operación, el cambio involucra un aumento en el tiempo de la operación debido a que la carreta del scrubber 5 se encuentra más alejada (50 m aproximadamente) que el canal del afluyente del scrubber 6. Por la costumbre de los operarios a descartar las cenizas de los ceniceros al canal del afluyente de agua del scrubber 6, el aumento del tiempo de la operación puede resultar tedioso para los operarios. Además, los operarios tienen la percepción que reducir la cantidad de sólidos en el agua a tratar por la PTAR no tiene beneficio. Por esta razón, es importante concientizar a los operarios del área sobre la adecuada gestión del agua y sólidos; y los impactos económicos y ambientales que conllevan.

Otra oportunidad de mejora se identificó en la calidad del agua de lavado. Con la implementación de la PTAR se recicla el agua proveniente de los procesos de lavado de caña de azúcar, lavado de gases de combustión y lavado de cenizas de calderas. Con referencia a los resultados del módulo “Evaluación y mejora de la eficiencia de operación de Planta de Tratamiento de aguas residuales de Ingenio Tululá S.A.”, se determinó que el efluente de agua de la PTAR tiene una concentración de sólidos suspendidos de 0.021%(m/m). Según la experiencia del Ing. Luis Rodríguez, asistente de producción del Ingenio Victoria de Wilmar Sugar Australia Limited, el afluyente de agua de los scrubbers debe tener una concentración de sólidos suspendidos en el rango recomendado entre 6 y 20 %(m/m) de sólidos suspendidos. Por esta razón, se propuso modificar la concentración de sólidos suspendidos, del efluente de la PTAR (afluente de agua al sistema de scrubbers) a 10%(m/m), dado que los scrubber pueden trabajar adecuadamente con esa concentración sin afectar la operación de lavado de caña de azúcar y sin aumentar significativamente el riesgo de desgaste por abrasión en equipos, bombas y tuberías. Esta mejora permitirá reducir la cantidad de floculante necesario para el tratamiento del agua, y sus costos asociados.

En la penúltima oportunidad de mejora se propuso implementar un recubrimiento de pintura de polímero en el interior del scrubber 6, ductos y chimeneas (consecuentes al scrubber). Anteriormente, se discutió sobre el efecto corrosivo de los afluentes de líquido y gas del scrubber 6. En el módulo “Evaluación y mejora de la eficiencia de operación de planta de tratamiento de aguas residuales de Ingenio Tululá S.A.” se propuso neutralizar el efluente de la PTAR para disminuir el efecto corrosivo por acidez en

equipos y tuberías. Sin embargo, se identificó otra solución implementando un recubrimiento de Belzona 1591, un recubrimiento de dos componentes, diseñado para resistir el agua, los hidrocarburos, las soluciones acuosas y el vapor presurizado a una temperatura de hasta 180°C. El proveedor propuesto es ESSA, S.A. (Plásticos de Ingeniería).

Ambas soluciones permitirán aumentar la vida útil de los equipos (ductos y ventiladores de inducido), disminuir el tiempo de reparación; y, los costos asociados por reparación de la estructura y equipos. Es necesario comparar los costos de inversión para el recubrimiento de polímero y los costos operativos de neutralizar el efluente de la PTAR, para determinar la solución que permite el mayor beneficio económico.

Además de implementar una protección contra la corrosión en los equipos, es importante implementar medidas de mitigación de las emisiones atmosféricas con contenido de azufre, para disminuir su impacto negativo en el ecosistema. Por esta razón, se propone realizar una evaluación en conjunto con el área agrícola y campo para identificar posibles fuentes de compuestos azufrados durante los procesos de siembra, riego, fertilización, control de plagas y cosecha. Debido a que en la naturaleza química del bagazo no hay azufre, este contaminante podría provenir de agentes y procesos externos. Al identificar el material o proceso con contenido de azufre, se debe proponer una alternativa para su sustitución y/o eliminación. De esta manera, se eliminará el contenido de azufre en los procesos en fábrica y cogeneración, y la necesidad de la implementación de sistemas para su mitigación.

Otro objetivo del megaproyecto fue la evaluación de contaminantes en efluentes y propuestas de mejora previo a la planta de tratamiento de aguas residuales. El objetivo principal de esta evaluación fue proponer mejoras para reducir la carga contaminante en los efluentes de los puntos críticos seleccionados en los sistemas de lavado de caña; de cenizas y de gases de combustión de calderas 5 y 6, de Ingenio Tulumá S.A. El agua residual que se trata en la planta de tratamiento proviene de distintos procesos del ingenio, por ende, las características de cada efluente son muy distintas entre ellas. Este trabajo se enfocó en las propuestas para el pretratamiento de cada efluente, por separado, para finalmente direccionarlos a un tratamiento primario y obtener agua con las características adecuadas para su reutilización en los procesos que requieren de este recurso.

El punto de partida para la realización de este módulo fue la identificación de los procesos involucrados en el tratamiento de aguas residuales para posterior recirculación en los mismos procesos. Los efluentes son tratados en el clarificador, que instaló la empresa Mause de Brasil. Estos efluentes son provenientes de: mesas de lavado de caña, lavadores de gases y ceniceros de caldera 5 y 6.

Luego de identificar los procesos que originan el agua residual, se definieron los criterios o las características fisicoquímicas más relevantes de estos efluentes, que influyen en la calidad del agua. Debido

a que se necesita remover la mayor cantidad de sólidos del agua antes de su tratamiento en el clarificador primario, se definió que los criterios de mayor relevancia fueron: sólidos totales suspendidos, sólidos totales disueltos, sólidos totales, pH, temperatura, conductividad y turbidez. El principal criterio que se consideró fue la cantidad de sólidos porque es el material que se quiere remover del agua y se resume en el cuadro No. 42. En ella se muestra la cantidad de sólidos en cada proceso. Del cuadro 40 se puede determinar que los lavadores de gases de la caldera 5 y 6 presentaron los promedios más altos de la concentración de sólidos totales superiores a 1200 mg/L, los siguientes equipos son las mesas de lavado de caña que difieren principalmente por la concentración de sólidos totales suspendidos. En el lavador de gases de la caldera 5 se obtuvo una concentración de sólidos totales suspendidos de 3683.13 mg/L, mientras que, en la mesa de lavado de caña de corte manual se obtuvo una concentración de 835.28 mg/L. Los lavadores de gases presentan mayor concentración de sólidos debido a que en estos equipos se trata el efluente gaseoso de las calderas del ingenio que contiene elevadas cantidades de cenizas y partículas sólidas. Las calderas que se operan en el ingenio tienen una capacidad de producción de vapor, así: 117,934 kg/h y 100,000 kg/h. Debido a su capacidad se queman las siguientes cantidades de bagazo y bagacillo, en la caldera 6 se alimentan 1,309.97 kg/min y en la caldera 5 se alimentan 174.18 kg/min. Esto produce finalmente grandes cantidades de cenizas que se tratan en los lavadores de gases obteniendo un efluente con carga de sólidos de 4080.01 mg/L en el lavador de la caldera 5 y 1366.49 mg/L en el lavador de la caldera 6.

Por otro lado, en las mesas de lavado de caña se limpia la caña que se cosecha de los campos, ya sea por corte mecanizado o manual. El ingenio cuenta con dos mesas de lavado de caña, una se utiliza específicamente para corte mecanizado y la otra para corte manual. El efluente con mayor concentración de sólidos totales fue la mesa de corte manual con 1206.75 mg/L, mientras que, la concentración de sólidos totales de la mesa de corte mecanizado fue de 860.17 mg/L. Esta diferencia se debe principalmente a la forma en que se recoge la caña de los campos. En el corte mecanizado se utilizan equipos que realizan movimientos verticales y horizontales para levantar y acomodar la caña, lo cual provoca que los materiales sólidos como arena, tierra u hojas se desprendan de la caña reduciendo así, la cantidad de sólidos totales suspendidos en el efluente de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado. En el corte manual no se realizan muchos movimientos para cortar y acomodar la caña, por lo que, se quedan adheridos los materiales sólidos. Las concentraciones de los sólidos de cada efluente de los equipos se muestran en las figuras 147 a la 152, en donde se puede observar que predomina la concentración de los sólidos totales suspendidos sobre los sólidos totales disueltos.

Los puntos menos críticos del sistema fueron los lavadores de ceniceros de las calderas 5 y 6 porque las concentraciones de sólidos contenidas en los efluentes fueron considerablemente menores en comparación a los otros puntos. El efluente del lavador de cenicero de la caldera 5 tenía una concentración de sólidos totales de 402.07 mg/L y el lavador de cenicero de la caldera 6 de 347.86 mg/L. Esto se debe a

que el agua que constituye estos efluentes son el rebalse de los ceniceros y generalmente toda la escoria se deposita en el fondo.

El pH es un criterio importante porque es una condición del agua residual que afectó el proceso y los equipos posteriores. Los resultados del rango de pH y temperatura de los efluentes se resumen en el Cuadro 41. El rango de pH de los efluentes de los diferentes equipos fue de 4.67 a 5.65, lo cual indicó un pH ácido. Los efluentes con pH más bajos fueron los efluentes de las mesas de lavado en los cuales existía recirculación del agua. El pH de los efluentes afectó las operaciones del ingenio durante la zafra 2014-2015, se observó que un conducto del lavador de gases de la caldera 6 presentaba corrosión que generó una fuga del agua que circulaba en el interior. De igual manera, se observó corrosión en la parte superior de las calderas. El problema de corrosión generó paro de equipos para mantenimiento correctivo y retrasos en sus operaciones. Se tuvo más problemas de corrosión con las calderas y los lavadores de gases porque los gases y las cenizas producidas son ácidas.

La temperatura del agua es un factor importante en el proceso del ingenio porque se requiere de agua de enfriamiento o con baja temperatura para poder realizar la transferencia de calor de los distintos equipos hacia el agua. Por lo que, en el ingenio se tenía una pila de aspersores y una torre de enfriamiento para lograr disminuir la temperatura del agua y recircularla en los equipos. Como se muestra en el Cuadro 41 las temperaturas de los efluentes superaban los 40°C hasta alcanzar los 60°C. Con estos resultados se observó que las temperaturas de estos procesos eran demasiado altas y se atribuye a que el sistema de enfriamiento del agua no tenía la capacidad suficiente para operar con grandes flujos a esas temperaturas. De modo que, es necesario instalar varias torres de enfriamiento en serie para que el fluido tenga menor temperatura. La alta temperatura de los efluentes afectaba conjuntamente con el pH haciendo que los casos de corrosión fueron más severos porque se tenía un fluido ácido y caliente provocando el adelgazamiento de los metales hasta la formación de agujeros. En las Figuras 155, 158, 161, 164, 167 y 170, se presentan la relación de pH vs. Temperatura de los distintos efluentes, sin embargo, con los datos experimentales no se obtuvo una tendencia lineal. Las correlaciones lineales obtenidas fueron menores a 0.5 para todos los efluentes. Por lo tanto, no se puede determinar la relación entre estos parámetros.

La conductividad es un criterio que indica la presencia de sales minerales disueltas en el agua y está relacionada con la cantidad de sólidos totales disueltos. Los resultados obtenidos de la conductividad de los efluentes se muestran en el Cuadro 41, se puede observar que en la mesa de lavado de corte mecanizado hubo mayor conductividad, siendo esta de 816.37 $\mu\text{s}/\text{cm}$. Esto se debe a que en la cosecha mecanizada se utilizan máquinas para recolectar la caña del campo, que levantan mucho polvo, tierra e impurezas provocando que la caña llegue a las mesas de lavado con muchas partículas sólidas adheridas incluyendo los minerales que contiene la tierra provocando que la conductividad del efluente de la mesa de lavado de corte mecanizado sea elevada en comparación con los otros procesos. Los siguientes equipos que

presentaron mayor conductividad son los lavadores de gases de la caldera 5 con 396.87 mg/L y 780.38 $\mu\text{s}/\text{cm}$; y el lavador de gases de la caldera 6 con 409.96 mg/L y 686.20 $\mu\text{s}/\text{cm}$ de sólidos totales disueltos y conductividad respectivamente. Se presentan la relación de conductividad vrs. sólidos totales disueltos de los distintos efluentes, sin embargo, con los datos experimentales no se obtuvo una tendencia lineal. Las correlaciones lineales obtenidas fueron menores a 0.5 para todos los efluentes, con excepción del lavador de gases de la caldera 5 con una correlación de 0.9. Por lo tanto, no se puede determinar la relación entre estos parámetros.

La turbidez es la medida que indica el grado de disminución de la transparencia del agua y es un criterio importante porque afecta la apariencia del agua y es un indicador de la cantidad de materia residual que tiene el agua. Al momento de recolectar las muestras de los efluentes que presentaron mayor turbidez fueron las muestras provenientes de las mesas de lavado de caña y de los lavadores de gases. Los efluentes de las mesas de lavado tenían muchos sólidos disueltos y tierra removida de la caña, lo cual provocaba que el agua tuviera una apariencia de color café. Mientras que los lavadores de gases tenían una apariencia de color negro principalmente por su alto contenido de cenizas y sobresalían los sólidos suspendidos de tamaño mediano que sedimentaban rápidamente. Por lo tanto, la turbidez del agua se daba como consecuencia tanto de los sólidos totales disueltos como los sólidos totales suspendidos dependiendo de la concentración de cada uno. Los resultados de la turbidez se muestran en el Cuadro 54 donde se puede observar que el efluente con mayor turbidez proviene de la mesa de lavado de corte mecanizado de 429.36 FAU (Unidades de Atenuación de Formacina). Se presentan la relación de turbidez vrs. sólidos totales suspendidos de los distintos efluentes, sin embargo, con los datos experimentales no se obtuvo una tendencia lineal. Las correlaciones lineales obtenidas fueron menores a 0.5 para todos los efluentes. Por lo tanto, no se puede determinar la relación entre estos parámetros.

A partir de los análisis realizados y los resultados obtenidos de la caracterización del agua se pudo seleccionar los puntos críticos del sistema de lavado para proponer sistemas o metodologías que reduzcan la carga sólida contaminante de los efluentes y ayuden a tener las condiciones adecuadas de los efluentes para su tratamiento posterior. Los puntos críticos identificados fueron: las mesas de lavado de caña de corte mecanizado y manual porque es el primer proceso de lavado de la caña luego de su cosecha del campo, lo cual representa un gran contenido de sólidos indeseados, impurezas y materia desconocida en el efluente; los lavadores de gases de la caldera 5 y 6 son equipos que tienen efluentes con gran cantidad de sólidos mayoritariamente suspendidos. Por otro lado, se identificaron los puntos que no eran críticos respecto a su concentración de sólidos como los lavadores de ceniceros de la caldera 5 y 6. La concentración de sólidos totales de estos últimos equipos no representaba ni el doble de los demás equipos del sistema. Por lo tanto, estos últimos efluentes no tienen un efecto significativo en la carga contaminante para la planta de tratamiento. Sin embargo, se debe resaltar que a largo plazo estas aguas se deben tratar biológicamente porque se determinó una alta concentración de compuestos orgánicos principalmente del bagazo que no se

quemó y producía olores desagradables con el paso del tiempo. De igual forma, este efluente presentó una conductividad y turbidez baja con un pH y temperatura que no afectaban significativamente en el afluente de la planta de tratamiento. Por ende, las propuestas de mejora se enfocan en reducir la carga contaminante de las mesas de lavado de caña y los lavadores de gases de la caldera 5 y 6.

Actualmente, el ingenio no tiene un proceso de pretratamiento de las aguas residuales previo a su tratamiento en el clarificador primario, excepto por unas cribas localizadas a la salida del agua residual de cada mesa como se muestra en la Figura 93. Dichas cribas retienen partículas de gran tamaño (mayor a 2.5 cm) como pedazos de caña, ramas, lodos y hojas y su limpieza era manual realizada por un operario con ayuda de un rastrillo para remover los materiales retenidos y liberar el paso a través de la criba para continuar el flujo de agua. Uno de los problemas identificados en este proceso fue que la criba obstruía constantemente el paso de agua porque la carga de sólidos era elevada y el tamaño de la criba no era la más adecuada para el tamaño de partículas que debía retener en primera instancia. Esto es debido a que la primera criba instalada debe retener los sólidos de mayor tamaño y en este caso, son los pedazos de caña que se caen de las mesas, posteriormente se debe colocar una criba con una separación entre barrotes de 2cm para retener las partículas de tamaño mediano, y finalmente poner una criba con una separación entre barrotes de 1 cm para retener las partículas de tamaño pequeño.

Se diseñaron las cribas para las partículas de abertura mediana y para las de abertura pequeña, con un caudal de diseño de $0.146 \text{ m}^3/\text{s}$. La limpieza de dichas cribas es manual, por el momento. La criba de apertura mediana sirve para retener los sólidos como hojas, ramas, piedras, entre otros. Para ello se propone una criba conformada por barrotes de 0.0127m con una separación entre ellas de 0.02m, con las siguientes dimensiones: largo de 0.70m y ancho de 0.60m. El ángulo de inclinación de la criba es de 45° a favor del flujo de agua. Los detalles de las dimensiones se muestran en los Cuadros 61 y 62. La criba de abertura pequeña sirve para retener los sólidos como tierra y hojas. Para ello se propone una criba conformada por barrotes de 0.0127m con una separación entre ellas de 0.01m, con las siguientes dimensiones: largo de 0.70m y ancho de 0.73m. El ángulo de inclinación de la criba es de 45° a favor del flujo de agua. Los detalles de las dimensiones se muestran en los Cuadros 61 y 62. La instalación de las cribas se realizará de acuerdo al tamaño de partícula a retener en cada una, se inicia colocando la criba de partículas gruesas en la salida de las mesas de lavado de caña, el flujo se desplaza a través de un canal en donde se puede instalar la criba de partículas medianas y a 2m de distancia colocar la criba de partículas pequeñas, así se evita la saturación de las cribas con partículas de distintos tamaños y sea difícil remover los sólidos. En las figuras No. 58 y 59 se puede observar la disposición de las cribas en una vista de planta y de elevación.

El siguiente proceso recomendado consistió en desarenado con un desarenador para remover partículas finas como arena, tierra, polvo y cenizas. El tamaño de partícula a remover en este desarenador sería de 0.40mm o más. Se determinó este tamaño con un análisis granulométrico realizado a las cenizas

tratadas en los lavadores de gases de las calderas 5 y 6. Se propuso la instalación de una estructura conformada por cuatro cámaras de sedimentación horizontales con una longitud de 8m, 2m de ancho y 1.5m de profundidad, cada uno para dividir el flujo de todos los efluentes de los puntos de lavado que se dirigen a la planta de tratamiento. Para direccionar el flujo a cada cámara de sedimentación se diseñó el canal rectangular de entrada, la velocidad de flujo en cada canal es de 0.65 m/s. El caudal de diseño de cada cámara de sedimentación del desarenador es de 0.11 m³/s. Cabe destacar que para el funcionamiento adecuado del desarenador se mantendrán tres cámaras de sedimentación en funcionamiento y la cuarta cámara se utilizará alterna para suplir algún canal que necesite mantenimiento o limpieza. Se busca tener un flujo con régimen laminar para propiciar la sedimentación de estas partículas y con un tiempo de retención necesario. Sin embargo, la velocidad de flujo de los efluentes en cada cámara de sedimentación es de 0.036 m/s, por lo tanto, el régimen del flujo sería turbulento y la velocidad de sedimentación definida con la ley de Newton. La velocidad de sedimentación sería de 0.12 m/s y el tiempo de retención para que una partícula recorra la longitud desde la superficie de la cámara hasta el fondo de la misma es de 12.5 s. Mientras que el tiempo que tardaría una partícula de agua en recorrer la longitud del desarenador sería de 3.64 minutos. Se estima que la cantidad de arena a remover es de 3.68 kg/m³ de agua residual. La velocidad de arrastre sería de 0.25 m/s. Es importante mencionar que, para evitar el arrastre de las partículas sedimentadas, la velocidad de flujo debería ser menor a la velocidad de arrastre. Esto es debido a que si la velocidad de flujo es mayor puede arrastrar las partículas sedimentadas provocando la resuspensión de sólidos. Los resultados del diseño se muestran en los Cuadros 63 y 64 y los diagramas en las Figuras No. 60 y 61 con la vista de planta y de elevación.

Finalmente, se propuso un tanque homogeneizador para mezclar los efluentes de los distintos procesos mencionados anteriormente, con el propósito de homogenizar la composición de los efluentes juntos y suministrar un caudal regular al clarificador primario. En las Figuras 171-188 se puede observar las variaciones de cada efluente a lo largo de las mediciones realizadas. A partir de estas mediciones experimentales se muestra que las variaciones eran pequeñas a lo largo de un día, y eran más notorias en los distintos días de mediciones. Sin embargo, todos los efluentes presentaron un pH ácido y no existe un efluente con pH básico para alcanzar el pH neutro. Por lo tanto, sería necesario agregar un compuesto químico básico como cal o hidróxido de sodio para aumentar el pH del agua residual. Se propuso el diseño de dos tanques con agitación con un caudal de diseño de 0.162 m³/s proveniente del desarenador. Normalmente, para homogenizar los efluentes se utiliza solamente un tanque con agitación. Sin embargo, se propuso instalar dos tanques homogeneizadores porque para el caudal total de 0.323 m³/s era necesario un tanque con dimensiones muy grandes y la agitación era muy difícil de realizar que requería mucha potencia. De esta manera, las dimensiones para cada tanque son: 116.64 m² de área, 12.16 m de diámetro, 12.05m de altura y 1399.68 m³ en total que incluye un volumen de seguridad del 20%, es decir, 233.28 m³. Para la agitación del tanque se propuso un agitador tipo Rushton de seis paletas con un diámetro del impulsor de 4.05 m, longitud de cada paleta es de 1.02 m, diámetro del disco central es de 3.04m y altura

del impulsor respecto del fondo del tanque es de 4.05 m. La potencia necesaria para la agitación es de 913.99 kW y el tiempo de retención es de 2 horas. Los resultados del diseño se muestran en el Cuadro 65 y en las Figuras 62 y 63 los planos con la vista de planta y de elevación.

Entre los beneficios que el Ingenio Tululá, S.A. puede tener al implementar el proceso de pretratamiento de aguas residuales son reducir la carga contaminante de estas aguas antes de ingresar al clarificador primario, lo cual aumenta la eficiencia de este equipo. También se reduce el desgaste de los equipos posteriores, lo cual representa menos paros de operación por mantenimiento del equipo. Por otra parte, es importante que las empresas cumplan con los requerimientos del “Reglamento de las descargas y reúso de aguas residuales y de la disposición de lodos” acuerdo gubernativo número 232-2006 del Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales. De lo contrario, la empresa podría incurrir en gastos por multas y puede afectar la imagen de la marca en los consumidores o incluso se podría clausurar la empresa si se incurre en el incumplimiento del reglamento.

Por último, se realizó una evaluación de la planta de tratamiento de aguas residuales. El objetivo del estudio fue evaluar y mejorar la eficiencia de la operación de la planta de tratamiento de aguas residuales del ingenio Tululá S.A., analizando el desempeño y proponiendo mejoras en la operación del tamizador, el filtro de banda y el clarificador.

Se determinó que el afluente de la planta de tratamiento es 787.65 m³/h (Cuadro 43) de la sección de Resultados). Este se pudo calcular utilizando mediciones de tiempo y distancia recorridas por el efluente del Ingenio a sus campos, junto con el área que este formaba, en el mes previo a la operación de la planta de tratamiento. Básicamente se midió la velocidad lineal del flujo de salida y su área, para que con su producto se pudiera obtener el caudal de salida. Desde aquí ya se pueden observar fuentes de error, ya que para la toma de datos de distancia, área y tiempo se utilizaron instrumentos que tienen su incertidumbre además del error del analista al leer los mismos. Junto con esto afectó que el área del caudal de salida no era de una figura geométrica establecida, teniendo que hacerse aproximaciones para su medición que definitivamente afectaron el producto final.

Junto con las mediciones del caudal del efluente del Ingenio, también se midió la calidad del mismo, utilizando el análisis de características fisicoquímicas específicas tanto en el laboratorio de control de calidad del Ingenio así como en el laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad Del Valle con su equipo Hatch. Los resultados obtenidos (Cuadro 44 de las sección de Resultados) muestran primero que el agua que se iba a tratar en la planta de tratamiento estaba muy ácida (pH = 5.89) y con una alta temperatura (T = 50.25 °C) además de que la cantidad de sólidos suspendidos y disueltos en la misma era una muy grande para trabajar (ST = 2902.92 mg de sólidos por cada litro de agua entrante); denotando con ello que el efluente de agua necesitaba tratamientos previos como neutralización para llevar a un pH = 7 o

mayor y la disminución de temperatura para evitar corrosión en los equipos y tuberías en los cuales esta se transporta y también para evitar el arrastre de azúcar por hidrólisis al momento del lavado de la caña junto con que en los lavadores de gases no se dé la absorción completa del dióxido de carbono y otros ya la temperatura óptima para realizar este proceso es una máxima de 40°C. Mientras que por la cantidad de sólidos arrastrados en el agua se podría pensar en colocar cribas de orificios de tamaños específicos e incluso un desarenador por la gran cantidad de tierra que provenían de las mesas de lavado, con ello eliminando sólidos que sólo por gravedad se podrían eliminar el afluente a la planta y así consumir menos energía eléctrica y menos floculante para su tratamiento.

Otras características fisicoquímicas que resaltaron en el análisis no por valores altos sino por su importancia para el cuidado del medio ambiente, fueron la concentración de sulfitos y la de fosfatos en el agua debido a que estas sales en grandes concentraciones favorecen a la nitrificación y pérdida de cuerpos acuíferos en dónde estas aguas son descartadas. En este caso, estas concentraciones (9.81 mg PO₄-3/L y 52.38 mg SO₃-2/L) están por debajo de los límites máximos permitidos en la normativa guatemalteca, el Acuerdo 236-2006. Por lo que se puede decir que si esta agua llegara a un cuerpo acuífero (Río Sis), el peligro de nitrificación y daño del mismo es muy bajo.

Un objetivo importante que se planteó fue la determinación del rango adecuado efectivo de floculante a utilizar y las mejores condiciones de pH para obtener el mejor rendimiento en el proceso de floculación. Por lo cual se realizaron varias pruebas observando el comportamiento de la turbidez y de los sólidos suspendidos del agua tratada en diferentes condiciones. Se midió turbidez y sólidos suspendidos como resultados para las pruebas porque de acuerdo a la literatura, estos parámetros se utilizan para medir el reuso y la calidad del agua después de un proceso de tratamiento.

Las condiciones a variar para el proceso de floculación eran la concentración de floculante, la dosificación mínima del mismo, el pH del agua y su temperatura. La concentración y dosificación mínima del floculante, era necesaria para el ahorro en costos y por funcionamiento, ya se sí se agrega poco o mucho de floculante se baja el rendimiento de la floculación en lugar de aumentarla, además se gasta más en este químico que tiene un precio considerable para el funcionamiento de la planta. El pH y la temperatura se trabajaron porque el proceso de floculación mejora resultados en un rango específico de estos valores, dependiendo del floculante y del agua a tratar. La mayoría de floculantes funcionan mejor en un pH de 7 a 8, y una temperatura superior a los 35°C, (las temperaturas menores o intermedias dificultan la clarificación del agua pero temperaturas altas afectan procesos que son alimentados con el agua ya clarificada), por esto haciendo importante la determinación de los mismos.

Las pruebas realizadas para cumplir este objetivo, se hicieron siguiendo el procedimiento de una prueba de jarras. A falta de un sistema de agitación de pocas revoluciones (< 100 revoluciones por minuto)

y de cristalería (jarras), se realizaron las pruebas en 2 probetas de 1000 mL, siendo el agitador el analista y cada prueba en triplicado para tener confianza en los datos obtenidos. Esto hizo que se tuviera error en los resultados, debido a que cada prueba para la misma concentración se hizo en diferentes condiciones ambientales, también porque el analista posiblemente no agitó a la misma velocidad en todas las pruebas, además, la incertidumbre en los instrumentos de medición de volúmenes agrega más error a las mediciones.

La primera prueba realizada fue la de determinación de la dosificación mínima para una concentración de 0.10% m/V en la solución de floculante. En la figura 119 del Apéndice se puede observar que la dosificación mínima de floculante para la muestra de 1.00 L trabajada en las pruebas era de 1.00 mL. Es decir que para el flujo promedio de 787 m³/h del afluente de agua de la planta se deberían utilizar 787 L/h para su tratamiento.

Ya determinada la dosificación mínima de solución de floculante a utilizar se evaluó la concentración de solución de floculante a adicionar al agua a tratar con el pH promedio del proceso y ya con un pH neutro. Según las pruebas realizadas y sus resultados de turbidez y Sólidos suspendidos se pudo determinar que la concentración para realizar el proceso de floculación es 0.13% m/V a un pH de 4.25. Este valor proporciona los menores valores de turbidez y sólidos suspendidos posibles (237 NTU y 203 mg/L) respectivamente, en comparación a las otras concentraciones de floculante utilizadas. Algo importante a tener en cuenta es que esta fue la concentración máxima que se pudo trabajar para la prueba, ya que pasar a la concentración de 0.14% m/V no permitía disolver todo el floculante en el agua para poder hacer las pruebas. Mientras que para las pruebas con el pH neutro, la tendencia de la concentración adecuada se mantuvo, en este cuadro se puede observar que para la concentración de 0.13% m/V igual se obtuvo los valores más bajos de turbidez y sólidos suspendidos (239.33 NTU y 160.33 mg/L). La turbidez en esta prueba tuvo una variación debido a que se adicionó cal viva sólida para neutralizar el agua, disolviendo más sales en el agua, aumentando así la turbidez. Por lo cual es adecuado utilizar esa concentración de floculante para el tratamiento, buscando la mejor forma de aumentar el pH y así obtener los mejores resultados, no sólo visualmente sino también químicamente para poder utilizar el agua tratada en los otros procesos sin ningún problema.

Para realizar el balance de masa de la planta de tratamiento, se hizo la división en los tres equipos principales que la componen. Sabiendo que los flujos que salen de uno de ellos, son la entrada de otro de los equipos, con esto haciendo el completo balance de masa, pero de forma sencilla ya que sólo se tomaban en cuenta ciertos flujos porque cada equipo era un sistema independiente. Los balances se hicieron tomando en cuenta las densidades de los flujos de entrada y salida de cada proceso, además de los sólidos totales arrastrados por el mismo también a la entrada y salida de los mismos.

El primer balance de masa realizado fue el del tamiz horizontal en el cual se hicieron mediciones del flujo de agua a tratar de entrada a la planta, de la solución de floculante y del agua que se utiliza para el lavado del tamiz horizontal. Mientras que para las salidas se hicieron algunas suposiciones como que el caudal de agua de salida del tamiz era igual que el de entrada, debido a que este no se podía medir por su posición en el tamiz, además de que los sólidos retirados en este primer proceso no son muchos y por ello el cambio en el caudal no iba a ser significativo. También se supuso que el agua que se usaba para el lavado del tamiz salía toda junto con los lodos del mismo, no teniendo pérdidas y por consiguiente no habiendo variación en su caudal a comparación del de entrada. Aquí se puede sugerir que hay fuentes de error y variación entre el balance medido y el real, debido a las suposiciones hechas y debido a las mediciones realizadas por incertidumbre de los instrumentos utilizados y reacción para realizar esas mediciones por parte del analista.

Después siguiendo la línea de proceso dentro de la planta de tratamiento, se hizo el balance del clarificador. Para ello primero se hizo la suposición de que toda el agua tratada en el tamiz, además de toda la solución de floculante adicionada no cambiaron su caudal ni su flujo másico desde la salida del tamizador hasta el clarificador, ya que estos se transportaban en una tubería cerrada entre estos dos equipos. Para la obtención del flujo volumétrico de salida hacia los lavadores de gases y mesas de lavado se supuso que la velocidad de agua en salida era 2.00 m/s y sólo se midió el diámetro externo y grosor de la tubería de salida para calcularlo, debido a que la salida de la misma en el clarificador estaba en una posición fuera del alcance para su medición, poniendo en riesgo al analista si intentaba medirlos. Por lo que el flujo volumétrico y su respectivo flujo másico obtenidos pueden variar con respecto al real.

En el clarificador se forman los flóculos de sólidos suspendidos y luego sedimentarlos para limpiar el agua, obteniendo un efluente con una cantidad menor de sólidos suspendidos. En el caso del clarificador del Ingenio, el efluente se origina por rebalse del agua ya libre de sólidos, por lo que el flujo de salida es mucho menor con respecto al de entrada. En estos se puede identificar un volumen de retención por hora, (126,135.27 kg/h) que es originado debido a que se necesita un tiempo de retención del agua dentro del clarificador para que pueda ser tratado y debido a que el rebalse de agua tratada es menor a lo que entra de agua con floculante, siendo por esto un proceso semiestacionario.

Y por último en el balance del filtro de banda se realizó de la misma manera que el del tamizador horizontal. Se midió los caudales de entrada y salida del mismo, utilizando el análisis de lodos y mediciones con medidores electrónicos de los flujos que iban en tuberías cerradas, y con esas mediciones se obtuvieron los flujos másicos respectivos. El balance de masa del filtro de banda se pudo observar en el Cuadro 49; donde se muestra que el tratamiento de aguas en la planta es una operación exitosa. Ya que se obtiene un agua final con 422.25 ppm para los procesos y se obtiene un agua filtrada con 185.00 ppm.

Actualmente, el agua obtenida del filtro con los 185.00 ppm se está regresando a la entrada de la planta de tratamiento para diluir la carga de sólidos del efluente del Ingenio, un flujo de 54,042.76 kg/h; con esto gastando energía y floculante tratando el agua nuevamente, es decir que consumieron innecesariamente recursos. Pero buscando el ahorro de recursos por economía y por cuidado ambiental se sugiere primeramente utilizarlo para los procesos de lavado de caña y lavado de gases y no sólo llevarlo a la entrada de la planta debido a la buena calidad con la que esta cuenta, o utilizarlo para el lavado del tamiz y la banda filtrante y así no sólo regresarlo a la entrada de la planta para ahorrar agua potable que actualmente se utiliza en esta operación además de no gastar en retratar agua ya limpia.

Los mejores parámetros obtenidos de agua tratada en la planta demuestran que el agua no tiene las condiciones requeridas para su desecho para consumo, debido a que la temperatura promedio de 50.27°C, su conductividad de 518µS/cm y su pH de 5.28 están alejados de los valores requeridos para el proceso de lavado de gases (ya que este proceso requiere agua a temperatura menor a los 35°C y una conductividad menor a los 30 µS/cm), siendo esta temperatura porque favorece a tener una buena absorción de los gases liberados por la caldera, y la conductividad porque a mayor conductividad, mayor saturación del agua, con esto no pudiendo absorber más sustancias en este proceso (los gases). El pH afecta al lavar los gases con los gases de combustión se va a obtener un agua más acida de la que ya se tiene, que afectara a los equipos y tubería por corrosión. Para el lavado de caña la cantidad de solidos suspendidos de 75 ppm, la temperatura y el pH también están alejados de los valores requeridos para este proceso, porque para el lavado se necesita un agua con una cantidad de solidos suspendidos menor a 10 ppm por cuestiones de arrastre de las impurezas y la temperatura y pH porque estos valores favorecen a la hidrólisis de la azúcar de la caña, perdiendo así gran cantidad de la misma, con ello también dinero a ganar.

Junto con el análisis a las aguas tratadas por la planta de tratamiento también se realizó un análisis de las propiedades físicas básicas del efluente de lodos de la misma. Los parámetros analizados y monitoreados fueron pH, densidad, porcentaje de humedad y tamaño de partícula. Los resultados obtenidos se pueden observar en el Cuadro 52 de la sección de resultados. Con estos resultados se denotó que el pH fue ácido (5.91 en promedio) por lo que estos no pueden ser utilizados para los campos de caña; debido a que un pH ácido hace que todos los sólidos disueltos (metales y otros iones) sean mayormente solubles en el agua y por consiguiente son absorbidos por los cultivos saturándolos y matándolos debido a que no pueden absorber nutrientes del suelo. El porcentaje de humedad promedio de los lodos fue 68.15 % m/m estando por encima del 50% de humedad usual para este proceso. Esta diferencia en los porcentajes indica que aún se puede extraer más agua de los lodos, obteniendo un mayor caudal de agua tratada en la salida del filtro de banda. El bajarle el porcentaje de humedad a los lodos, permite obtener más agua tratada para otros procesos y también obtener lodos más manejables para su uso en los campos. Según el acuerdo gubernativo 236-2006 otras características importantes a considerar son las concentraciones de metales que deben estar debajo de los 100 ppm. Debido a que en el proceso de producción de azúcar no intervienen

sustancias relacionadas con estos metales, se considera que las aguas tratadas carecen de estos metales. Por lo que los lodos se consideran adecuados para el uso en los campos de caña de azúcar, sólo se les debe hacer la regulación del pH para no dañar a los mismos. Algo más a considerar por tratamientos previos que se quieran realizar o por el proceso de floculación mismo se encontró la distribución de tamaño de partícula del efluente de estos lodos, en el cual el porcentaje de 80% (porcentaje para determinación de tamaño de partícula teórico) corresponde a un tamaño de 33 μm . Determinando con esto, que un 50% del total de sólidos debería ser removidos en el tamiz horizontal ya que este posee un mesh de 2 mm.

Y como última medición, se realizó la determinación de los consumos energéticos de los equipos principales y sus auxiliares de la planta de tratamiento. Según lo observado en el Cuadro 50 de la sección de Resultados, la cantidad de energía eléctrica consumida para el tamizador horizontal era 1, 820,516.48 kWh, para el clarificador 18,689.09 kWh y para el filtro de banda es 629,824.39 kWh en su primer mes de operación. Estos se calcularon utilizando la ecuación $A \cdot V \cdot \sqrt{3} \cdot \text{factor de potencia}$ de cada equipo, que es la que da el valor de potencia consumida por equipos trifásicos como son todos los de esta planta. Y para poderla utilizar se midieron el voltaje y el amperaje más alto de las tres fases de alimentación utilizando un multímetro, haciéndolo en dos semanas seguidas, no registrando variación en los valores medidos entre una y otra. Esto sugiere que se debe de medir por tiempo más prolongado para detectar variaciones en las corrientes y voltajes medidos.

Habiendo analizado todos los resultados se determinó las eficiencias o rendimientos de remoción, de cada equipo principal de la planta (filtro de correa, tamizador horizontal y clarificador). Las eficiencias determinadas observadas en el Cuadro 54 de la sección de Resultados fueron 27.21 % para el tamizador horizontal, 68.23% para el clarificador y 96.37% para el filtro de banda, siendo estas eficiencias determinadas en base a la diferencia entre los sólidos entrantes del afluente a cada equipo y los sólidos salientes en el agua de cada equipo. Las eficiencias del tamizador y del clarificador suman un 95.44% de remoción de sólidos del 100% de los sólidos totales en el agua. No se incluye la eficiencia del filtro dentro del porcentaje anterior debido a que el flujo que entra al mismo no es el agua saliente del clarificador sino son los lodos que son obtenidos a partir de la sedimentación de los sólidos en el clarificador. El 95.44% acumulado indica que el proceso de clarificación de agua para su uso en el lavado de caña y lavado de gases es bastante bueno con respecto a su contenido de sólidos. Sólo se debe considerar que en el tamizador horizontal la remoción de sólidos es baja en comparación a lo que se debería de remover, ya que el mesh del mismo es de 2 mm para el cual y la distribución de tamaño de partícula de los lodos en la planta un 50% de los mismos supera este tamaño de partícula, con lo cual se puede mencionar que el tamaño de los lodos es muy variable con respecto al tiempo.

También en el Cuadro 54 se puede observar los rendimientos de los tres equipos con respecto a las cantidades removidas de sólidos por unidad de kilowatt hora, las cuales fueron 0.00820 kg/kWh para el

tamiz horizontal, 2.00331 kg/kWh y 0.00990 kg/kWh. Y en el Cuadro 177 y 178 del Apéndice, se puede observar la masa de sólidos removidos en cada equipo durante un día normal de operación y la cantidad de energía eléctrica consumida por día por los mismos equipos. Con estos resultados se pudo comprobar que en el tamiz horizontal se puede remover muy pocos sólidos por kilowatt gastado mientras que el filtro de banda se remueve gran cantidad de sólidos, pero por consumos altos de energía esta eficiencia es muy baja.

IX. CONCLUSIONES

1. Se seleccionaron tres puntos de toma de muestras en cada mesa de lavado de caña donde se observó mayor flujo de agua de descarga. Estos puntos seleccionados se encuentran en ambos extremos de las mesas y el punto central de las mismas (2.5 m del extremo). Adicionalmente, se seleccionaron otros tres puntos de muestro en el tanque de alimentación de agua hacía las mesas de lavado, en las cuales se consideran el flujo proveniente de la planta de tratamiento de aguas residuales, y del condensador barométrico de los evaporadores de múltiple efecto.
2. El método analítico que se usó para la cuantificación de la concentración de sacarosa en el agua fue el método de cromatografía líquida de alta resolución HPLC debido a su aplicación a muestras complejas, alta exactitud, precisión y repetibilidad debido a su selectividad en la separación del analito.
3. Se determinó una concentración promedio de sacarosa en el agua de descarga de las mesas de lavado de 0.97 ± 0.27 g/L anterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento, mientras que posterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento se determinó una concentración promedio de 1.57 ± 0.23 g/L.
4. Las principales variables que afectaron el aumento de las pérdidas de sacarosa fueron tanto el pH como la temperatura, ya que anterior a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales los valores promedio fueron de 5.5 ± 0.1 y $43.2 \pm 0.6^\circ\text{C}$ respectivamente mientras que posterior a la puesta en marcha fueron de 4.9 ± 0.1 y una temperatura de 45.3 ± 0.4 °C.
5. Se registró mayor cantidad de pérdidas en el lavado de la caña por corte mecanizado comparadas con las pérdidas por corte manual. Las pérdidas promedio fueron de 0.95 ± 0.18 g/L para el corte manual y de 1.87 ± 0.30 g/L para el corte mecanizado.
6. En términos de toneladas de caña alimentadas al ingenio las pérdidas promedio de sacarosa ascendieron a 2.17 ± 0.12 kg de sacarosa/ton de caña anterior a la puesta en marcha de la planta mientras que posterior a la planta las pérdidas fueron de 3.51 ± 0.07 12 kg de sacarosa/t de caña.
7. Las pérdidas totales promedio de sacarosa en las mesas de lavado durante la zafra 2015-2016 ascendieron a 3,561 toneladas métricas de sacarosa.
8. El caudal de alimentación promedio en las mesas fue de 668 m³/h y un caudal de descarga de 514 m³/h eliminando aproximadamente 255.3 kg/h de sólidos e impurezas presenten en la caña de azúcar.

9. Los motores principales relacionados con el sistema de lavado de caña son los de los niveladores, cadenas y bombas los cuales presentan una potencia total de 118 kW.
10. Las propuestas de mejora incluidas en el presente informe para la reducción de las pérdidas de sacarosa y el mejor aprovechamiento hídrico se listan a continuación:
 - a. Sustitución de sistema de bombeo actual
 - b. Sistema de aspersión para mesas de lavado
 - c. Sistema de control para alimentación de agua en mesas de lavado de caña
 - d. Mejor control operacional de evaporadores de múltiple efecto
 - e. Evaluación de aprovechamiento energético de flujo de condensador barométrico de evaporadores de múltiple efecto
 - f. Analizar la implementación de un nuevo sistema de enfriamiento
11. Con la instalación de la planta de tratamiento de aguas residuales se logró implementar un circuito cerrado de agua con el lavado de caña de azúcar, lavado de gases de combustión y lavado de cenizas de calderas 5 y 6. Esto permitió al Ingenio Tululá S.A. reducir por completo el uso de agua del río Sís.
12. El balance de masa del scrubber 5 y 6 se presentan en los flujos de gas y líquido son mayores en el scrubber 6 que en el scrubber 5, debido a que la caldera 6 tuvo una producción de vapor (75,085.16 kg / h en promedio en zafra 2015-2016) mayor a la caldera 5 (42,837.98 kg / h en promedio en zafra 2015-2016). El scrubber 5 tuvo un consumo energético de 4,222,885.60 kWh, y el scrubber 6, de 3,162,709.68 kWh; ambos durante la zafra 2015-2016. El balance de consumo energético del scrubber 5 y 6 muestra que el equipo con mayor consumo energético fueron los ventiladores de inducido.
13. Se determinó una razón de evaporación de 2.037 g agua / s (7.333 kg agua / h) en el scrubber 5, y de 36.838 g agua / s (132.616 kg / h) en el scrubber 6, durante la zafra 2015-2016. La razón de evaporación en el scrubber 6 es mayor debido a que las temperaturas de entrada y salida de los gases, 189.06 °C y 85.70 °C respectivamente, son mayores que las del scrubber 5, 108.15 °C y 59.44 °C.
14. En la evaluación de la eficiencia general de remoción de partículas de los scrubbers 5 y 6, se determinó que conforme disminuye el tamaño del material particulado, diámetro de gota de líquido y razón líquido/gas, disminuye la eficiencia de remoción. En el scrubber 6 no se evaluó un diámetro de gota de 500 µm, debido a que la velocidad del gas es superior a la velocidad terminal de sedimentación de la gota, provocando el arrastre de la gota en el flujo de gas.

15. Se determinó que la eficiencia general de remoción de material particulado del scrubber 5 es de 99.99% con una razón líquido/gas (β) de 6.41 L/m³, y del scrubber 6 de 99.88% con una razón líquido/gas (β) de 1.93 L/m³; durante la zafra 2015-2016, con un diámetro de partícula entre 10 y 850 μm ; un diámetro de gota entre 500 y 2000 μm para el scrubber 5, y entre 1000 y 2000 μm para el scrubber 6.
16. El scrubber 5 en la zafra 2015-2016 tuvo una emisión promedio de 0.43 mg de material particulado / Nm³ de gas residual, o 0.001 g de material particulado / kg vapor producido en la cadera 5. Las emisiones de material particulado del scrubber 5 cumple con el límite máximo permisible de la Norma salvadoreña NSO13.11.02:11, el Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras, la Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 y la Directiva 2010/75/UE.
17. El scrubber 6 en la zafra 2015-2016 tuvo una emisión promedio de 3.62 mg de material particulado / Nm³ de gas residual, o 0.004 g de material particulado / kg vapor producido en la caldera 6. Las emisiones de material particulado del scrubber 6 cumple con el límite máximo permisible de la Norma salvadoreña NSO13.11.02:11, el Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras, la Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 y la Directiva 2010/75/UE.
18. En el scrubber 5, la caída de presión (0.72 kPa) está dentro del rango recomendado (0.12-0.75 kPa) (Anónimo, 1998). La razón líquido gas (6.41 L/m³) está por encima del límite máximo recomendado (0.7-2.7L/m³) (Anónimo, 1998). La concentración de sólidos suspendidos (0.021% m/m) está por debajo del límite mínimo recomendado (6-20 %m/m) (Rodríguez, 2016).
19. En el scrubber 6, la caída de presión (0.32 kPa) está dentro del rango recomendado (0.12-0.75 kPa) (Anónimo, 1998). La razón líquido gas (1.93 L/m³) está dentro del rango recomendado (0.7-2.7L/m³) (Anónimo, 1998). La concentración de sólidos suspendidos (0.021% m/m) está por debajo del límite mínimo recomendado (6-20 %m/m) (Rodríguez, 2016).
20. Ambos scrubbers tienen afluentes de agua ácidos con un pH promedio de 5.00 para el scrubber 5, y 4.86 para el scrubber 6. El pH ácido del agua se debe a la carga de compuestos ácidos (azúcares, ácido sulfuroso, ácido nítrico, entre otros) que se diluyen y se mantienen en recirculación constante, debido a que actualmente no se neutraliza el caudal de la PTAR. En ambas calderas, los gases de combustión tienen presencia de óxidos de nitrógeno (2.5 ppm en caldera 5 y 3.5 en caldera 6) y dióxido de azufre (2.3 ppm en caldera 5 y 18 ppm en caldera 6); sin embargo, la caldera 6 tiene mayor concentración de dióxido de azufre. Además, el gas residual (efluente) del

scrubber 6 tiene una sobresaturación de agua, aumentando así, la probabilidad de arrastre de compuestos ácidos presentes en el líquido.

21. En el scrubber 5 se puede disminuir la razón líquido/gas a 4.41 L/m^3 , para operar con una eficiencia general de remoción de partículas del 99.9897%, y una concentración de material particulado en el gas residual por debajo del límite establecido en las regulaciones de la Norma salvadoreña NSO13.11.02:11, el Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras, la Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 y la Directiva 2010/75/UE. Reduciendo un 31.21% el consumo de agua en scrubber 5, y así mismo, disminuyendo los costos asociados con el tratamiento del agua. Para la implementación de esta propuesta es necesario reemplazar la válvula de compuerta actual por una válvula de mariposa.
22. En el scrubber 6 se puede disminuir la razón líquido/gas a 0.93 L/m^3 , para operar con una eficiencia general de remoción de partículas del 98.0087%, y una concentración de material particulado en el gas residual por debajo del límite establecido en las regulaciones de la Norma salvadoreña NSO13.11.02:11, el Acuerdo ejecutivo No. 1566-2010 de Honduras y la Norma oficial mexicana NOM-085-SEMARNAT-20. Reduciendo un 51.68% el consumo de agua en el scrubber 6, y así mismo, disminuyendo los costos asociados con el tratamiento del agua. Para la implementación de esta propuesta es necesario reemplazar la válvula de compuerta actual por una válvula de mariposa.
23. Los residuos sólidos de los ceniceros de la caldera 6 se pueden descartar en la carreta donde se recolectan los lodos residuales del sedimentador ubicado después del scrubber 5, y no en el canal de agua residual del scrubber 6. Este cambio permitiría reducir el 9.82% de la carga total de sólidos en el efluente de agua del scrubber 6, y reducir los costos de tratamiento asociados.
24. Los criterios de relevancia del agua residual para comparar la calidad de los efluentes de los distintos procesos involucrados en la planta de tratamiento fueron: sólidos totales suspendidos, sólidos totales disueltos, sólidos totales, pH, temperatura, conductividad y turbidez.
25. Los puntos críticos del sistema de lavado fueron los efluentes en la salida de los lavadores de gases de la caldera 5 y 6, y las mesas de lavado debido a que presentaron los promedios más altos de la concentración de sólidos totales.
26. Se identificaron las áreas de mejora para disminuir la carga contaminante de los efluentes como la instalación de: equipos y sistemas de pretratamiento de aguas residuales usando tratamientos

físicos, medidores de flujo en las tuberías donde se transportan grandes caudales y mayor cantidad de torres de enfriamiento.

27. Las propuestas realizadas para el pretratamiento de las aguas residuales son: cribado de partículas medianas de 2 a 5 cm, cribado de partículas pequeñas menores a 2 cm, desarenador para retener partículas con un tamaño mayor o igual a 0.40mm y homogeneizador para un caudal de 0.162 m³/s.
28. El flujo de agua de entrada a la planta de tratamiento determinado fue de 787.65m³/h o 3,463.71 GPM. Las características fisicoquímicas fueron: temperatura de 50.27 ± 3.64 °C, pH de 5.89 ± 0.29, concentración de hierro de 3.66 ± 1.53 mg Fe/L, turbidez de 1098.92 ± 1.08 NTU, conductividad de 198.16 ± 49.89 µS/cm, concentración de sólidos totales de 2902.92 ± 461.32 mg sólidos/L, concentración de sulfitos de 52.38 ± 2.51 mg SO₃⁻²/L y concentración de sílice de 94.54 ± 3.77 mg SiO₂/L.
29. Se obtuvo el balance masa y el consumo energético total de la planta de tratamiento de aguas residuales para cada sus tres equipos principales de tratamiento. Los cuales ascendieron a 785,973.27 kg/h de agua y sólidos procesados y 1,820,516.48 kWh consumidos para el tamizador horizontal, 781,772.24 kg/h de agua y sólidos procesados de los cuales 126,135.27 kg/h de aguas y sólidos corresponden a la masa de residencia en el clarificador para su tratamiento junto con 18,689.09 kWh consumidos y 54,861.12 kg/h de agua y sólidos procesados 629,824.39 kWh consumidos en el filtro de banda.
30. El valor efectivo de concentración de solución de floculante a utilizar para el proceso de floculación en el clarificador es de 0.13% m/V con una dosificación mínima de 787 L/h en un rango de pH de entre 4.20 y 7.30, obteniendo una turbidez de 239.33 NTU y 160.33 mg de sólidos suspendidos por litro de agua y utilizando 0.50 g de cal viva sólida por cada litro de agua a tratar para llevarla a un pH aproximado de 7.20.
31. Los mejores parámetros de agua tratada que la planta de tratamiento en operación puede proporcionar son un pH de 5.28 ± 0.29, una temperatura de 50.3 ± 3.6 °C, una conductividad de 518.00 ± 1.29 µS/cm, una turbidez de 149 ± 48 NTU, y una concentración de sólidos totales de 422.00 ± 8.86 ppm.
32. El efluente de lodos de la planta de tratamiento asciende a 884.53 kg/h. Con un pH de 5.91 ± 0.11, una densidad de 1,212.05 ± 31.91 kg/m³ y un porcentaje de humedad promedio de 68.15 ± 7.93 % m/m representando una pérdida de agua en los lodos de 556.01 kg/h. Y debido a que en el proceso

de producción de azúcar no interviene sustancias relacionadas con estos metales, se considera que las aguas tratadas carecen de estos metales. Los lodos se consideran adecuados para el uso en los campos de caña de azúcar, sólo se les debe hacer la regulación del pH para no dañar a los mismos.

33. Las eficiencias de la planta de tratamiento son 27.21% para el tamizador horizontal y 68.23% para el clarificador dando un total de 95.44% de un 100% de remoción que estos dos equipos pueden realizar. El filtro de banda tiene una eficiencia de 96.37% de secado de los lodos tratados en el mismo. Y los rendimientos de remoción de sólidos con respecto a la energía eléctrica consumida son 0.00820 kg/kWh para el tamiz horizontal, 2.00331 kg/kWh para el clarificador y 0.00990 kg/kWh para el filtro de banda al vacío.

X.RECOMENDACIONES

1. Para llevar un mejor control de las pérdidas de sacarosa en las mesas y cómo éstas se van reduciendo con las mejoras instaladas, realizar una bitácora donde se incluyan los datos colocados en propuestas de mejora “Control de pérdidas de sacarosa”.
2. Para evitar paros inesperados, mayor vida útil a los equipos y mejor control, llevar una bitácora sobre mantenimiento de equipos involucrados en el sistema de lavado de caña para realizar tanto los mantenimientos preventivos como correctivos en tiempos planificados para que las mesas de lavado de caña siempre operen con normalidad.
3. Tomar muestras durante la noche para observar cómo se comportan las variables como la temperatura y pH debido a la variación de las condiciones ambientales y de operación, y cuantificar las pérdidas de sacarosa durante este período.
4. De forma paralela a la cuantificación de sacarosa en el agua de descarga cuantificar la concentración de fructosa y glucosa en el agua la cual se relaciona con la hidrólisis de la sacarosa, y analizar si la concentración de los monosacáridos aumenta con la variación de las condiciones operacionales de las mesas de lavado de caña.
5. Tener equipo especial como guantes, bata, casco y recipientes adecuados para la toma de muestras tanto en las mesas de lavado, tanque y en la salida de tuberías ya que son flujos altos y a alta temperatura.
6. Realizar un estudio sobre qué tipo de cosecha (manual o mecanizada) presenta menor cantidad de contaminantes, tierra e impurezas para poder evaluar si es viable aumentar el porcentaje de este tipo de cosecha para poder reducir los sólidos a tratar por la planta, así como la reducción de cachaza en fábrica. También debe de considerarse las pérdidas de sacarosa en cada tipo de corte y realizar un análisis de los beneficios de cada tipo de corte.
7. Se puede aumentar la concentración de sólidos suspendidos de 0.21%(m/m) (valor actual del efluente de la PTAR y afluente del sistema de scrubbers) a 10%(m/m), sin afectar la operación de lavado de gases de combustión y lavado de caña de azúcar, y sin aumentar significativamente el riesgo de desgaste por abrasión en equipos, bombas y tuberías. Esta mejora permitirá reducir la cantidad de floculante necesario para el tratamiento del agua, y los costos asociados.
8. Para disminuir el efecto de corrosión en el scrubber 6 se puede implementar un recubrimiento de Belzona 1591, que provee al metal una protección fuerte ante la corrosión. El proveedor propuesto

es ESSA, S.A. (Plásticos de Ingeniería). Esto permitirá aumentar la vida útil de los equipos; y, disminuir el tiempo perdido y costos asociados por reparación de la estructura y equipos. En el scrubber 5 no es necesario la implementación de un recubrimiento.

9. Se propone realizar una evaluación en conjunto con el área agrícola y campo para identificar las posibles fuentes de azufre durante la época de siembra, riego, fertilización, control de plagas y cosecha, y proponer alternativas para su sustitución y/o eliminación, para eliminar el contenido de compuestos azufrados en las emisiones atmosféricas de las calderas.
10. Se recomienda medir directamente la humedad en el gas residual (efluente) del scrubber 6 durante la Zafra para determinar la razón de evaporación con la sobresaturación del gas residual. Se puede utilizar el método 3 Omega o instrumentos TESTO portátiles GC.
11. Se recomienda realizar un análisis de concentración de material particulado de 10 μm en los efluentes de gas de ambos scrubber durante la Zafra, para evaluar la emisión específica de partículas de 10 μm por su efecto en la salud humana, y comparar con estándares de calidad de aire de la Organización Mundial de Salud. Se pueden utilizar los métodos de medición propuesta por la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos (US EPA).
12. Para tener datos con mayor precisión en los análisis fisicoquímicos y ver las variaciones durante la época de zafra se debe realizar un análisis estadístico para determinar la cantidad representativa de análisis que se deben realizar de los efluentes provenientes de: mesas de lavado de caña, lavadores de gases y ceniceros de caldera 5 y 6.
13. Para asegurar el buen funcionamiento de los sistemas y equipos propuestos luego de su implementación, los sistemas del pretratamiento de aguas residuales se deben monitorear que la carga contaminante del agua sea menor previo al clarificador.
14. Para determinar el tiempo exacto que requieren las partículas para sedimentar con las condiciones del ingenio se deben realizar pruebas de sedimentación con la prueba de jarras durante toda la época de zafra, y de esta forma se pueden diseñar los equipos con mayor exactitud.
15. Para tener datos más precisos de los caudales se deben realizar más mediciones de los caudales de los efluentes provenientes de: mesas de lavado de caña, lavadores de gases y ceniceros de caldera 5 y 6.

16. Para tener un mejor control de flujo y parámetros de los efluentes de los involucrados en el sistema de la planta de tratamiento se pueden instalar instrumentos de control para medir el flujo, el pH y la temperatura en la salida de los equipos.
17. Para disminuir la temperatura del agua del proceso y el agua de recirculación de la planta de tratamiento de aguas residuales se debe evaluar las condiciones de las torres de enfriamiento actuales y sus accesorios para realizar los cambios necesarios en el equipo para su operación adecuada. También se puede diseñar una torre adecuada para las temperaturas del proceso.
18. Para cumplir con las futuras normativas de descarga de aguas se recomienda estudiar la posibilidad de implementar un tratamiento secundario para obtener agua que cumpla con el “Reglamento de las descargas y reuso de aguas residuales y de la disposición de lodos” acuerdo gubernativo número 232-2006 del Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales.
19. Realizar un análisis económico para el proceso del clarificador, determinando cual es la mejor forma para realizar el proceso de floculación, tomando en cuenta el floculante a utilizar, la concentración del mismo en la solución utilizada, el uso o no de coagulante. Y el efecto de las modificaciones de temperatura y pH para mejora del proceso de floculación considerando diferentes valores para estas variables determinado en cual se utiliza menos floculante y menos cal o soda caustica, con ello menos costos a realizar.
20. Realizar un análisis de características fisicoquímicas por un periodo de tiempo más largo aproximado a su tiempo de operación completa en zafra (temperatura, pH, turbidez, conductividad, sólidos disueltos y sólidos suspendidos) obteniendo las condiciones en las cuales se encuentra el afluente y el efluente de la planta de tratamiento para poder determinar e implementar el método de tratamiento más adecuado a esas características basándose en pruebas de jarras para evaluar el uso del coagulante y floculante a nivel de laboratorio durante diferentes periodos de tiempo en zafra.
21. Realizar pruebas de nivelación de pH en proceso, utilizando cal viva sólida y soda caustica para determinar primeramente que método es más económico y viable para llevar a pH 7 el agua de proceso y realizar el proceso de floculación en óptimas condiciones.

22. Realizar pruebas de floculación a temperaturas más bajas de la actual, aproximadamente entre los 30°C y 40°C para el agua, que es la temperatura idónea para realizar el proceso de floculación. Determinando si puede reducir la cantidad de floculante a utilizar para realizar el proceso.

23. Extender el tiempo de medición de sólidos en el afluente de agua en los tres procesos de la planta de tratamiento y medición de sus consumos energéticos para obtener un valor más representativo de los rendimientos de remoción de sólidos por energía consumida para hacerlo. Realizando así implementaciones de mejoras a la planta en su operación.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- Anderson, Sweeney, Williams. 2015. *Estadística para negocios y economía*. México: Cengage Learning. 1086 págs.
- Anónimo. 1998. *Lesson 10: Design evaluation of particulate web scrubbing systems*. Aalto University. Recuperado 18.08.2016. https://mycourses.aalto.fi/pluginfile.php/160609/mod_folder/content/0/Design%20Evaluation%20of%20Particulate%20Wet%20Scrubbing%20Systems.pdf?forcedownload=1
- Asociación de Azucareros de Guatemala. 2012. *Ingenios activos*. Recuperado 18.01.2016. Guatemala. <http://www.azucar.com.gt/ingenios.html>.
- Barrientos, C. 2006. *Implementación de buenas prácticas de operación en el Ingenio La Unión*. Universidad de San Carlos de Guatemala.
- Cáceres, D. 2013. *Diseño de tratamiento de agua para uso en la planta de lácteos Tunshi*. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo. Ecuador.
- Cifuentes, Carlos. 2008. *El sistema de limpieza de caña en seco del ingenio La Unión*. Revista *Azúcar*. 5-7 pág.
- Chaverri, G. 1992. *Fundamentos de Química*. Costa Rica: EUNED. 372 págs.
- Chen, J. 2000. *Manual del Azúcar de Caña*. México: Limusa. 1202 págs.
- Clarke, S. 1991. *Losses associated with cane yard operations and cane washing*. Estados Unidos de América: Audubon Sugar Institute, 6 págs.
- Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT). *Norma Salvadoreña NSO 13.11.02:11: Emisiones atmosférica fuente fijas puntuales*. Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales. El Salvador.
- Crites, R. 2000. *Tratamiento de aguas residuales en pequeñas poblaciones*. 1era edición. Colombia. McGraw Hill Interamericana. 740 pp.
- Dirección General del Uso del Agua y Prevención de la contaminación, 1975. *Uso del agua en la industria azucarera*. México, 198 págs.

- Dold, P. 1982. *Design and control of equalization tanks*. University of Cape Town. Sudáfrica.
- Food and Agriculture Organization of the United Nations (FAO). 2015. *Guatemala*. Recuperado 22.02.2016. Guatemala.
http://www.fao.org/nr/water/aquastat/countries_regions/Profile_segments/GTM-WR_eng.stm.
- García, R. 2014. *Río Sis, Suchitepéquez*. Recuperado 19.01.2016. Guatemala.
<http://www.deguate.com/artman/publish/geo-rios/rio-sis-suchitepequez.shtml#.Vp64jPnhDIU>.
- Gavane, K. 2009. *Introduction to process calculations*. 22va Ed. Nirake Prakashan. India.
- Geddes, J. 1903. *The technology of sugar*. Scott, Greenwood & Co. Estados Unidos.
- GreenFacts. 2009. *Recursos hídricos*. Recuperado 22.02.2016. <http://www.greenfacts.org/es/recursos-hidricos/recursos-hidricos-foldout.pdf>.
- Herrera, C. 2007. *Estudio comparativo de métodos para la determinación de sacarosa y azúcares reductores en miel virgen de caña utilizados en el Ingenio Pichichi S. A.* Colombia: Universidad Tecnológica de Pereira, 131 págs.
- Himmelblau, D.M. 2002. *Principios básicos y cálculos en ingeniería química*. 6ª. Edición. México. Pearson Educación. 760 pp.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of cane sugar engineering*. 3a ed. Eslevier Science Publishers. 1166 pp.
- ICYTAL. 2009. *Métodos de cálculo para evaporadores de efecto múltiple*. Universidad Austral de Chile. Chile.
- Instituto Nacional de Estadística. 2012. *Caracterización Departamental Suchitepéquez 2012*. Recuperado 24.10.2016.
<https://www.ine.gob.gt/sistema/uploads/2013/12/09/HTJRIw5eqtB0oMsOWr06w7ajtW0BGHy7.pdf>.
- Johnson, W. 2008. *Sedimentation of solids*. Estados Unidos.

- Krieger, F. 1951. *Calculation of the viscosity of gas mixtures*. U.S. Air Force. Estados Unidos. Recuperado 17.08.2016. https://www.rand.org/content/dam/rand/pubs/research_memoranda/2008/RM649.pdf.
- Kumar, A. 2010. *Design of Grit Chamber*. Lovely Professional University. India.
- Lozano, O. 2011. *Lección 8, Desbaste*. Universidad Nacional Abierta a Distancia. Colombia.
- Ma-Tay, D. 2014. *Valoración de cenizas de bagazo procedentes de Honduras; Posibilidades de uso en matrices de cemento pórtland*. Universidad Politécnica de Valencia.
- Mejía, E. 2004. *Análisis de vibraciones como herramienta en el mantenimiento predictivo en ingenios azucareros*. Universidad de San Carlos de Guatemala.
- Melgar, M; Meneses, A; Orozco, H; et al. 2014. *El cultivo de la Caña de Azúcar en Guatemala*. Cengicaña. Guatemala.
- Metcalf and Eddy. 2003. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. 4ta. Edición. McGraw-Hill Companies, Inc. Estados Unidos.
- McCabe, W, Smith, J. y Harriot, P. 2007. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 7ª ed. McGraw-Hill Interamericana.
- Mendoza, M. 2016. Boletín hidrológico No.56 año 2016, Sistema de Monitoreo Hidrológico. INSIVUMEH. Recuperado 20.01.2016.
- Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales. 2006. *Acuerdo Gubernativo No. 236-2006 (5 de Mayo de 2006): "REGLAMENTO DE LAS DESCARGAS Y REUSO DE AGUAS RESIDUALES Y DE LA DISPOSICIÓN DE LODOS"*. Recuperado 10.09.16. Guatemala. <http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/cd38/Guatemala/A236-06.pdf>.
- Mussati, D. 2002. *Wet scrubbers for particulate matter*. U.S. Environmental Protection Agency.
- Organización Panamericana de la Salud. 2005. *Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores*. Perú.
- Orozco Jaramillo. A. 2005. *Bioingeniería de aguas residuales: teoría y diseño*. 1ª. Edición. Colombia. Asociación colombiana de Ingeniería sanitaria y ambiental. 407 pp.

- Paredes, M. 2013. *Diseño de la planta de tratamiento para aguas residuales de la lavandería y tintorería Jav-tex del cantón Pelileo*. Ecuador.
- Parlamento Europeo y del Consejo. 2010. *Directiva 2010/75/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 24 de noviembre de 2010 sobre las emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación)*. Unión Europea.
- Payne, J. 1982. *Unit operations in cane sugar production*. Sugar series, Vol 4. Elsevier Scientific Publishing Company. Holanda.
- Perdomo, F. 1990. *Calidad del agua*. Cenagua. Colombia.
- Perry, R. 1994. *Manual del Ingeniero Químico*. 7ma. Edición. Editorial McGraw Hill. Estados Unidos.
- Perry, R. y D. Green. 1984. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 6ª. Edición. Estados Unidos. McGraw Hill.
- PubChem, 2015. Sucrose <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/sucrose#section=Top>. [08 de agosto de 2016]
- Quintero, K. 2009. *Metodologías de diseño de obras hidráulicas en estudios de pre factibilidad de pequeñas centrales hidroeléctricas*. Universidad Nacional de Colombia. Colombia.
- Ramalho, R. 1990. *Tratamiento de Aguas Residuales*. Barcelona: Reverté. 716 págs.
- Rein, P. 2007. *Cane Sugar Engineering*. Berlin: Bartens 767 págs.
- Rodas, M. 2010. *Propuesta para estandarizar la supervisión efectiva de un ingenio azucarero*. Universidad de San Carlos de Guatemala.
- Rodriguez, V. 2003. *Material particulado atmosférico en el Norte y Este de la Península Ibérica y Canarias*. Consejo Superior de Investigaciones Científicas. Ministerio de Economía y Competitividad, Gobierno de España.
- Romero Rojas, J.A. 1999. *Potabilización del agua*. 3ª. Edición. Colombia. Editorial Escuela colombiana de Ingeniería. 328 pp.

- Romero Rojas, J.A. 2000. *Purificación del agua*. 2ª. Edición. Colombia. Editorial Escuela colombiana de Ingeniería. 475 pp.
- Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. 2012. *Norma Oficial Mexicana NOM-084-SEMARNAT-2011, contaminación atmosférica – niveles máximos permisibles de emisión de los equipos de combustión de calentamiento indirecto y su medición*. Gobierno de México. México.
- Secretaría de Recursos Naturales y Ambiente. 2011. *Acuerdo Ejecutivo Número 1566-2010, Reglamento para el control de emisiones generadas por fuentes fijas*. Gobierno de Honduras. Honduras.
- Sinnot, R. 2005. *Chemical Engineering Design*. 4ta. Edición. Volumen 6. Elsevier Butterworth-Heinemann. Inglaterra.
- Skoog, D. 2010. *Fundamentos de Química Analítica*. México: Cengage Learning. 1065 págs.
- Spellman, F. 2003. *Handbook of Water and Wastewater Treatment Plant Operations*. CRC Press LLC. Estados Unidos.
- Spellman, F. 2014. *Wastewater Treatment Operations, math concepts and calculations*. CRC Press, Taylor & Francis Group. Estados Unidos.
- Spraying Systems Co. 2016. *Boquillas de máximo paso libre*: http://www.spray.com.mx/spray_nozzles/maximum_free_passage_nozzles.aspx, [21 de septiembre de 2016]
- Treybal, R. 1980. *Operaciones de Transferencia de Masa*. 2ª edición. McGraw-Hill. 858pp.
- UNESCO. 2003. *Agua para todos, Agua para vida: Informe de las Naciones Unidas sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos en el Mundo*. Francia.
- United States Environmental Protection Agency. 2002. *Manual de costos de control de contaminación del aire de la EPA*. Estados Unidos.
- United States Environmental Protection Agency. 2015. *Wet scrubbers*. Recuperado 19.04.2016. Estados Unidos. <https://www3.epa.gov/ttn/oarpg/t1/reports/sect5-4.pdf>.

- Varila, J. y Díaz, F. 2008. *Tratamiento de Aguas Residuales mediante Lodos Activados a Escala de Laboratorio*. Revista de la tecnología. ISSN 1692-1399: 21-28 págs.
- Wienese, A y Reid M. 1997. *Soil in cane: its measurement, its effect on milling, and methods of removal*. Sugar Milling Research Institute. 5 págs.
- Wilke, C. 1950. *A viscosity equation for gas mixtures*. J. Chem. Phys., Vol.18. pp. 517-519.
- Woodard, F. 2001. *Industrial Waste Treatment Handbook*. Butterworth-Heinemann. Estados Unidos.
- Zalakain, G. 2011. *Procesos avanzados de biomasa fija sobre lecho móvil para el tratamiento de aguas residuales en la industria farmacéutica*. Estados Unidos de América. 4 págs.

XII. ANEXOS

A. PROCEDIMIENTOS

1. Procedimiento para la medición de sólidos totales suspendidos

- a. Ingresar el número de programación almacenado para los sólidos suspendidos.
- b. Presionar PRGM, en la pantalla aparece: PRGM ?
- c. Presionar 94 ENTER, en la pantalla aparece: mg/L, SuSld y el ícono ZERO.
- d. Agitar vigorosamente de manera manual la muestra de agua residual en la botella de plástico en la que se encuentra almacenada.
- e. Llenar la celda de muestra con 25 mL de agua desmineralizada para tener “el blanco”. (Nota: se deben remover las burbujas de aire en el agua)
- f. Limpiar la parte externa de la celda con kimwipes para remover cualquier material.
- g. Colocar “el blanco” en el soporte del colorímetro.
- h. Cubrir la muestra con la cubierta incorporada del colorímetro.
- i. Presionar ZERO. El cursor se moverá para la derecha, luego la pantalla muestra: 0 mg/L SuSld.
- j. Llenar otra celda con 25 mL de la muestra de agua residual agitada previamente.
- k. Mover suavemente la muestra para remover cualquier burbuja de aire y distribuir uniformemente los sólidos.
- l. Limpiar la parte externa de la celda con kimwipes para remover cualquier material.
- m. Colocar la celda con la muestra de agua residual en el soporte del colorímetro.
- n. Cubrir la muestra con la cubierta incorporada del colorímetro.
- o. Presionar READ. El cursor se moverá para la derecha, luego la pantalla se muestra el resultado de sólidos suspendidos en mg/L.

2. Procedimiento para la medición de conductividad. Para la calibración del potenciómetro portátil, se utilizó la solución estándar de NaCl de 1000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ que viene incluida en los reactivos del equipo HACH.

- a. Ingresar al modo de lectura de conductividad en el potenciómetro.
- b. Introducir el electrodo en la solución estándar de NaCl.
- c. Agitar suavemente el electrodo para remover cualquier burbuja adherida. Se evita dejar el electrodo reposando en el fondo o a los lados del recipiente.
- d. Presionar CAL. Los íconos para la navegación aparecen en la parte inferior de la pantalla.

Se muestran las unidades de conductividad: $\mu\text{S}/\text{cm}$, mS/cm y $1/\text{cm}$.

- e. Se escoge la unidad de conductividad que se desee.
- f. Se utiliza el teclado numérico para cambiar el valor numérico estándar de conductividad a una temperatura de referencia de 25°C . Si no es necesario cambiar dicho valor, presionar la tecla CE.
- g. Cuando el valor y las unidades son correctas, presionar ENTER para calibrar con el estándar. El potenciómetro automáticamente corrige la medición de calibración a 25°C como temperatura de referencia.
- h. El potenciómetro regresa al modo de lectura de conductividad cuando la calibración concluye.

Mediciones de conductividad

- a. Asegurarse que el potenciómetro esté programado con la corrección de temperatura no lineal de NaCl.
- b. Se debe reiniciar la memoria del potenciómetro presionando READ y CAL simultáneamente.
- c. Se agita la muestra de agua residual contenida en la botella de plástico en la que se encuentra almacenada.
- d. Introducir el electrodo en la muestra de agua residual.
- e. Agitar suavemente el electrodo para remover cualquier burbuja adherida.
- f. Esperar hasta que se estabilice la medición.

3. Procedimiento para medir la turbidez

- a. Ingresar el número de programación almacenado para la turbidez.
- b. Presionar PRGM, en la pantalla aparece: PRGM ?
- c. Presionar 95 ENTER, en la pantalla aparece: FAU y el ícono ZERO.
- d. Llenar la celda de muestra con 10 mL de agua desmineralizada para tener “el blanco”.
(Nota: se deben remover las burbujas de aire en el agua)
- e. Limpiar la parte externa de la celda con kimwipes para remover cualquier material.
- f. Colocar “el blanco” en el soporte del colorímetro.
- g. Cubrir la muestra con la cubierta incorporada del colorímetro.
- h. Presionar ZERO. El cursor se moverá para la derecha, luego la pantalla muestra: 0 FAU.
- i. Llenar otra celda con 10 mL de la muestra de agua residual.
- j. Limpiar la parte externa de la celda con kimwipes para remover cualquier material.
- k. Colocar la celda con la muestra de agua residual en el soporte del colorímetro.
- l. Cubrir la muestra con la cubierta incorporada del colorímetro.

- m. Presionar READ. El cursor se moverá para la derecha, luego la pantalla se muestra el resultado de turbidez en FAU (Unidades de Atenuación de Formacina)

B. FIGURAS

Sistema hídrico de mesas de lavado

Figura 64. Bomba centrífuga de etapa simple y motor



Figura 65. Bomba de doble succión y motor

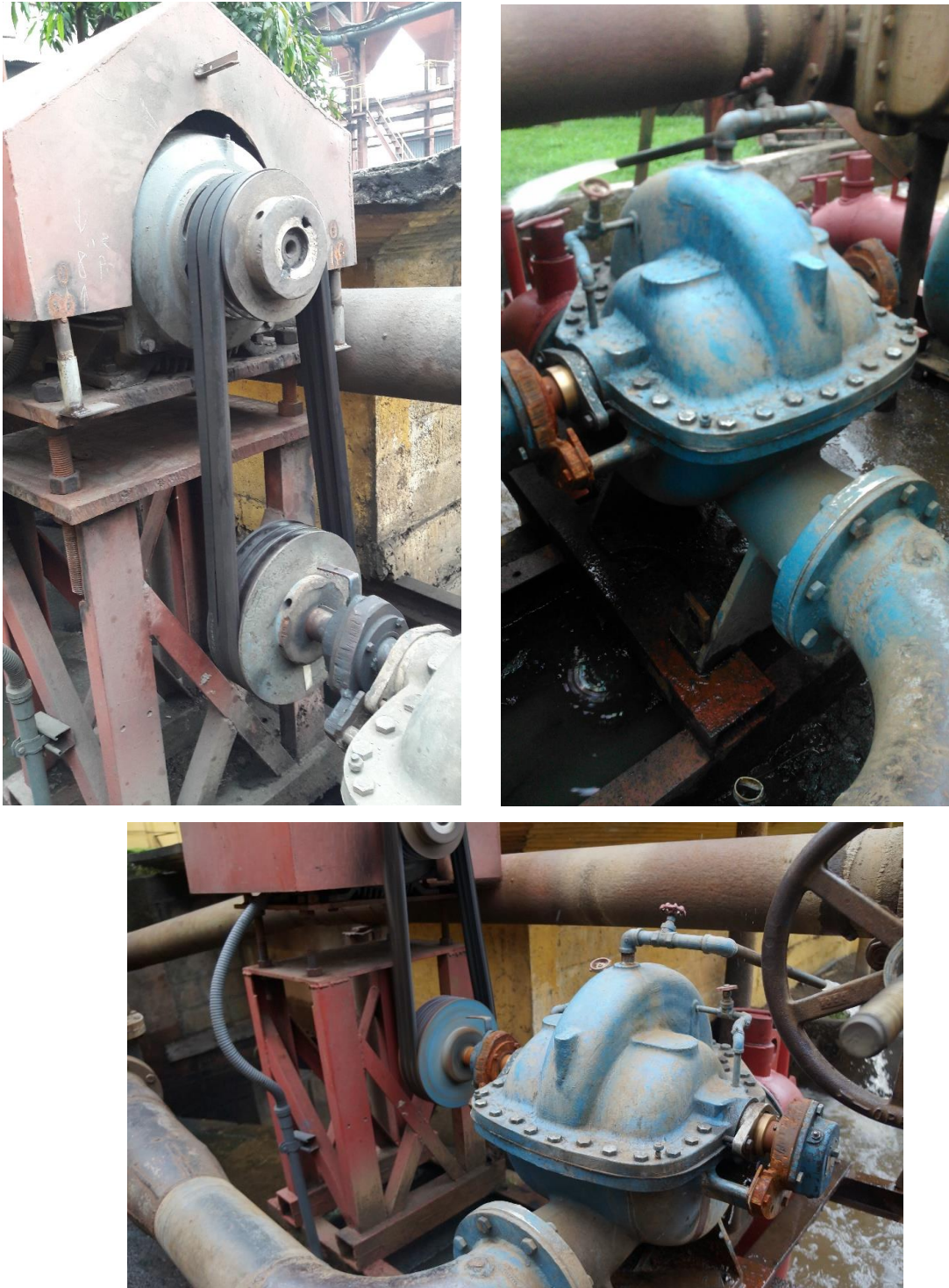


Figura 66. Succión bombas



Figura 67. Válvulas de descarga de bombas



Figura 68. Sistema de bombeo - Mesas de lavado



Figura 69. Tubería de alimentación de tanque de mesas de lavado proveniente de condensador barométrico



Figura 70. Tuberías de alimentación de tanque de mesas de lavado proveniente de planta de tratamiento de aguas residuales



Figura 71. Tubería de agua hacia patio de caña



Figura 72. Tubería de agua hacia patio caña



Figura 73. Sistema alimentación de agua mesa de lavado 1



Figura 74. Sistema de alimentación de agua mesa de lavado 2



Figura 75. Mesa de lavado de caña 1



Figura 76. Mesa de lavado de caña 2



Figura 77. Descarga de agua mesa de lavado de caña 1

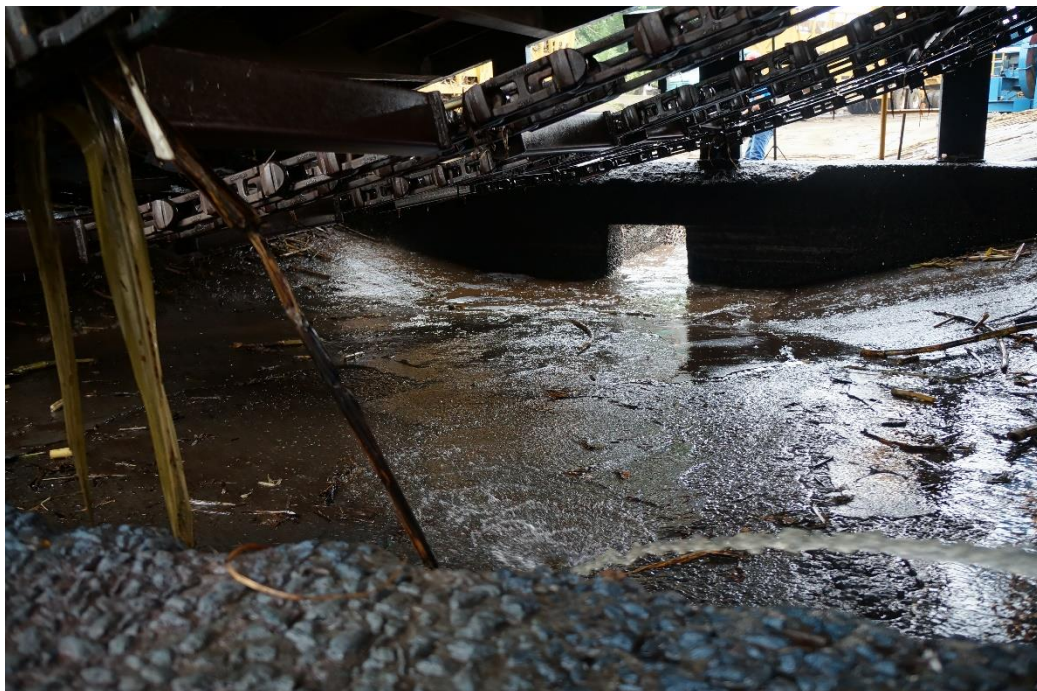


Figura 79. Descarga de agua mesa de lavado de caña 1



Figura 78. Descarga de agua mesa de lavado de caña 2



Figura 80. Descarga de agua mesa de lavado de caña 2



Figura 81. Patio de caña



Figura 82. Alimentación de agua mesa de lavado de caña 1



Figura 83. Criba aguas residuales mesa de lavado de caña 2



Figura 84. Criba aguas residuales mesa de lavado de caña 1



Figura 85. Mesa de lavado de caña 2



Figura 86. Caña por corte mecanizado



Figura 87. Caña por corte manual



Figura 88. Cromatógrafo líquido de alta resolución



Figura 89. Columna Aminex HPX-87P



Figura 90. Río Sis, fuente de agua del Ingenio Tumulá, S.A



Figura 91. Mesas de lavado de caña del ingenio



Figura 92. Limpieza en la parte baja de las mesas de lavado.



Figura 93. Criba de salida del efluente de las mesas de lavado de caña



Figura 94. Limpieza manual de las cribas



Figura 95. Limpieza de los lodos del efluente de las mesas de lavado de caña



Figura 96. Lavador de gases de combustión de la caldera 6



Figura 97. Efluente del lavador de gases de combustión de la caldera 6



Figura 98. Lavador de gases de la caldera 5



Figura 99. Salida del efluente del lavador de gases de la caldera 5



Figura 100. Efluente del lavador de cenicero de la caldera 6



Figura 101. Efluente del lavador de cenicero de la caldera 5



Figura 102. Diagrama general de la planta de tratamiento de aguas residuales

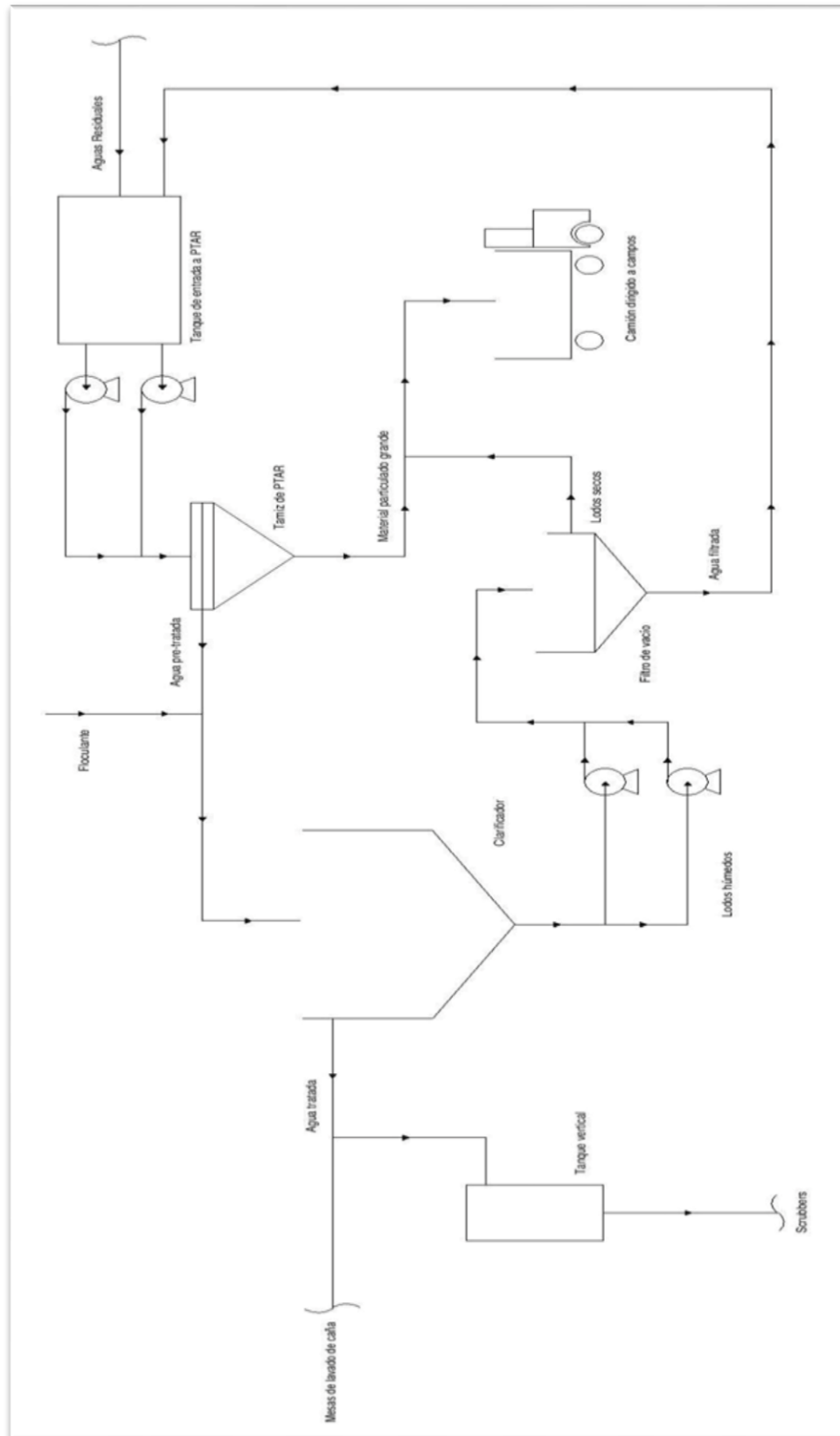


Figura 103. Espectrofotómetro para aguas marca Hatch del laboratorio de control de calidad del Ingenio Tuluá S.A.



Figura 104. Medidores de Conductividad y pH del laboratorio de control de calidad del Ingenio Tuluá S.A.



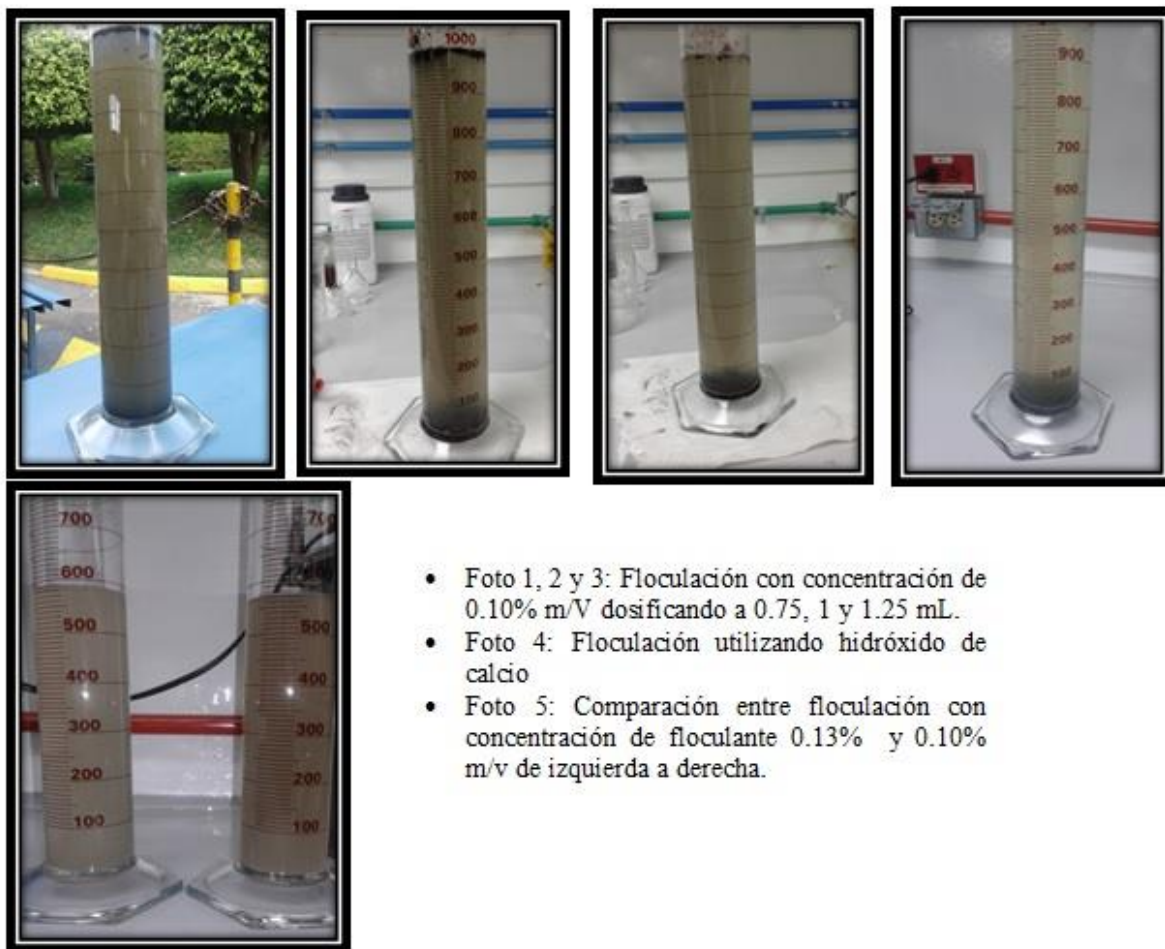
Figura 105. Estufa eléctrica y crisoles para determinación de sólidos totales del laboratorio de análisis instrumental de la Universidad del Valle



Figura 106. Cristalería utilizada para mediciones de concentraciones de compuestos químicos disueltos en aguas residuales del laboratorio de control de calidad del Ingenio Tzululá S.A.



Figura 107. Resultados obtenidos de pruebas de jarras para floculación realizadas en el laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala (Ordenadas de izquierda a derecha y arriba abajo)



- Foto 1, 2 y 3: Floculación con concentración de 0.10% m/V dosificando a 0.75, 1 y 1.25 mL.
- Foto 4: Floculación utilizando hidróxido de calcio
- Foto 5: Comparación entre floculación con concentración de flocculante 0.13% y 0.10% m/v de izquierda a derecha.

Figura 108. Resultados de medición de tamaño de partícula de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales



Figura 109. Efluente de aguas a tratar del Ingenio Tululá S.A.



Figura 110. Mejores resultados obtenidos con la planta de tratamiento de aguas residuales en operación



Figura 111. Clarificador de planta de tratamiento en operación



Figura 112. Tanque de alimentación de planta de tratamiento y respectivas bombas para su transporte



Figura 113. Extracción y transporte de lodos de planta de tratamiento hacia campos de caña



Figura 114. Lodos obtenidos de filtro de banda



C. DATOS ORIGINALES

Cuadro 66. Datos de caudales obtenidos del efluente de la caldera 5

| Medición | Tiempo ± 0.20 (s) | Largo ± 0.05 (m) | Ancho ± 0.05 (m) | Profundidad ± 0.05 (m) | Caudal ± 0.24 (m ³ /min) | Caudal ± 52.80 (gpm) |
|----------|--------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------------|---|-----------------------------|
| 1 | 3.30 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.03 | 271.86 |
| 2 | 3.42 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 0.99 | 262.32 |
| 3 | 3.22 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.05 | 278.61 |
| 4 | 3.32 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.02 | 270.22 |
| 5 | 3.07 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.11 | 292.22 |
| 6 | 3.26 | 1.84 | 0.51 | 0.03 | 0.52 | 136.88 |
| 7 | 3.76 | 1.84 | 0.51 | 0.03 | 0.45 | 118.68 |
| 8 | 3.75 | 1.84 | 0.51 | 0.03 | 0.45 | 118.99 |
| 9 | 3.30 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.03 | 271.86 |
| 10 | 3.42 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 0.99 | 262.32 |
| 11 | 3.22 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.05 | 278.61 |
| 12 | 3.32 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.02 | 270.22 |
| 13 | 3.07 | 2.83 | 0.50 | 0.04 | 1.11 | 292.22 |
| 14 | 3.58 | 2.55 | 0.48 | 0.03 | 0.62 | 162.58 |
| 15 | 3.81 | 2.55 | 0.48 | 0.04 | 0.67 | 178.22 |
| 16 | 3.25 | 2.55 | 0.48 | 0.03 | 0.68 | 179.08 |
| 17 | 2.79 | 2.55 | 0.48 | 0.03 | 0.79 | 208.61 |
| 18 | 2.69 | 2.55 | 0.48 | 0.03 | 0.82 | 216.37 |
| 19 | 2.22 | 2.55 | 0.48 | 0.03 | 0.99 | 262.17 |
| 20 | 2.38 | 2.55 | 0.48 | 0.04 | 1.23 | 326.06 |
| 21 | 2.55 | 2.55 | 0.48 | 0.04 | 1.15 | 304.33 |
| 22 | 3.51 | 2.55 | 0.48 | 0.02 | 0.42 | 110.55 |

Nota: Estos datos se determinaron siguiendo el procedimiento para la medición de los caudales descrito en la sección de metodología.

Cuadro 67. Datos de caudales obtenidos para el efluente de la caldera 6

| Medición | Tiempo ± 0.20 (s) | Largo ± 0.05 (m) | Ancho ± 0.05 (m) | Profundidad \pm 0.05 (m) | Caudal ± 1.89 (m ³ /min) | Caudal ± 211.05 (gpm) |
|----------|--------------------------|----------------------------|-------------------------|--------------------------------------|--|---------------------------------|
| 1 | 0.96 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.44 | 908.75 |
| 2 | 0.99 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.34 | 881.21 |
| 3 | 1.03 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.21 | 846.99 |
| 4 | 0.68 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 4.86 | 1282.94 |
| 5 | 0.86 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.84 | 1014.42 |
| 6 | 0.70 | 1.72 | 0.32 | 0.09 | 4.25 | 1121.66 |

Continuación Cuadro 67

| Medición | Tiempo ± 0.20 (s) | Largo ± 0.05 (m) | Ancho ± 0.05 (m) | Profundidad ± 0.05 (m) | Caudal ± 1.89 (m³/min) | Caudal ± 211.05 (gpm) |
|-----------------|------------------------------|---------------------------------|-----------------------------|-----------------------------------|--|--------------------------------------|
| 7 | 0.69 | 1.72 | 0.32 | 0.09 | 4.31 | 1137.92 |
| 8 | 0.85 | 1.72 | 0.32 | 0.11 | 4.27 | 1128.99 |
| 9 | 0.83 | 1.72 | 0.32 | 0.11 | 4.38 | 1156.19 |
| 10 | 0.90 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.67 | 969.34 |
| 11 | 1.10 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.00 | 793.09 |
| 12 | 0.88 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.75 | 991.37 |
| 13 | 0.90 | 1.72 | 0.32 | 0.12 | 4.40 | 1163.20 |
| 14 | 0.94 | 1.72 | 0.32 | 0.12 | 4.22 | 1113.70 |
| 15 | 1.06 | 1.72 | 0.32 | 0.10 | 3.12 | 823.02 |

Nota: Estos datos se determinaron siguiendo el procedimiento para la medición de los caudales descrito en la sección de metodología.

Cuadro 68. Datos de caudales obtenidos para el efluente del lavador de gases de la caldera 5

| Medición | Tiempo ± 0.20 (s) | Largo ± 0.05 (m) | Ancho ± 0.05 (m) | Profundidad ± 0.05 (m) | Caudal ± 0.84 (m³/min) | Caudal ± 88.42 (gpm) |
|-----------------|------------------------------|---------------------------------|-----------------------------|-----------------------------------|--|-------------------------------------|
| 1 | 3.30 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.48 | 389.92 |
| 2 | 3.08 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.58 | 417.77 |
| 3 | 3.48 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.40 | 369.75 |
| 4 | 3.91 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.25 | 329.09 |
| 5 | 3.78 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.29 | 340.40 |
| 6 | 3.86 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.26 | 333.35 |
| 7 | 3.21 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.52 | 400.85 |
| 8 | 3.86 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.26 | 333.35 |
| 9 | 4.09 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.19 | 314.60 |
| 10 | 3.87 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.26 | 332.49 |
| 11 | 4.30 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.13 | 299.24 |
| 12 | 3.10 | 2.2 | 0.41 | 0.09 | 1.57 | 415.07 |
| 13 | 3.48 | 2.2 | 0.41 | 0.10 | 1.56 | 410.83 |
| 14 | 4.37 | 2.2 | 0.41 | 0.10 | 1.24 | 327.16 |
| 15 | 4.19 | 2.2 | 0.41 | 0.10 | 1.29 | 341.22 |
| 16 | 4.69 | 2.2 | 0.41 | 0.10 | 1.15 | 304.84 |
| 17 | 4.24 | 2.2 | 0.41 | 0.10 | 1.28 | 337.19 |
| 18 | 4.18 | 2.2 | 0.41 | 0.10 | 1.29 | 342.03 |
| 19 | 4.88 | 2.2 | 0.41 | 0.10 | 1.11 | 292.97 |
| 20 | 4.32 | 2.2 | 0.41 | 0.12 | 1.50 | 397.14 |
| 21 | 3.95 | 2.2 | 0.41 | 0.12 | 1.64 | 434.34 |

Nota: Estos datos se determinaron siguiendo el procedimiento para la medición de los caudales descrito en la sección de metodología.

Cuadro 69. Datos de caudales obtenidos para el efluente del lavador de gases de la caldera 6

| Medición | Tiempo ± 0.20 (s) | Largo ± 0.05 (m) | Ancho ± 0.05 (m) | Profundidad ± 0.05 (m) | Caudal ± 1.96 (m ³ /min) | Caudal ± 420.69 (gpm) |
|----------|--------------------------|----------------------------|----------------------------|-------------------------------|---|---------------------------------|
| 1 | 3.09 | 3.86 | 0.37 | 0.200 | 5.55 | 1465.21 |
| 2 | 2.05 | 3.86 | 0.37 | 0.200 | 8.36 | 2208.53 |
| 3 | 2.06 | 3.86 | 0.37 | 0.200 | 8.32 | 2197.81 |
| 4 | 2.15 | 3.87 | 0.37 | 0.098 | 3.92 | 1034.52 |
| 5 | 2.22 | 3.87 | 0.37 | 0.100 | 3.87 | 1022.35 |
| 6 | 2.02 | 3.87 | 0.37 | 0.098 | 4.17 | 1101.10 |
| 7 | 2.13 | 3.87 | 0.37 | 0.098 | 3.95 | 1044.23 |
| 8 | 2.14 | 3.87 | 0.37 | 0.098 | 3.93 | 1039.35 |
| 9 | 2.51 | 3.87 | 0.38 | 0.100 | 3.52 | 928.66 |
| 10 | 2.35 | 3.87 | 0.38 | 0.100 | 3.75 | 991.89 |
| 11 | 2.51 | 3.87 | 0.38 | 0.100 | 3.52 | 928.66 |
| 12 | 2.59 | 3.87 | 0.38 | 0.100 | 3.41 | 899.98 |
| 13 | 2.42 | 3.87 | 0.38 | 0.100 | 3.65 | 963.20 |
| 14 | 2.46 | 3.87 | 0.38 | 0.100 | 3.59 | 947.54 |
| 15 | 2.52 | 3.87 | 0.38 | 0.100 | 3.50 | 924.98 |

Nota: Estos datos se determinaron siguiendo el procedimiento para la medición de los caudales descrito en la sección de metodología.

Cuadro 70. Datos de caudales obtenidos para el efluente de las mesas de lavado de caña

| Medición | Tiempo ± 0.20 (s) | Largo ± 0.05 (m) | Ancho ± 0.05 (m) | Profundidad \pm 0.05 (m) | Caudal ± 1.33 (m ³ /min) | Caudal ± 353.23 (gpm) |
|----------|--------------------------|----------------------------|-------------------------|--------------------------------------|--|---------------------------------|
| 1 | 7.21 | 1.6 | 0.9 | 0.35 | 4.19 | 1107.98 |
| 2 | 2.35 | 1.6 | 0.9 | 0.14 | 5.15 | 1359.74 |
| 3 | 2.28 | 1.6 | 0.9 | 0.20 | 7.58 | 2002.13 |
| 4 | 2.45 | 1.6 | 0.9 | 0.23 | 8.11 | 2142.69 |
| 5 | 2.01 | 1.6 | 0.9 | 0.16 | 6.88 | 1816.86 |
| 6 | 2.22 | 1.6 | 0.9 | 0.21 | 8.17 | 2159.05 |
| 7 | 2.46 | 1.6 | 0.9 | 0.23 | 8.08 | 2133.98 |
| 8 | 2.60 | 1.6 | 0.9 | 0.25 | 8.31 | 2194.64 |
| 9 | 3.40 | 1.6 | 0.9 | 0.30 | 7.62 | 2013.91 |
| 10 | 1.54 | 1.6 | 0.9 | 0.145 | 8.14 | 2149.04 |
| 11 | 2.11 | 1.6 | 0.9 | 0.17 | 6.96 | 1838.71 |
| 12 | 1.71 | 1.6 | 0.9 | 0.2 | 10.11 | 2669.20 |
| 13 | 2.49 | 1.6 | 0.9 | 0.21 | 7.29 | 1924.72 |

Continuación Cuadro 70

| Medición n | Tiempo ± 0.20 (s) | Largo ± 0.05 (m) | Ancho ± 0.05 (m) | Profundidad ± 0.05 (m) | Caudal ± 1.33 (m³/min) | Caudal ± 353.23 (gpm) |
|-----------------------------|------------------------------------|---|-----------------------------------|---|--|--|
| 14 | 1.62 | 1.6 | 0.9 | 0.26 | 13.87 | 3662.74 |
| 15 | 1.39 | 1.6 | 0.9 | 0.23 | 14.30 | 3776.25 |
| 16 | 3.66 | 5.0 | 0.603 | 0.24 | 11.86 | 3133.31 |
| 17 | 3.19 | 5.0 | 0.603 | 0.22 | 12.48 | 3295.37 |
| 18 | 3.68 | 5.0 | 0.603 | 0.24 | 11.80 | 3116.28 |
| 19 | 2.93 | 5.0 | 0.603 | 0.21 | 12.97 | 3424.71 |
| 20 | 2.44 | 2.9 | 0.603 | 0.20 | 8.60 | 2271.65 |
| 21 | 2.54 | 2.9 | 0.603 | 0.21 | 8.67 | 2291.32 |
| 22 | 2.60 | 2.9 | 0.603 | 0.22 | 8.88 | 2345.04 |
| 23 | 3.10 | 2.9 | 0.603 | 0.25 | 8.46 | 2235.01 |
| 24 | 2.89 | 2.9 | 0.603 | 0.24 | 8.71 | 2301.52 |
| 25 | 2.53 | 2.9 | 0.603 | 0.19 | 7.88 | 2081.30 |
| 26 | 2.99 | 2.9 | 0.603 | 0.23 | 8.07 | 2131.85 |
| 27 | 2.31 | 2.9 | 0.603 | 0.20 | 9.08 | 2399.49 |
| 28 | 2.56 | 2.9 | 0.603 | 0.22 | 9.02 | 2381.68 |
| 29 | 2.76 | 2.9 | 0.603 | 0.23 | 8.74 | 2309.51 |
| 30 | 2.6 | 2.9 | 0.603 | 0.22 | 8.88 | 2345.04 |
| 31 | 2.82 | 2.9 | 0.603 | 0.21 | 7.81 | 2063.82 |

Nota: Estos datos se determinaron siguiendo el procedimiento para la medición de los caudales descrito en la sección de metodología.

Cuadro 71. Caracterización del efluente proveniente del lavador de gases de la caldera 6

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspendidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|----------------|----------------------------|--|---|---|--|--|--|
| 1 | 6.21 | 62.0 | 119 | 1068 | 103.8 | 891 | 994.8 |
| 2 | 6.59 | 61.4 | 119 | 1109 | 103.8 | 820 | 923.8 |
| 3 | 6.23 | 60.0 | 96 | 228 | 113.1 | 623 | 736.1 |
| 4 | 6.10 | 63.0 | 51 | 590 | 281 | 798 | 1079 |
| 5 | 6.10 | 65.0 | 51 | 592 | 252 | 712 | 964 |
| 6 | 4.11 | 63.1 | 109 | 450 | 923 | 1002 | 1925 |
| 7 | 4.11 | 63.3 | 109 | 481 | 926 | 1942 | 2868 |
| 8 | 5.05 | 61.0 | 326 | 1018 | 498 | 531 | 1029 |
| 9 | 5.05 | 62.5 | 326 | 1102 | 423 | 523 | 946 |
| 10 | 4.79 | 57.5 | 158 | 917 | 449 | 458 | 907 |
| 11 | 4.79 | 57.7 | 158 | 910 | 481 | 458 | 939 |
| 12 | 4.60 | 61.0 | 154 | 313 | 644 | 561 | 1205 |

Continuación Cuadro 71

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspendidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|---------|-----------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------------|--|---|--|
| 13 | 4.60 | 61.3 | 154 | 320 | 612 | 651 | 1263 |
| 14 | 4.94 | 60.7 | 162 | 693 | 338 | 518 | 856 |
| 15 | 4.94 | 60.4 | 162 | 712 | 323 | 500 | 823 |
| 16 | 5.41 | 56.3 | 143 | 846 | 415 | 1169 | 1584 |
| 17 | 5.41 | 56.0 | 142 | 856 | 412 | 1228 | 1640 |
| 18 | 4.47 | 59.1 | 240 | 797 | 389 | 1319 | 1708 |
| 19 | 4.47 | 59.0 | 310 | 794 | 498 | 1356 | 1854 |
| 20 | 5.92 | 57.3 | 289 | 642 | 423 | 1193 | 1616 |
| 21 | 5.92 | 57.5 | 235 | 703 | 441 | 1083 | 1524 |
| 22 | 5.28 | 55.5 | 313 | 715 | 320 | 917 | 1237 |
| 23 | 5.28 | 55.8 | 398 | 623 | 513 | 1039 | 1552 |
| 24 | 4.98 | 58.3 | 289 | 641 | 491 | 985 | 1476 |
| 25 | 4.54 | 58.0 | 261 | 531 | 489 | 1053 | 1542 |
| 26 | 5.34 | 57.8 | 311 | 587 | 323 | 1012 | 1335 |
| 27 | 5.87 | 60.2 | 543 | 597 | 263 | 1460 | 1723 |
| 28 | 5.92 | 60.6 | 577 | 570 | 277 | 1666 | 1943 |
| 29 | 5.09 | 61.0 | 227 | 586 | 284 | 1136 | 1420 |
| 30 | 5.87 | 61.4 | 219 | 595 | 290 | 1092 | 1382 |

Nota: Estos datos se midieron con los equipos descritos en la metodología siguiendo los procedimientos descritos en anexos.

Cuadro 72. Caracterización del efluente proveniente del lavador de gases de la caldera 5

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspendidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|---------|--------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------------|--|---|--|
| 1 | 6.43 | 54.2 | 62 | 1137 | 571 | 5366 | 5937 |
| 2 | 6.72 | 54.5 | 64 | 1137 | 571 | 4994 | 5565 |
| 3 | 6.34 | 54.5 | 68 | 180.3 | 90.2 | 1400 | 1490.2 |
| 4 | 6.74 | 43.0 | 50 | 1005 | 489 | 6964 | 7453 |
| 5 | 6.75 | 43.0 | 52 | 1005 | 489 | 8879 | 9368 |
| 6 | 4.18 | 51.3 | 213 | 810 | 396 | 1250 | 1646 |
| 7 | 4.40 | 51.2 | 220 | 810 | 396 | 1149 | 1545 |
| 8 | 5.71 | 51.1 | 173 | 944 | 456 | 3438 | 3894 |
| 9 | 5.63 | 51.3 | 189 | 944 | 456 | 3858 | 4314 |
| 10 | 5.60 | 50.9 | 97 | 883 | 430 | 718 | 1148 |

Continuación Cuadro 72

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspensidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|---------|-----------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------------|--|---|--|
| 11 | 5.50 | 50.7 | 110 | 883 | 430 | 697 | 1127 |
| 12 | 5.07 | 50.8 | 135 | 575 | 279 | 1205 | 1484 |
| 13 | 5.20 | 50.8 | 136 | 575 | 279 | 1258 | 1537 |
| 14 | 4.56 | 54.1 | 132 | 556 | 273 | 708 | 981 |
| 15 | 4.60 | 54.0 | 143 | 556 | 273 | 668 | 941 |
| 16 | 6.30 | 51.4 | 192 | 1023 | 503 | 8279 | 8782 |
| 17 | 6.54 | 51.5 | 183 | 1023 | 503 | 7186 | 7689 |
| 18 | 5.20 | 52.3 | 192 | 945 | 461 | 5526 | 5987 |
| 19 | 5.60 | 52.3 | 204 | 945 | 461 | 6998 | 7459 |
| 20 | 6.11 | 52.6 | 276 | 823 | 432 | 4609 | 5041 |
| 21 | 6.14 | 52.6 | 298 | 857 | 424 | 5084 | 5508 |
| 22 | 5.61 | 53.1 | 419 | 652 | 398 | 4450 | 4848 |
| 23 | 5.43 | 53.0 | 357 | 698 | 378 | 1986 | 2364 |
| 24 | 5.45 | 53.0 | 352 | 702 | 410 | 2307 | 2717 |
| 25 | 5.33 | 53.2 | 442 | 634 | 442 | 4299 | 4741 |
| 26 | 5.62 | 54.0 | 383 | 636 | 386 | 2860 | 3246 |
| 27 | 5.20 | 57.1 | 287 | 587 | 269 | 4588 | 4857 |
| 28 | 5.80 | 57.3 | 257 | 565 | 275 | 4438 | 4713 |
| 29 | 5.72 | 57.3 | 579 | 679 | 330 | 2272 | 2602 |
| 30 | 5.87 | 57.5 | 529 | 642 | 356 | 3060 | 3416 |

Nota: Estos datos se midieron con los equipos descritos en la metodología siguiendo los procedimientos descritos en anexos.

Cuadro 73. Caracterización del efluente proveniente de la mesa de lavado de caña de corte manual

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspensidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|---------|--------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------------|---|---|--|
| 1 | 4.42 | 42.6 | 325 | 686 | 563 | 896 | 1459 |
| 2 | 4.51 | 43.7 | 310 | 659 | 587 | 754 | 1341 |
| 3 | 4.42 | 45.0 | 320 | 543 | 553 | 865 | 1418 |
| 4 | 4.89 | 45.3 | 401 | 586 | 452 | 1056 | 1508 |
| 5 | 4.75 | 40.1 | 422 | 865 | 487 | 1163 | 1650 |
| 6 | 4.32 | 44.3 | 331 | 775 | 502 | 913 | 1415 |
| 7 | 4.38 | 44.6 | 351 | 876 | 489 | 896 | 1385 |
| 8 | 4.53 | 47.0 | 366 | 1137 | 532 | 1143 | 1675 |
| 9 | 4.53 | 47.0 | 366 | 1143 | 326 | 670 | 996 |

Continuación Cuadro 73

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspensos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|---------|--------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------------|--|--|--|
| 10 | 4.65 | 49.0 | 241 | 180.3 | 102 | 1400 | 1502 |
| 11 | 4.84 | 48.6 | 232 | 421 | 178 | 711.7 | 889.7 |
| 12 | 4.84 | 48.6 | 232 | 369 | 178 | 723.7 | 901.7 |
| 13 | 3.90 | 41.2 | 196 | 744 | 362 | 862 | 1224 |
| 14 | 3.90 | 43.2 | 196 | 785 | 362 | 1025 | 1387 |
| 15 | 4.44 | 41.9 | 198 | 801 | 398 | 914 | 1312 |
| 16 | 4.44 | 41.9 | 198 | 812 | 398 | 905 | 1303 |
| 17 | 4.63 | 45.3 | 536 | 776 | 380 | 1338 | 1718 |
| 18 | 4.63 | 45.3 | 536 | 785 | 380 | 1324 | 1704 |
| 19 | 4.19 | 52.1 | 271 | 610 | 296 | 732 | 1028 |
| 20 | 4.19 | 52.1 | 271 | 611 | 296 | 732 | 1028 |
| 21 | 4.19 | 52.1 | 241 | 531 | 257 | 548 | 805 |
| 22 | 4.19 | 52.1 | 241 | 543 | 240 | 548 | 788 |
| 23 | 4.33 | 44.0 | 239 | 784 | 382 | 690 | 1072 |
| 24 | 4.33 | 44.0 | 231 | 784 | 387 | 543 | 930 |
| 25 | 4.33 | 47.3 | 233 | 695 | 352 | 598 | 950 |
| 26 | 4.33 | 47.3 | 240 | 695 | 339 | 643 | 982 |
| 27 | 6.21 | 48.8 | 192 | 547 | 364 | 634 | 998 |
| 28 | 6.21 | 48.8 | 188 | 603 | 331 | 657 | 988 |
| 29 | 6.30 | 53.0 | 187 | 569 | 312 | 642 | 954 |
| 30 | 6.32 | 52.0 | 197 | 543 | 359 | 532 | 891 |

Nota: Estos datos se midieron con los equipos descritos en la metodología siguiendo los procedimientos descritos en anexos.

Cuadro 74. Caracterización del efluente proveniente de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspensos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|---------|--------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------------|--|---|--|
| 1 | 5.09 | 45.8 | 309 | 934 | 462 | 315 | 777 |
| 2 | 5.43 | 43.6 | 323 | 1093 | 425 | 403 | 828 |
| 3 | 5.78 | 43.0 | 298 | 804 | 351 | 412 | 763 |
| 4 | 4.34 | 46.0 | 354 | 991 | 502 | 532 | 1034 |
| 5 | 4.20 | 45.2 | 309 | 943 | 432 | 483 | 915 |
| 6 | 5.17 | 46.2 | 203 | 901 | 495 | 487 | 982 |
| 7 | 5.89 | 46.0 | 341 | 1137 | 571 | 621 | 1192 |

Continuación Cuadro 74

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspensos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|----------------|----------------------|------------------------------------|-----------------------------------|---|--|--|--|
| 8 | 6.14 | 43.5 | 351 | 1137 | 571 | 1013 | 1584 |
| 9 | 6.02 | 43.2 | 351 | 180.3 | 90.2 | 334 | 424.2 |
| 10 | 6.75 | 43.0 | 263 | 1005 | 489 | 216 | 705 |
| 11 | 6.75 | 43.0 | 262 | 1005 | 489 | 552 | 1041 |
| 12 | 4.02 | 45.0 | 179 | 759 | 370 | 434 | 804 |
| 13 | 4.02 | 46.8 | 160 | 759 | 370 | 500 | 870 |
| 14 | 5.10 | 46.4 | 543 | 764 | 325 | 450 | 775 |
| 15 | 4.75 | 47.1 | 586 | 801 | 348 | 305 | 653 |
| 16 | 4.56 | 47.0 | 534 | 746 | 362 | 433 | 795 |
| 17 | 4.63 | 47.6 | 501 | 704 | 365 | 452 | 817 |
| 18 | 4.87 | 45.0 | 651 | 750 | 356 | 438 | 794 |
| 19 | 4.36 | 43.1 | 651 | 750 | 365 | 511 | 876 |
| 20 | 4.25 | 46.0 | 537 | 683 | 332 | 503 | 835 |
| 21 | 4.02 | 48.2 | 537 | 671 | 332 | 487 | 819 |
| 22 | 4.19 | 51.9 | 591 | 612 | 307 | 458 | 765 |
| 23 | 4.19 | 51.9 | 643 | 632 | 307 | 402 | 709 |
| 24 | 4.21 | 50.7 | 613 | 834 | 398 | 535 | 933 |
| 25 | 4.21 | 50.7 | 644 | 814 | 398 | 416 | 814 |

Nota: Estos datos se midieron con los equipos descritos en la metodología siguiendo los procedimientos descritos en anexos.

Cuadro 75. Caracterización del efluente proveniente del lavado exterior de la caldera 5

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspensos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|----------------|----------------------|------------------------------------|-------------------------------|---|--|--|--|
| 1 | 4.31 | 35.9 | 120 | 1137 | 314 | 106 | 420 |
| 2 | 4.58 | 37.0 | 116 | 1090 | 254 | 104 | 358 |
| 3 | 4.50 | 32.0 | 97 | 1102 | 582 | 289 | 871 |
| 4 | 4.49 | 35.1 | 110 | 896 | 342 | 363 | 705 |
| 5 | 4.49 | 38.3 | 189 | 660 | 321 | 252 | 573 |
| 6 | 4.10 | 35.0 | 147 | 658 | 358 | 242 | 600 |
| 7 | 4.06 | 41.0 | 138 | 622 | 301 | 308 | 609 |
| 8 | 3.09 | 38.1 | 120 | 713 | 314 | 328 | 642 |
| 9 | 4.20 | 40.0 | 151 | 194 | 93 | 167 | 260 |
| 10 | 5.15 | 46.0 | 122 | 208 | 121 | 167 | 288 |

Continuación Cuadro 75

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspendidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|----------------|----------------------|------------------------------------|-------------------------------|---|--|--|--|
| 11 | 4.33 | 41.0 | 109 | 183 | 90 | 168 | 258 |
| 12 | 4.37 | 36.0 | 151 | 208 | 87 | 168 | 255 |
| 13 | 3.93 | 48.8 | 100 | 485 | 159 | 221 | 380 |
| 14 | 3.93 | 49.0 | 157 | 416 | 87 | 157 | 244 |
| 15 | 4.24 | 43.3 | 209 | 105 | 95 | 146 | 241 |
| 16 | 4.20 | 43.3 | 183 | 218 | 112 | 143 | 255 |
| 17 | 6.96 | 41.0 | 150 | 209 | 90 | 175 | 265 |
| 18 | 6.96 | 41.3 | 199 | 194 | 109 | 173 | 282 |
| 19 | 6.53 | 34.8 | 203 | 352 | 338 | 298 | 636 |
| 20 | 6.55 | 38.0 | 179 | 328 | 296 | 108 | 404 |
| 21 | 5.90 | 38.0 | 110 | 310 | 247 | 272 | 519 |
| 22 | 5.13 | 45.0 | 251 | 105 | 128 | 121 | 249 |
| 23 | 5.09 | 48.0 | 183 | 261 | 143 | 148 | 291 |
| 24 | 6.10 | 47.0 | 197 | 207 | 180 | 142 | 322 |
| 25 | 6.12 | 45.0 | 205 | 333 | 267 | 217 | 484 |
| 26 | 6.10 | 47.0 | 208 | 207 | 198 | 168 | 366 |
| 27 | 6.30 | 40.0 | 218 | 180 | 254 | 149 | 403 |
| 28 | 6.50 | 39.0 | 204 | 154 | 73 | 143 | 216 |
| 29 | 6.50 | 34.8 | 228 | 365 | 142 | 209 | 351 |
| 30 | 6.53 | 42.0 | 204 | 313 | 150 | 165 | 315 |

Cuadro 76. Caracterización del efluente proveniente del lavado exterior de la caldera 6

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspendidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|----------------|----------------------|------------------------------------|-----------------------------------|---|--|--|--|
| 1 | 4.13 | 34.7 | 151 | 169 | 97 | 104 | 201 |
| 2 | 4.30 | 34.1 | 125 | 198 | 98 | 120 | 218 |
| 3 | 4.25 | 37.3 | 194 | 145 | 73 | 100 | 173 |
| 4 | 4.30 | 37.6 | 153 | 295 | 185 | 106 | 291 |
| 5 | 4.64 | 46.0 | 164 | 278 | 135 | 118 | 253 |
| 6 | 4.29 | 32.4 | 150 | 127 | 98 | 147 | 245 |
| 7 | 4.34 | 36.8 | 138 | 195 | 193 | 121 | 314 |
| 8 | 4.70 | 40.8 | 191 | 213 | 177 | 88 | 265 |
| 9 | 4.62 | 53.0 | 182 | 174 | 183 | 70 | 253 |
| 10 | 4.13 | 42.6 | 127 | 362 | 297 | 142 | 439 |

Continuación Cuadro 76

| Muestra | pH ± 0.01 | Temperatura ± 0.01 (°C) | Turbidez ± 2 (FAU) | Conductividad ± 20.7 (µS/cm) | Sólidos totales disueltos ± 12.9 (mg/L) | Sólidos totales suspendidos ± 18.2 (mg/L) | Sólidos totales ± 31.1 (mg/L) |
|---------|--------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------------|--|---|--|
| 11 | 4.67 | 40.1 | 115 | 328 | 320 | 124 | 444 |
| 12 | 4.00 | 37.0 | 190 | 208 | 103 | 173 | 276 |
| 13 | 4.26 | 42.6 | 160 | 218 | 120 | 83 | 203 |
| 14 | 4.86 | 45.0 | 151 | 270 | 186 | 97 | 283 |
| 15 | 4.75 | 38.6 | 144 | 532 | 299 | 411 | 710 |
| 16 | 4.09 | 38.9 | 153 | 658 | 275 | 426 | 701 |
| 17 | 4.66 | 39.1 | 168 | 594 | 311 | 254 | 565 |
| 18 | 4.37 | 45.0 | 120 | 632 | 305 | 243 | 548 |
| 19 | 5.01 | 33.0 | 176 | 184 | 90 | 168 | 258 |
| 20 | 5.12 | 38.6 | 160 | 191 | 91.5 | 184 | 275.5 |
| 21 | 5.00 | 42.0 | 153 | 152 | 86.3 | 157 | 243.3 |
| 22 | 5.32 | 41.8 | 152 | 180 | 200 | 193 | 393 |
| 23 | 6.69 | 41.0 | 163 | 193 | 318 | 219 | 537 |
| 24 | 6.36 | 47.4 | 182 | 182 | 207 | 204 | 411 |
| 25 | 6.79 | 43.9 | 187 | 401 | 247 | 211 | 458 |
| 26 | 7.10 | 43.8 | 107 | 487 | 233 | 184 | 417 |
| 27 | 7.08 | 40.5 | 191 | 205 | 111 | 121 | 232 |
| 28 | 7.03 | 41.0 | 192 | 153 | 73 | 122 | 195 |
| 29 | 6.46 | 34.6 | 184 | 271 | 250 | 127 | 377 |
| 30 | 6.33 | 36.0 | 187 | 283 | 136 | 121 | 257 |

Nota: Estos datos se midieron con los equipos descritos en la metodología siguiendo los procedimientos descritos en anexos.

Cuadro 77. Caudal promedio de los efluentes de los procesos

| Proceso | Caudal promedio (GPM) |
|------------------------------------|-----------------------|
| Mesas de lavado | 2323.45 ± 490.24 |
| Lavador de gases de la caldera 5 | 355.41 ± 43.10 |
| Lavador de gases de la caldera 6 | 1179.87 ± 436.86 |
| Lavado de cenicero de la caldera 5 | 230.59 ± 67.33 |
| Lavado de cenicero de la caldera 6 | 1022.19 ± 148.40 |

Cuadro 78. Datos de medición de velocidad de efluente de agua en scrubber 6

| Vueltas de apertura de válvula (± 0.5) | Tiempo de medición (± 0.01 s) | Distancia de medición (± 0.5 cm) |
|--|---|--|
| 1.0 | 6.60 | 500.0 |
| 1.0 | 6.26 | 500.0 |
| 1.0 | 6.27 | 500.0 |
| 1.5 | 4.11 | 500.0 |
| 1.5 | 4.10 | 500.0 |
| 1.5 | 4.16 | 500.0 |
| 2.0 | 3.70 | 500.0 |
| 2.0 | 3.95 | 500.0 |
| 2.0 | 4.00 | 500.0 |
| 2.5 | 3.60 | 500.0 |
| 2.5 | 3.81 | 500.0 |
| 2.5 | 3.62 | 500.0 |
| 3.0 | 3.54 | 500.0 |
| 3.0 | 3.64 | 500.0 |
| 3.0 | 3.52 | 500.0 |
| 3.5 | 3.39 | 500.0 |
| 3.5 | 3.28 | 500.0 |
| 3.5 | 3.38 | 500.0 |

Cuadro 79. Datos de medición de corriente consumida por bomba de alimentación y área de caudal de efluente de agua en scrubber 6

| Vueltas de apertura de válvula (± 0.5) | Corriente de motor de bomba (± 0.1 A) | Altura de caudal (± 0.5 cm) | Ancho de caudal (± 0.5 cm) |
|--|---|---|--|
| 0.5 | - | - | 38.0 |
| 1.0 | 22.0 | - | 38.0 |
| 1.5 | 26.8 | 4.5 | 38.0 |
| 2.0 | 30.8 | 6.6 | 38.0 |
| 2.5 | 33.1 | 7.2 | 38.0 |
| 3.0 | 34.5 | 7.5 | 38.0 |
| 3.5 | 35.3 | 7.8 | 38.0 |
| 4.0 | - | - | 38.0 |
| 4.5 | - | - | 38.0 |
| 5.0 | - | - | 38.0 |

Cuadro 80. Datos de medición de corriente de bomba de alimentación y caudal de efluente de agua en scrubber 5

| Vueltas de apertura de válvula (± 0.5) | Corriente de motor de bomba (± 0.1 A) | Tiempo de medición (± 0.01 s) | Altura de recipiente (± 0.5 cm) | Diámetro de recipiente (± 0.5 cm) |
|--|---|---|---|---|
| 1.0 | No hay flujo. | No hay flujo. | No hay flujo. | No hay flujo. |
| 2.0 | No hay flujo. | No hay flujo. | No hay flujo. | No hay flujo. |
| 3.0 | 26.1-35.2 | 0.94 | 20.0 | 28.5 |
| 3.0 | | 0.94 | 19.1 | 28.5 |
| 3.0 | | 1.06 | 17.8 | 28.5 |
| 3.0 | | 1.02 | 21.3 | 28.5 |
| 3.0 | | 0.99 | 21.0 | 28.5 |
| 3.0 | | 1.12 | 22.5 | 28.5 |
| 4.0 | | 26.0-34.7 | 0.81 | 18.8 |
| 4.0 | 1.12 | | 24.4 | 28.5 |
| 4.0 | 1.07 | | 24.0 | 28.5 |
| 4.0 | 1.56 | | 19.1 | 28.5 |
| 4.0 | 3.24 | | 17.5 | 28.5 |
| 4.0 | 1.51 | | 22.6 | 28.5 |

Cuadro 81. Datos de medición de área de ventiladores de forzado en caldera 5

| | |
|------------------------------------|-------------------|
| Diámetro externo de succión | 58.0 \pm 0.5 cm |
| Diámetro interno de succión | 10.0 \pm 0.5 cm |

Cuadro 82. Datos de medición de velocidad de aire en ventilador 1 de forzado y apertura de dámpers en caldera 5

| Fecha | Apertura de dámpers de forzado (± 1 %) | Apertura de dámpers de inducido (± 1 %) | Velocidad máxima de aire (± 0.1 m/s) | Velocidad mínima de aire (± 0.1 m/s) |
|--------------|--|---|--|--|
| 12/03/16 | 15% | 10% | 9.7 | 8.7 |
| 12/03/16 | 15% | 10% | 10.4 | 7.7 |
| 12/03/16 | 15% | 10% | 10.6 | 10.1 |
| 16/04/16 | - | - | 9.5 | 7.4 |
| 16/04/16 | - | - | 11.6 | 8.5 |
| 16/04/16 | - | - | 12 | 11.3 |

Continuación Cuadro 82

| Fecha | Apertura de dámper de forzado (± 1 %) | Apertura de dámper de inducido (± 1 %) | Velocidad máxima de aire (± 0.1 m/s) | Velocidad mínima de aire (± 0.1 m/s) |
|----------|---|---|---|--|
| 07/05/15 | 20% | - | 11.3 | 9.7 |
| 07/05/15 | 20% | - | 12.4 | 10.4 |
| 07/05/15 | 20% | - | 11.3 | 10.1 |

Cuadro 83. Datos de medición de velocidad de aire en ventilador 2 de forzado y apertura de dámpers en caldera 5

| Fecha | Apertura de damper de forzado (± 1 %) | Apertura de damper de inducido (± 1 %) | Velocidad máxima de aire (± 0.1 m/s) | Velocidad mínima de aire (± 0.1 m/s) |
|----------|---|---|---|--|
| 12/03/16 | 15% | 10% | 10.3 | 8.6 |
| 12/03/16 | 15% | 10% | 11.1 | 9.5 |
| 12/03/16 | 15% | 10% | 10.0 | 9.1 |
| 16/04/16 | - | - | 13.3 | 11.6 |
| 16/04/16 | - | - | 12.3 | 9.9 |
| 16/04/16 | - | - | 13.1 | 12.5 |
| 07/05/15 | 20% | - | 18.8 | 11.1 |
| 07/05/15 | 20% | - | 13.4 | 10.8 |
| 07/05/15 | 20% | - | 13.0 | 10.4 |

Cuadro 84. Datos de medición área de ventilador de forzado en caldera 6

| | |
|----------------------------|----------------|
| Diámetro de succión | 176.0 ± 0.5 cm |
|----------------------------|----------------|

Cuadro 85. Datos de mediciones de velocidad de aire en ventiladores de forzado en caldera y apertura de dámpers en caldera 6

| Fecha | Apertura de damper de forzado (± 1 %) | Apertura de damper de inducido (± 1 %) | Velocidad máxima de aire (± 0.1 m/s) | Velocidad mínima de aire (± 0.1 m/s) |
|----------|---|---|---|--|
| 12/03/16 | 40%, 52% | 36%, 36% | 16.9 | 16.1 |
| 12/03/16 | 40%, 52% | 36%, 36% | 18.1 | 16.3 |
| 12/03/16 | 40%, 52% | 36%, 36% | 17.5 | 16.6 |
| 12/03/16 | 40%, 52% | 36%, 36% | 18.4 | 17.8 |
| 12/03/16 | 40%, 52% | 36%, 36% | 20.1 | 17.0 |

Continuación Cuadro 85

| Fecha | Apertura de damper de forzado (± 1 %) | Apertura de damper de inducido (± 1 %) | Velocidad máxima de aire (± 0.1 m/s) | Velocidad mínima de aire (± 0.1 m/s) |
|--------------|--|---|---|---|
| 12/03/16 | 40%, 52% | 36%, 36% | 20.8 | 17.7 |
| 16/04/16 | | | 17.7 | 14.9 |
| 16/04/16 | | | 17.7 | 9.6 |
| 16/04/16 | | | 17.5 | 15.9 |
| 07/05/15 | 60% | - | 18.8 | 14.8 |
| 07/05/15 | 60% | - | 20.5 | 18.0 |
| 07/05/15 | 60% | - | 21.0 | 19.0 |

Cuadro 86. Datos de mediciones de tamaño de partícula de sólidos en gases de combustión (corrida 1)

| Mesh | Masa de tamiz (± 0.1 g) | Masa de tamiz + muestra (± 0.0001 g) |
|-------------|------------------------------------|---|
| 20 | 382.6 | 389.1 |
| 30 | 368.8 | 380.9 |
| 45 | 331.1 | 391.9 |
| 60 | 329.6 | 389.3 |
| 80 | 337.9 | 381.9 |
| 100 | 323.7 | 336.1 |
| 170 | 321.7 | 332.4 |
| 200 | 310.3 | 314.9 |
| 400 | 320.2 | 323.7 |
| Finos | 463.5 | 464.7 |

Cuadro 87. Datos de mediciones de tamaño de partícula de sólidos en gases de combustión (corrida 2)

| Mesh | Masa de tamiz (± 0.1 g) | Masa de tamiz + muestra (± 0.1 g) |
|-------------|------------------------------------|--|
| 20 | 382.7 | 398.6 |
| 30 | 369.5 | 395.3 |
| 45 | 331.4 | 445.9 |
| 60 | 329.8 | 437.9 |
| 80 | 338.0 | 415.7 |
| 100 | 323.7 | 344.4 |
| Finos | 463.5 | 496.4 |

Cuadro 88. Datos de mediciones de tamaño de partícula de sólidos en gases de combustión (corrida 3)

| Mesh | Masa de tamiz (± 0.1 g) | Masa de tamiz + muestra (± 0.1 g) |
|-------------|------------------------------------|--|
| 20 | 382.7 | 392.1 |
| 30 | 370.0 | 385.3 |
| 45 | 331.5 | 402.9 |
| 60 | 329.7 | 398.1 |
| 80 | 338.1 | 387.5 |
| 100 | 323.8 | 337.2 |
| Finos | 463.6 | 484.2 |

Cuadro 89. Datos de mediciones de densidad aireada de cenizas en gases de combustión

| Corrida | Masa de probeta (± 0.1 g) | Volumen de sólidos (± 1 mL) | Masa de probeta + sólidos (± 0.1 g) |
|----------------|--------------------------------------|--|--|
| 1 | 807.9 | 700 | 1147.2 |
| 2 | 807.9 | 900 | 1247.7 |
| 3 | 807.9 | 1000 | 1302.6 |

Cuadro 90. Datos de mediciones de densidad compacta de cenizas en gases de combustión

| Corrida | Masa de probeta (± 0.1 g) | Volumen de sólidos (± 1 mL) | Masa de probeta + sólidos (± 0.1 g) |
|----------------|--------------------------------------|--|--|
| 1 | 807.9 | 800 | 1366.3 |
| 2 | 807.9 | 900 | 1434.4 |
| 3 | 807.9 | 1000 | 1492.4 |

Cuadro 91. Datos de mediciones de material particulado en gases de combustión de efluente de caldera 6

| Corrida | Masa de papel filtro (± 0.001 g) | Masa de papel filtro + material particulado (± 0.001 g) | Tiempo de medición (± 1 s) | Velocidad de flujo de aire (± 0.1 m/s) | Diámetro de orificio (± 0.01 cm) |
|----------------|---|--|---|---|---|
| 1 | 0.878 | 0.894 | 60 | 0.55 | 1.27 |
| 2 | 0.903 | 0.911 | 60 | 0.52 | 1.27 |
| 3 | 0.885 | 0.891 | 60 | 0.56 | 1.27 |
| 4 | 0.895 | 0.901 | 60 | 0.56 | 1.27 |
| 5 | 0.908 | 0.916 | 60 | 0.51 | 1.27 |
| 6 | 0.902 | 0.908 | 60 | 0.54 | 1.27 |

Cuadro 92. Temperatura de afluente y efluente de gases de combustión en scrubber 5 y 6

| Fecha | Temperatura de entrada (°C) – Scrubber 5 | Temperatura de salida (°C) – Scrubber 5 | Temperatura de entrada (°C) – Scrubber 6 | Temperatura de salida (°C) – Scrubber 6 |
|---------------------|---|--|---|--|
| 12/03/2016 11:48 | - | - | 57.9 | 71.4 |
| 02/04/2016 11:00 | - | 53.2 | 52.5 | 62.7 |
| 02/04/2016 17:00 | - | 50.4 | 55.5 | 55.3 |
| 09/04/2016 15:47 | 43.2 | 49.3 | 44.3 | 58.6 |
| 16/04/2016 11:23 | 44.3 | 53.4 | 52.7 | 62.5 |
| 23/04/2016 11:15 | 48.4 | 53.2 | 56.1 | 63.3 |
| 30/04/2016 12:24 | 50.0 | 51.6 | 49.2 | 62.3 |
| 07/05/2016 8:12 | 39.7 | 50.1 | 39.9 | 61.1 |

Cuadro 93. pH de afluente y efluente de gases de combustión en scrubbers 5 y 6

| Fecha | pH de entrada (°C) – Scrubber 5 | pH de salida (°C) – Scrubber 5 | pH de entrada (°C) – Scrubber 6 | pH de salida (°C) – Scrubber 6 |
|---------------------|--|---------------------------------------|--|---------------------------------------|
| 13/03/2016 | - | 6.34 | - | 6.21 |
| 19/03/2016 10:20 | - | - | 7.66 | 7.68 |
| 02/04/2016 11:00 | - | 4.79 | 4.03 | 4.20 |
| 02/04/2016 17:00 | - | 4.85 | 5.23 | 5.84 |
| 09/04/2016 15:47 | 4.33 | 4.19 | 4.09 | 4.30 |
| 16/04/2016 11:23 | 6.27 | 6.06 | 4.69 | 5.05 |
| 23/04/2016 11:15 | 4.60 | 4.85 | 3.88 | 4.79 |
| 30/04/2016 12:24 | 3.93 | 4.06 | 3.78 | 4.02 |
| 07/05/2016 8:12 | 5.89 | 5.59 | 4.44 | 5.23 |

Cuadro 94. pH de afluentes de agua en sistema de scrubbers

| Flujo | Fecha y Hora | | |
|---|---------------------|---------------------|---------------------|
| | 09/04/2016 15:47 | 16/04/2016 11:23 | 23/04/2016 11:15 |
| Purga de torre de enfriamiento de Darsa | S.F. | S.F. | - |
| Purga de torre de enfriamiento de Ingenio | 6.89 | 7.66 | - |
| Rechazo de planta de ósmosis | 6.62 | 7.48 | - |
| Pozo de cogeneración | 6.33 | 6.86 | - |
| Tanque redondo | - | 4.77 | - |
| Planta de tratamiento | - | 4.69 | 3.89 |

S.F. = sin flujo

Cuadro 95. Temperatura de afluentes agua en sistema de scrubbers

| Entrada | Fecha y Hora | | |
|---|---------------------|---------------------|---------------------|
| | 09/04/2016 15:47 | 16/04/2016 11:23 | 23/04/2016 11:15 |
| Purga de torre de enfriamiento de Darsa | S.F. | S.F. | - |
| Purga de torre de enfriamiento de Ingenio | 31.9 °C | 35.9 | - |
| Rechazo de planta de ósmosis | 32.5 °C | 29.4 | - |
| Pozo de cogeneración | 34.2 °C | 27.6 | - |
| Tanque redondo | - | 53.9 | - |
| Planta de tratamiento | - | 51.8 | 54.0 |

S.F. = sin flujo

Cuadro 96. Análisis de gases de combustión en salida de caldera 5

| Parámetro | 03/04/16 (Preliminar) | 09/04/16 | 16/04/2016 | 24/04/2016 | 01/05/2016 |
|---------------------|--------------------------|----------|------------|------------|------------|
| O ₂ (%) | 19.4% | 16.9% | 15.4% | 14.5% | 16.9 |
| CO (ppm) | 37 | 496 | 110 | 32.4 | 496 |
| CO ₂ (%) | -- | -- | 4.1% | 4.7% | -- |
| NO (ppm) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

Continuación Cuadro 96

| Parámetro | 03/04/16 (Preliminar) | 09/04/16 | 16/04/2016 | 24/04/2016 | 01/05/2016 |
|-----------------------|----------------------------------|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| NO ₂ (ppm) | 0 | 3 | 1 | 4 | 1 |
| NO _x (ppm) | 0 | 3 | 1 | 5 | 1 |
| SO ₂ (ppm) | 1 | 3 | 2 | 1 | 3 |

Cuadro 97. Análisis de gases de combustión en salida de caldera 6

| Parámetro | 03/04/16 (Preliminar) | 09/04/2016 | 16/04/2016 | 24/04/2016 | 01/05/2016 |
|-----------------------|----------------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| O ₂ (%) | 16.1% | 12.2% | 15.8% | 11.4% | 12.2% |
| CO (ppm) | 265 | 1622 | 50 | 128 | 1622 |
| CO ₂ (%) | -- | 6.5 % | 3.8% | 7.1% | 6.5% |
| NO (ppm) | 1 | 1 | 0 | 1 | 1 |
| NO ₂ (ppm) | 1 | 2 | 1 | 8 | 2 |
| NO _x (ppm) | 1 | 2 | 1 | 9 | 2 |
| SO ₂ (ppm) | 3 | 32 | 1 | 7 | 32 |

Cuadro 98. Presión y temperatura de gases de combustión en entrada y salida de scrubber 5

| Fecha | Presión de entrada (± 0.05 pulgH₂O) | Temperatura de entrada (± 0.5 °F) | Presión de salida (± 0.05 pulgH₂O) | Temperatura de salida (± 0.5 °F) |
|--------------|---|--|--|---|
| 23/04/2016 | 3.00 | 230.0 | -0.10 | 139.0 |
| 30/04/2016 | 2.60 | 230.0 | -0.10 | 158.0 |
| 07/05/2016 | 2.70 | 220.0 | -0.10 | 120.0 |
| 16/05/2015 | - | - | -0.12 | - |
| 17/05/2015 | - | - | -0.12 | - |
| 18/05/2015 | - | - | -0.12 | - |
| 19/05/2015 | - | - | -0.12 | - |
| 20/05/2015 | - | - | -0.10 | - |
| 21/05/2015 | - | - | -0.10 | - |

Cuadro 99. Presión y temperatura de gases de combustión en entrada y salida de scrubber 6

| Fecha | Presión de entrada (± 0.05 pulgH₂O) | Temperatura de entrada (± 0.5 °F) | Presión de salida (± 0.05 pulgH₂O) | Temperatura de salida (± 0.5 °F) |
|--------------|---|--|--|---|
| 23/04/2016 | -5.06 | 375.0 | -3.80 | 226.0 |
| 30/04/2016 | -5.08 | 362.2 | -3.20 | 167.8 |
| 07/05/2016 | -6.22 | 379.7 | -4.90 | 165.0 |
| 16/05/2015 | - | - | -4.20 | - |
| 17/05/2015 | - | - | -4.40 | - |
| 18/05/2015 | - | - | -4.20 | - |
| 19/05/2015 | - | - | -4.20 | - |
| 20/05/2015 | - | - | -4.40 | - |
| 21/05/2015 | - | - | -4.40 | - |

Cuadro 100. Flujo de ceniza en precalentador de caldera 6

| Tiempo (± 1 s) | Masa (± 0.1 kg) |
|-----------------------|------------------------|
| Tara de recipiente | 7.5 |
| 11 | 16.7 |
| 42 | 19.1 |
| 29 | 12.7 |
| 372 | 22.75 |

Cuadro 101. Características fisicoquímicas de efluente de scrubber 6

| Muestra | pH | Temperatura (°C) | Sólidos totales disueltos (mg/L) | Sólidos totales suspensidos (mg/L) | Sólidos totales (mg/L) |
|----------------|-----------|-----------------------------|---|---|-----------------------------------|
| 1 | 6.21 | 62.0 | 103.8 | 891 | 994.8 |
| 2 | 6.59 | 61.4 | 103.8 | 820 | 923.8 |
| 3 | 6.23 | 60.0 | 113.1 | 623 | 736.1 |
| 4 | 6.10 | 63.0 | 281 | 798 | 1079 |
| 5 | 6.10 | 65.0 | 252 | 712 | 964 |
| 6 | 4.11 | 63.1 | 923 | 1002 | 1925 |
| 7 | 4.11 | 63.3 | 926 | 1942 | 2868 |
| 8 | 5.05 | 61.0 | 498 | 531 | 1029 |
| 9 | 5.05 | 62.5 | 423 | 523 | 946 |
| 10 | 4.79 | 57.5 | 449 | 458 | 907 |

Continuación Cuadro 101

| Muestra | pH | Temperatura (°C) | Sólidos totales disueltos (mg/L) | Sólidos totales suspendidos (mg/L) | Sólidos totales (mg/L) |
|----------------|-----------|-----------------------------|---|---|-----------------------------------|
| 11 | 4.79 | 57.7 | 481 | 458 | 939 |
| 12 | 4.60 | 61.0 | 644 | 561 | 1205 |
| 13 | 4.60 | 61.3 | 612 | 651 | 1263 |
| 14 | 4.94 | 60.7 | 338 | 518 | 856 |
| 15 | 4.94 | 60.4 | 323 | 500 | 823 |
| 16 | 5.41 | 56.3 | 415 | 1169 | 1584 |
| 17 | 5.41 | 56.0 | 412 | 1228 | 1640 |
| 18 | 4.47 | 59.1 | 389 | 1319 | 1708 |
| 19 | 4.47 | 59.0 | 498 | 1356 | 1854 |
| 20 | 5.92 | 57.3 | 423 | 1193 | 1616 |
| 21 | 5.92 | 57.5 | 441 | 1083 | 1524 |
| 22 | 5.28 | 55.5 | 320 | 917 | 1237 |
| 23 | 5.28 | 55.8 | 513 | 1039 | 1552 |
| 24 | 4.98 | 58.3 | 491 | 985 | 1476 |
| 25 | 4.54 | 58.0 | 489 | 1053 | 1542 |
| 26 | 5.34 | 57.8 | 323 | 1012 | 1335 |
| 27 | 5.87 | 60.2 | 263 | 1460 | 1723 |
| 28 | 5.92 | 60.6 | 277 | 1666 | 1943 |
| 29 | 5.09 | 61.0 | 284 | 1136 | 1420 |
| 30 | 5.87 | 61.4 | 290 | 1092 | 1382 |

Cuadro 102. Características fisicoquímicas de efluente de scrubber 5

| Muestra | pH | Temperatura (°C) | Sólidos totales disueltos (mg/L) | Sólidos totales suspendidos (mg/L) | Sólidos totales (mg/L) |
|----------------|-----------|-----------------------------|---|---|---------------------------------------|
| 1 | 6.43 | 54.2 | 571 | 5366 | 5937 |
| 2 | 6.72 | 54.5 | 571 | 4994 | 5565 |
| 3 | 6.34 | 54.5 | 90.2 | 1400 | 1490.2 |
| 4 | 6.74 | 43.0 | 489 | 6964 | 7453 |
| 5 | 6.75 | 43.0 | 489 | 8879 | 9368 |
| 6 | 4.18 | 51.3 | 396 | 1250 | 1646 |
| 7 | 4.40 | 51.2 | 396 | 1149 | 1545 |

Continuación Cuadro 102

| Muestra | pH | Temperatura (°C) | Sólidos totales disueltos (mg/L) | Sólidos totales suspendidos (mg/L) | Sólidos totales (mg/L) |
|---------|------|------------------|----------------------------------|------------------------------------|------------------------|
| 8 | 5.71 | 51.1 | 456 | 3438 | 3894 |
| 9 | 5.63 | 51.3 | 456 | 3858 | 4314 |
| 10 | 5.60 | 50.9 | 430 | 718 | 1148 |
| 11 | 5.50 | 50.7 | 430 | 697 | 1127 |
| 12 | 5.07 | 50.8 | 279 | 1205 | 1484 |
| 13 | 5.20 | 50.8 | 279 | 1258 | 1537 |
| 14 | 4.56 | 54.1 | 273 | 708 | 981 |
| 15 | 4.60 | 54.0 | 273 | 668 | 941 |
| 16 | 6.30 | 51.4 | 503 | 8279 | 8782 |
| 17 | 6.54 | 51.5 | 503 | 7186 | 7689 |
| 18 | 5.20 | 52.3 | 461 | 5526 | 5987 |
| 19 | 5.60 | 52.3 | 461 | 6998 | 7459 |
| 20 | 6.11 | 52.6 | 432 | 4609 | 5041 |
| 21 | 6.14 | 52.6 | 424 | 5084 | 5508 |
| 22 | 5.61 | 53.1 | 398 | 4450 | 4848 |
| 23 | 5.43 | 53.0 | 378 | 1986 | 2364 |
| 24 | 5.45 | 53.0 | 410 | 2307 | 2717 |
| 25 | 5.33 | 53.2 | 442 | 4299 | 4741 |
| 26 | 5.62 | 54.0 | 386 | 2860 | 3246 |
| 27 | 5.20 | 57.1 | 269 | 4588 | 4857 |
| 28 | 5.80 | 57.3 | 275 | 4438 | 4713 |
| 29 | 5.72 | 57.3 | 330 | 2272 | 2602 |
| 30 | 5.87 | 57.5 | 356 | 3060 | 3416 |

Cuadro 103. Datos de caudal de efluentes de scrubber 5 y 6

| Medición | Scrubber 5 | | Scrubber 6 | |
|----------|-----------------|--------------|-----------------|--------------|
| | Caudal (m3/min) | Caudal (gpm) | Caudal (m3/min) | Caudal (gpm) |
| 1 | 1.61 | 424.66 | 5.70 | 1504.65 |
| 2 | 1.62 | 427.77 | 8.55 | 2258.10 |
| 3 | 1.60 | 422.16 | 8.54 | 2256.97 |
| 4 | 1.58 | 416.28 | 4.18 | 1103.83 |

Continuación Cuadro 103

| Medición | Scrubber 5 | | Scrubber 6 | |
|----------|-----------------|--------------|-----------------|--------------|
| | Caudal (m3/min) | Caudal (gpm) | Caudal (m3/min) | Caudal (gpm) |
| 5 | 1.58 | 418.04 | 4.25 | 1122.46 |
| 6 | 1.58 | 416.96 | 4.21 | 1111.00 |
| 7 | 1.61 | 425.93 | 4.18 | 1104.93 |
| 8 | 1.58 | 416.96 | 4.18 | 1104.38 |
| 9 | 1.21 | 320.96 | 4.30 | 1136.49 |
| 10 | 1.58 | 416.82 | 4.34 | 1145.43 |
| 11 | 1.21 | 319.29 | 4.30 | 1136.49 |
| 12 | 1.62 | 427.48 | 4.29 | 1132.08 |
| 13 | 1.78 | 469.06 | 4.32 | 1141.50 |
| 14 | 1.34 | 354.15 | 4.31 | 1139.27 |
| 15 | 1.35 | 355.73 | 4.30 | 1135.94 |
| 16 | 1.33 | 351.36 | - | - |
| 17 | 1.34 | 355.29 | - | - |
| 18 | 1.35 | 355.82 | - | - |
| 19 | 1.32 | 349.73 | - | - |
| 20 | 1.61 | 425.51 | - | - |
| 21 | 2.10 | 554.33 | - | - |

Cuadro 104. Producción de vapor promedio en zafra 2015-2016

| Equipo | Producción de vapor (klb/día) |
|-----------|-------------------------------|
| Caldera 6 | 3,972.83 |
| Caldera 5 | 2,266.60 |

Nota: Datos según reporte de día 166 de Zafra 2015-2016.

Cuadro 105. Concentración de sólidos en efluente de planta de tratamiento de aguas residuales

| Fecha | Concentración de sólidos totales (± 1 mg/L) | Concentración de sólidos totales (± 180 mg/L) |
|----------|---|---|
| 03-abril | 135 | 450 |
| 12-abril | 315 | 410 |
| 18-abril | 197 | 426 |
| 25-abril | 96 | 403 |

Nota: Datos de módulo "Evaluación y mejora de la eficiencia de operación de planta de tratamiento de aguas residuales de Ingenio Tuluá S.A.".

Cuadro 106. Parámetros de temperatura y pH medidos en muestras compuestas tomadas de afluente a planta de tratamiento durante el mes previo de inicio de operaciones

| Fecha | Hora | Temperatura (± 0.1 °C) | pH (± 0.01) |
|------------|-------------|-----------------------------|-------------------|
| 12/03/2016 | 11:00 a. m. | 45.9 | 5.50 |
| | 12:00 p. m. | 51.8 | 5.95 |
| | 1:00 p. m. | 50.5 | 5.82 |
| | 2:00 p. m. | 50.9 | 5.75 |
| | 3:00 p. m. | 49.5 | 5.68 |
| | 4:00 p. m. | 45.5 | 5.67 |
| | 5:00 p. m. | 49.0 | 6.02 |
| 20/03/2016 | 1:00 p. m. | 46.3 | 6.34 |
| | 2:00 p. m. | 55.1 | 5.71 |
| | 4:00 p. m. | 54.5 | 5.79 |
| | 6:00 p. m. | 50.9 | 5.85 |
| | 8:00 p. m. | 52.3 | 5.93 |
| 27/03/2016 | 8:00 a. m. | 56.6 | 6.35 |
| | 12:00 p. m. | 53.7 | 6.53 |
| | 4:00 p. m. | 46.3 | 5.68 |
| | 8:00 p. m. | 45.5 | 5.74 |

Cuadro 107. Caudales medidos del afluente de la planta de tratamiento de aguas residuales durante el mes previo de inicio de operaciones

| Fecha | Velocidad lineal (± 0.01 m/s) | Área de caudal (± 0.02 m ²) | Caudal (± 0.01 m ³ /s) | Caudal (± 3.21 m ³ /H) | Caudal (± 75.23 GPM) |
|------------|------------------------------------|--|--|--|---------------------------|
| 12/03/2016 | 1.58 | 0.13 | 0.20 | 714.30 | 3,141.16 |
| | 1.92 | 0.13 | 0.24 | 869.98 | 3,825.77 |
| | 1.88 | 0.13 | 0.24 | 848.23 | 3,730.12 |
| | 1.88 | 0.13 | 0.24 | 848.23 | 3,730.12 |
| | 1.99 | 0.13 | 0.25 | 898.79 | 3,952.45 |
| | 2.00 | 0.13 | 0.25 | 904.78 | 3,978.80 |
| | 1.60 | 0.13 | 0.20 | 725.76 | 3,191.55 |
| 20/03/2016 | 1.50 | 0.14 | 0.21 | 746.44 | 3,282.51 |
| | 1.43 | 0.14 | 0.20 | 710.90 | 3,126.20 |
| | 1.39 | 0.14 | 0.19 | 691.15 | 3,039.36 |
| | 1.23 | 0.14 | 0.17 | 614.36 | 2,701.65 |
| | 1.60 | 0.14 | 0.22 | 794.09 | 3,492.03 |
| | 1.42 | 0.14 | 0.20 | 707.53 | 3,111.38 |
| | 1.50 | 0.14 | 0.21 | 746.44 | 3,282.51 |
| | 1.76 | 0.14 | 0.24 | 878.17 | 3,861.77 |

Continuación Cuadro 107

| Fecha | Velocidad lineal (± 0.01 m/s) | Área de caudal (± 0.02 m ²) | Caudal (± 0.01 m ³ /s) | Caudal (± 3.21 m ³ /H) | Caudal (\pm 75.23 GPM) |
|------------|---------------------------------------|---|---|---|------------------------------|
| 27/03/2016 | 1.72 | 0.14 | 0.24 | 857.98 | 3,773.00 |
| | 1.47 | 0.14 | 0.20 | 731.81 | 3,218.15 |
| | 1.69 | 0.14 | 0.23 | 838.70 | 3,688.21 |
| | 1.57 | 0.14 | 0.22 | 781.62 | 3,437.18 |
| | 1.49 | 0.14 | 0.21 | 742.73 | 3,266.18 |
| | 1.79 | 0.14 | 0.25 | 888.62 | 3,907.75 |

Cuadro 108. Mediciones de contenido de hierro en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Concentración Hierro (± 0.01 mg Fe/L) | | | | |
|--|--------|--------|--------|--------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 2.10 | 5.95 | 2.82 | 3.77 |
| 2 | 1.72 | 5.84 | 3.06 | 3.98 |
| 3 | 1.98 | 5.90 | 2.94 | 3.84 |

Cuadro 109. Mediciones de contenido de dureza en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Concentración dureza (± 0.01 mg CaCO ₃ /L) | | | | |
|--|--------|--------|--------|--------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 196.00 | 220.00 | 200.00 | 238.00 |
| 2 | 194.00 | 215.00 | 198.00 | 246.00 |
| 3 | 198.00 | 227.00 | 204.00 | 240.00 |

Cuadro 110. Mediciones de contenido de fosfatos en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Concentración fosfatos (± 0.01 mg PO ₄ ⁻³ /L) | | | | |
|--|--------|--------|--------|--------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 7.85 | 10.55 | 9.52 | 9.61 |
| 2 | 10.45 | 10.66 | 8.79 | 9.79 |
| 3 | 11.39 | 10.27 | 8.96 | 9.85 |

Cuadro 111. Mediciones de turbidez en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Turbidez (± 1 NTU) | | | | |
|-------------------------|--------|--------|--------|--------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 1100 | 1098 | 1100 | 1098 |
| 2 | 1100 | 1098 | 1100 | 1098 |
| 3 | 1099 | 1099 | 1100 | 1097 |

Cuadro 112. Mediciones de conductividad en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Conductividad (± 0.01 $\mu\text{S/cm}$) | | | | |
|---|--------|--------|--------|--------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 186.30 | 242.20 | 130.10 | 233.00 |
| 2 | 190.00 | 250.30 | 120.10 | 233.00 |
| 3 | 188.40 | 247.10 | 123.40 | 234.00 |

Cuadro 113. Mediciones de sólidos totales en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Sólidos totales (± 181.50 mg/L) | | | | |
|--------------------------------------|---------|---------|---------|---------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 2360.00 | 2570.00 | 3284.00 | 3172.00 |
| 2 | 2350.00 | 2600.00 | 3516.00 | 3092.00 |
| 3 | 2510.00 | 2590.00 | 3688.00 | 3103.00 |

Cuadro 114. Mediciones de concentración de sulfitos en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Sulfitos (± 0.01 mg SO_3^{-2} /L) | | | | |
|---|--------|--------|--------|--------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 50.00 | 52.00 | 54.00 | 52.00 |
| 2 | 52.30 | 47.00 | 56.00 | 54.00 |
| 3 | 54.20 | 50.00 | 52.00 | 55.00 |

Cuadro 115. Mediciones de concentración de sílice en afluente de agua a la planta de tratamiento durante el mes previo a su operación

| Sílice (± 0.01 mg SiO ₂ /L) | | | | |
|---|--------|--------|--------|--------|
| Corrida | 13-Mar | 21-Mar | 22-Mar | 03-Abr |
| 1 | 94.40 | 85.20 | 93.80 | 97.20 |
| 2 | 93.60 | 96.70 | 90.70 | 99.40 |
| 3 | 96.30 | 94.80 | 94.10 | 98.30 |

Cuadro 116. pH (± 0.01) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación

| Fecha | Entrada a planta | Salida tamizador | Entrada filtro | Salida filtro | Salida de planta |
|--------|------------------|------------------|----------------|---------------|------------------|
| 02-abr | 4.90 | 5.33 | 4.49 | 4.89 | 4.90 |
| 09-abr | 4.35 | 50.3 | 4.02 | 4.09 | 4.10 |
| 16-abr | 4.66 | 5.01 | 4.69 | 4.85 | 4.75 |
| 25-abr | 4.54 | 4.9 | 4.65 | 4.80 | 4.70 |

Cuadro 117. Temperatura ($\pm 0.1^\circ\text{C}$) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación

| Fecha | Entrada a planta | Salida tamizador | Entrada filtro | Salida filtro | Salida de planta |
|--------|------------------|------------------|----------------|---------------|------------------|
| 02-Abr | 48.2 | 46.7 | 47.2 | 46.9 | 49.5 |
| 09-Abr | 46.0 | 49.8 | 49.9 | 48.2 | 49.9 |
| 16-Abr | 52.2 | 52.1 | 54.3 | 49.7 | 50.1 |
| 25-Abr | 55.1 | 55.8 | 57.3 | 50.2 | 50.4 |

Cuadro 118. Densidad (± 0.037 g/mL) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación

| Fecha | Entrada a planta | Salida tamizador | Entrada filtro | Salida filtro | Salida de planta |
|--------|------------------|------------------|----------------|---------------|------------------|
| 02-Abr | 0.983 | 0.981 | 0.990 | 0.981 | 0.978 |
| 11-Abr | 0.992 | 0.982 | 0.985 | 0.990 | 0.990 |
| 18-Abr | 0.985 | 0.978 | 0.991 | 0.982 | 0.981 |
| 25-Abr | 0.986 | 0.984 | 0.993 | 0.984 | 0.985 |

Cuadro 119. Turbidez (± 1 NTU) del efluente de agua a la planta de tratamiento durante su primer mes de operación

| Fecha | Entrada a planta | Salida tamizador | Entrada filtro | Salida filtro | Salida de planta |
|--------|------------------|------------------|----------------|---------------|------------------|
| 03-Abr | 705 | 653 | 1100 | 154 | 208 |
| 12-Abr | 703 | 632 | 1100 | 132 | 390 |
| 18-Abr | 692 | 648 | 1100 | 84 | 244 |
| 25-Abr | 721 | 637 | 1100 | 167 | 149 |

Cuadro 120. Sólidos suspendidos (± 1 mg/L) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación

| Fecha | Entrada a planta | Salida tamizador | Entrada filtro | Salida filtro | Salida de planta |
|--------|------------------|------------------|----------------|---------------|------------------|
| 03-Abr | 603 | 500 | 1067 | 109 | 135 |
| 12-Abr | 611 | 520 | 1067 | 166 | 315 |
| 18-Abr | 621 | 534 | 1067 | 42 | 197 |
| 25-Abr | 600 | 549 | 1067 | 112 | 96 |

Cuadro 121. Propiedades físicas del efluente de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación

| Fecha | pH | Temperatura (°C) | Densidad (kg/m ³) | Conductividad (μ S/cm) | Sólidos totales disueltos (ppm) | Sólidos totales suspendidos (ppm) | Sólidos totales (ppm) |
|------------|------|------------------|-------------------------------|-----------------------------|---------------------------------|-----------------------------------|-----------------------|
| 16/04/2016 | 4.60 | 52.4 | 992.45 | 799 | 401 | 542 | 943 |
| 16/04/2016 | 4.58 | 53.4 | 991.46 | 821 | 403 | 524 | 927 |
| 23/04/2016 | 3.86 | 54.3 | 991.00 | 541 | 262 | 61 | 323 |
| 23/04/2016 | 3.84 | 53.9 | 993.00 | 541 | 262 | 89 | 351 |
| 30/04/2016 | 4.54 | 53.6 | 990.00 | 691 | 338 | 83 | 421 |
| 30/04/2016 | 4.62 | 54.2 | 995.00 | 694 | 337 | 83 | 420 |
| 07/05/2016 | 5.37 | 48.8 | 990.00 | 516 | 250 | 184 | 434 |
| 07/05/2016 | 5.18 | 48.3 | 991.00 | 518 | 251 | 159 | 410 |
| 07/05/2016 | 5.37 | 48.8 | 993.00 | 519 | 251 | 179 | 430 |
| 07/05/2016 | 5.18 | 48.3 | 990.00 | 517 | 250 | 166 | 416 |

Cuadro 122. Sólidos totales (± 180 mg/L) del efluente y afluente de cada equipo de la planta de tratamiento durante su primer mes de operación

| Fecha | Entrada a planta | Salida tamizador | Entrada filtro | Salida filtro | Salida de planta |
|--------|------------------|------------------|----------------|---------------|------------------|
| 03-abr | 3384 | 2002 | 5039 | 191 | 450 |
| 12-abr | 3626 | 2200 | 5210 | 189 | 410 |

Continuación Cuadro 122

| Fecha | Entrada a planta | Salida tamizador | Entrada filtro | Salida filtro | Salida de planta |
|--------|------------------|------------------|----------------|---------------|------------------|
| 18-abr | 3585 | 2150 | 4958 | 176 | 426 |
| 25-abr | 3457 | 2100 | 5178 | 184 | 403 |

Cuadro 123. Mediciones de parámetros eléctricos promedio para determinación de consumo energético

| Equipos principales y auxiliares | Amperaje Promedio (± 0.01 A) | Voltaje Promedio (± 0.01 V) | Velocidad (RPM) | F.P |
|----------------------------------|-----------------------------------|----------------------------------|-----------------|-------|
| Bomba de entrada | 115.0 | 445.6 | 30 | 0.830 |
| Motor Tamiz | 1.9 | 462.9 | 30 | 0.853 |
| Bomba Floculante | 1.4 | 463.0 | 30 | 0.790 |
| Motor agitador | 1.2 | 456.9 | 20 | 0.820 |
| Bomba de Lodos Clarificador | 34.0 | 455.7 | 29 | 0.840 |
| Motor Filtro | 4.0 | 464.1 | 15 | 0.875 |
| Bomba Floculante | 1.4 | 463.0 | 30 | 0.790 |

Nota: Se realizaron 3 mediciones durante 3 semanas consecutivas para obtener estos valores promedio.

D. CÁLCULOS DE MUESTRA

Cálculo 1: Pérdidas de sacarosa anterior a puesta en marcha de planta de tratamiento de aguas residuales (kg sacarosa/ton de caña)

Con base en el flujo volumétrico en las mesas de lavado, la concentración determinada con el método de HPLC en las muestras de agua y a las toneladas de caña manejadas al día se determinó el valor de pérdidas de sacarosa por tonelada de caña. El cálculo se determinó utilizando como referencia el artículo Clarke, S.1991. *Losses associated with cane yard operations and cane washing*.

$$\frac{8.57 \text{ m}^3}{\text{min}} * \frac{0.971905 \text{ g}}{\text{L}} * \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} * \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} = 7.82 \frac{\text{kg sacarosa}}{\text{min}}$$

$$\frac{5,515.94 \text{ ton de caña}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 3.83 \frac{\text{ton de caña}}{\text{min}}$$

$$\frac{7.02 \text{ kg sacarosa}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{3.83 \text{ ton de caña}} = 2.04 \frac{\text{kg de sacarosa}}{\text{ton de caña}}$$

Cálculo 2: Pérdidas de sacarosa posterior a puesta en marcha de planta de tratamiento de aguas residuales (kg sacarosa/ton de caña)

En base al flujo volumétrico en las mesas de lavado, la concentración determinada con el método de HPLC en las muestras de agua y a las toneladas de caña manejadas al día se determinó el valor de pérdidas de sacarosa por tonelada de caña. El cálculo se determinó utilizando como referencia el artículo Clarke, S.1991. *Losses associated with cane yard operations and cane washing*.

$$\frac{8.57 \text{ m}^3}{\text{min}} * \frac{1.571212 \text{ g}}{\text{L}} * \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} * \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} = 13.47 \frac{\text{kg sacarosa}}{\text{min}}$$

$$\frac{5,515.94 \text{ ton de caña}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 3.83 \frac{\text{ton de caña}}{\text{min}}$$

$$\frac{13.47 \text{ kg sacarosa}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{3.83 \text{ ton de caña}} = 3.52 \frac{\text{kg de sacarosa}}{\text{ton de caña}}$$

Cálculo 3: Potencia real en motores trifásicos

Para la determinar el consumo energético de los motores se utilizó la ecuación para motores trifásicos considerando como factor de potencia promedio un valor de 0.85. Este cálculo fue utilizado para los motores de las bombas, niveladores y cadenas del sistema.

$$P = \sqrt{3} * V_L * I_L$$

Donde,

P , potencia W

V_L , voltaje en línea V

I_L , corriente en línea A

Potencia motor bomba doble succión:

$$P = \sqrt{3} * V_L * I_L$$

$$P = \sqrt{3} * 440 V * 24.0 A = 18,290.45 W = 18.29 kW$$

Cálculo 4: Caudal de descarga de mesas de lavado

Ya que el agua de descarga se conducía por canales y tuberías subterráneas para la medición del flujo por la inaccesibilidad a las tuberías se utilizaron los canales abiertos para la medición del flujo. Para esto se tomaron las dimensiones y variación de la profundidad, así como el tiempo para determinar el flujo de descarga.

$$L = 1.6 \text{ m}$$

$$A = 0.9 \text{ m}$$

$$h = 0.14 \text{ m}$$

$$t = 2.35 \text{ s}$$

$$V = 1.6m * 0.9m * 0.14m = 0.20 \text{ m}^3$$

$$Q = \frac{0.20m^3}{2.35 \text{ s}} = 0.0857 \frac{m^3}{s} = 5.15 \frac{m^3}{min} = 1359 \text{ gpm}$$

Cálculo 5: Caudal de alimentación de mesas de lavado

El agua de alimentación se bombea desde un tanque abierto hasta las mesas de lavado con dos tipos de bomba utilizando tubería al aire y enterrada. El tanque de alimentación tiene dos entradas de la planta de tratamiento y una proveniente de un condensador barométrico de los evaporadores de múltiple efecto. Para determinar este flujo se pararon los flujos de alimentación tanto del evaporador como de la planta, seguido se midió la altura inicial del agua en el tanque, se prendieron las bombas y después de un breve lapso se midió el tiempo y altura final del agua en el tanque. Con estas estas mediciones se obtuvo los flujos de alimentación de las mesas de lavado.

$$\text{Altura inicial} = 1.20 \text{ m}$$

$$\text{Altura final} = 0.96 \text{ m}$$

$$A = 2.89 \text{ m}$$

$$L = 7.0 \text{ m}$$

$$t = 25.19s$$

$$\text{Diferencia de alturas} = 1.20m - 0.96m = 0.24m$$

$$V = 2.89 \text{ m} * 7.0m * 0.24m = 4.86 \text{ m}^3$$

$$Q = \frac{4.86 \text{ m}^3}{2.35 \text{ s}} = 0.1927 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 11.56 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} = 3055.02 \text{ gpm}$$

Cálculo 6: Balance de masa mesas de lavado

Utilizando la concentración de sólidos totales en la entrada como en la salida y los flujos volumétricos se determina la concentración de sólidos que se extrae de la caña para su limpieza.

| | gpm | m ³ /h | Concentración sólidos (kg/m ³) |
|------------------------|------|-------------------|--|
| Caudal de alimentación | 2944 | 668 | 0.425 |
| Caudal de salida | 2263 | 514 | 1.049 |

$$668 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 0.425 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 283.9 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$514 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1.049 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 539.2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$539.2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 283.9 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 255.28 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Cálculo 7: Carga de bomba

Para el cálculo de la potencia de la bomba se realizó un inventario de todos los accesorios, válvulas y tuberías que forman parte del sistema desde la captación del agua en el tanque hasta llegar a las mesas de lavado. En la siguiente tabla se muestra el inventario.

| Componente | Cantidad | K _f |
|------------|----------|----------------|
| Codo 90° | 10 | 0.75 |
| Codo 45° | 4 | 0.35 |
| Válvula | 4 | 0.17 |

Con base en la diferencia de cotas entre la succión de la bomba y la mesa con mayor altura (mesa 2) se determinó la cabeza estática de la bomba:

Altura sobre el nivel del mar 251 m

(localización nivel bomba)

Altura sobre el nivel del mar 254 m

(localización nivel de mesas de lavado)

Altura de succión 2.7 m

Altura mesa de lavado 2 * 12.5 m

$$h_s = (254 \text{ m} - 251 \text{ m}) + 2.7 \text{ m} + 12.5 \text{ m} = 18.2 \text{ m}$$

*Se consideró la mesa de lavado 2 ya que es la que posee mayor altura.

Para la determinación de la cabeza dinámica se consideraron las pérdidas por fricción de válvulas y accesorios, así como por la tubería.

$$h_d = \left(4f \frac{L}{D} + K_f\right) \frac{v^2}{2g}$$

$$K_f = (10 * 0.75) + (4 * 0.35) + (4 * 0.17) = 9.6$$

Para el cálculo de fanning se calculó el número de Reynolds y rugosidad relativa de la tubería. Con estos datos se utilizó la gráfica 5.10 de McCabe 2007 para obtener el número de fanning.

Para el cálculo de la velocidad se asumió un caudal cercano al promedio utilizado en las mesas de lavado de 3000 gpm.

$$3,000 \frac{\text{gal}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ m}^3}{264.17 \text{ gal}} * \frac{\text{min}}{60 \text{ s}} = 0.189 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} (0.254 \text{ m})^2 = 0.0507 \text{ m}^2$$

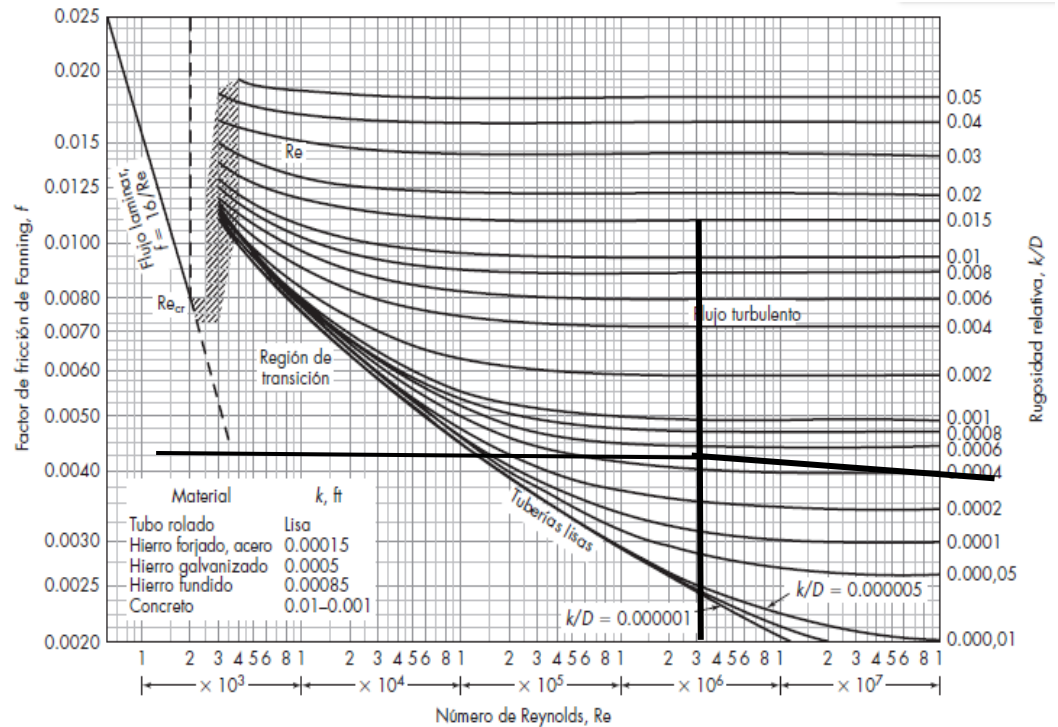
$$q = v * A$$

$$v = \frac{q}{A} = \frac{0.189 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0.0507 \text{ m}^2} = 3.7 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{0.254 \text{ m} * 987 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 3.7 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0.000521 \text{ kg/ms}} = 1,780,388.86$$

Para la rugosidad relativa del material se tomó un valor de 0.05 que corresponde a acero al carbón.

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.05 \text{ mm}}{254 \text{ mm}} = 0.0001969 \approx 0.00020$$



Utilizando el número de Reynolds y la rugosidad relativa se determinó un factor de fricción de fanning de 0.0038.

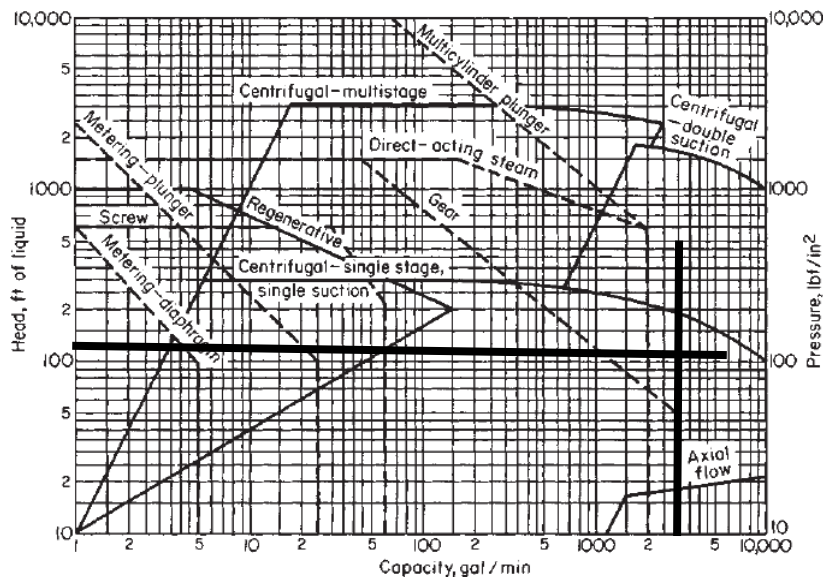
$$h_d = \left(4f \frac{L}{D} + K_f\right) \frac{v^2}{2g}$$

$$h_d = \left(4 * 0.0038 * \frac{172.3 \text{ m}}{0.254 \text{ m}} + 9.6\right) \frac{(3.7 \text{ m/s})^2}{2 * \left(9.8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 13.91 \text{ m}$$

$$h_{total} = 13.91 \text{ m} + 18.2 \text{ m} = 32.10 \text{ m}$$

Cálculo 8: Selección bomba

Para una previa selección del tipo de bomba a utilizar se tomo como referencia la gráfica 10.26 del Perry. En esta gráfica se toma en cuenta la cabeza total y la capacidad de la bomba las cuales se determinaron anteriormente.



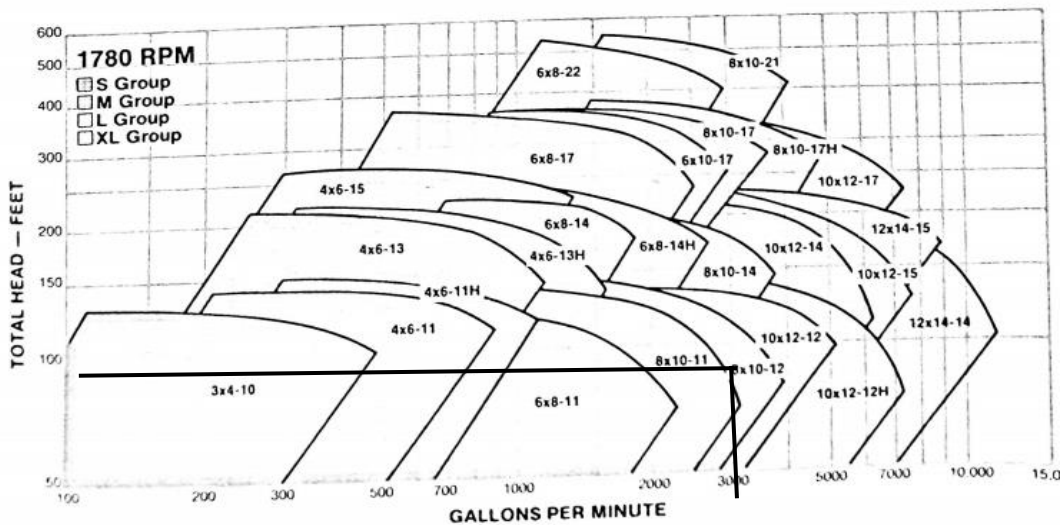
Con base en la gráfica anterior como selección previa se observa que para esta aplicación puede utilizarse una bomba centrífuga de una etapa y succión o una bomba centrífuga de doble succión.

De igual forma se consultaron fichas técnicas de bombas que se adecuen a las condiciones de temperatura, caudal y cabeza. Con esto se seleccionó una bomba centrífuga de doble succión.

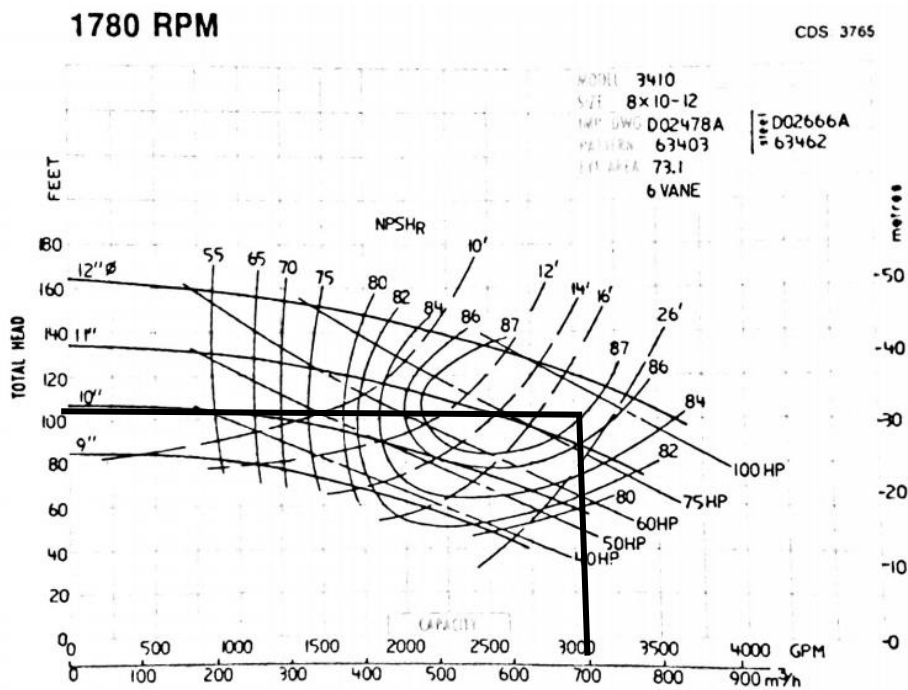
Cálculo 9: Selección de la bomba

Con la capacidad de la bomba establecida y la cabeza total se propone operar una bomba de doble succión debido al alto caudal requerido. Utilizando el Manual Técnico de Goulds se determinó el modelo, potencia, velocidad y NPSH disponible.

Como primera aproximación para determinar que bomba de doble succión se adapta mejor a las condiciones de operación se utilizó la siguiente gráfica:



De acuerdo a la gráfica se determinó una bomba del grupo M con dimensiones de 8x10x12. Con estos valores obtenidos se analizaron las distintas curvas características de bombas y se tomaron la eficiencia, NSPH y capacidad para determinar cuál bomba se adaptaba mejor.



Cálculo 10: Pérdidas totales de sacarosa por zafra

Este cálculo se realizó tomando como promedio un valor de ton de caña ingresadas a Ingenio Tullá S. A. y tomando un valor promedio de pérdidas de azúcar de 3.51 ± 0.07 kg sacarosa/t de caña.

$$1,014,562 \text{ ton de caña} * \frac{3.51 \text{ kg de sacarosa}}{t \text{ de caña}} = 3,561,112.62 \text{ kg de sacarosa}$$

$$= 3561 \text{ t de sacarosa}$$

Cálculo 11: Selección número de muestras

Para la determinación del número de muestras se utilizó una estimación por intervalo de la proporción poblacional. Ya que no se tenía un estudio previo para la determinación de la proporción poblacional se utilizó el valor de $p^* = 0.5$ ya que este es el valor que dará el mayor tamaño de número de muestras que se recomienda y se garantiza que el tamaño de la muestra será suficiente para obtener el margen de error deseado.

$$n = \frac{(z_{\alpha/2})^2 p^* (1 - p^*)}{E^2}$$

Donde,

E, margen de error

$z_{\alpha/2}$, valor de z que deja un área de $\alpha/2$ en la cola superior de la distribución normal estándar

p^* , proporción poblacional

$$n = \frac{(1.96)^2 0.5(1 - 0.4)}{0.1^2} = 96.04 \approx 100 \text{ muestras}$$

Se utilizó un valor de z con un 95% de confianza y un margen de error de 0.1 para obtener un total de 100 muestras.

Cálculo 12: Determinación de intervalos de confianza para medias

Se utilizó el siguiente cálculo para determinar los intervalos de confianza de las medias calculadas.

$$EE = \frac{s}{\sqrt{n}}$$

Donde,

s, desviación estándar

n, número de muestras

$$EE = \frac{1.656568}{\sqrt{88}} = 0.176590$$

Cálculo 13: Densidad promedio de gas.

Ejemplo calculado con la composición del gas de entrada del scrubber 5, con una temperatura de 381.30 K y presión absoluta de 101,814.12 Pa. La temperatura y presión absoluta en la entrada de gases al scrubber se determinó con el promedio de las mediciones de la Cuadro 37 y 38.

$$\rho_g = \frac{P}{RT} \sum_{i=1}^n x_i M_i$$

Donde:

P = Presión de la mezcla de gases

R = Constante de los gases ideales

T = Temperatura de la mezcla de gases

x_i = Fracción molar del componente i

M_i = Peso molecular del componente i

El peso molecular promedio se calculó utilizando la concentración promedio de los gases de combustión:

Cuadro 124. Datos para cálculo de peso molecular promedio de gases en scrubber 5

| Parámetro | Promedio (Porcentaje molar) | Peso Molecular (g/mol) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------|
| O ₂ | 14.867% | 31.9988 |
| CO | 0.025% | 28.0104 |
| CO ₂ | 4.108% | 44.0098 |
| NO | 0.000% | 30.0061 |
| NO ₂ | 0.000% | 46.0055 |
| SO ₂ | 0.000% | 64.0638 |
| Nitrógeno | 72.816% | 28.0134 |
| Argón | 0.093% | 39.948 |
| Humedad | 8.095% | 18.0152 |
| Promedio | | 28.466 |

$$\rho_g = \frac{101814.12 \text{ Pa}}{\left(8.314 \frac{\text{Pa}\cdot\text{m}^3}{\text{mol}\cdot\text{K}}\right) (381.30 \text{ K})} \left(28.466 \frac{\text{g}}{\text{mol}}\right) \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 0.9142 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Por último, se suma la concentración de sólidos en el gas:

$$\rho_g = 0.9142 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 0.00192 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0.9161 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Cálculo 14: Viscosidad promedio del gas.

Ejemplo calculado con la composición promedio del gas del scrubber 5, con una temperatura de entrada de 381.30 K y salida de 332.59 K, y presión absoluta de entrada de 101,814.12 Pa, y de salida de 101,097.88 Pa. La temperatura y presión absoluta en la entrada de gases al scrubber se determinó con el promedio de las mediciones de la Cuadro 37 y 38.

$$\mu_g = \sum_{i=1}^n \frac{n_i}{1 + \frac{1}{x_i} \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n \frac{x_j [1 + (n_i/n_j)^{1/2} (M_j/M_i)^{1/4}]^2}{2\sqrt{2}(1+M_i/M_j)^{1/2}}}$$

Donde:

- n_i y n_j = Viscosidades de los componentes i y j a la temperatura de la mezcla
- x_i y x_j = Fracciones molares de los componentes i y j a la temperatura de la mezcla
- M_i y M_j = Pesos moleculares de los componentes i y j a la temperatura de la mezcla

La viscosidad de cada componente en las condiciones de entrada y salida se determinó utilizando el Apéndice 8 (Viscosidades de gases) de McCabe, 2007.

Cuadro 125. Viscosidades de los componentes en el gas de entrada y salida del scrubber 5

| Parámetro | i | Viscosidad en el gas de entrada (Pa*s) | Viscosidad en el gas de salida (Pa*s) | Viscosidad promedio (Pa*s) |
|-----------------|---|--|---------------------------------------|----------------------------|
| O ₂ | 1 | 0.0000242 | 0.00002 | 0.0000221 |
| CO | 2 | 0.0000218 | 0.0000176 | 0.0000197 |
| CO ₂ | 3 | 0.000018 | 0.000014 | 0.000016 |
| NO | 4 | 0.0000228 | 0.0000182 | 0.000205 |
| NO ₂ | 5 | 0.0000181 | 0.0000136 | 0.00001585 |
| SO ₂ | 6 | 0.000015 | 0.000012 | 0.0000135 |
| Nitrógeno | 7 | 0.0000219 | 0.0000171 | 0.0000195 |
| Argón | 8 | 0.0000275 | 0.0000221 | 0.0000248 |
| Humedad | 9 | 0.0000126 | 0.00000889 | 0.000010745 |

Las sumatorias de la Ecuación 12 se calcularon utilizando una Cuadro de Excel:

Cuadro 126. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 5

| | i = 1 | i = 2 | i = 3 | i = 4 | i = 5 |
|--------------------|---|---|---|--------------|---|
| j = 1 | - | 0.149877 | 0.108747 | 0.147839 | 0.105872 |
| j = 2 | 0.000247 | - | 0.000179 | 0.000246 | 0.000174 |
| j = 3 | 0.057080 | 0.057079 | - | 0.056473 | 0.039983 |
| j = 4 | 0.000000 | 0.000000 | 0.000000 | - | 0.000000 |
| j = 5 | 0.000002 | 0.000002 | 0.000001 | 0.000002 | - |
| j = 7 | 0.000002 | 0.000002 | 0.000001 | 0.000002 | 0.000001 |
| j = 8 | 0.724657 | 0.731924 | 0.525468 | 0.721174 | 0.511095 |
| j = 9 | 0.000982 | 0.000986 | 0.000725 | 0.000974 | 0.000706 |
| j = 10 | 0.086362 | 0.087657 | 0.060230 | 0.086071 | 0.058369 |
| Sumatoria j | 3.2274 x10⁻⁰⁶ | 4.7796 x10⁻⁰⁹ | 8.9243 x10⁻⁰⁷ | 0.00 | 2.6657 x10⁻¹¹ |

Cuadro 127. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 5 (continuación)

| | j (i = 7) | j (i = 8) | j (i = 9) | j (i = 10) | |
|--------------------|---|---|---|---|--|
| j = 1 | 0.083297 | 0.149117 | 0.140516 | 0.136970 | |
| j = 2 | 0.000136 | 0.000248 | 0.000232 | 0.000229 | |
| j = 3 | 0.031248 | 0.056755 | 0.054442 | 0.050139 | |
| j = 4 | 0.000000 | 0.000000 | 0.000000 | 0.000000 | |
| j = 5 | 0.000001 | 0.000002 | 0.000002 | 0.000002 | |
| j = 6 | - | 0.000002 | 0.000002 | 0.000001 | |
| j = 7 | 0.399162 | - | 0.682456 | 0.671803 | |
| j = 8 | 0.000561 | 0.000981 | - | 0.000891 | |
| j = 9 | 0.044231 | 0.087164 | 0.080415 | - | Sumatoria i (viscosidad promedio de gas) (Pa*s) |
| Sumatoria j | 2.0903 x10⁻¹¹ | 1.3888 x10⁻⁰⁵ | 2.4141 x10⁻⁰⁸ | 9.2436 x10⁻⁰⁷ | 1.8961 x10⁻⁰⁵ |

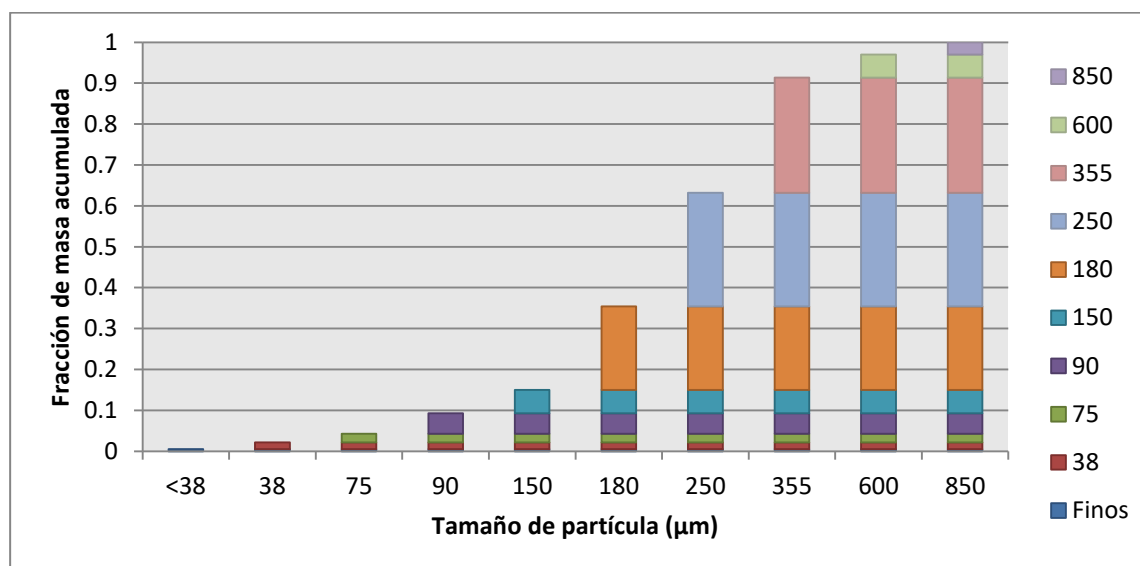
Cálculo 15: Análisis de distribución de tamaño de partícula.

Ejemplo calculado con la corrida 1 de datos de distribución de tamaño partícula (ver Cuadro 27).

Cuadro 128. Análisis de distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 1)

| Mesh | Masa de sólido (g) (± 0.1 g) | Fracción de masa | Porcentaje acumulado |
|--------------|---------------------------------|------------------|----------------------|
| 20 | 6.5 | 3.02% | 100.00% |
| 30 | 12.1 | 5.61% | 96.98% |
| 45 | 60.8 | 28.21% | 91.37% |
| 60 | 59.7 | 27.70% | 63.16% |
| 80 | 44 | 20.42% | 35.45% |
| 100 | 12.4 | 5.75% | 15.03% |
| 140 | 10.7 | 4.97% | 9.28% |
| 200 | 4.6 | 2.13% | 4.32% |
| 400 | 3.5 | 1.62% | 2.18% |
| Finos | 1.2 | 0.56% | 0.56% |
| Total | 215.5 | 100.00% | - |

Figura 115. Distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 1)



Cálculo 16: Eficiencia general de remoción de scrubbers

Ejemplo calculado para la operación real del scrubber 5. Con un flujo de agua de lavado de 25.22 L / s, un flujo de gases de 3.9358 m³ / s, un tamaño de partícula de ceniza de 38 µm y un diámetro de gota de líquido de 500 µm.

Primero se calcula la razón líquido/gas (β) con la Ecuación 8:

$$\beta = \frac{Q_L}{Q_G} = \frac{25.22 \text{ L/s}}{3.9358 \text{ m}^3/\text{s}} = 6.41 \frac{\text{L}}{\text{m}^3}$$

Se calcula el factor δ con la Ecuación 9, teniendo que el scrubber 5 tiene una altura de 12 m y un diámetro de gota de líquido de 500 μm .

$$\delta = \frac{Z}{d_D} = \frac{12 \text{ m}}{500 \mu\text{m}} = 0.024$$

Se utilizó velocidad terminal de sedimentación de la gota de líquido presentada por del cálculo de Ahmed, et. Al, 2012 (ver Cuadro 5). Para un diámetro de gota de 500 μm , la velocidad terminal es de 2.06 m/s.

Se calcula el factor α , con la Ecuación 7, teniendo como velocidad del gas 1.044 m/s (utilizando como referencia el promedio de la velocidad de las Cuadros 21 y 22, y la razón de área transversal del ventilador forzado y el scrubber [área de ventilador forzado / área de scrubber]).

$$\alpha = \frac{8.26 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{8.26 \frac{\text{m}}{\text{s}} - 1.044 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 1.145$$

Luego se calcula el número de impacto, ψ , con la Ecuación 10, teniendo una viscosidad de gas de 0.001589 Pa*s factor de Cunningham igual a 1 con partículas mayores a 38 μm de diámetro. Y una densidad de cenizas de 2,300 kg/m³ (Ma-Tay, D, 2014).

$$\psi = C_f \frac{(U_{td} - U_g)d^2_P \rho_P}{18\mu_g d_D} = \frac{(8.26 \frac{\text{m}}{\text{s}} - 1.044 \frac{\text{m}}{\text{s}})(0.000038 \text{ m})^2 (2300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{18(0.001589 \text{ Pa} * \text{s})(0.0005 \text{ m})} = 0.03497$$

Se calcula la eficiencia de impacto, η_I , utilizando el número de impacto y el número de Reynolds, con la Aproximación de Langmuir, para determinar la eficiencia de flujo viscoso y flujo potencial, 42.20% y 80.70% respectivamente.

$$\eta_I = \frac{42.20 + 80.70 \left(\frac{3.22}{60} \right)}{1 + \frac{3.22}{60}} = 44.16\%$$

Por último, con los factores calculados se determina la eficiencia general de remoción de partículas con la Ecuación 6:

$$\eta_{\text{general}} = 1 - e^{-1.5\eta_I\alpha\beta\delta} = 1 - e^{-1.5(44.15)(2.03)(0.024)(6.41)} = 100.00\%$$

Cálculo 17: Balance de masa de scrubbers

El siguiente cálculo de balance de masa se realizó con datos del scrubber 5 durante la Zafra 2015-2016. La concentración de sólidos en la salida, 4,080.01 mg sólidos / L solución, se determinó con el promedio de los resultados de la Cuadro 42 (Cuadro 41 para el scrubber 5). La concentración de sólidos en

la entrada, 257 mg sólidos / L solución, se determinó con una medición puntual. En el scrubber 6 la concentración inicial se determinó con el promedio de los resultados de la concentración de sólidos en el efluente de la planta de tratamiento de aguas residuales (ver Cuadro 45). El caudal del efluente de agua, 4.93 m³/min, en el scrubber se determinó con el promedio de los resultados de la Cuadro 43. El caudal del afluente de gas, 3.9358 m³/s, se determinó con el promedio de los resultados de las Cuadros 62 y 63 (Cuadro 64 para datos de scrubber 6).

Las ecuaciones utilizadas para el balance de masa en el sistema de scrubbers fue el siguiente:

Ecuación 68: Balance de masa general

$$G_1 + L_1 = G_2 + L_2$$

G_1 = Flujo de gas de entrada a scrubber

L_1 = Flujo de líquido de entrada a scrubber

G_2 = Flujo de gas de salida de scrubber

L_2 = Flujo de líquido de salida de scrubber

Sin embargo, debido a que los flujos de gas tenían dos componentes principales (sólidos y agua) se realizó el siguiente balance con flujos “libres de soluto”:

Ecuación 69: Balance de masa por componentes

$$G_s Y_{1-sólidos} + G_s Y_{1-agua} + (L_s + L_{rep}) X_{1-sólidos} = G_s Y_{2-sólidos} + G_s Y_{2-agua} + L_s X_{2-sólidos}$$

G_s = Flujo de gas sin sólidos y agua

L_s = Flujo de agua sin sólidos

L_{rep} = Flujo de agua de reposición

$Y_{sólidos}$ = Concentración de sólidos por flujo de gas “libre de sólidos y humedad”

Y_{agua} = Concentración de agua por flujo de gas “libre de sólidos y humedad”

$X_{sólidos}$ = Concentración de sólidos por flujo de líquido “libre de sólidos”

Teniendo como resultado del Cálculo 3, que el scrubber 5 tiene una eficiencia general de remoción de partículas del 99.9988%, se planteó la siguiente ecuación:

Ecuación 70: Efecto de remoción de partículas

$$G_s Y_{1-sólidos} * (1 - \eta_{general}) = G_s Y_{2-sólidos}$$

$\eta_{general}$ = Eficiencia general de remoción de partículas

La concentración inicial de humedad se determinó utilizando las Ecuaciones 1, 4 y 5 y considerando la humedad ambiental (48%HR y 25.85°C en promedio durante el año 2012, según la caracterización departamental de Suchitpequez por el Instituto Nacional de Estadística). Para el scrubber 5 se determinó una humedad de 0.07219 kg agua / kg gas seco y para el scrubber 6, de 0.09055 kg agua / kg gas seco.

Describiendo el enfriamiento y humidificación del gas con una curva de saturación adiabática, se plantea la siguiente ecuación para la concentración final de agua en el gas:

Ecuación 71: Enfriamiento por saturación adiabática de gases (Treybal, 1980)

$$Y_{2-agua} = \frac{C_{s1}}{\lambda} (t_{G1} - t_{G2}) + Y_{1-agua}$$

| | |
|-----------|--|
| C_{s1} | = Capacidad calorífica del gas de entrada |
| λ | = Calor latente del vapor en el punto final de la saturación |
| t_{G1} | = Temperatura del gas de entrada |
| t_{G2} | = Temperatura del gas de salida |

Con el resultado de concentraciones de agua en el gas de entrada y salida se plantea la siguiente ecuación para la determinación del flujo de agua de reposición:

$$L_{rep} = G_s Y_{2-agua} - G_s Y_{1-agua}$$

Teniendo 4 variables desconocidas ($Y_{1-sólidos}$, $Y_{2-sólidos}$, Y_{2-agua} , L_{rep}), se utilizó la herramienta de Office Excel para plantear todas las variables y resolver el sistema de cuatro ecuaciones en una hoja de cálculo. Los resultados se presentan en las Figuras 22 y 23.

Cálculo 18: Selección de número de muestras

Para la determinación del número de muestras se utilizó una estimación por intervalo de la proporción poblacional. Debido a que no se tenía un estudio previo para la determinación de la proporción poblacional se utilizó el valor de $p^*=0.5$ ya que este es el valor que dará el mayor tamaño de muestras que se recomienda y se garantiza que el tamaño de la muestra será suficiente para obtener el margen de error deseado.

$$n = \frac{(1.96)^2 0.5(1 - 0.4)}{0.1^2} = 96.04 \approx 100 \text{ muestras}$$

Se utilizó un valor de z con un 95% de confianza y un margen de error de 0.1 para obtener un total de 100 muestras.

Cálculo 19: Diseño de rejilla para partículas medianas

Cuadro 129. Criterios de diseño para la rejilla de partículas medianas

| | |
|-----------------------------------|----------|
| Tamaño de barrotos | 0.0127 m |
| Separación entre barrotos | 0.02 m |
| Velocidad entre barrotos | 0.97 m/s |
| Porcentaje de atascamiento máximo | 60% |

| | |
|-----------------------|--------|
| Largo de la rejilla | 0.70 m |
| Ángulo de inclinación | 45° |

Nota: Estos datos se tomaron de (Metcalf and Eddy, 2003) y del ingenio

El canal en donde se colocarán las rejillas tiene las siguientes dimensiones: ancho de 0.90m y altura de 1.1m. Se estableció que el largo de la rejilla es de 0.70m dejando 0.1m en cada extremo para la instalación de la rejilla en el canal. El porcentaje de atascamiento es del 60%.

Conociendo el caudal y la velocidad de flujo, se calculó el área neta de la rejilla utilizando la ecuación 3.

$$An = \frac{0.15 \text{ m}^3/\text{s}}{0.60 * 0.97 \text{ m/s}} = 0.25 \text{ m}^2$$

Luego se calculó el ancho de la rejilla tomando en cuenta la separación entre los barrotes, el diámetro de los barrotes, la longitud de la rejilla y el área neta de la rejilla. Se utilizó la ecuación 4.

$$B = \frac{0.25 \text{ m}^2 * (0.02 \text{ m} + 0.013 \text{ m})}{0.02 \text{ m} * 0.70 \text{ m}} = 0.59 \text{ m}$$

Se calcularon el número de orificios que tiene la rejilla, se utilizó la ecuación 5.

$$N = \frac{0.25 \text{ m}^2}{0.02 \text{ m} * 0.59 \text{ m}} = 21.41 = 22 \text{ orificios}$$

Conociendo el número de orificios, el ancho de la rejilla y la separación entre barrotes, se corroboró el área neta de la rejilla usando la ecuación 6.

$$An = 0.02 \text{ m} * 0.59 \text{ m} * 22 \text{ orificios} = 0.26 \text{ m}^2$$

De igual manera, se verifica la velocidad de flujo con la ecuación 7.

$$V = \frac{0.15 \text{ m}^3/\text{s}}{0.60 * 0.25 \text{ m}^2} = 0.94 \text{ m/s}$$

Si existe diferencia en el área neta se realiza la corrección del ancho de la rejilla utilizando la nueva área neta calculada con la ecuación 8.

$$B = \frac{An * (a + t)}{a * Lr} = \frac{0.26 \text{ m}^2 * (0.02 \text{ m} + 0.013 \text{ m})}{0.02 \text{ m} * 0.70 \text{ m}} = 0.60 \text{ m}$$

Se calcula el coeficiente de pérdida de cabeza hidráulica con las variables que influyen como: el factor de forma de los barrotes, el diámetro de los barrotes, el ángulo de inclinación de la rejilla y la separación entre los barrotes. Se utiliza la ecuación 9.

$$K = 1.79 \left(\frac{0.013 \text{ m}}{0.02 \text{ m}} \right)^{4/3} * \text{sen } 45^\circ = 0.69$$

El coeficiente de pérdida de cabeza hidráulica sirve para determinar la pérdida de cabeza hidráulica a través de la rejilla utilizando la ecuación 10.

$$H = \frac{0.69 * (0.94 \text{ m/s})^2}{2 * 9.81 \text{ m/s}^2} = 0.031 \text{ m}$$

Cálculo 20: Diseño de rejilla para partículas pequeñas

Cuadro 130. Criterios de diseño para la rejilla de partículas pequeñas

| | |
|-----------------------------------|----------|
| Tamaño de barrotes | 0.0127 m |
| Separación entre barrotes | 0.01 m |
| Velocidad entre barrotes | 0.94 m/s |
| Porcentaje de atascamiento máximo | 70% |
| Largo de la rejilla | 0.7 m |
| Ángulo de inclinación | 45° |

Nota: Estos datos se tomaron de (Metcalf and Eddy, 2003) y del ingenio

El canal en donde se colocarán las rejillas tiene las siguientes dimensiones: ancho de 0.90m y altura de 1.1m. Se estableció que el largo de la rejilla es de 0.70m dejando 0.1m en cada extremo para la instalación de la rejilla en el canal. El porcentaje de atascamiento es del 60%.

Conociendo el caudal y la velocidad de flujo, se calculó el área neta de la rejilla utilizando la ecuación 3.

$$An = \frac{0.15 \text{ m}^3/\text{s}}{0.70 * 0.94 \text{ m/s}} = 0.22 \text{ m}^2$$

Luego se calculó el ancho de la rejilla tomando en cuenta la separación entre los barrotes, el diámetro de los barrotes, la longitud de la rejilla y el área neta de la rejilla. Se utilizó la ecuación 4.

$$B = \frac{0.22 \text{ m}^2 * (0.01 \text{ m} + 0.013 \text{ m})}{0.01 \text{ m} * 0.7 \text{ m}} = 0.73 \text{ m}$$

Se calcularon el número de orificios que tiene la rejilla, se utilizó la ecuación 5.

$$N = \frac{0.22 \text{ m}^2}{0.01 \text{ m} * 0.73 \text{ m}} = 30.84 = 31 \text{ orificios}$$

Conociendo el número de orificios, el ancho de la rejilla y la separación entre barrotes, se corroboró el área neta de la rejilla usando la ecuación 6.

$$An = 0.01 \text{ m} * 0.73 \text{ m} * 31 \text{ orificios} = 0.23 \text{ m}^2$$

De igual manera, se verifica la velocidad de flujo con la ecuación 7.

$$V = \frac{0.15 \text{ m}^3/\text{s}}{0.70 * 0.23 \text{ m}^2} = 0.93 \text{ m/s}$$

Si existe diferencia en el área neta se realiza la corrección del ancho de la rejilla utilizando la nueva área neta calculada con la ecuación 8.

$$B = \frac{An * (a + t)}{a * Lr} = \frac{0.23 \text{ m}^2 * (0.01 \text{ m} + 0.013 \text{ m})}{0.01 \text{ m} * 0.70 \text{ m}} = 0.73 \text{ m}$$

Se calcula el coeficiente de pérdida de cabeza hidráulica con las variables que influyen como: el factor de forma de los barrotes, el diámetro de los barrotes, el ángulo de inclinación de la rejilla y la separación entre los barrotes. Se utiliza la ecuación 9.

$$K = 1.79 \left(\frac{0.013 \text{ m}}{0.01 \text{ m}} \right)^{4/3} * \text{sen } 45^\circ = 1.74$$

El coeficiente de pérdida de cabeza hidráulica sirve para determinar la pérdida de cabeza hidráulica a través de la rejilla utilizando la ecuación 10.

$$H = \frac{1.74 * (0.93 \text{ m/s})^2}{2 * 9.81 \text{ m/s}^2} = 0.077 \text{ m}$$

Cálculo 21: Diseño del canal de entrada a las cámaras del desarenador

Cuadro 131. Criterios de diseño para el canal de entrada a las cámaras del desarenador

| | |
|---------------------|------------------------|
| Caudal de diseño | 0.11 m ³ /s |
| Pendiente del canal | 0.2% |

| | |
|---------------------------|-------|
| Coefficiente de rugosidad | 0.018 |
|---------------------------|-------|

Nota: Estos datos se tomaron de (Paredes, 2013) y del ingenio

El desarenador se diseña para un caudal de $0.323 \text{ m}^3/\text{s}$, sin embargo, no es posible la instalación de una sola cámara de sedimentación porque la longitud de esta será muy grande. Se inicia calculando las dimensiones del canal para la entrada a las 4 cámaras. Se utiliza la ecuación 15.2

$$h = 0.917 \left(\frac{0.11 \text{ m}^3/\text{s} * 0.002}{0.018^{\frac{1}{2}}} \right)^{\frac{3}{8}} = 0.29 \text{ m}$$

Para la construcción del canal se debe utilizar una altura de:

$$h = 0.29 \text{ m}$$

Empleando el criterio de sección rectangular óptima se tiene que el ancho es el doble de la altura, por lo tanto, se calcula con la ecuación 16.

$$b = 2 * h = 2 * 0.29 \text{ m} = 0.6 \text{ m}$$

Con la altura y el ancho del canal se calcula el área transversal del canal con la ecuación 17.

$$\text{Área} = b * h = 0.70 \text{ m} * 0.35 \text{ m} = 0.17 \text{ m}^2$$

Luego se calcula la velocidad del fluido con la ecuación 18.

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.11 \text{ m}^3/\text{s}}{0.17 \text{ m}^2} = 0.65 \text{ m/s}$$

Cálculo 22: Diseño del desarenador

Cuadro 132. Criterios de diseño del desarenador

| | |
|-----------------------------------|--|
| Caudal de diseño | $0.109 \text{ m}^3/\text{s}$ |
| Cámaras desarenadoras | 4 unidades |
| Diámetro de partícula | 0.40 mm |
| Densidad relativa de la partícula | 1.995 |
| Densidad relativa del agua | 1 |
| Viscosidad cinemática del agua | $0.66 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ |

Nota: Estos datos se tomaron de (Paredes, 2013) y del ingenio

Se calcula la velocidad de arrastre del fluido con la ecuación 20.

$$Vd = 125[(1.995 - 1) * 0.04 \text{ cm}]^{\frac{1}{2}} = 24.94 \frac{\text{cm}}{\text{s}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} = 0.25 \text{ m/s}$$

Se asume el ancho de la cámara de 0.2 m y la altura de la cámara de 1.5, tomando en cuenta que la relación entre estas dimensiones tiene que ser en el rango de 1 a 5. También se asume el largo de la cámara de 8 m, respetando la relación con el ancho de la cámara que debe estar en el rango de 2.5 a 5.

$$B = 2 \text{ m}$$

$$H = 1.5 \text{ m}$$

$$L = 8 \text{ m}$$

$$\frac{B}{H} = \frac{2 \text{ m}}{1.5 \text{ m}} = 1.33$$

$$\frac{L}{B} = \frac{8 \text{ m}}{2 \text{ m}} = 4$$

Conociendo las dimensiones de la cámara de sedimentación se calcula el área transversal con la ecuación 22.

$$\text{Área} = B * H = 2 \text{ m} * 1.5 \text{ m} = 3 \text{ m}^2$$

Se calcula la velocidad del flujo en el área transversal de cada cámara de sedimentación con la ecuación 23.

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.11 \text{ m}^3/\text{s}}{3 \text{ m}^2} = 0.036 \text{ m/s}$$

El radio hidráulico de la cámara de sedimentación se calcula con la ecuación 24.

$$Rh = \frac{\text{Área}}{(B + 2H)} = \frac{3 \text{ m}^2}{[2 \text{ m} + (2 * 1.5 \text{ m})]} = 0.60 \text{ m}$$

Se verifica el régimen de flujo con el número de Reynolds de la ecuación 25. Se utiliza el radio hidráulico porque el fluido se desplaza en un canal.

$$Re = \frac{V * Rh}{\eta} = \frac{0.036 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0.60 \text{ m}}{0.66 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}} = 32727.27$$

El coeficiente de arrastre C_D no es constante. Este varía con el número de Reynolds y la forma de partícula. También varía con el área de resistencia efectiva por unidad de volumen y de forma de la partícula. Se calcula con la ecuación 26

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{\frac{1}{2}}} + 0.34 = \frac{24}{32727.27} + \frac{3}{32727.27^{0.5}} + 0.34 = 0.36$$

La velocidad de sedimentación es la velocidad con la que las partículas sedimentan desde la superficie del agua hasta el fondo de las cámaras de sedimentación. En este caso se utiliza la Ley de Newton debido a que se tiene un fluido turbulento. Se calcula con la ecuación 27

$$V_s = \sqrt{\frac{4g}{3C_D}(\rho_s - \rho) * d} = \sqrt{\frac{4 * 9.81 \text{ m/s}^2}{3 * 0.36} * (1.995 - 1) * 0.0004 \text{ m}} = 0.12 \text{ m/s}$$

Conociendo la velocidad de sedimentación se calcula el número de Reynolds de la partícula con la ecuación 28.

$$Re_p = \frac{0.12 \text{ m/s} * 0.0004 \text{ m}}{0.66 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}} = 72.73$$

El tiempo que demora la partícula en caer desde la superficie al fondo de la cámara de sedimentación se calcula con la ecuación 29

$$T_s = \frac{1.5 \text{ m}}{0.12 \text{ m/s}} = 12.5 \text{ s}$$

El tiempo que demora la partícula en recorrer la longitud de la cámara de sedimentación se calcula con la ecuación 30

$$T_h = \frac{2 \text{ m} * 1.5 \text{ m} * 8 \text{ m}}{0.11 \text{ m}^3/\text{s}} = 218.18 \text{ s} = 3.64 \text{ min}$$

La longitud de entrada y salida de las cámaras de sedimentación deben tener un ángulo de 12.5° para que no se forme turbulencia.

$$L_T = \frac{1.5 \text{ m} - 0.6 \text{ m}}{2 * \tan(12.5^\circ)} = 2.03 \text{ m}$$

Cálculo 23: Diseño del tanque de homogeneización

Cuadro 133. Criterios de diseño para el tanque de homogeneización

| | |
|------------------------------|---|
| Caudal de diseño | 0.162 m ³ /s |
| Carga superficial | 120 m ³ /m ² día |
| Viscosidad del fluido | 6.53x10 ⁻⁴ Ns/m ² |
| Gradiente medio de velocidad | 3000 s ⁻¹ |
| Cantidad de tanques | 2 |

Nota: Estos datos se tomaron de (Woodard, 2001) y del ingenio

Se homogeneizará el caudal de salida del desarenador de $0.323 \text{ m}^3/\text{s}$, para ello se diseñan dos tanques distribuyen el flujo a la mitad. Se calcula el área de los tanques con la ecuación 32.

$$A = \frac{0.162 \text{ m}^3/\text{s}}{120 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ día}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}} = 116.64 \text{ m}^2$$

Se calcula el diámetro del tanque como un círculo usando la ecuación 33.

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} A} = \sqrt{\frac{4}{\pi} * 116.64 \text{ m}^2} = 12.16 \text{ m}$$

De igual forma, se calcula el radio del tanque usando la ecuación 34.

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} = \sqrt{\frac{116.64 \text{ m}^2}{\pi}} = 6.08 \text{ m}$$

Con un tiempo de retención de dos horas se calcula el volumen de cada tanque con la ecuación 35.

$$V = 0.162 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} * 2 \text{ h} = 1166.4 \text{ m}^3$$

Se agrega un coeficiente de seguridad de 20%

$$V = 1166.4 \text{ m}^3 * 1.20 = 1399.68 \text{ m}^3$$

Para calcular la altura del tanque se utiliza la ecuación 37.

$$At = \frac{4 * 1399.68 \text{ m}^3}{\pi * (12.16 \text{ m})^2} = 12.05 \text{ m}$$

Número de deflectores

Se propone utilizar 4 deflectores dispuestos verticalmente en las paredes del tanque, desde el fondo y sobresaliendo por encima del nivel del tanque.

El ancho de cada deflector representa un décimo del diámetro del tanque, para calcularlo se utiliza la ecuación 38.

$$Wb = \frac{1}{10} * 12.16 \text{ m} = 1.22 \text{ m}$$

Cálculo 24: Agitación mecánica del tanque de homogeneización

El diámetro del impulsor se calcula con la ecuación 39

$$d_i = \frac{1}{3}D = \frac{1}{3} * 12.16 \text{ m} = 4.05 \text{ m}$$

La altura del impulsor respecto del fondo del tanque se calcula con la ecuación 40

$$H_i = d_i = 4.05 \text{ m}$$

La longitud de las palas del agitador se calcula con la ecuación 41

$$l = \frac{1}{4}d_i = \frac{1}{4} * 4.05 \text{ m} = 1.02 \text{ m}$$

El diámetro del disco central se calcula con la ecuación 42

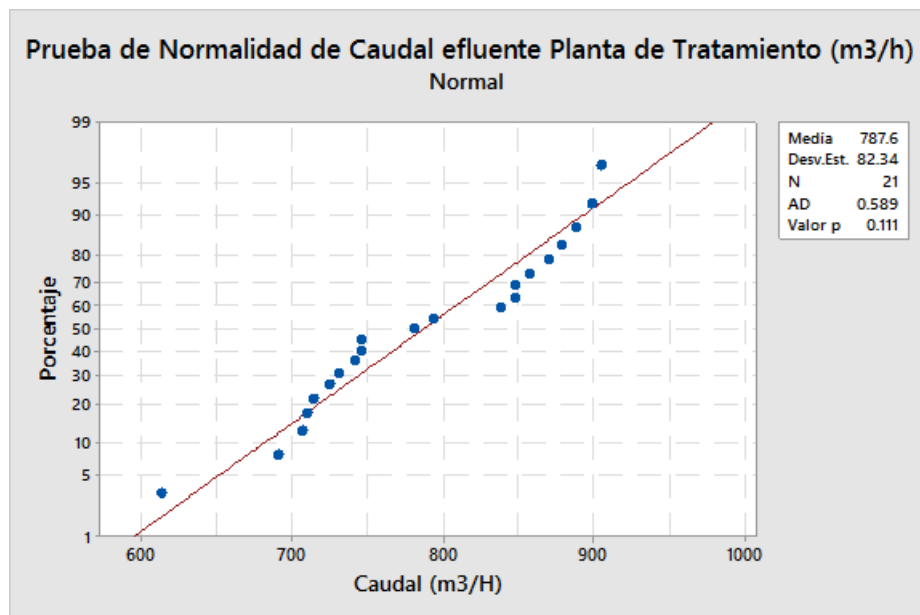
$$S = \frac{1}{4}D = \frac{1}{4} * 12.16 \text{ m} = 3.04 \text{ m}$$

La potencia requerida para la agitación se calcula con la ecuación 43.

$$P = (1000 \text{ s}^{-1})^2 * 6.53 \times 10^{-4} \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} * 1399.68 \text{ m}^3 = 913991.04 \text{ W} = 913.99 \text{ k}$$

Cálculo 25: Determinación de la normalidad de los grupos de datos experimentales tomados en campo en el Ingenio Tzulá S.A.

Esta prueba se realizó con la ayuda del programa “Minitab 17” con un 95% de nivel de confianza.



En base al Valor p mayor a 0.05. Se puede afirmar que los datos de este caso “Flujo volumétrico de afluente a planta de residuales” sí se adapta a un comportamiento normal. Realizando este mismo cálculo para todos los demás, determinando que todos tendrían a ser normales.

Cálculo 26: Cálculos estadísticos para valores experimentales medidos en planta de tratamiento

Ejemplo: Caudal de efluente de agua a tratar de la planta de tratamiento de aguas residuales

La estadística descriptiva de los datos experimentales se realizó con la herramienta de “Análisis de datos” de Microsoft Excel 2013 con un 95% de nivel de confianza.

| Caudal (m ³ /H) | Caudal (GPM) | Caudal (m ³ /H) | |
|----------------------------|--------------|----------------------------|------------|
| 614.3558967 | 2701.65302 | | |
| 691.1503838 | 3039.359647 | Media | 787.646937 |
| 707.528355 | 3111.382388 | Error típico | 17.9685196 |
| 710.8975376 | 3126.198494 | Mediana | 781.615094 |
| 714.2989612 | 3141.156382 | Moda | 848.230016 |
| 725.7583029 | 3191.549265 | Desviación estándar | 82.3421013 |
| 731.8062887 | 3218.145509 | Varianza de la muestra | 6780.22164 |
| 742.7287706 | 3266.177531 | Curtosis | -0.9469257 |
| 746.4424145 | 3282.508419 | Coefficiente de asimetría | -0.1851195 |
| 746.4424145 | 3282.508419 | Rango | 290.422788 |
| 781.6150937 | 3437.181591 | Mínimo | 614.355897 |
| 794.087675 | 3492.030233 | Máximo | 904.778684 |
| 838.6993421 | 3688.211707 | Suma | 16540.5857 |
| 848.2300165 | 3730.123203 | Cuenta | 21 |
| 848.2300165 | 3730.123203 | | |
| 857.9797868 | 3772.998183 | | |
| 869.9795041 | 3825.767388 | | |
| 878.1675465 | 3861.774611 | | |
| 888.621922 | 3907.748118 | | |
| 898.7867724 | 3952.448428 | | |
| 904.7786842 | 3978.798084 | | |

| | | | |
|--------------------|--|---|----------|
| Entrada | Rango de entrada: | \$B\$3:\$B\$24 | Aceptar |
| | Agrupado por: | <input checked="" type="radio"/> Columnas | Cancelar |
| | | <input type="radio"/> Filas | Ayuda |
| | <input checked="" type="checkbox"/> Etiquetas en la primera fila | | |
| Opciones de salida | Rango de salida: | \$K\$3:\$M\$17 | |
| | <input type="radio"/> En una hoja nueva: | | |
| | <input type="radio"/> En un libro nuevo | | |
| | <input checked="" type="checkbox"/> Resumen de estadísticas | | |
| | <input type="checkbox"/> Nivel de confianza para la media: 95 % | | |
| | <input type="checkbox"/> K-ésimo mayor: | 1 | |
| | <input type="checkbox"/> K-ésimo menor: | 1 | |

Cálculo 27: Determinación de Intervalo de confianza para valores medios obtenidos y medidos en el presente proyecto

Ejemplo:

$$\text{Valor de Confianza} = \frac{ts}{\sqrt{n}}$$

$$\text{Intervalo de Confianza} = \bar{x} \pm \text{Valor de Confianza}$$

Dónde:

t = Valor t de student para n-1 grados de libertad

s = Desviación estándar de muestra

n = Número de datos tomados

$$\text{Valor de Confianza} = \frac{(1.725) * \left(82.34 \frac{m^3}{h}\right)}{\sqrt{21}} = 31.00 \frac{m^3}{h}$$

$$\text{Intervalo de Confianza} = 787.65 \frac{m^3}{h} \pm 31.00 \frac{m^3}{h} \rightarrow 756.65 \frac{m^3}{h} < \bar{x} < 818.64 \frac{m^3}{h}$$

Cálculo 28: Cálculo de valores de Balance de masa y evaluación de consumo energético de la planta de tratamiento de aguas residuales

Cálculo flujo másico de afluente de agua a tratar de tamiz

Datos:

$$\dot{V} = 787.65 \frac{m^3}{h}$$

$$\rho_{\text{agua a tratar}} = 987.00 \frac{kg}{m^3}$$

$$\dot{m}_{\text{agua a tratar}} = \dot{V} * \rho_{\text{agua a tratar}} = 787.65 \frac{m^3}{h} * 987.00 \frac{kg}{m^3} = 777,407.53 \frac{kg}{h}$$

Cantidad de sólidos suspendidos en afluente de agua a tamiz horizontal

$$\dot{V} = 787.65 \frac{m^3}{h}$$

$$ST = 2902.92 \frac{mg}{L}$$

$$\dot{m}_{\text{sólidos}} = \left(787.65 \frac{m^3}{h} * \frac{1000 L}{1 m^3}\right) * 2902.92 \frac{mg}{L} * \left(\frac{1 g}{1000 mg}\right) * \left(\frac{1 kg}{1000 g}\right) = 2,286.48 \frac{kg}{h}$$

Cantidad de agua pura en afluente a tamiz horizontal

$$\dot{m}_{\text{agua a tratar}} = 777,407.53 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{sólidos}} = 2,286.48 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{agua limpia}} = 777,407.53 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 2,286.48 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 775,121.05 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Cantidad de sólidos suspendidos en efluente de agua de tamiz horizontal

$$\dot{V} = 787.65 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$ST = 2113.00 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$\dot{m}_{\text{sólidos finales}} = \left(787.65 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) * 2113.00 \frac{\text{mg}}{\text{L}} * \left(\frac{1 \text{ g}}{1000 \text{ mg}} \right) * \left(\frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \right) = 1,664.30 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Cantidad de lodos obtenidos en tamiz horizontal

$$\dot{m}_{\text{sólidos iniciales}} = 2,286.48 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{sólidos finales}} = 1,664.30 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Lodos} = 2,286.48 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 1,664.30 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 622.18 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Cálculo consumo de energía eléctrica en tamiz horizontal

$$\text{Voltaje} = 462.9 \text{ V}$$

$$\text{Amperaje} = 1.9 \text{ A}$$

$$F.P. = 0.853$$

$$t = 1 \text{ h}$$

$$C.E = V * I * F.P * \sqrt{3} * t = (462.9 \text{ V}) * (1.9 \text{ A}) * (0.853) * \sqrt{3} * 1 \text{ h} = 1,299.43 \text{ kWh}$$

Cálculo consumo de energía eléctrica total en proceso de tamizado diario

Equipo principal (Tamiz)

$$C.E = 1,299.43 \text{ kWh} * 24 = 31,186.14 \text{ kWh}$$

Equipos Auxiliares

Bomba de entrada

$$C.E = 73,668.49 \text{ kWh} * 24 = 1,768,043.65 \text{ kWh}$$

Bomba de floculante

$$C.E = 885.95 \text{ kWh} * 24 = 21286.68 \text{ kWh}$$

$$C.E \text{ diario} = 31,186.14 \text{ kWh} + 1,768,043.65 \text{ kWh} + 21286.68 \text{ kWh} = 1,820,516.48 \text{ kWh}$$

Cálculo de flujo volumétrico en salida de Clarificador hacia las mesas

Se supuso que el agua de salida tanto en la tuberías dirigidas a las mesas de lavado y los lavadores de gases tenía una velocidad lineal ($v = 2 \frac{m}{s}$).

$$Grosor = 1.5 \text{ cm}$$

$$P = 2\pi r = 75 \text{ cm} = 2 * \pi * r \rightarrow r = 11.94 \text{ cm}$$

$$r_{\text{interno}} = 11.94 \text{ cm} - 1.5 \text{ cm} = 10.44 \text{ cm} \rightarrow D = 20.87 = 0.209 \text{ m}$$

$$q = \frac{\pi}{4} D^2 * v = \frac{\pi}{4} 0.209 \text{ m}^2 * 2 \frac{m}{s} = 0.068 \frac{m^3}{s} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 246.38 \frac{m^3}{h}$$

$$q \text{ total} = 120 \frac{m^3}{h} + 246.38 \frac{m^3}{h} = 366.38 \frac{m^3}{h}$$

Cálculo de determinación de cantidad de agua contenida en lodos de salida de filtro de banda

$$\% \frac{m}{m} \text{ humedad contenida en lodos de salida} = 68.15$$

Concentración libre de agua

$$X = \frac{\frac{68.15 \text{ kg agua}}{100 \text{ kg total}}}{100 \frac{\text{kg total}}{\text{kg total}} - \frac{68.15 \text{ kg agua}}{100 \text{ kg total}}} = 2.14 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólidos secos}}$$

$$\dot{m}_{\text{sólidos secos}} = 262.35 \frac{\text{kg}}{h}$$

$$\text{Lodos} = 262.35 \frac{\text{kg}}{h} * 2.14 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólidos secos}} = 556.01 \frac{\text{kg agua}}{h}$$

Cálculo No. 5: Determinación de eficiencias de remoción de sólidos en los equipos principales de la planta de tratamiento

$$Eficiencia\ Tamizador = \frac{622.18 \frac{kg}{h} * 24 h}{1,820,516.48 kWh} = 0.0082 \frac{kg\ sólidos\ removidos}{kwh\ consumido}$$

E. DATOS CALCULADOS

Cuadro 134. Pérdidas de sacarosa y condiciones en agua residual de mesas de lavado de caña anteriores y posteriores a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales

| Fecha | Hora | Tipo de corte | Mesa | Sector mesa de lavado | Temperatura ambiente (°C) | Temperatura muestra (°C) | pH | Concentración sacarosa (g/L) |
|------------|-------------|---------------|------|-----------------------|---------------------------|--------------------------|------|------------------------------|
| 06/02/2016 | 9:42 a. m. | Mecanizado | 1 | S3 | 32.2 | 40.4 | 5.84 | 3.073027 |
| 06/02/2016 | 9:47 a. m. | Mecanizado | 1 | S2 | 32.2 | 46.7 | 5.94 | 0.601837 |
| 06/02/2016 | 9:50 a. m. | Mecanizado | 1 | S1 | 32.2 | 45.4 | 6.00 | 6.960197 |
| 06/02/2016 | 12:24 p. m. | Manual | 2 | S3 | 33.2 | 46.5 | 5.86 | 0.758840 |
| 06/02/2016 | 12:25 p. m. | Manual | 2 | S2 | 33.2 | 45.7 | 5.87 | 0.383078 |
| 06/02/2016 | 12:32 p. m. | Manual | 2 | S1 | 33.4 | 44.4 | 6.01 | 0.216439 |
| 06/02/2016 | 12:42 p. m. | Mecanizado | 1 | S1 | 33.2 | 39.3 | 6.00 | 1.494671 |
| 06/02/2016 | 12:44 p. m. | Mecanizado | 1 | S2 | 33.2 | 37.9 | 6.02 | 2.585301 |
| 06/02/2016 | 12:45 p. m. | Mecanizado | 1 | S3 | 33.2 | 44.2 | 5.87 | 0.664001 |
| 27/02/2016 | 09:42 a.m. | Manual | 2 | S3 | 35.8 | 46.9 | 5.80 | 0.837240 |
| 27/02/2016 | 09:49 a.m. | Manual | 2 | S1 | 35.8 | 49.8 | 5.31 | 0.243115 |
| 27/02/2016 | 09:54 a.m. | Manual | 2 | S2 | 35.9 | 46.2 | 5.29 | 0.551109 |
| 27/02/2016 | 10:22 a.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 36.0 | 43.5 | 5.11 | 0.248282 |
| 27/02/2016 | 10:25 a.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 36.1 | 42.0 | 5.05 | 0.108769 |
| 27/02/2016 | 10:29 a.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 36.1 | 44.0 | 5.08 | 0.193420 |
| 27/02/2016 | 11:48 a.m. | Manual | 2 | S3 | 34.9 | 44.0 | 4.85 | 0.118872 |
| 27/02/2016 | 11:50 a.m. | Manual | 2 | S2 | 34.9 | 41.5 | 4.97 | 0.509649 |
| 27/02/2016 | 11:56 a.m. | Manual | 2 | S1 | 34.9 | 46.5 | 4.82 | 0.069935 |
| 27/02/2016 | 12:42 p.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 35.8 | 42.3 | 4.9 | 0.592252 |
| 27/02/2016 | 12:48 p.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 35.8 | 40.5 | 4.96 | 0.061259 |
| 13/03/2016 | 11:46 a.m. | Manual | 2 | S3 | 33.7 | 40.8 | 6.06 | 0.353036 |
| 13/03/2016 | 11:45 a.m. | Manual | 2 | S1 | 33.7 | 43.3 | 6.08 | 0.105978 |
| 13/03/2016 | 10:30 a.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 33.6 | 37.8 | 5.75 | 1.023264 |
| 13/03/2016 | 10:32 a.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 33.6 | 39.0 | 5.61 | 2.722924 |
| 13/03/2016 | 12:18 p.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 29.3 | 41.4 | 5.72 | 1.589545 |
| 13/03/2016 | 12:20 p.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 29.3 | 41.3 | 5.54 | 0.668662 |
| 13/03/2016 | 12:42 p.m. | Manual | 2 | S3 | 30.1 | 43.9 | 5.42 | 0.297074 |
| 13/03/2016 | 12:40 p.m. | Manual | 2 | S1 | 30.1 | 44.6 | 5.61 | 0.181552 |
| 02/04/2016 | 10:57 a.m. | Manual | 2 | S1 | 33.5 | 49 | 5.65 | 4.439340 |
| 02/04/2016 | 10:57 a.m. | Manual | 2 | S3 | 33.5 | 45 | 5.85 | 4.965570 |
| 02/04/2016 | 10:57 a.m. | Manual | 2 | S2 | 33.5 | 43.5 | 5.61 | 4.076470 |
| 02/04/2016 | 11:24 a.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 34.6 | 48.3 | 5.74 | 4.562628 |
| 02/04/2016 | 11:24 a.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 34.6 | 44.7 | 5.94 | 8.217548 |
| 02/04/2016 | 11:24 a.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 34.6 | 47.0 | 5.86 | 5.155998 |
| 02/04/2016 | 3:04 p.m. | Mecanizado | 2 | S3 | 35.6 | 48.4 | 4.78 | 0.585080 |

Cuadro 135. Pérdidas de sacarosa y condiciones en agua residual de mesas de lavado de caña anteriores y posteriores a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales

| Fecha | Hora | Tipo de corte | Mes a | Sector mesa de lavado | Temperatura ambiente (°C) | Temperatura muestra (°C) | pH | Concentración sacarosa (g/L) |
|------------|------------|---------------|-------|-----------------------|---------------------------|--------------------------|------|------------------------------|
| 02/04/2016 | 3:04 p.m. | Mecanizado | 2 | S2 | 35.6 | 43.0 | 4.83 | 2.449800 |
| 02/04/2016 | 3:04 p.m. | Mecanizado | 2 | S1 | 35.6 | 45.0 | 4.50 | 0.486283 |
| 02/04/2016 | 3:20 p.m. | Manual | 2 | S1 | 35.6 | 46.6 | 4.44 | 0.587511 |
| 02/04/2016 | 3:20 p.m. | Manual | 2 | S2 | 35.6 | 48.2 | 4.52 | 0.202611 |
| 02/04/2016 | 3:20 p.m. | Manual | 2 | S3 | 35.6 | 48.0 | 4.69 | 0.784491 |
| 03/04/2016 | 10:20 a.m. | Manual | 2 | S3 | 34.0 | 46.8 | 4.30 | 0.243921 |
| 03/04/2016 | 10:20 a.m. | Manual | 2 | S1 | 34.0 | 46.4 | 4.35 | 0.384351 |
| 09/04/2016 | 10:50 a.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 34.8 | 41.8 | 4.07 | 5.658170 |
| 09/04/2015 | 10:50 a.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 34.8 | 47.8 | 3.94 | 1.046660 |
| 09/04/2014 | 10:50 a.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 34.8 | 44.8 | 4.22 | 2.889020 |
| 09/04/2012 | 10:50 a.m. | Manual | 2 | S1 | 34.8 | 45.1 | 3.93 | 0.397110 |
| 09/04/2011 | 10:50 a.m. | Manual | 2 | S2 | 34.8 | 48 | 3.9 | 0.249530 |
| 09/04/2010 | 10:50 a.m. | Manual | 2 | S3 | 34.8 | 45.1 | 3.85 | 0.230260 |
| 16/04/2016 | 12:52 p.m. | Manual | 2 | S2 | 34.6 | 45.8 | 4.57 | 0.111376 |
| 16/04/2016 | 12:52 p.m. | Manual | 2 | S1 | 34.6 | 40.2 | 4.51 | 0.557392 |
| 16/04/2016 | 12:52 p.m. | Manual | 2 | S3 | 34.6 | 40.8 | 4.79 | 0.072113 |
| 16/04/2016 | 1:02 p.m. | Manual | 2 | S2 | 34.6 | 44.4 | 4.33 | 0.138885 |
| 16/04/2016 | 1:10 p.m. | Manual | 2 | S3 | 34.6 | 42.5 | 4.34 | 0.449442 |
| 16/04/2016 | 1:10 p.m. | Manual | 2 | S1 | 34.6 | 47.5 | 4.42 | 0.237511 |
| 16/04/2016 | 4:00 p.m. | Manual | 2 | S2 | 31.4 | 43.5 | 5.24 | 0.971190 |
| 16/04/2016 | 4:04 p.m. | Manual | 2 | S2 | 31.4 | 48.9 | 4.39 | 0.203560 |
| 16/04/2016 | 4:04 p.m. | Manual | 2 | S1 | 31.4 | 47.3 | 4.37 | 0.483830 |
| 23/04/2016 | 9:52 a.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 31.1 | 37 | 5.15 | 0.266640 |
| 23/04/2016 | 9:52 a.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 31.1 | 40.3 | 5.04 | 0.136510 |
| 23/04/2016 | 9:52 a.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 31.1 | 41.03 | 4.84 | 0.111410 |
| 23/04/2016 | 9:45 a.m. | Manual | 2 | S3 | 31.1 | 48.3 | 4.24 | 0.641260 |
| 23/04/2016 | 9:45 a.m. | Manual | 2 | S2 | 31.1 | 44.6 | 4.46 | 0.811910 |
| 23/04/2016 | 9:45 a.m. | Manual | 2 | S1 | 31.1 | 44.1 | 4.24 | 0.300870 |
| 23/04/2016 | 12:20 p.m. | Manual | 2 | S2 | 33 | 46.3 | 4.35 | 2.028140 |
| 23/04/2016 | 12:20 p.m. | Manual | 2 | S1 | 33 | 48.9 | 4.16 | 0.192270 |
| 23/04/2016 | 12:20 p.m. | Manual | 2 | S3 | 33 | 45.9 | 4.31 | 1.821580 |
| 23/04/2016 | 12:52 p.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 33 | 44.1 | 5.3 | 1.704710 |
| 23/04/2016 | 12:52 p.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 33 | 43.3 | 4.75 | 2.591360 |
| 30/04/2016 | 9:40 a.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 30.5 | 41.3 | 5.5 | 3.338933 |
| 30/04/2016 | 9:40 a.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 30.5 | 40.1 | 5.2 | 3.899623 |
| 30/04/2016 | 9:40 a.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 30.5 | 45.4 | 4.39 | 1.270913 |
| 30/04/2016 | 9:47 a.m. | Manual | 2 | S1 | 30.5 | 46.3 | 4.35 | 0.480704 |

Cuadro 136. Pérdidas de sacarosa y condiciones en agua residual de mesas de lavado de caña anteriores y posteriores a la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales

| Fecha | Hora | Tipo de corte | Mesa | Sector mesa de lavado | Temperatura ambiente (°C) | Temperatura muestra (°C) | pH | Concentración sacarosa (g/L) |
|------------|------------|---------------|------|-----------------------|---------------------------|--------------------------|------|------------------------------|
| 30/04/2016 | 9:47 a.m. | Manual | 2 | S2 | 30.5 | 45.1 | 4.4 | 1.434944 |
| 30/04/2016 | 12:12 p.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 33.2 | 50 | 4.38 | 0.729534 |
| 30/04/2016 | 12:12 p.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 33.2 | 50.3 | 4.23 | 0.284708 |
| 30/04/2016 | 12:12 p.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 33.2 | 45.4 | 4.39 | 2.083648 |
| 30/04/2016 | 12:15 p.m. | Manual | 2 | S3 | 33.2 | 50.1 | 4.4 | 1.568228 |
| 30/04/2016 | 12:15 p.m. | Manual | 2 | S2 | 33.2 | 50.1 | 4.31 | 1.074378 |
| 30/04/2016 | 12:15 p.m. | Manual | 2 | S1 | 33.2 | 47.3 | 4.35 | 1.571578 |
| 07/05/2016 | 10:39 a.m. | Manual | 2 | S1 | 39.4 | 42.8 | 6.21 | 3.338933 |
| 07/05/2016 | 10:39 a.m. | Manual | 2 | S2 | 39.4 | 49.5 | 6.25 | 3.899623 |
| 07/05/2016 | 10:39 a.m. | Manual | 2 | S3 | 39.4 | 45.5 | 6.23 | 1.270913 |
| 07/05/2016 | 11:36 a.m. | Mecanizado | 2 | S1 | 34.2 | 42.9 | 6.35 | 0.480704 |
| 07/05/2016 | 11:36 a.m. | Mecanizado | 2 | S3 | 34.2 | 42.6 | 6.43 | 1.434944 |
| 07/05/2016 | 11:36 a.m. | Mecanizado | 2 | S2 | 34.2 | 43 | 6.27 | 0.729534 |
| 07/05/2016 | 3:20 p.m. | Mecanizado | 1 | S1 | 30.2 | 41 | 6.15 | 0.284708 |
| 07/05/2016 | 3:20 p.m. | Mecanizado | 1 | S2 | 30.2 | 43.6 | 5.9 | 2.083648 |
| 07/05/2016 | 3:20 p.m. | Mecanizado | 1 | S3 | 30.2 | 46.5 | 6.2 | 1.568228 |

La planta de tratamiento de aguas residuales entró en operación el 28 de marzo de 2016. La fila seleccionada en gris muestra los resultados a partir de la puesta en marcha de la planta de tratamiento.

Cuadro 137. Agua alimentación mesas de lavado de caña

| Sector | Fecha | pH | Temperatura (°C) | Sólidos totales disueltos (ppm) | Sólidos totales suspendidos (ppm) | Sólidos totales (ppm) | Sólidos totales (kg/m ³) |
|--------------------------|------------|------|------------------|---------------------------------|-----------------------------------|-----------------------|--------------------------------------|
| Tanque | 09/04/2016 | 3.81 | 46.5 | 293 | 110 | 403 | 0.403 |
| Tanque | 09/04/2016 | 3.84 | 50.1 | 302 | 126 | 428 | 0.428 |
| Tanque | 09/04/2016 | 3.81 | 48.6 | 303 | 113 | 416 | 0.416 |
| Tanque | 16/04/2016 | 4.31 | 47.6 | 369 | 308 | 677 | 0.677 |
| Tanque | 16/04/2016 | 4.35 | 52 | 403 | 524 | 927 | 0.927 |
| Tanque | 23/04/2016 | 3.9 | 56.9 | 241 | 115 | 356 | 0.356 |
| Tanque | 23/04/2016 | 3.86 | 57 | 243 | 108 | 351 | 0.351 |
| Tanque | 30/04/2016 | 4.29 | 59.7 | 310 | 107 | 417 | 0.417 |
| Tanque | 07/05/2016 | 6.59 | 52.7 | 164.2 | 120 | 284.2 | 0.2842 |
| Tanque | 07/05/2016 | 6.56 | 55.8 | 159.7 | 118 | 277.7 | 0.2777 |
| Tanque | 07/05/2016 | 6.59 | 52.7 | 159.1 | 126 | 285.1 | 0.2851 |
| Tanque | 07/05/2016 | 6.56 | 55.8 | 159.5 | 124 | 283.5 | 0.2835 |
| Condensador (Evaporador) | 16/04/2016 | 4.3 | 46 | 357 | 275 | 632 | 0.632 |
| Condensador (Evaporador) | 16/04/2016 | 4.2 | 61.5 | 352 | 282 | 634 | 0.634 |
| Condensador (Evaporador) | 23/04/2016 | 4.04 | 57.1 | 87.2 | 174 | 261.2 | 0.2612 |
| Condensador (Evaporador) | 23/04/2016 | 3.87 | 62.4 | 87.5 | 130 | 217.5 | 0.2175 |
| Condensador (Evaporador) | 30/04/2016 | 4.03 | 66.7 | 255 | 158 | 413 | 0.413 |
| Condensador (Evaporador) | 30/04/2016 | 3.92 | 69.2 | 251 | 145 | 396 | 0.396 |
| Condensador (Evaporador) | 07/05/2016 | 6.72 | 50.4 | 84.3 | 126 | 210.3 | 0.2103 |
| Condensador (Evaporador) | 07/05/2016 | 6.81 | 55.6 | 84.9 | 102 | 186.9 | 0.1869 |
| Condensador (Evaporador) | 07/05/2016 | 6.72 | 50.4 | 85.4 | 120 | 205.4 | 0.2054 |
| Condensador (Evaporador) | 07/05/2016 | 6.81 | 55.6 | 146.9 | 101 | 247.9 | 0.2479 |
| PTAR | 16/04/2016 | 4.58 | 53.4 | 403 | 524 | 927 | 0.927 |
| PTAR | 23/04/2016 | 3.86 | 54.3 | 262 | 61 | 323 | 0.323 |
| PTAR | 23/04/2016 | 3.84 | 53.9 | 262 | 89 | 351 | 0.351 |
| PTAR | 30/04/2016 | 4.54 | 53.6 | 338 | 83 | 421 | 0.421 |
| PTAR | 30/04/2016 | 4.62 | 54.2 | 337 | 83 | 420 | 0.42 |
| PTAR | 07/05/2016 | 5.37 | 48.8 | 250 | 184 | 434 | 0.434 |
| PTAR | 07/05/2016 | 5.18 | 48.3 | 251 | 159 | 410 | 0.41 |
| PTAR | 07/05/2016 | 5.37 | 48.8 | 251 | 179 | 430 | 0.43 |
| PTAR | 07/05/2016 | 5.18 | 48.3 | 250 | 166 | 416 | 0.416 |

Cuadro 138. Caracterización agua de descarga mesas de lavado de caña por corte manual

| Tipo de corte de caña | Fecha | pH | Temperatura (°C) | Sólidos totales disueltos (ppm) | Sólidos totales suspendidos (ppm) | Sólidos totales (ppm) | Sólidos totales (kg/m ³) |
|-----------------------|------------|------|------------------|---------------------------------|-----------------------------------|-----------------------|--------------------------------------|
| Manual | 06/02/2016 | 4.42 | 42.6 | 563 | 896 | 1459 | 1.459 |
| Manual | 06/02/2016 | 4.51 | 43.7 | 587 | 754 | 1341 | 1.341 |
| Manual | 06/02/2016 | 4.42 | 45 | 553 | 865 | 1418 | 1.418 |
| Manual | 13/02/2016 | 4.89 | 45.3 | 452 | 1056 | 1508 | 1.508 |
| Manual | 13/02/2016 | 4.75 | 40.1 | 487 | 1163 | 1650 | 1.65 |
| Manual | 20/02/2016 | 4.32 | 44.3 | 502 | 913 | 1415 | 1.415 |
| Manual | 20/02/2016 | 4.38 | 44.6 | 489 | 896 | 1385 | 1.385 |
| Manual | 05/03/2016 | 4.53 | 47 | 532 | 1143 | 1675 | 1.675 |
| Manual | 05/03/2016 | 4.53 | 47 | 326 | 670 | 996 | 0.996 |
| Manual | 12/03/2016 | 4.65 | 49 | 102 | 1400 | 1502 | 1.502 |
| Manual | 12/03/2016 | 4.84 | 48.6 | 178 | 711.7 | 889.7 | 0.8897 |
| Manual | 19/03/2016 | 4.84 | 48.6 | 178 | 723.7 | 901.7 | 0.9017 |
| Manual | 09/04/2016 | 3.9 | 41.2 | 362 | 862 | 1224 | 1.224 |
| Manual | 09/04/2016 | 3.9 | 43.2 | 362 | 1025 | 1387 | 1.387 |
| Manual | 16/04/2016 | 4.44 | 41.9 | 398 | 914 | 1312 | 1.312 |
| Manual | 16/04/2016 | 4.44 | 41.9 | 398 | 905 | 1303 | 1.303 |
| Manual | 16/04/2016 | 4.63 | 45.3 | 380 | 1338 | 1718 | 1.718 |
| Manual | 16/04/2016 | 4.63 | 45.3 | 380 | 1324 | 1704 | 1.704 |
| Manual | 23/04/2016 | 4.19 | 52.1 | 296 | 732 | 1028 | 1.028 |
| Manual | 23/04/2016 | 4.19 | 52.1 | 296 | 732 | 1028 | 1.028 |
| Manual | 23/04/2016 | 4.19 | 52.1 | 257 | 548 | 805 | 0.805 |
| Manual | 30/04/2016 | 4.19 | 52.1 | 240 | 548 | 788 | 0.788 |
| Manual | 30/04/2016 | 4.33 | 44 | 382 | 690 | 1072 | 1.072 |
| Manual | 30/04/2016 | 4.33 | 44 | 387 | 543 | 930 | 0.93 |
| Manual | 30/04/2016 | 4.33 | 47.3 | 352 | 598 | 950 | 0.95 |
| Manual | 30/04/2016 | 4.33 | 47.3 | 339 | 643 | 982 | 0.982 |
| Manual | 07/05/2016 | 6.21 | 48.8 | 364 | 634 | 998 | 0.998 |
| Manual | 07/05/2016 | 6.21 | 48.8 | 331 | 657 | 988 | 0.988 |
| Manual | 07/05/2016 | 6.3 | 53 | 312 | 642 | 954 | 0.954 |
| Manual | 07/05/2016 | 6.32 | 52 | 359 | 532 | 891 | 0.891 |

Cuadro 139. Caracterización agua de descarga mesas de lavado de caña por corte mecanizado

| Tipo de corte de caña | Fecha | pH | Temperatura (°C) | Sólidos totales disueltos (ppm) | Sólidos totales suspendidos (ppm) | Sólidos totales (ppm) | Sólidos totales (kg/m ³) |
|-----------------------|------------|------|------------------|---------------------------------|-----------------------------------|-----------------------|--------------------------------------|
| Mecanizada | 06/02/2016 | 5.09 | 45.8 | 462 | 315 | 777 | 0.777 |
| Mecanizada | 06/02/2016 | 5.43 | 43.6 | 425 | 403 | 828 | 0.828 |
| Mecanizada | 06/02/2016 | 5.78 | 43 | 351 | 412 | 763 | 0.763 |
| Mecanizada | 13/02/2016 | 4.34 | 46.0 | 502 | 532 | 1034 | 1.034 |
| Mecanizada | 13/02/2016 | 4.20 | 45.2 | 432 | 483 | 915 | 0.915 |
| Mecanizada | 20/02/2016 | 5.17 | 46.2 | 495 | 487 | 982 | 0.982 |
| Mecanizada | 20/02/2016 | 5.89 | 46.0 | 571 | 621 | 1192 | 1.192 |
| Mecanizada | 05/03/2016 | 6.14 | 43.5 | 571 | 1013 | 1584 | 1.584 |
| Mecanizada | 05/03/2016 | 6.02 | 43.2 | 90.2 | 334 | 424.2 | 0.4242 |
| Mecanizada | 12/03/2016 | 6.75 | 43.0 | 489 | 216 | 705 | 0.705 |
| Mecanizada | 12/03/2016 | 6.75 | 43.0 | 489 | 552 | 1041 | 1.041 |
| Mecanizada | 19/03/2016 | 4.02 | 45.0 | 370 | 434 | 804 | 0.804 |
| Mecanizada | 09/04/2016 | 4.02 | 46.8 | 370 | 500 | 870 | 0.87 |
| Mecanizada | 09/04/2016 | 5.10 | 46.4 | 325 | 450 | 775 | 0.775 |
| Mecanizada | 16/04/2016 | 4.75 | 47.1 | 348 | 305 | 653 | 0.653 |
| Mecanizada | 16/04/2016 | 4.56 | 47.0 | 362 | 433 | 795 | 0.795 |
| Mecanizada | 16/04/2016 | 4.63 | 47.6 | 365 | 452 | 817 | 0.817 |
| Mecanizada | 16/04/2016 | 4.87 | 45.0 | 356 | 438 | 794 | 0.794 |
| Mecanizada | 23/04/2016 | 4.36 | 43.1 | 365 | 511 | 876 | 0.876 |
| Mecanizada | 23/04/2016 | 4.25 | 46.0 | 332 | 503 | 835 | 0.835 |
| Mecanizada | 23/04/2016 | 4.02 | 48.2 | 332 | 487 | 819 | 0.819 |
| Mecanizada | 30/04/2016 | 4.19 | 51.9 | 307 | 458 | 765 | 0.765 |
| Mecanizada | 30/04/2016 | 4.19 | 51.9 | 307 | 402 | 709 | 0.709 |
| Mecanizada | 30/04/2016 | 4.21 | 50.7 | 398 | 535 | 933 | 0.933 |
| Mecanizada | 30/04/2016 | 4.21 | 50.7 | 398 | 416 | 814 | 0.814 |

Cuadro 140. Flujos de descarga de mesas de lavado

| Medición | Tiempo promedio (s) | Largo (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Caudal (m ³ /min) | Caudal (gpm) |
|---|---------------------|-----------|-----------|-----------------|------------------------------|--------------|
| Anterior a planta de tratamiento de aguas residuales | | | | | | |
| 1 | 7.21 | 1.6 | 0.9 | 0.35 | 4.19 | 1107.98 |
| 2 | 2.35 | 1.6 | 0.9 | 0.14 | 5.15 | 1359.74 |
| 3 | 2.28 | 1.6 | 0.9 | 0.20 | 7.58 | 2002.13 |
| 4 | 2.45 | 1.6 | 0.9 | 0.23 | 8.11 | 2142.69 |
| 5 | 2.01 | 1.6 | 0.9 | 0.16 | 6.88 | 1816.86 |
| 6 | 2.22 | 1.6 | 0.9 | 0.21 | 8.17 | 2159.05 |
| 7 | 2.46 | 1.6 | 0.9 | 0.23 | 8.08 | 2133.98 |
| 8 | 2.60 | 1.6 | 0.9 | 0.25 | 8.31 | 2194.64 |
| 9 | 3.40 | 1.6 | 0.9 | 0.30 | 7.62 | 2013.91 |
| 10 | 1.54 | 1.6 | 0.9 | 0.145 | 8.14 | 2149.04 |
| Posterior a planta de tratamiento de aguas residuales | | | | | | |
| 1 | 2.11 | 1.6 | 0.9 | 0.17 | 6.96 | 1838.71 |
| 2 | 1.71 | 1.6 | 0.9 | 0.2 | 10.11 | 2669.20 |
| 3 | 2.49 | 1.6 | 0.9 | 0.21 | 7.29 | 1924.72 |
| 4 | 1.62 | 1.6 | 0.9 | 0.26 | 13.87 | 3662.74 |
| 5 | 1.39 | 1.6 | 0.9 | 0.23 | 14.30 | 3776.25 |
| 6 | 3.66 | 5.0 | 0.603 | 0.24 | 11.86 | 3133.31 |
| 7 | 3.19 | 5.0 | 0.603 | 0.22 | 12.48 | 3295.37 |
| 8 | 3.68 | 5.0 | 0.603 | 0.24 | 11.80 | 3116.28 |
| 9 | 2.93 | 5.0 | 0.603 | 0.21 | 12.97 | 3424.71 |
| 10 | 2.44 | 2.9 | 0.603 | 0.20 | 8.60 | 2271.65 |
| 11 | 2.54 | 2.9 | 0.603 | 0.21 | 8.67 | 2291.32 |
| 12 | 2.60 | 2.9 | 0.603 | 0.22 | 8.88 | 2345.04 |
| 13 | 3.10 | 2.9 | 0.603 | 0.25 | 8.46 | 2235.01 |
| 14 | 2.89 | 2.9 | 0.603 | 0.24 | 8.71 | 2301.52 |
| 15 | 2.53 | 2.9 | 0.603 | 0.19 | 7.88 | 2081.30 |
| 16 | 2.99 | 2.9 | 0.603 | 0.23 | 8.07 | 2131.85 |
| 17 | 2.31 | 2.9 | 0.603 | 0.20 | 9.08 | 2399.49 |
| 18 | 2.56 | 2.9 | 0.603 | 0.22 | 9.02 | 2381.68 |
| 19 | 2.76 | 2.9 | 0.603 | 0.23 | 8.74 | 2309.51 |
| 20 | 2.6 | 2.9 | 0.603 | 0.22 | 8.88 | 2345.04 |
| 21 | 2.82 | 2.9 | 0.603 | 0.21 | 7.81 | 2063.82 |

Cuadro 141. Flujos de alimentación mesas de lavado operando ambas bombas

| Largo (m) | Ancho (m) | Altura inicial (m) | Altura final (m) | Diferencia de altura (m) | Tiempo (s) | Caudal (m ³ /min) | gpm |
|-----------|-----------|--------------------|------------------|--------------------------|------------|------------------------------|---------|
| 7.00 | 2.89 | 1.2 | 0.96 | 0.24 | 26.12 | 11.15283308 | 2946.24 |
| 7.00 | 2.89 | 1.17 | 0.95 | 0.22 | 23.98 | 11.13577982 | 2941.74 |

Cuadro 142. Flujo de alimentación mesas de lavado operando bomba centrífuga de etapa simple

| Largo (m) | Ancho (m) | Altura inicial (m) | Altura final (m) | Diferencia de altura (m) | Tiempo (s) | Caudal (m ³ /min) | gpm |
|-----------|-----------|--------------------|------------------|--------------------------|------------|------------------------------|----------|
| 7.00 | 2.89 | 0.74 | 1.68 | 0.94 | 201 | 5.6765 | 1,499.57 |

Cuadro 143. Características de bombas

| Característica | Bomba centrífuga | Bomba centrífuga doble succión |
|----------------|------------------|--------------------------------|
| Marca | ITT A-C PUMP | Ingersoll Ram |
| Capacidad | 3500 gpm | 1600 gpm |
| Dimensiones | 10" x 8" x 13" | 10" x 12-1/2" x 8" |
| Velocidad | 1750 rpm | 1750 rpm |

Cuadro 144. Características de motores

| Característica | Motor bomba centrífuga | Motor bomba centrífuga doble succión |
|----------------|------------------------|--------------------------------------|
| Marca | Toshiba Houston | ABB |
| Potencia | 40 hp | 40 hp |
| Velocidad | 1760 rpm | 1760 rpm |
| Amperaje | 0-49.5 A | 0-49.5 A |

*Motores actuales de bombas

Cuadro 145. Amperaje y velocidad de operación de motores

| | Amperaje motor bomba centrífuga (1) | Amperaje motor bomba centrífuga doble succión (2) |
|-----------------------------------|-------------------------------------|---|
| Ambos motores encendidos | 33.5 A | 24.0 A |
| Motor 1 encendido Motor 2 apagado | 34.5 | 0 A |
| Motor 2 encendido Motor 1 apagado | 0 A | 24.6 A |
| Velocidad real | 1161 rpm | 1232 rpm |

Cuadro 146. Concentración de sacarosa y condiciones de operación de alimentación de agua en mesas de lavado

| Fecha | Hora | Tipo de corte | Mesa | Sector mesa de lavado | Temperatura ambiente (°C) | Temperatura muestra (°C) | pH | Concentración sacarosa (g/L) |
|------------|-------------|---------------|------|-----------------------|---------------------------|--------------------------|------|------------------------------|
| 06/02/2016 | 9:32 a. m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 32.1 | 48.2 | 5.98 | 0.845283 |
| 06/02/2016 | 12:21 p. m. | Manual | 2 | Alimentación | 33.2 | 51.3 | - | 0.355830 |
| 06/02/2016 | 12:40 p. m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 33.4 | 50.6 | - | 0.346479 |
| 27/02/2016 | 09:39 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 35.8 | 50.0 | 5.34 | 0.35847 |
| 27/02/2016 | 10:20 a.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 36.0 | 49.5 | 5.06 | 0.323024 |
| 27/02/2016 | 11:46 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 34.9 | 47.0 | 4.75 | 0.224093 |
| 27/02/2016 | 12:39 p.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 35.8 | 50.5 | 4.85 | 0.160570 |
| 13/03/2016 | 11:44 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 33.7 | 53.0 | 6.05 | 0.175331 |
| 13/03/2016 | 10:29 a.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 33.6 | 49.2 | 5.8 | 0.172516 |
| 13/03/2016 | 12:15 p.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 29.3 | 54.5 | 5.63 | 0.278025 |
| 13/03/2016 | 12:38 p.m. | Manual | 2 | Alimentación | 30.1 | 59.2 | 5.66 | 0.213109 |
| 02/04/2016 | 11:06 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 33.5 | 58.9 | 4.46 | 0.68175 |
| 02/04/2016 | 11:24 a.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 34.6 | 58.4 | 4.61 | 0.667872 |
| 02/04/2016 | 3:05 p.m. | Mecanizado | 2 | Alimentación | 35.6 | 58.7 | 4.16 | 0.43293 |
| 03/04/2016 | 10:21 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 34.0 | 54.5 | 4.15 | 0.889679 |
| 09/04/2013 | 10:50 a.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 34.8 | 49.2 | 3.84 | 2.03997 |
| 09/04/2010 | 10:50 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 34.8 | 53.4 | 3.75 | 1.74496 |
| 16/04/2016 | 12:52 p.m. | Manual | 2 | Alimentación | 34.6 | 46.9 | 4.31 | 0.643388 |
| 16/04/2016 | 4:01 p.m. | Manual | 2 | Alimentación | 31.4 | 50.7 | 4.27 | 1.05447 |
| 23/04/2016 | 9:52 a.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 31.1 | 54.9 | 4.06 | 1.16612 |
| 23/04/2016 | 9:45 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 31.1 | 54.3 | 3.93 | 1.25176 |
| 23/04/2016 | 12:20 p.m. | Manual | 2 | Alimentación | 33 | 59 | 3.9 | 0.63467 |
| 23/04/2016 | 12:52 p.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 33 | 52.5 | 4.7 | 0.41025 |
| 30/04/2016 | 9:40 a.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 30.5 | 55.3 | 4.43 | 0.721127 |
| 30/04/2016 | 9:47 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 30.5 | 55.1 | 4.19 | 0.668016 |
| 30/04/2016 | 12:12 p.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 33.2 | 55.7 | 4.07 | 0.733992 |
| 07/05/2016 | 10:39 a.m. | Manual | 2 | Alimentación | 39.4 | 50.1 | 5.8 | 0.721127 |
| 07/05/2016 | 11:36 a.m. | Mecanizado | 2 | Alimentación | 34.2 | 45.8 | 6.04 | 0.668016 |
| 07/05/2016 | 3:20 p.m. | Mecanizado | 1 | Alimentación | 30.2 | 50.5 | 5.76 | 0.733992 |

Cuadro 147. Pérdidas de sacarosa en mesas de lavado

| Fecha | Hora | Pérdidas de sacarosa (kg sacarosa/ton de caña) | Fecha | Hora | Pérdidas de sacarosa (kg sacarosa/ton de caña) | Fecha | Hora | Pérdidas de sacarosa (kg sacarosa/ton de caña) |
|------------|-------------|--|------------|------------|--|------------|------------|--|
| 06/02/2016 | 9:42 a. m. | 6.8753 | 02/04/2016 | 11:24 a.m. | 10.2080 | 23/04/2016 | 9:45 a.m. | 0.6731 |
| 06/02/2016 | 9:47 a. m. | 1.3465 | 02/04/2016 | 11:24 a.m. | 18.3851 | 23/04/2016 | 12:20 p.m. | 4.5376 |
| 06/02/2016 | 9:50 a. m. | 15.5720 | 02/04/2016 | 11:24 a.m. | 11.5355 | 23/04/2016 | 12:20 p.m. | 0.4302 |
| 06/02/2016 | 12:24 p. m. | 1.6978 | 02/04/2016 | 3:04 p.m. | 1.3090 | 23/04/2016 | 12:20 p.m. | 4.0754 |
| 06/02/2016 | 12:25 p. m. | 0.8571 | 02/04/2016 | 3:04 p.m. | 5.4809 | 23/04/2016 | 12:52 p.m. | 3.8139 |
| 06/02/2016 | 12:32 p. m. | 0.4842 | 02/04/2016 | 3:04 p.m. | 1.0880 | 23/04/2016 | 12:52 p.m. | 5.7976 |
| 06/02/2016 | 12:42 p. m. | 3.3440 | 02/04/2016 | 3:20 p.m. | 1.3144 | 30/04/2016 | 9:40 a.m. | 7.4702 |
| 06/02/2016 | 12:44 p. m. | 5.7841 | 02/04/2016 | 3:20 p.m. | 0.4533 | 30/04/2016 | 9:40 a.m. | 8.7246 |
| 06/02/2016 | 12:45 p. m. | 1.4856 | 02/04/2016 | 3:20 p.m. | 1.7551 | 30/04/2016 | 9:40 a.m. | 2.8434 |
| 27/02/2016 | 09:42 a.m. | 1.8732 | 03/04/2016 | 10:20 a.m. | 0.5457 | 30/04/2016 | 9:47 a.m. | 1.0755 |
| 27/02/2016 | 09:49 a.m. | 0.5439 | 03/04/2016 | 10:20 a.m. | 0.8599 | 30/04/2016 | 9:47 a.m. | 3.2104 |
| 27/02/2016 | 09:54 a.m. | 1.2330 | 09/04/2016 | 10:50 a.m. | 12.6590 | 30/04/2016 | 12:12 p.m. | 1.6322 |
| 27/02/2016 | 10:22 a.m. | 0.5555 | 09/04/2015 | 10:50 a.m. | 2.3417 | 30/04/2016 | 12:12 p.m. | 0.6370 |
| 27/02/2016 | 10:25 a.m. | 0.2433 | 09/04/2014 | 10:50 a.m. | 6.4636 | 30/04/2016 | 12:12 p.m. | 4.6617 |
| 27/02/2016 | 10:29 a.m. | 0.4327 | 09/04/2012 | 10:50 a.m. | 0.8885 | 30/04/2016 | 12:15 p.m. | 3.5086 |
| 27/02/2016 | 11:48 a.m. | 0.2660 | 09/04/2011 | 10:50 a.m. | 0.5583 | 30/04/2016 | 12:15 p.m. | 2.4037 |
| 27/02/2016 | 11:50 a.m. | 1.1402 | 09/04/2010 | 10:50 a.m. | 0.5152 | 30/04/2016 | 12:15 p.m. | 3.5161 |
| 27/02/2016 | 11:56 a.m. | 0.1565 | 16/04/2016 | 12:52 p.m. | 0.2492 | 07/05/2016 | 10:39 a.m. | 7.4702 |
| 27/02/2016 | 12:42 p.m. | 1.3250 | 16/04/2016 | 12:52 p.m. | 1.2471 | 07/05/2016 | 10:39 a.m. | 8.7246 |
| 27/02/2016 | 12:48 p.m. | 0.1371 | 16/04/2016 | 12:52 p.m. | 0.1613 | 07/05/2016 | 10:39 a.m. | 2.8434 |
| 13/03/2016 | 11:46 a.m. | 0.7898 | 16/04/2016 | 1:02 p.m. | 0.3107 | 07/05/2016 | 11:36 a.m. | 1.0755 |
| 13/03/2016 | 11:45 a.m. | 0.2371 | 16/04/2016 | 1:10 p.m. | 1.0055 | 07/05/2016 | 11:36 a.m. | 3.2104 |
| 13/03/2016 | 10:30 a.m. | 2.2893 | 16/04/2016 | 1:10 p.m. | 0.5314 | 07/05/2016 | 11:36 a.m. | 1.6322 |
| 13/03/2016 | 10:32 a.m. | 6.0920 | 16/04/2016 | 4:00 p.m. | 2.1728 | 07/05/2016 | 3:20 p.m. | 0.6370 |
| 13/03/2016 | 12:18 p.m. | 3.5563 | 16/04/2016 | 4:04 p.m. | 0.4554 | 07/05/2016 | 3:20 p.m. | 4.6617 |
| 13/03/2016 | 12:20 p.m. | 1.4960 | 16/04/2016 | 4:04 p.m. | 1.0825 | 07/05/2016 | 3:20 p.m. | 3.5086 |
| 13/03/2016 | 12:42 p.m. | 0.6646 | 23/04/2016 | 9:52 a.m. | 0.5966 | | | |
| 13/03/2016 | 12:40 p.m. | 0.4062 | 23/04/2016 | 9:52 a.m. | 0.3054 | | | |
| 02/04/2016 | 10:57 a.m. | 9.9321 | 23/04/2016 | 9:52 a.m. | 0.2493 | | | |
| 02/04/2016 | 10:57 a.m. | 11.1095 | 23/04/2016 | 9:45 a.m. | 1.4347 | | | |
| 02/04/2016 | 10:57 a.m. | 9.1203 | 23/04/2016 | 9:45 a.m. | 1.8165 | | | |

Desde el cuadro de color gris inicia la puesta en marcha de la planta de tratamiento de aguas residuales.

Cuadro 148. Datos para cálculo de peso molecular promedio de gases en scrubber 6

| Compuesto | Promedio (Porcentaje molar) | Peso Molecular (g/mol) |
|---|-----------------------------|------------------------|
| O ₂ | 11.85% | 31.9988 |
| CO | 0.08% | 28.0104 |
| CO ₂ | 5.49% | 44.0098 |
| NO | 0.00% | 30.0061 |
| NO ₂ | 0.00% | 46.0055 |
| SO ₂ | 0.00% | 64.0638 |
| Nitrógeno | 71.68% | 28.0134 |
| Argón | 0.09% | 39.948 |
| Humedad | 10.80% | 18.0152 |
| Peso Molecular Promedio (g/mol) | | 28.29 |
| Densidad promedio (kg/m³) | | 0.7365 |

Cuadro 149. Viscosidades de los componentes en el gas de entrada y salida del scrubber 6

| Parámetro | i | Viscosidad en el gas de entrada (Pa*s) | Viscosidad en el gas de salida (Pa*s) | Viscosidad promedio (Pa*s) |
|-----------------|---|--|---------------------------------------|----------------------------|
| O ₂ | 1 | 0.0000236 | 0.0000238 | 0.0000237 |
| CO | 2 | 0.0000208 | 0.0000182 | 0.0000195 |
| CO ₂ | 3 | 0.000018 | 0.0000161 | 0.00001705 |
| NO | 4 | 0.000022 | 0.000019 | 0.0000205 |
| NO ₂ | 5 | 0.0000173 | 0.0000143 | 0.0000158 |
| SO ₂ | 6 | 0.0000142 | 0.0000123 | 0.00001325 |
| Nitrógeno | 7 | 0.0000206 | 0.0000207 | 0.00002065 |
| Argón | 8 | 0.0000261 | 0.000023 | 0.00002455 |
| Humedad | 9 | 0.000016 | 0.0000094 | 0.0000127 |

Cuadro 150. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 6

| | i = 1 | i = 2 | i = 3 | i = 4 | i = 5 |
|-------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| j = 1 | - | 0.115490 | 0.084113 | 0.113915 | 0.081911 |
| j = 2 | 0.000790 | - | 0.000573 | 0.000786 | 0.000557 |
| j = 3 | 0.073651 | 0.073678 | - | 0.072893 | 0.051802 |
| j = 4 | 0.000001 | 0.000001 | 0.000000 | - | 0.000000 |
| j = 5 | 0.000003 | 0.000003 | 0.000002 | 0.000003 | - |
| j = 7 | 0.000014 | 0.000013 | 0.000010 | 0.000013 | 0.000009 |
| j = 8 | 0.693040 | 0.700233 | 0.504274 | 0.689922 | 0.490590 |
| j = 9 | 0.000971 | 0.000976 | 0.000716 | 0.000964 | 0.000698 |
| j = 10 | 0.105225 | 0.106911 | 0.074127 | 0.104964 | 0.071884 |
| Sumatoria j | 2.8315 $\times 10^{-06}$ | 1.5513 $\times 10^{-08}$ | 1.3025 $\times 10^{-06}$ | 1.3545 $\times 10^{-11}$ | 4.1604 $\times 10^{-11}$ |

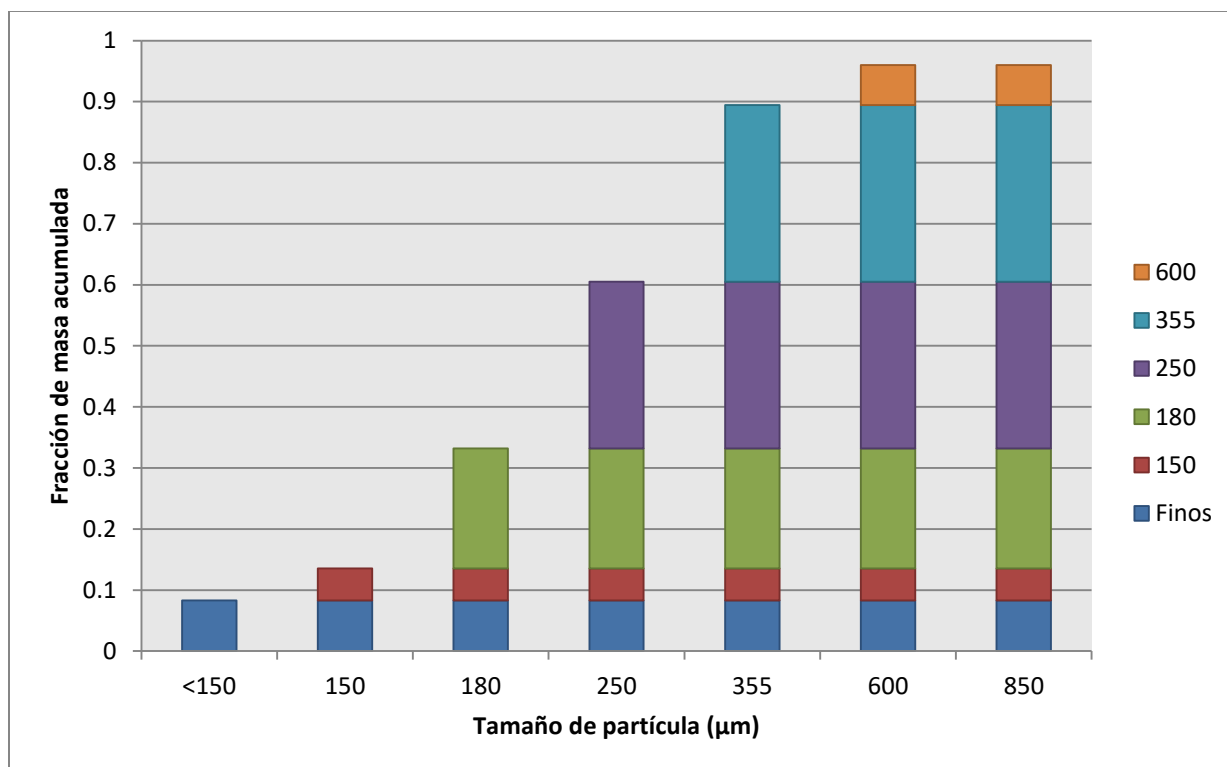
Cuadro 151. Cálculo de sumatoria de Ecuación 12 para la determinación de la viscosidad promedio del gas en el scrubber 6 (continuación)

| | j (i = 7) | j (i = 8) | j (i = 9) | j (i = 10) | |
|-------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|--|
| j = 1 | 0.064623 | 0.114915 | 0.108227 | 0.105899 | |
| j = 2 | 0.000435 | 0.000794 | 0.000744 | 0.000733 | |
| j = 3 | 0.040589 | 0.073265 | 0.070245 | 0.064917 | |
| j = 4 | 0.000000 | 0.000001 | 0.000001 | 0.000001 | |
| j = 5 | 0.000001 | 0.000003 | 0.000003 | 0.000002 | |
| j = 6 | - | 0.000013 | 0.000013 | 0.000011 | |
| j = 7 | 0.384020 | - | 0.652660 | 0.644486 | |
| j = 8 | 0.000554 | 0.000971 | - | 0.000881 | |
| j = 9 | 0.054842 | 0.106331 | 0.097970 | - | Sumatoria i (viscosidad promedio de gas) (Pa*s) |
| Sumatoria j | 1.7756 $\times 10^{-10}$ | 1.4611 $\times 10^{-05}$ | 2.4238 $\times 10^{-08}$ | 1.4831 $\times 10^{-06}$ | 2.0268 $\times 10^{-05}$ |

Cuadro 152. Análisis de distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 2)

| Mesh | Masa de sólido (g) (± 0.1 g) | Fracción de masa | Porcentaje acumulado |
|--------------|---------------------------------|------------------|----------------------|
| 20 | 15.9 | 4.02% | 100.00% |
| 30 | 25.8 | 6.52% | 95.98% |
| 45 | 114.5 | 28.94% | 89.46% |
| 60 | 108.1 | 27.33% | 60.52% |
| 80 | 77.7 | 19.64% | 33.19% |
| 100 | 20.7 | 5.23% | 13.55% |
| Finos | 32.9 | 8.32% | 8.32% |
| Total | 395.6 | 100.00% | - |

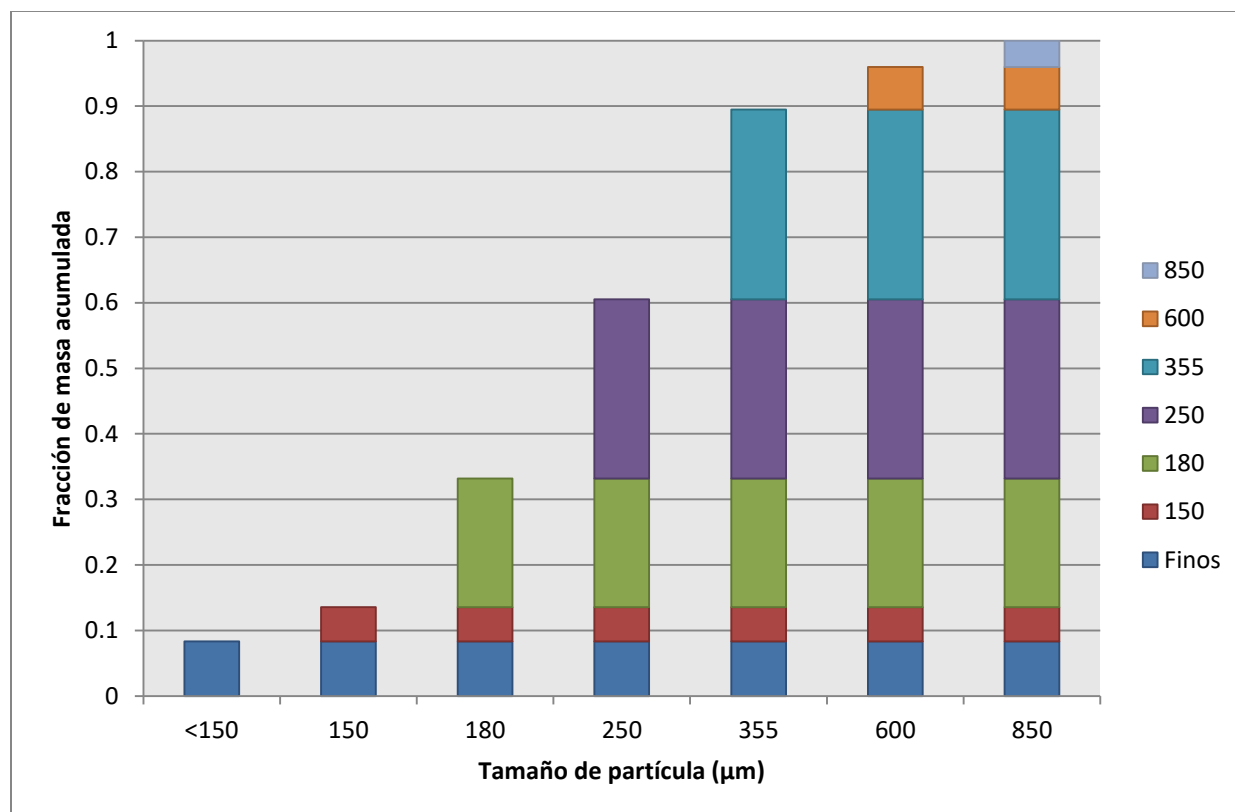
Figura 116. Distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 2)



Cuadro 153. Análisis de distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 2)

| Mesh | Masa de sólido (g) (± 0.1 g) | Fracción de masa | Porcentaje acumulado |
|--------------|---------------------------------|------------------|----------------------|
| 20 | 9.4 | 3.79% | 100.00% |
| 30 | 15.3 | 6.17% | 96.21% |
| 45 | 71.4 | 28.80% | 90.04% |
| 60 | 68.4 | 27.59% | 61.23% |
| 80 | 49.4 | 19.93% | 33.64% |
| 100 | 13.4 | 5.41% | 13.72% |
| Finos | 20.6 | 8.31% | 8.31% |
| Total | 247.9 | 100.00% | - |

Figura 117. Distribución de tamaño de partícula de material particulado en gases de entrada a scrubbers (corrida 3)



Cuadro 154. Número de impacto para la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas en scrubber 5

| Diámetro de partícula (μm) | Diámetro de gota (μm) | | | |
|---|------------------------------------|------------|------------|------------|
| | 500 | 1000 | 1500 | 2000 |
| 10 | 1.3694 | 2.0123 | 1.9660 | 1.8384 |
| 38 | 19.7738 | 29.0573 | 28.3891 | 26.5467 |
| 75 | 77.0274 | 113.1908 | 110.5878 | 103.4107 |
| 106 | 153.8630 | 226.0999 | 220.9004 | 206.5641 |
| 150 | 308.1094 | 452.7632 | 442.3513 | 413.6430 |
| 180 | 443.6776 | 651.9790 | 636.9859 | 595.6459 |
| 250 | 855.8596 | 1257.6755 | 1228.7537 | 1149.0083 |
| 355 | 1725.7552 | 2535.9769 | 2477.6590 | 2316.8603 |
| 600 | 4929.7510 | 7244.2109 | 7077.6215 | 6618.2878 |
| 850 | 9893.7364 | 14538.7288 | 14204.3932 | 13282.5359 |

Cuadro 155. Eficiencia de flujo viscoso (n_{visc}), eficiencia de flujo potencial (n_{pot}), y eficiencia de impacto (n_{I}), de la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 5

| Tamaño de partícula (μm) | Diámetro de gota (μm) | 500 | 1000 | 1500 | 2000 |
|---------------------------------------|------------------------------------|--------------------|--------|--------|--------|
| | | Re_{gota} | 53.15 | 207.97 | 419.56 |
| 10 | n_{visc} (%) | 24.89 | 37.13 | 36.39 | 34.26 |
| | n_{pot} (%) | 70.79 | 77.80 | 77.37 | 76.15 |
| | n_{I} (%) | 46.45 | 68.69 | 72.25 | 72.71 |
| 38 | n_{visc} (%) | 109.79 | 122.03 | 121.29 | 119.16 |
| | n_{pot} (%) | 119.43 | 126.44 | 126.01 | 124.79 |
| | n_{I} (%) | 114.32 | 125.45 | 125.42 | 124.33 |
| 75 | n_{visc} (%) | 153.03 | 165.27 | 164.53 | 162.39 |
| | n_{pot} (%) | 144.20 | 151.21 | 150.78 | 149.56 |
| | n_{I} (%) | 148.88 | 154.36 | 152.50 | 150.62 |
| 106 | n_{visc} (%) | 175.03 | 187.27 | 186.53 | 184.39 |
| | n_{pot} (%) | 156.80 | 163.81 | 163.39 | 162.17 |
| | n_{I} (%) | 166.47 | 169.06 | 166.28 | 163.99 |
| 150 | n_{visc} (%) | 197.11 | 209.35 | 208.61 | 206.47 |
| | n_{pot} (%) | 169.45 | 176.46 | 176.04 | 174.82 |
| | n_{I} (%) | 184.12 | 183.83 | 180.11 | 177.42 |
| 180 | n_{visc} (%) | 208.70 | 220.94 | 220.20 | 218.07 |
| | n_{pot} (%) | 176.09 | 183.11 | 182.68 | 181.46 |
| | n_{I} (%) | 193.38 | 191.58 | 187.38 | 184.46 |
| 250 | n_{visc} (%) | 229.59 | 241.83 | 241.09 | 238.96 |
| | n_{pot} (%) | 188.06 | 195.07 | 194.65 | 193.43 |
| | n_{I} (%) | 210.08 | 205.54 | 200.46 | 197.17 |
| 355 | n_{visc} (%) | 251.89 | 264.13 | 263.39 | 261.26 |

Continuación Cuadro 155

| Tamaño de partícula(μm) | Diámetro de gota (μm) | 500 | 1000 | 1500 | 2000 |
|--------------------------------------|------------------------------------|--------|--------|--------|--------|
| | n_{pot} (%) | 200.84 | 207.85 | 207.43 | 206.20 |
| | n_{I} (%) | 227.91 | 220.45 | 214.43 | 210.72 |
| | n_{visc} (%) | 285.27 | 297.51 | 296.77 | 294.63 |
| 600 | n_{pot} (%) | 219.96 | 226.97 | 226.55 | 225.32 |
| | n_{I} (%) | 254.59 | 242.76 | 235.33 | 231.01 |
| | n_{visc} (%) | 307.42 | 319.66 | 318.92 | 316.78 |
| 850 | n_{pot} (%) | 232.65 | 239.66 | 239.24 | 238.01 |
| | n_{I} (%) | 272.30 | 257.57 | 249.21 | 244.48 |

Cuadro 156. Comparación de diferentes razones líquido/gas en la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 5

| Tamaño de partícula = 10 μm | | | | |
|---|--|--|--|--|
| Tamaño de gota (μm) | $\beta = 0.41$ (l/m^3) | $\beta = 2.41$ (l/m^3) | $\beta = 4.41$ (l/m^3) | $\beta = 6.41$ (l/m^3) |
| 500 | 74.9722% | 99.9716% | 100.0000% | 100.0000% |
| 1000 | 49.4279% | 98.2034% | 99.9362% | 99.9977% |
| 1500 | 35.5122% | 92.4699% | 99.1207% | 99.8973% |
| 2000 | 27.2773% | 84.7070% | 96.7840% | 99.3237% |
| Promedio | 46.80% | 93.84% | 98.96% | 99.80% |
| Tamaño de partícula = 38 μm | | | | |
| Tamaño de gota (μm) | $\beta = 0.41$ (l/m^3) | $\beta = 2.41$ (l/m^3) | $\beta = 4.41$ (l/m^3) | $\beta = 6.41$ (l/m^3) |
| 500 | 96.69% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 71.21% | 99.94% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 53.31% | 98.88% | 99.97% | 100.00% |
| 2000 | 41.99% | 95.97% | 99.72% | 99.98% |
| Promedio | 65.80% | 98.70% | 99.92% | 99.99% |
| Tamaño de partícula = 75 μm | | | | |
| Tamaño de gota (μm) | $\beta = 0.41$ (l/m^3) | $\beta = 2.41$ (l/m^3) | $\beta = 4.41$ (l/m^3) | $\beta = 6.41$ (l/m^3) |
| 500 | 98.82% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 78.39% | 99.99% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 60.39% | 99.57% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 48.30% | 97.95% | 99.92% | 100.00% |
| Promedio | 71.48% | 99.38% | 99.98% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 106 μm | | | | |
| Tamaño de gota (μm) | $\beta = 0.41$ (l/m^3) | $\beta = 2.41$ (l/m^3) | $\beta = 4.41$ (l/m^3) | $\beta = 6.41$ (l/m^3) |
| 500 | 99.30% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 81.32% | 99.99% | 100.00% | 100.00% |

Continuación Cuadro 156

| Tamaño de partícula = 106 µm | | | | |
|-------------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.41 (l/m³) | β = 2.41 (l/m³) | β = 4.41 (l/m³) | β = 6.41 (l/m³) |
| 1500 | 63.57% | 99.74% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 51.25% | 98.55% | 99.96% | 100.00% |
| Promedio | 73.86% | 99.57% | 99.99% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 150 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.41 (l/m³) | β = 2.41 (l/m³) | β = 4.41 (l/m³) | β = 6.41 (l/m³) |
| 500 | 99.59% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 83.87% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 66.50% | 99.84% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 54.03% | 98.98% | 99.98% | 100.00% |
| Promedio | 76.00% | 99.70% | 99.99% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 180 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.41 (l/m³) | β = 2.41 (l/m³) | β = 4.41 (l/m³) | β = 6.41 (l/m³) |
| 500 | 99.69% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 85.06% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 67.95% | 99.88% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 55.43% | 99.15% | 99.98% | 100.00% |
| Promedio | 77.03% | 99.76% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 250 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.41 (l/m³) | β = 2.41 (l/m³) | β = 4.41 (l/m³) | β = 6.41 (l/m³) |
| 500 | 99.81% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 87.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 70.40% | 99.92% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 57.84% | 99.39% | 99.99% | 100.00% |
| Promedio | 78.76% | 99.83% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 355 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.41 (l/m³) | β = 2.41 (l/m³) | β = 4.41 (l/m³) | β = 6.41 (l/m³) |
| 500 | 99.89% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 88.79% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 72.80% | 99.95% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 60.27% | 99.57% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 80.44% | 99.88% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 600 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.41 (l/m³) | β = 2.41 (l/m³) | β = 4.41 (l/m³) | β = 6.41 (l/m³) |
| 500 | 99.95% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 91.01% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |

Continuación Cuadro 156

| Tamaño de partícula = 600 μm | | | | |
|---|--|--|--|--|
| Tamaño de gota (μm) | $\beta = 0.41$ (l/m^3) | $\beta = 2.41$ (l/m^3) | $\beta = 4.41$ (l/m^3) | $\beta = 6.41$ (l/m^3) |
| 1500 | 76.04% | 99.98% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 63.65% | 99.74% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 82.66% | 99.93% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 850 μm | | | | |
| Tamaño de gota (μm) | $\beta = 0.41$ (l/m^3) | $\beta = 2.41$ (l/m^3) | $\beta = 4.41$ (l/m^3) | $\beta = 6.41$ (l/m^3) |
| 500 | 99.97% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1000 | 92.24% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 77.98% | 99.99% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 65.73% | 99.82% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 83.98% | 99.95% | 100.00% | 100.00% |
| PROMEDIO TOTAL | 78.31% | 99.76% | 99.99% | 100.00% |

Cuadro 157. Número de impacto para la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas en scrubber 6

| Diámetro de partícula (μm) | Diámetro de gota (μm) | | | |
|---|--|-------------|-------------|-------------|
| | 500 | 1000 | 1500 | 2000 |
| 10 | -1.1853 | 0.6494 | 1.0171 | 1.1033 |
| 38 | -17.1150 | 9.3769 | 14.6874 | 15.9315 |
| 75 | -66.6704 | 36.5269 | 57.2136 | 62.0602 |
| 106 | -133.1749 | 72.9628 | 114.2848 | 123.9660 |
| 150 | -266.6817 | 146.1075 | 228.8545 | 248.2409 |
| 180 | -384.0216 | 210.3948 | 329.5504 | 357.4669 |
| 250 | -740.7824 | 405.8542 | 635.7068 | 689.5580 |
| 355 | -1493.7136 | 818.3643 | 1281.8393 | 1390.4249 |
| 600 | -4266.9064 | 2337.7200 | 3661.6715 | 3971.8544 |
| 850 | -8563.4441 | 4691.6742 | 7348.7712 | 7971.2910 |

Cuadro 158. Eficiencia de flujo viscoso (n_{visc}), eficiencia de flujo potencial (n_{pot}), y eficiencia de impacto (n_{I}), de la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 6

| Tamaño de partícula (μm) | Diámetro de gota (μm) | 500 | 1000 | 1500 | 2000 |
|---|--|--------------------|-------------|-------------|-------------|
| | | Re_{gota} | 62.40 | 124.80 | 187.19 |
| 10 | n_{visc} (%) | - | 1.17 | 15.44 | 18.02 |
| | n_{pot} (%) | - | 57.19 | 65.37 | 66.85 |
| | n_{I} (%) | - | 39.00 | 53.25 | 57.39 |
| 38 | n_{visc} (%) | - | 86.07 | 100.33 | 102.92 |
| | n_{pot} (%) | - | 105.83 | 114.01 | 115.49 |

Continuación Cuadro 158

| Tamaño de partícula(μm) | Diámetro de gota (μm) | 500 | 1000 | 1500 | 2000 |
|--------------------------------------|------------------------------------|--------------------|--------|--------|--------|
| | | Re_{gota} | 62.40 | 124.80 | 187.19 |
| | n_I (%) | - | 99.41 | 110.69 | 113.05 |
| 75 | n_{visc} (%) | - | 129.30 | 143.57 | 146.16 |
| | n_{pot} (%) | - | 130.60 | 138.78 | 140.26 |
| | n_I (%) | - | 130.18 | 139.94 | 141.40 |
| 106 | n_{visc} (%) | - | 151.30 | 165.57 | 168.16 |
| | n_{pot} (%) | - | 143.21 | 151.38 | 152.87 |
| | n_I (%) | - | 145.84 | 154.83 | 155.83 |
| 150 | n_{visc} (%) | - | 173.38 | 187.65 | 190.24 |
| | n_{pot} (%) | - | 155.86 | 164.03 | 165.51 |
| | n_I (%) | - | 161.55 | 169.77 | 170.31 |
| 180 | n_{visc} (%) | - | 184.98 | 199.25 | 201.83 |
| | n_{pot} (%) | - | 162.50 | 170.68 | 172.16 |
| | n_I (%) | - | 169.80 | 177.61 | 177.91 |
| 250 | n_{visc} (%) | - | 205.87 | 220.14 | 222.72 |
| | n_{pot} (%) | - | 174.47 | 182.64 | 184.13 |
| | n_I (%) | - | 184.66 | 191.75 | 191.61 |
| 355 | n_{visc} (%) | - | 228.17 | 242.44 | 245.02 |
| | n_{pot} (%) | - | 187.25 | 195.42 | 196.90 |
| | n_I (%) | - | 200.53 | 206.83 | 206.23 |
| 600 | n_{visc} (%) | - | 261.54 | 275.81 | 278.40 |
| | n_{pot} (%) | - | 206.37 | 214.54 | 216.02 |
| | n_I (%) | - | 224.28 | 229.41 | 228.11 |
| 850 | n_{visc} (%) | - | 283.69 | 297.96 | 300.55 |
| | n_{pot} (%) | - | 219.06 | 227.23 | 228.71 |
| | n_I (%) | - | 240.04 | 244.40 | 242.64 |

Cuadro 159. Comparación de diferentes razones líquido/gas en la evaluación de la eficiencia de remoción de partículas del scrubber 6

| Tamaño de partícula = 10 μm | | | | |
|--|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| Tamaño de gota (μm) | $\beta = 0.93$ (l/m^3) | $\beta = 1.93$ (l/m^3) | $\beta = 3.93$ (l/m^3) | $\beta = 5.93$ (l/m^3) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 93.1109% | 99.6060% | 99.9987% | 100.0000% |
| 1500 | 75.1867% | 94.4119% | 99.7166% | 99.9856% |
| 2000 | 60.7086% | 85.5331% | 98.0388% | 99.7341% |
| Promedio | 76.34% | 93.18% | 99.25% | 99.91% |

Continuación Cuadro 159

| Tamaño de partícula = 38 µm | | | | |
|-------------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 99.89% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 94.48% | 99.75% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 84.12% | 97.78% | 99.96% | 100.00% |
| Promedio | 92.83% | 99.18% | 99.99% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 75 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 99.99% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 97.43% | 99.95% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 89.99% | 99.15% | 99.99% | 100.00% |
| Promedio | 95.80% | 99.70% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 106 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 100.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 98.26% | 99.98% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 92.09% | 99.48% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 96.78% | 99.82% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 150 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 100.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 98.82% | 99.99% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 93.75% | 99.68% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 97.52% | 99.89% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 180 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 100.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 99.04% | 99.99% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 94.48% | 99.75% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 97.84% | 99.91% | 100.00% | 100.00% |

Continuación Cuadro 159

| Tamaño de partícula = 250 µm | | | | |
|-------------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 100.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 99.34% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 95.58% | 99.84% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 98.31% | 99.95% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 355 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 100.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 99.55% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 96.52% | 99.90% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 98.69% | 99.97% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 600 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 100.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 99.75% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 97.56% | 99.95% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 99.10% | 99.98% | 100.00% | 100.00% |
| Tamaño de partícula = 850 µm | | | | |
| Tamaño de gota (µm) | β = 0.93 (l/m³) | β = 1.93 (l/m³) | β = 3.93 (l/m³) | β = 5.93 (l/m³) |
| 500 | - | - | - | - |
| 1000 | 100.00% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 1500 | 99.83% | 100.00% | 100.00% | 100.00% |
| 2000 | 98.07% | 99.97% | 100.00% | 100.00% |
| Promedio | 99.30% | 99.99% | 100.00% | 100.00% |
| PROMEDIO TOTAL | 98.01% | 99.88% | 100.00% | 100.00% |

Cuadro 160. Datos de caudal de afluente de gas en ventilador 1 de forzado de caldera 5 y apertura de dámpers en caldera 5

| Fecha | Apertura de dámpers de forzado (± 1 %) | Apertura de dámpers de inducido (± 1 %) | Caudal de aire (m³/s) |
|--------------|---|--|---|
| 12/03/2016 | 15% | 10% | 1.6648 |
| 12/03/2016 | 15% | 10% | 1.6376 |
| 12/03/2016 | 15% | 10% | 1.8729 |
| 16/04/2016 | - | - | 1.5291 |

Continuación Cuadro 160

| Fecha | Apertura de dámper de forzado ($\pm 1\%$) | Apertura de dámper de inducido ($\pm 1\%$) | Caudal de aire (m ³ /s) |
|------------|---|--|------------------------------------|
| 16/04/2016 | - | - | 1.8186 |
| 16/04/2016 | - | - | 2.1081 |
| 07/05/2015 | 20% | - | 1.9000 |
| 07/05/2015 | 20% | - | 2.0629 |
| 07/05/2015 | 20% | - | 1.9362 |
| | | PROMEDIO | 1.8367 |

Cuadro 161. Datos de caudal de afluente de gas en ventilador 2 de forzado de caldera 5 y apertura de dámperes en caldera 5

| Fecha | Apertura de damper de forzado ($\pm 1\%$) | Apertura de damper de inducido ($\pm 1\%$) | Caudal de aire (m ³ /s) |
|------------|---|--|------------------------------------|
| 12/03/2016 | 15% | 10% | 1.7100 |
| 12/03/2016 | 15% | 10% | 1.8638 |
| 12/03/2016 | 15% | 10% | 1.7281 |
| 16/04/2016 | - | - | 2.2529 |
| 16/04/2016 | - | - | 2.0086 |
| 16/04/2016 | - | - | 2.3162 |
| 07/05/2015 | 20% | - | 2.7053 |
| 07/05/2015 | 20% | - | 2.1896 |
| 07/05/2015 | 20% | - | 2.1172 |
| | | PROMEDIO | 2.0991 |

Cuadro 162. Datos de caudal de afluente de gas en ventilador de forzado de caldera 6 y apertura de dámperes en caldera 5

| Fecha | Apertura de damper de forzado ($\pm 1\%$) | Apertura de damper de inducido ($\pm 1\%$) | Caudal de aire (m ³ /s) |
|------------|---|--|------------------------------------|
| 12/03/2016 | 40%, 52% | 36%, 36% | 40.1420 |
| 12/03/2016 | 40%, 52% | 36%, 36% | 41.8450 |
| 12/03/2016 | 40%, 52% | 36%, 36% | 41.4801 |
| 12/03/2016 | 40%, 52% | 36%, 36% | 44.0346 |
| 12/03/2016 | 40%, 52% | 36%, 36% | 45.1294 |
| 12/03/2016 | 40%, 52% | 36%, 36% | 46.8324 |
| 16/04/2016 | - | - | 39.6554 |
| 16/04/2016 | - | - | 33.2084 |
| 16/04/2016 | - | - | 40.6286 |
| 07/05/2015 | 60% | - | 40.8719 |
| 07/05/2015 | 60% | - | 46.8324 |
| 07/05/2015 | 60% | - | 48.6570 |
| | | PROMEDIO | 42.4431 |

Cuadro 163. Determinación de consumos energéticos de los equipos principales y equipos auxiliares de la planta de tratamiento de aguas residuales

| Proceso | Componente | Consumo energético por hora (kWh) | Tiempo de trabajo (h) | Consumo energético diario (kWh) |
|----------------------|---|-----------------------------------|-----------------------|---------------------------------|
| Tamizador horizontal | Bomba de entrada | 73,668.49 | 24 | 1,768,043.65 |
| | Motor de tamiz | 1,299.42 | 24 | 31,186.14 |
| | Bomba 1 de distribución de solución de floculante | 886.95 | 24 | 21,286.68 |
| Clarificador | Motor de agitador | 778.71 | 24 | 18,689.09 |
| Filtro de banda | Bomba de salida de lodos del clarificador | 22,542.28 | 24 | 541,014.74 |
| | Motor de banda filtrante | 2,813.46 | 24 | 67,522.96 |
| | Bomba 2 distribución Solución de floculante | 886.95 | 24 | 21,286.68 |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

Cuadro 164. Determinación de sólidos removidos en los tres equipos principales

| Equipo | Sólidos iniciales (kg/h) | Sólidos finales (kg/h) | Sólidos removidos (kg/h) | Tiempo de trabajo (h) | Sólidos removidos diarios (kg) |
|----------------------|--------------------------|------------------------|--------------------------|-----------------------|--------------------------------|
| Tamizador horizontal | 2,286.48 | 1,664.30 | 622.18 | 24 | 14,932.27 |
| Clarificador | 1,664.30 | 104.30 | 1,560.00 | 24 | 37,439.95 |
| Filtro de banda | 269.64 | 9.79 | 259.85 | 24 | 6,236.50 |

Nota: Obtenido a partir de valores promedio de mediciones realizadas en Ingenio.

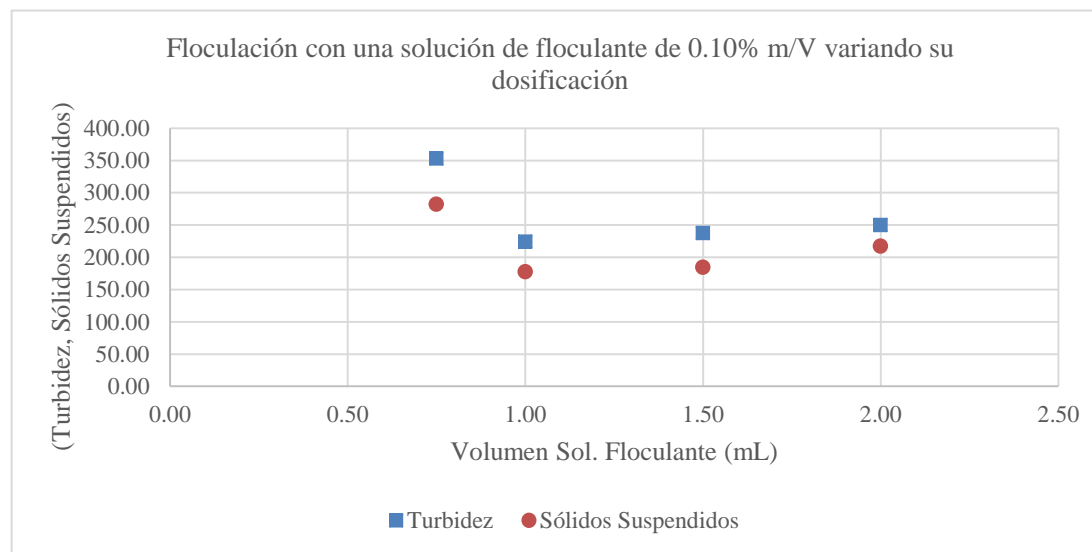
Cuadro 165. Medición de tiempo para floculación con una solución de floculante de 0.10% m/V variando su dosificación

| No. | Concentración en muestra de agua a tratar (ppm) | Dosificación solución de floculante (mL) | Tiempo mínimo de sedimentación (min) |
|-----|---|--|--------------------------------------|
| 1 | 0.75 | 0.75 | 7.40 |
| 2 | 0.75 | 0.75 | 7.50 |
| 3 | 0.75 | 0.75 | 7.30 |
| 4 | 1.00 | 1.00 | 6.20 |
| 5 | 1.00 | 1.00 | 6.24 |
| 6 | 1.00 | 1.00 | 6.26 |
| 7 | 1.50 | 1.50 | 6.40 |
| 8 | 1.50 | 1.50 | 6.30 |
| 9 | 1.50 | 1.50 | 6.45 |
| 10 | 2.00 | 2.00 | 7.50 |
| 11 | 2.00 | 2.00 | 7.45 |
| 12 | 2.00 | 2.00 | 7.38 |

Cuadro 166. Medición de Turbidez y Sólidos suspendidos para floculación con una solución de floculante de 0.10% m/V variando su dosificación

| No. | Concentración en muestra de agua a tratar (ppm) | Dosificación floculante en agua a tratar (mL) | Tiempo total de sedimentación (min) | Turbidez (NTU) | Sólidos suspendidos (mg/L) |
|-----|---|---|-------------------------------------|----------------|----------------------------|
| 1 | 0.75 | 0.75 | 9.20 | 346 | 271 |
| 2 | 0.75 | 0.75 | 9.00 | 356 | 286 |
| 3 | 0.75 | 0.75 | 9.10 | 357 | 290 |
| 4 | 1.00 | 1.00 | 7.54 | 238 | 198 |
| 5 | 1.00 | 1.00 | 7.42 | 213 | 154 |
| 6 | 1.00 | 1.00 | 7.87 | 222 | 181 |
| 7 | 1.50 | 1.50 | 7.86 | 214 | 164 |
| 8 | 1.50 | 1.50 | 7.93 | 245 | 189 |
| 9 | 1.50 | 1.50 | 8.02 | 254 | 201 |
| 10 | 2.00 | 2.00 | 8.50 | 256 | 228 |
| 11 | 2.00 | 2.00 | 8.43 | 249 | 210 |
| 12 | 2.00 | 2.00 | 8.65 | 244 | 213 |

Figura 118. Comportamiento Turbidez (NTU) y Sólidos Suspendidos (mg/L) para floculación con una solución de floculante de 0.10% m/V variando su dosificación.



Cuadro 167. Dosificación mínima de solución de floculante para una muestra de 1.00 L a una Temperatura de 50°C

| | |
|--------------------------|--|
| Volumen de agua a tratar | Dosificación mínima de Sol. Floculante |
| 1.00 L | 1.00 mL |

Cuadro 168. Medición de Turbidez y Sólidos suspendidos para floculación adicionando la dosificación mínima de solución de floculante medida variando las concentraciones de las soluciones a utilizar

| Volumen dosificación sol. floculante en agua a tratar (mL) | Concentración solución (% P/V) | pH muestra | Tiempo sedimentación (min) | Sólidos suspendidos (mg/L) | Turbidez (NTU) |
|--|--------------------------------|------------|----------------------------|----------------------------|----------------|
| 1 | 0.13 | 4.14 | 5.67 | 157 | 205 |
| 1 | 0.13 | 4.24 | 5.80 | 163 | 210 |
| 1 | 0.13 | 4.18 | 5.70 | 151 | 208 |
| 1 | 0.12 | 4.3 | 5.93 | 170 | 225 |
| 1 | 0.12 | 4.16 | 6.10 | 191 | 231 |
| 1 | 0.12 | 4.1 | 6.00 | 185 | 229 |
| 1 | 0.10 | 4.2 | 6.33 | 201 | 238 |
| 1 | 0.10 | 4.21 | 6.29 | 205 | 240 |
| 1 | 0.10 | 4.15 | 6.30 | 203 | 232 |

Cuadro 169. Medición de pH variante en agua a tratar por adición de masas específicas de cal viva sólida para 1.00 L de muestra

| Masa Cal (g) | Masa cal acumulada (g) | Corrida 1 | Corrida 1 | Corrida 1 |
|--------------|------------------------|-----------|-----------|-----------|
| | | pH | pH | pH |
| 0 | 0.00 | 4.184 | 5.133 | 4.162 |
| 0.25 | 0.25 | 4.807 | 5.915 | 4.736 |
| 0.25 | 0.50 | 6.893 | 6.949 | 6.932 |
| 0.25 | 0.75 | 8.006 | 8.641 | 8.401 |
| 0.25 | 1.00 | 9.535 | 9.483 | 9.234 |
| 0.25 | 1.25 | 10.493 | 10.229 | 10.127 |

Cuadro 170. Medición de Turbidez y Sólidos suspendidos de prueba de floculación con la adición de cal viva sólida

| Prueba | pH final | Turbidez (NTU) | Sólidos Suspendidos (mg/L) |
|--------|----------|----------------|----------------------------|
| 1 | 10.493 | 167 | 120 |
| 2 | 10.229 | 235 | 161 |
| 3 | 10.127 | 116 | 72 |

Cuadro 171. Medición de tiempo, turbidez y sólidos suspendidos para floculación a pH = 7 con dosificación de 1.00 mL de solución de floculante variando la concentración (% m/V) de la misma

| Prueba | Concentración sol. de floculante (% m/V) | Dosificación solución floculante (mL) | pHo | pHf | Tiempo de sedimentación (min) | Turbidez (NTU) | Sólidos suspendidos (mg/L) |
|--------|--|---------------------------------------|------|------|-------------------------------|----------------|----------------------------|
| 1 | 0.10 | 1.00 | 4.26 | 7.51 | 4.75 | 273 | 193 |
| 2 | 0.10 | 1.00 | 4.17 | 7.40 | 4.60 | 269 | 187 |
| 3 | 0.10 | 1.00 | 4.22 | 7.50 | 4.80 | 270 | 190 |
| 1 | 0.12 | 1.00 | 4.20 | 7.45 | 4.80 | 250 | 180 |
| 2 | 0.12 | 1.00 | 4.10 | 7.30 | 4.75 | 256 | 183 |
| 3 | 0.12 | 1.00 | 4.15 | 7.35 | 4.80 | 247 | 190 |
| 1 | 0.13 | 1.00 | 4.39 | 7.31 | 4.85 | 240 | 160 |
| 2 | 0.13 | 1.00 | 4.20 | 7.20 | 4.75 | 235 | 167 |
| 3 | 0.13 | 1.00 | 4.25 | 7.30 | 4.80 | 243 | 154 |

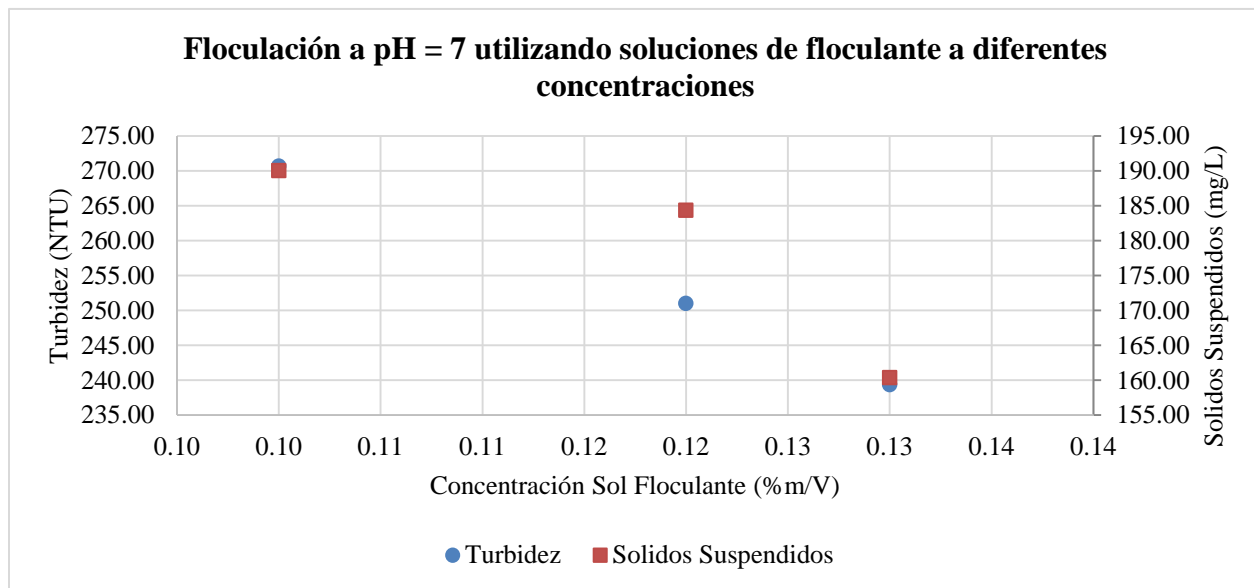
Cuadro 172. Características fisicoquímicas obtenidas con prueba de Jarras variando concentración de la solución de floculante y utilizando la dosificación mínima (1.00 mL) de la misma, para una muestra de 1.00 L de agua a tratar a 50°C y un pH promedio de 7.30

| Concentración sol. floculante (% m/V) | Turbidez (NTU) | Sólidos suspendidos (mg/L) |
|---------------------------------------|----------------|----------------------------|
| 0.10 | 270.67 | 190.00 |
| 0.12 | 251.00 | 184.33 |
| 0.13 | 239.33 | 160.33 |

Cuadro 173. Dosificación de cal viva sólida para llevar el pH del agua a tratar (muestra 1.00 L a 50°C) a 7 y a 10

| Volumen | Masa cal viva sólida para pH 7 (g) | Masa cal viva sólida para pH 10 (g) |
|---------|------------------------------------|-------------------------------------|
| 1.00 L | 0.50 | 1.25 |

Figura 119. Resultados de turbidez y sólidos suspendidos en pruebas de jarras para floculación a pH=7 con dosificación de 1.00 mL de solución de floculante variando la concentración (% m/V) de la misma. Todos obtenidos para 1.00 L de agua a tratar a 50 °C



Cuadro 174. Resultados de mediciones de densidad de los lodos obtenidos en el filtro de correa de la planta de tratamiento de aguas residuales.

| Densidad de trabajo de lodos de planta de tratamiento (kg/m ³) | |
|--|----------|
| Media | 1,212.05 |
| Error típico | 13.35 |
| Mediana | 1208.62 |
| Desviación estándar | 29.89 |
| Varianza de la muestra | 890.76 |
| Curtosis | 0.25 |
| Coficiente de asimetría | -0.34 |
| Rango | 79.50 |
| Mínimo | 1169.50 |
| Máximo | 1249.00 |
| Suma | 6060.25 |
| Cuenta | 5 |

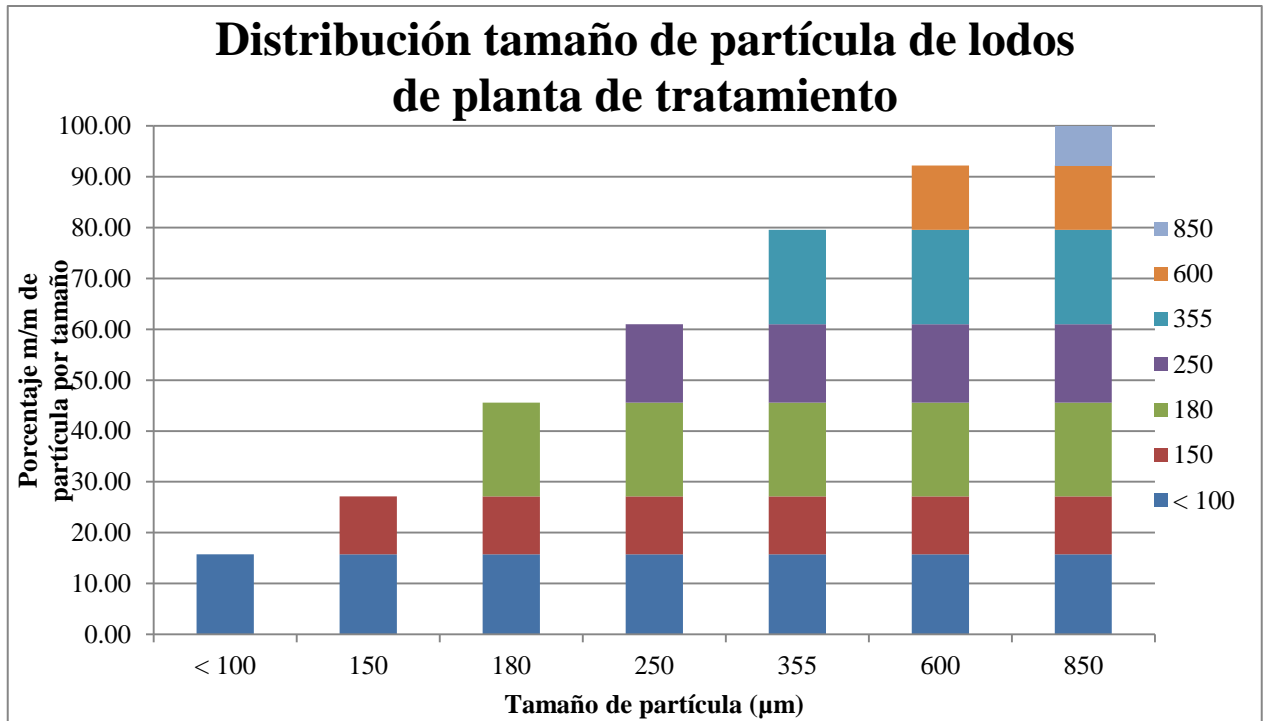
Cuadro 175. Resultados de mediciones de humedad de los lodos obtenidos en el filtro de correa de la planta de tratamiento de aguas residuales.

| Porcentaje de humedad (%) | |
|---------------------------|--------|
| Media | 68.15 |
| Error típico | 2.64 |
| Mediana | 68.34 |
| Moda | #N/A |
| Desviación estándar | 7.93 |
| Varianza de la muestra | 62.85 |
| Curtosis | -1.65 |
| Coficiente de asimetría | -0.04 |
| Rango | 20.11 |
| Mínimo | 58.18 |
| Máximo | 78.29 |
| Suma | 613.33 |
| Cuenta | 9 |

Cuadro 176. Resultados de mediciones de tamaño de partícula de los lodos obtenidos de la planta de tratamiento de aguas residuales.

| Mesh | Tamaño Partícula (µm) | % m/m 1 en Tamiz | % m/m 2 en Tamiz | % m/m 3 en Tamiz | % m/m promedio en Tamiz | % m/m Acumulado |
|-------|-----------------------|------------------|------------------|------------------|-------------------------|-----------------|
| Finos | < 100 | 14.76 | 20.27 | 12.10 | 15.71 | 15.71 |
| 100 | 150 | 8.73 | 12.31 | 13.28 | 11.44 | 27.15 |
| 80 | 180 | 20.42 | 17.21 | 17.59 | 18.41 | 45.56 |
| 60 | 250 | 15.99 | 14.03 | 16.25 | 15.42 | 60.98 |
| 45 | 355 | 21.77 | 16.18 | 17.90 | 18.61 | 79.60 |
| 30 | 600 | 11.81 | 12.24 | 13.90 | 12.65 | 92.25 |
| 20 | 850 | 6.52 | 7.76 | 8.98 | 7.75 | 100.00 |

Figura 120. Distribución de tamaño de partícula del efluente de lodos de la planta de tratamiento de aguas residuales



F. EQUIPO UTILIZADO

Cuadro 177. Equipo utilizado para mediciones

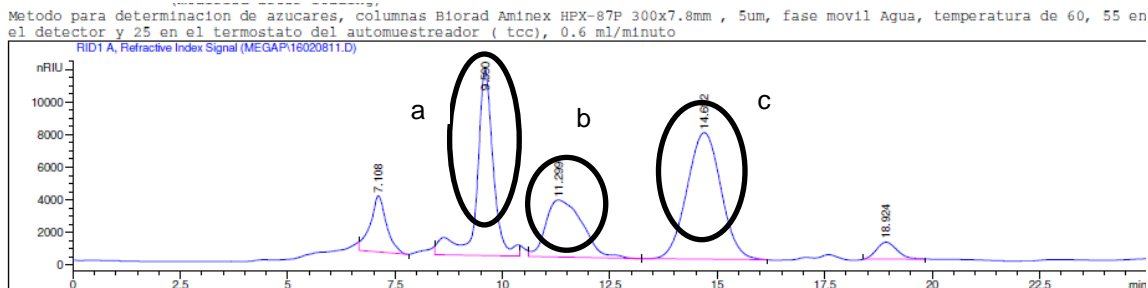
| Equipo | Marca | Serie | Rango |
|------------------------|--------------|--------|---------------|
| Potenciómetro portátil | Ph Tester 20 | - | 0 -12 |
| Tacómetro | Extech | 461920 | 2-99,999 rpm |
| Termocupla | Taylor | 994ON | -40°C – 150°C |
| Cronometro | Casio | AS-3 | - |
| Cinta métrica | Stanley | - | 0-50m |
| Metro | Truper | - | 0-3m |
| Colorímetro | Hach | DR1890 | - |

Cuadro 178. Equipo utilizado para cuantificación de sacarosa

| Equipo | Cromatógrafo líquido de alta resolución |
|---------------------|---|
| Marca | HP Agilent 1100 series |
| Método | Método para determinación de azúcares |
| Columna | A minex HPX – 87P |
| Marca columna | Bio Rad |
| Dimensiones | 300 mm x 7.8 mm |
| Catálogo de columna | 125-0098 |
| Serie | 426445 |

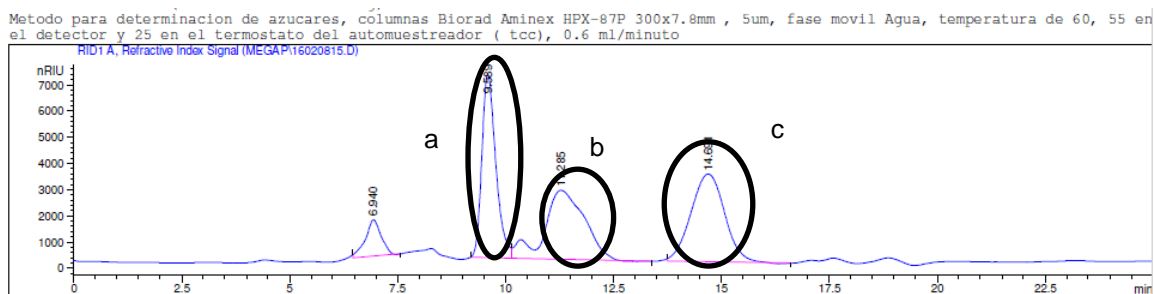
G. CROMATOGRAMAS

Figura 121. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) anterior a puesta en marcha PTAR



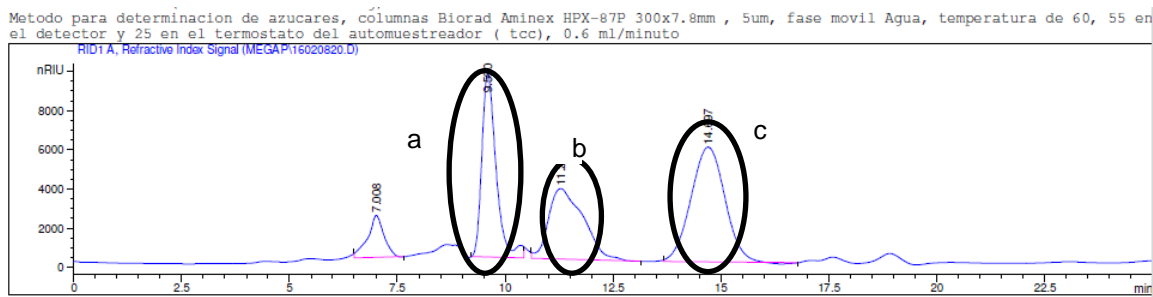
*El pico a corresponde a sacarosa, el b a glucosa y el c a fructosa.

Figura 122. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) anterior a puesta en marcha PTAR



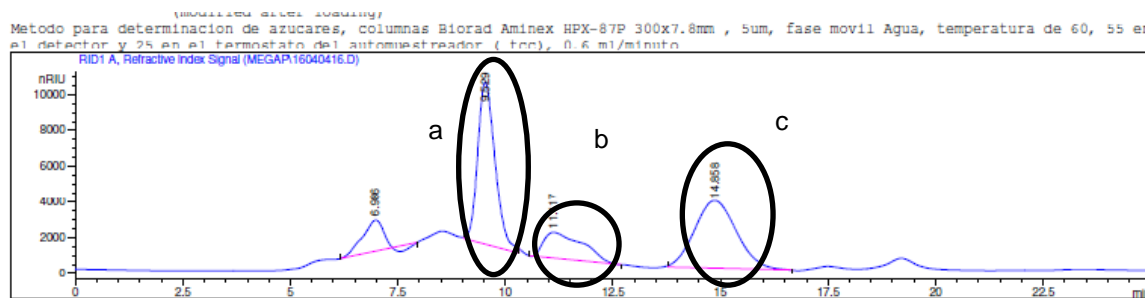
*El pico a corresponde a sacarosa, el b a glucosa y el c a fructosa.

Figura 123. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) anterior a puesta en marcha PTAR



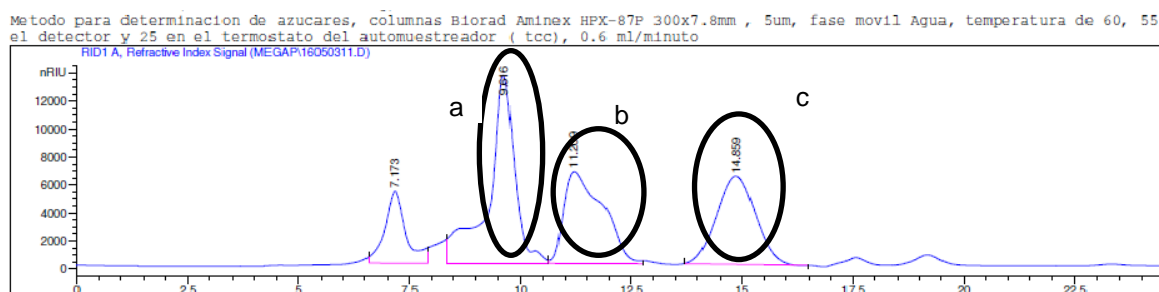
*El pico a corresponde a sacarosa, el b a glucosa y el c a fructosa.

Figura 124. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) posterior a puesta en marcha PTAR



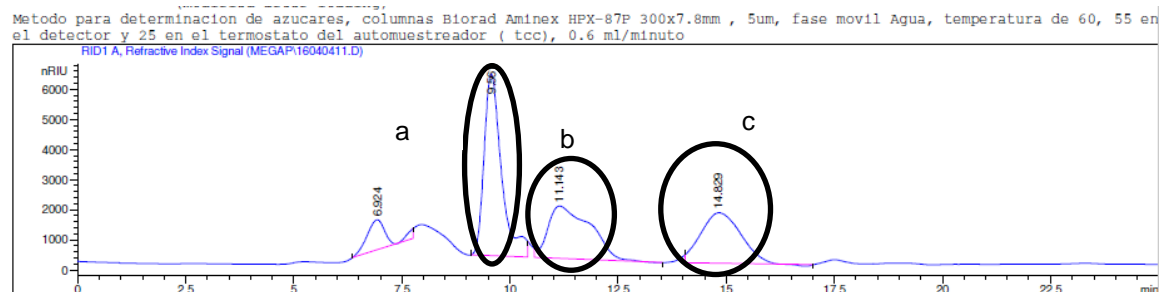
*El pico a corresponde a sacarosa, el b a glucosa y el c a fructosa.

Figura 125. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) posterior a puesta en marcha PTAR



*El pico a corresponde a sacarosa, el b a glucosa y el c a fructosa.

Figura 126. Cromatograma (sacarosa, glucosa y fructosa) posterior a puesta en marcha PTAR



*El pico a corresponde a sacarosa, el b a glucosa y el c a fructosa.

H. PROPUESTA DE MEJORA: LAZOS DE CONTROL

Lazos de control

En la propuesta de control que se presenta en la sección de resultados, diagrama 3, se observa que hay tres lazos de control los cuales son independientes uno de otro.

El primer lazo de control se localiza en el sistema de bombeo. Este sistema de bombeo consiste en dos bombas centrífugas de doble succión (Ver propuestas de mejora) teniendo una en operación y otra de repuesto por cualquier avería o mantenimiento. El lazo se conforma por un switch que se conecta en la tubería de salida de ambas bombas y está constantemente midiendo si circula o no flujo. Cuando el transmisor indica que no hay flujo automáticamente manda una señal al controlador para que encienda la bomba que se encuentra apagada.

En cuanto a los lazos localizado en las mesas ambos son iguales pero independientes. Este lazo consiste en un switch de movimiento el cual detecta cuando se enciende el motor detectando el movimiento de las cadenas y manda una señal al controlador para que abra la válvula de mariposa totalmente. Lo más importante en este lazo es que cuando el transmisor envía la señal la válvula permanece abierta por un tiempo definido T el cual puede ser configurable. En este caso el tiempo recomendable es de 3-5 minutos para tener un lavado adecuado y no utilizar más recurso hídrico del necesario, así como para minimizar las pérdidas de sacarosa.

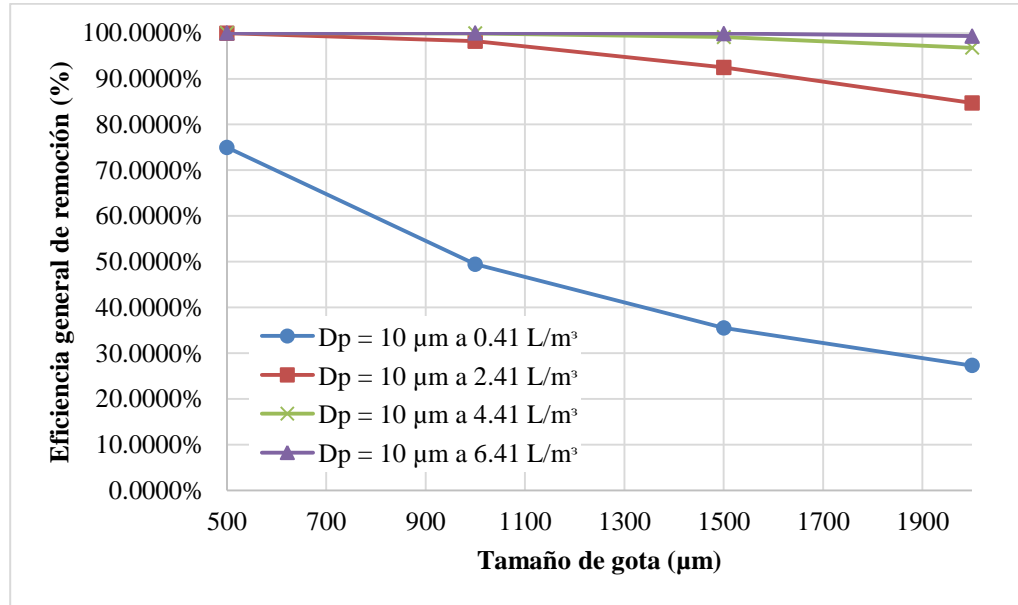
Para describir mejor el lazo se describe el proceso de control a continuación:

- El operador observa que se va a descargar caña a la mesa por lo cual enciende el motor de las cadenas.
- El switch detecta movimiento de la cadena y envía una señal al controlador para que abra la válvula de mariposa al 100% y empieza a alimentar agua a la mesa.
- Cuando se termina de descargar la caña (tiempo de 20 segundos aproximado) en las mesas se apagan las cadenas.
- El flujo de agua sigue corriendo por un tiempo T definido (3-5 minutos) hasta que este transcurre y el controlador envía una señal a la válvula para que se cierre.
- Cuando el operador encienda de nuevo el motor de las cadenas para descargar la caña hacía los conductores la válvula se vuelve a abrir y tenemos un flujo de agua por el tiempo T definido.
- El operador apaga el motor y la válvula se cierra cuando haya transcurrido el tiempo T definido.
- La válvula permanecerá cerrada hasta que se vuelva a encender el motor para la próxima descarga de caña.

En el caso que ambos motores se enciendan al mismo tiempo ambas válvulas estarán abiertas por el tiempo definido y el caudal de alimentación se repartirá a ambas mesas.

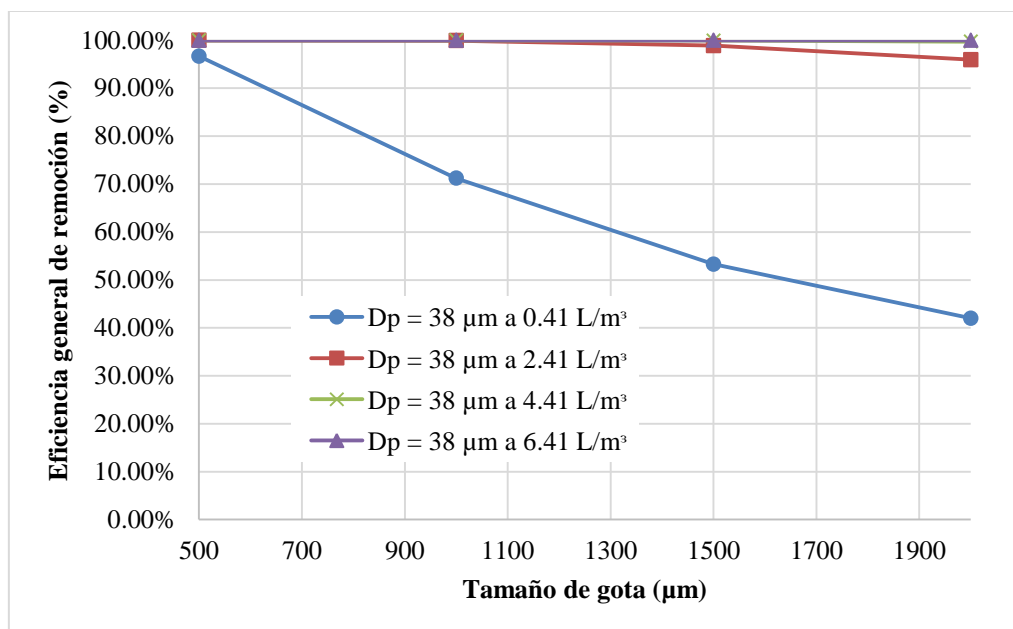
I. GRÁFICAS DE COMPARACIÓN DE EFICIENCIA GENERAL DE REMOCIÓN DE PARTÍCULAS EN SCRUBBERS

Figura 127. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 10 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



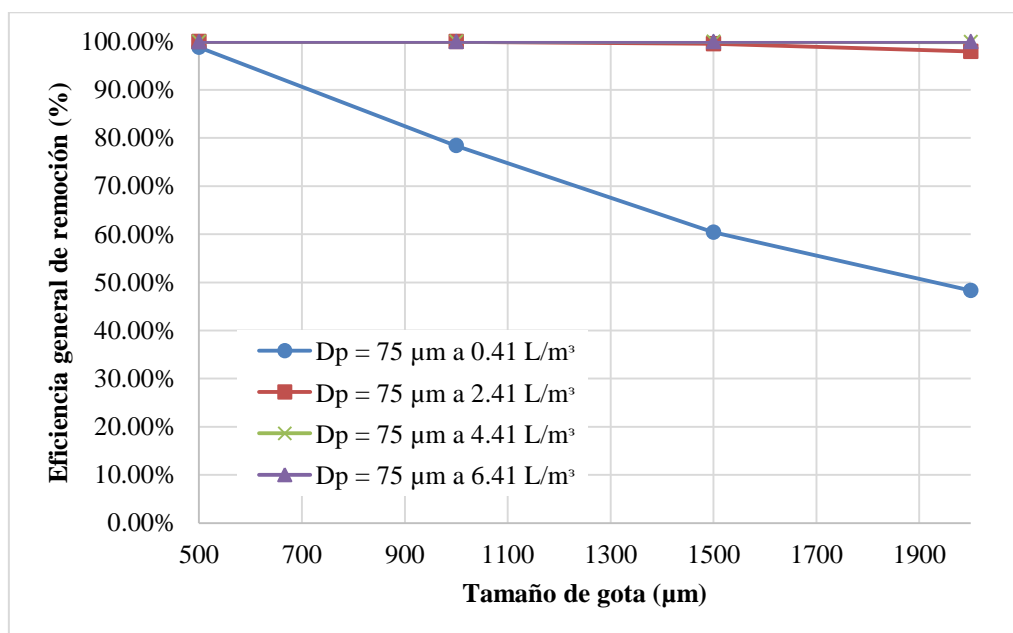
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 128. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 38 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



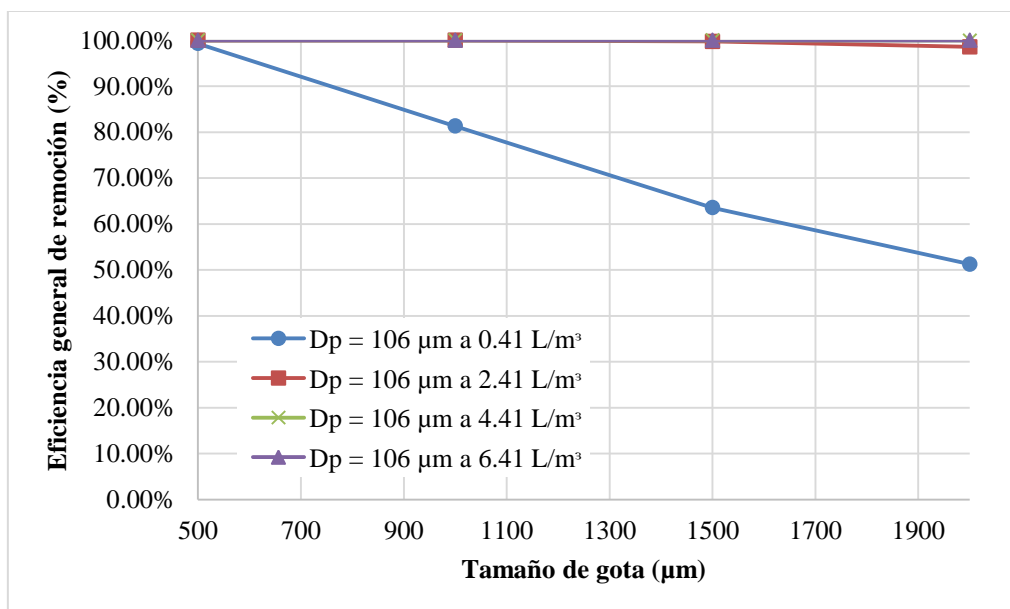
Nota: La curva con relación de flujo de $6.41 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.41\text{-}6.41 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 129. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 75 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



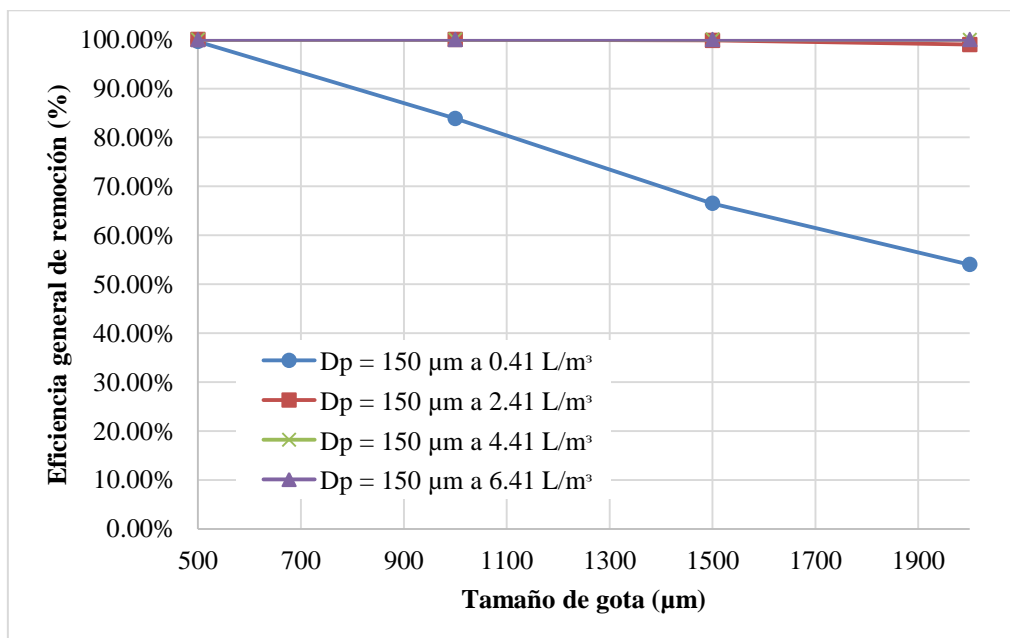
Nota: La curva con relación de flujo de $6.41 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.41\text{-}6.41 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 130. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 106 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



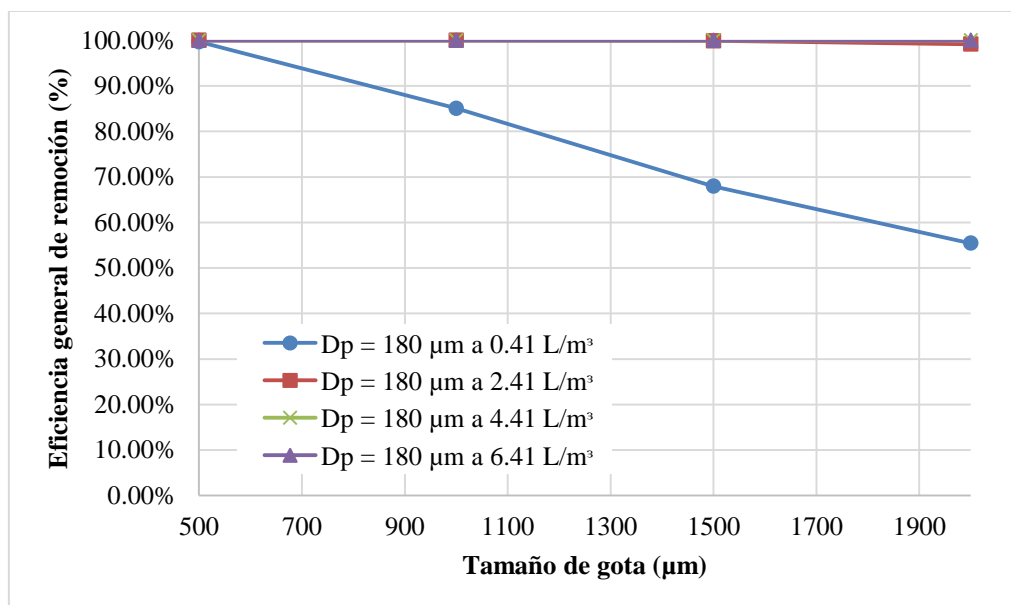
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 131. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 150 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



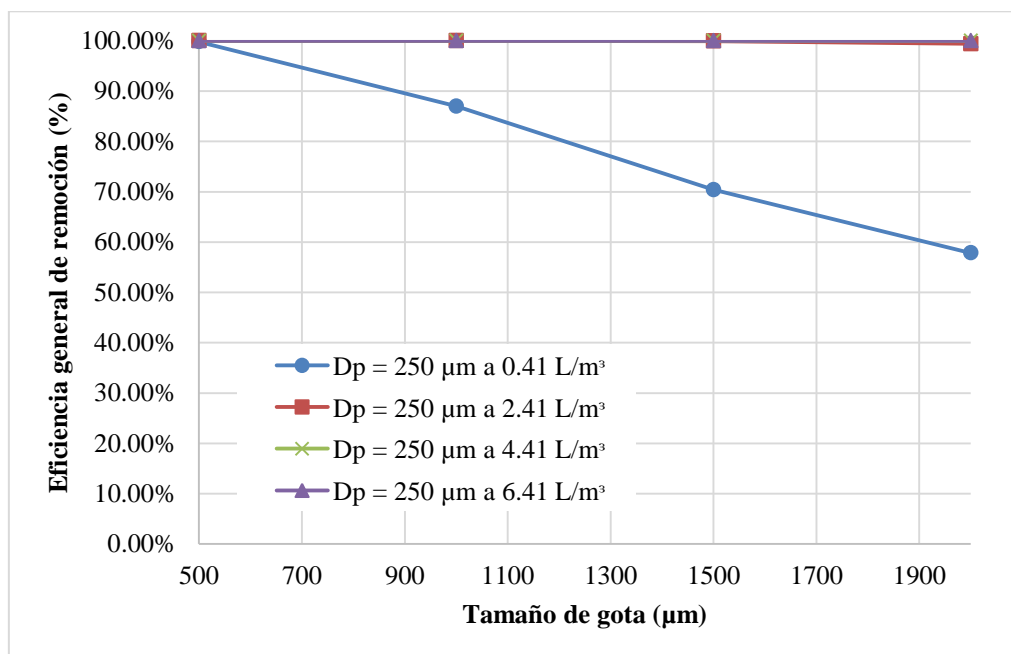
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 132. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 180 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



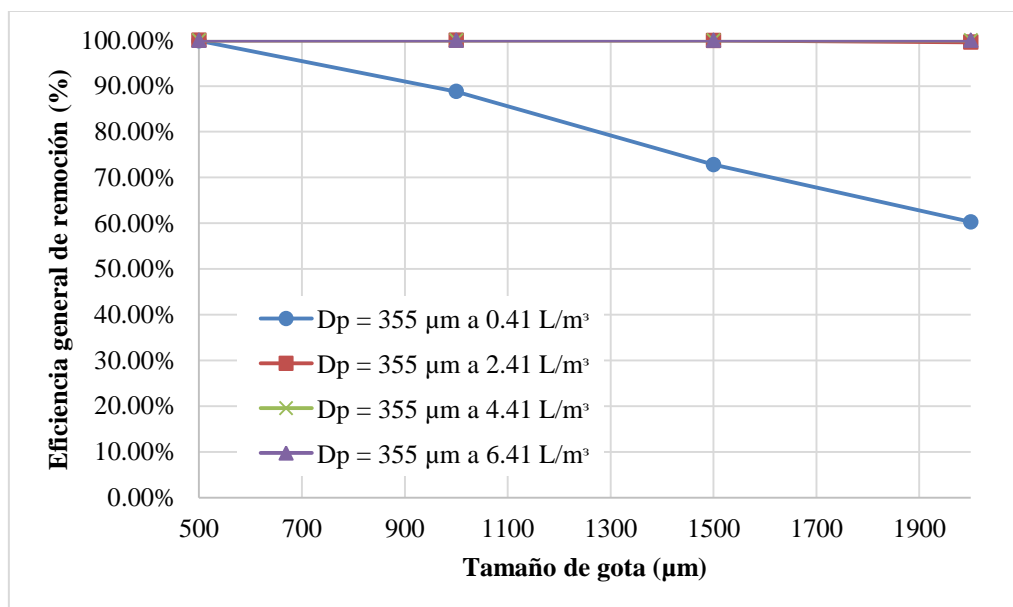
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 133. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 250 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



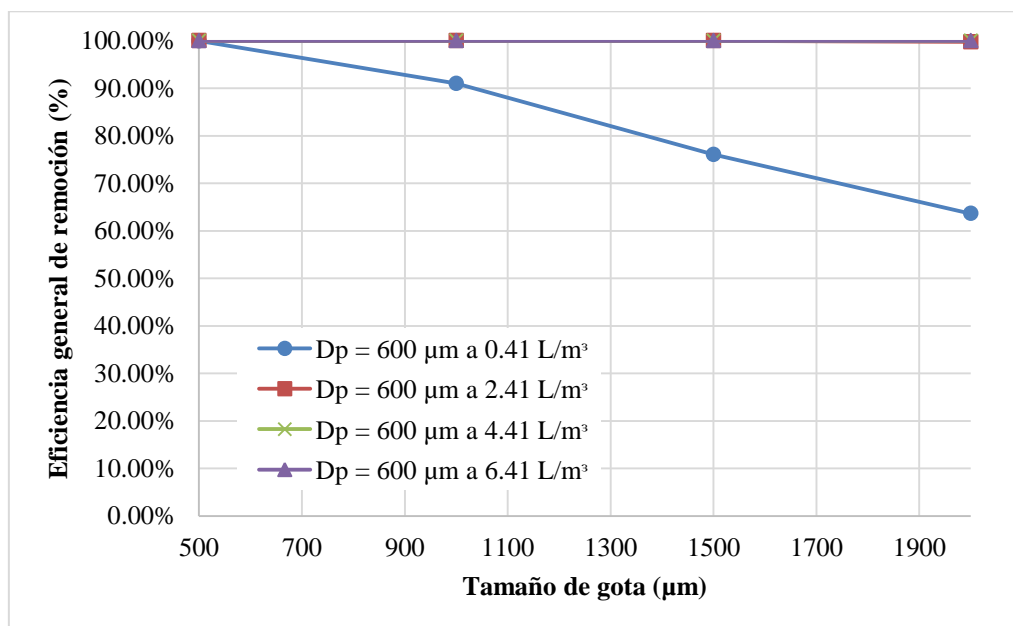
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 134. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 355 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



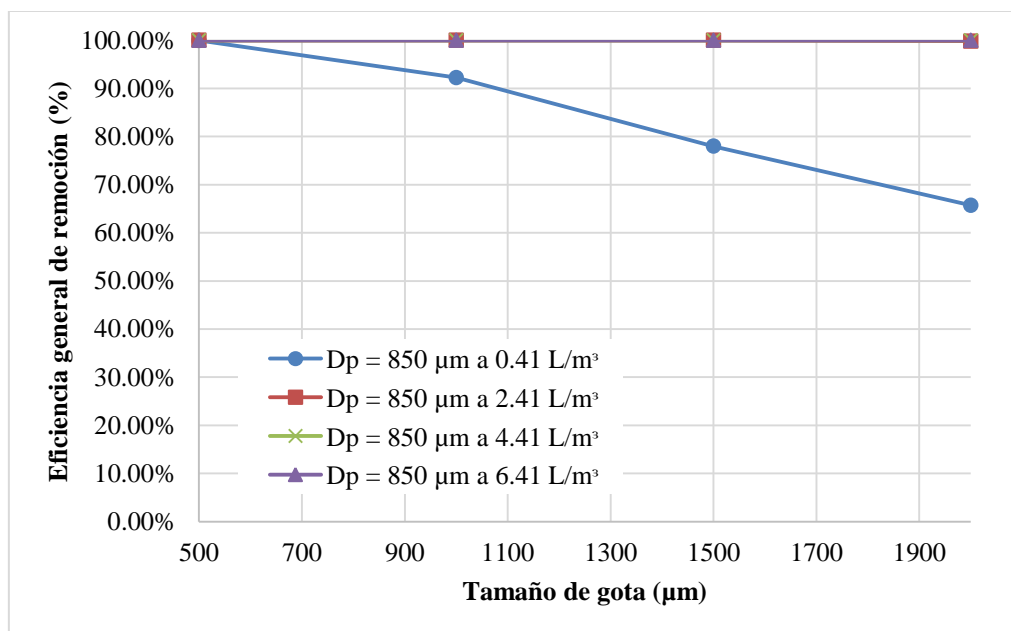
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 135. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 600 μm a diferentes relaciones de flujo en scrubber 5



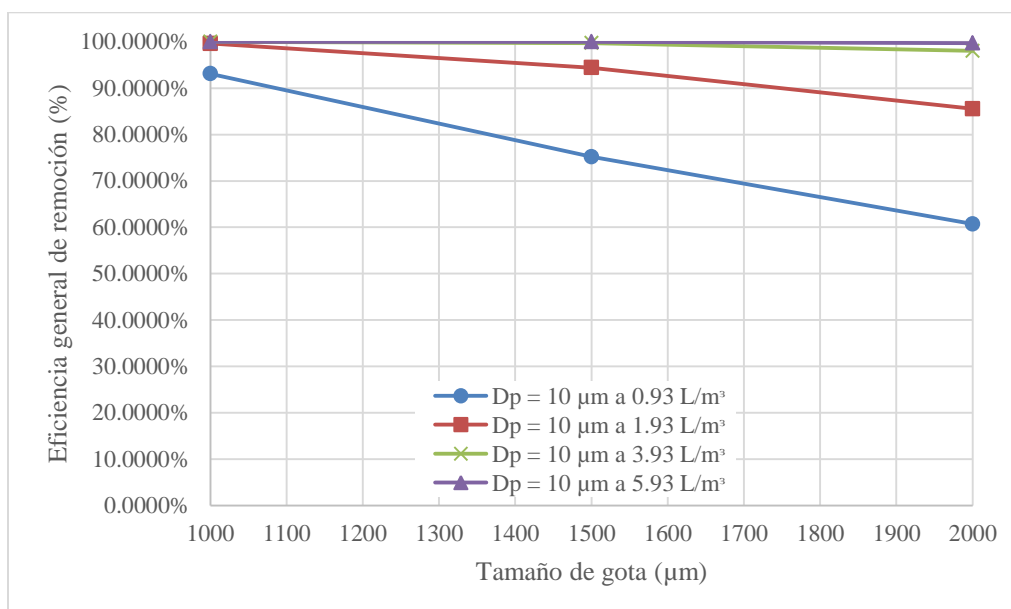
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 136. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 850 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 5



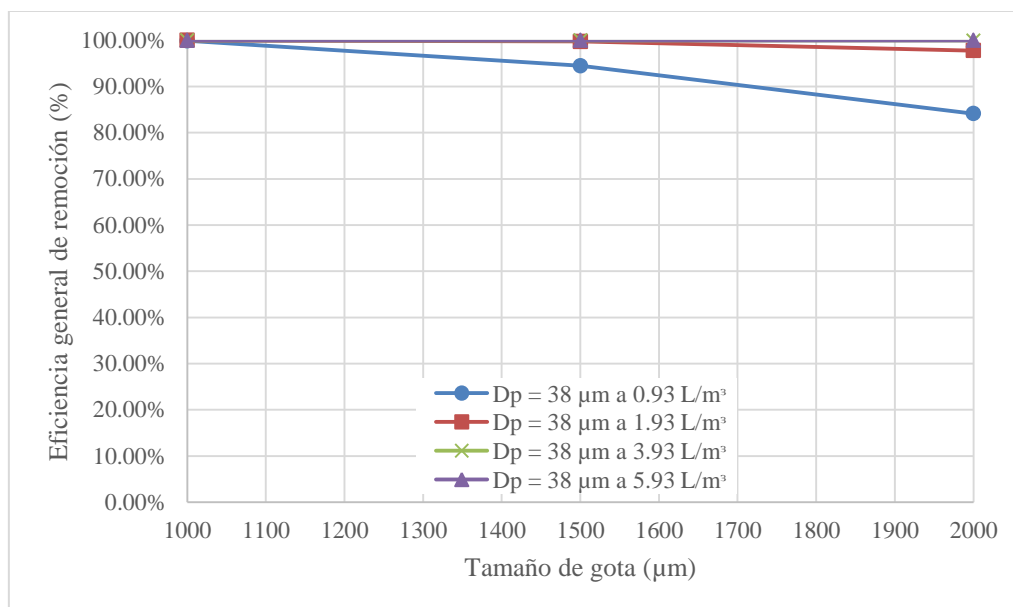
Nota: La curva con relación de flujo de 6.41 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 5 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.41-6.41 L agua/m³ gas.

Figura 137. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 10 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



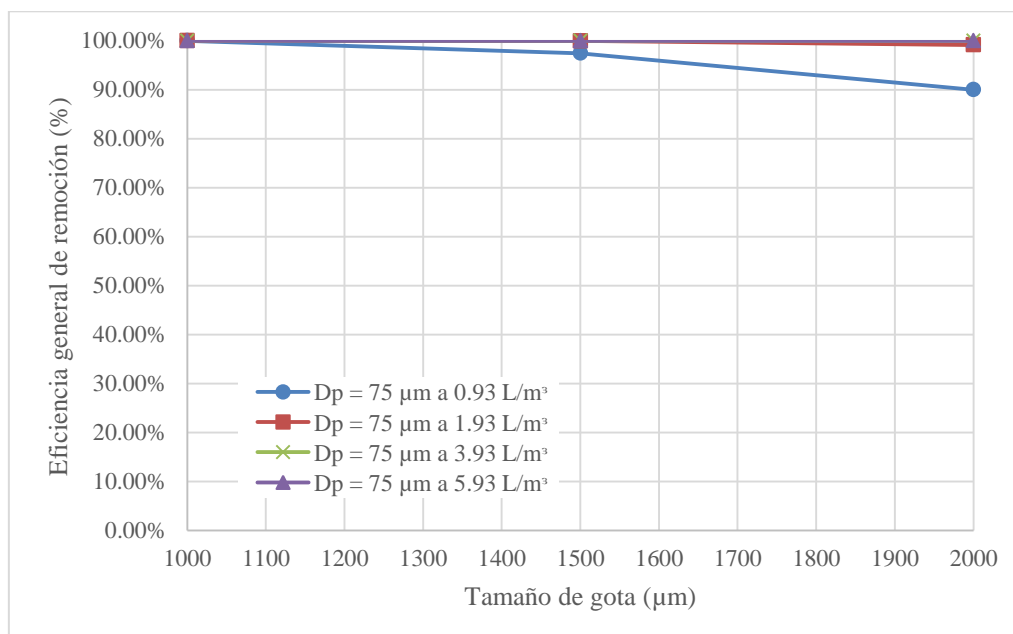
Nota: La curva con relación de flujo de 1.39 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.39-5.39 L agua/m³ gas.

Figura 138. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 38 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



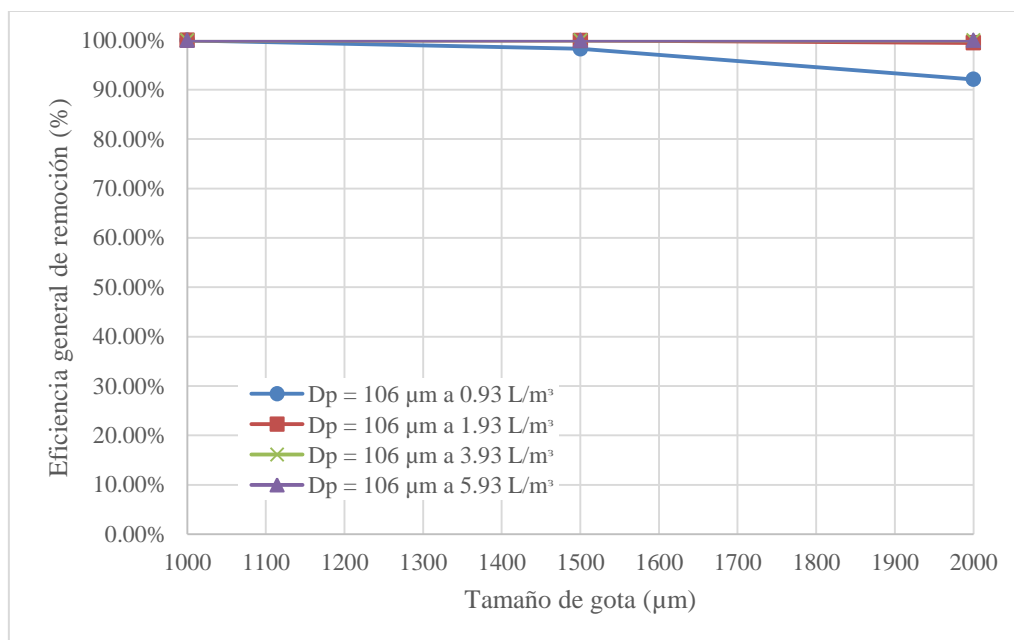
Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 139. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 75 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



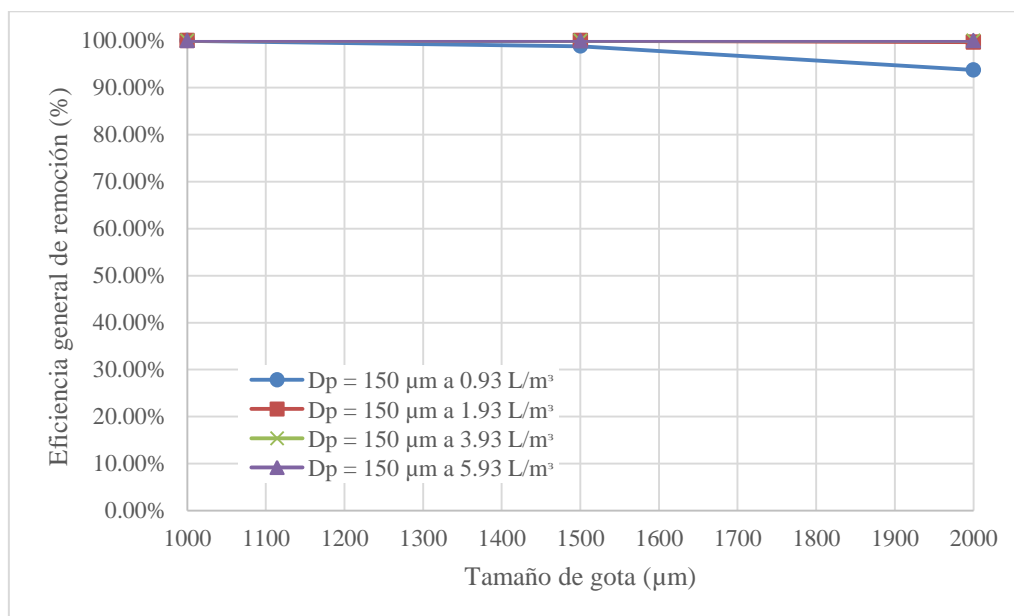
Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 140. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 106 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



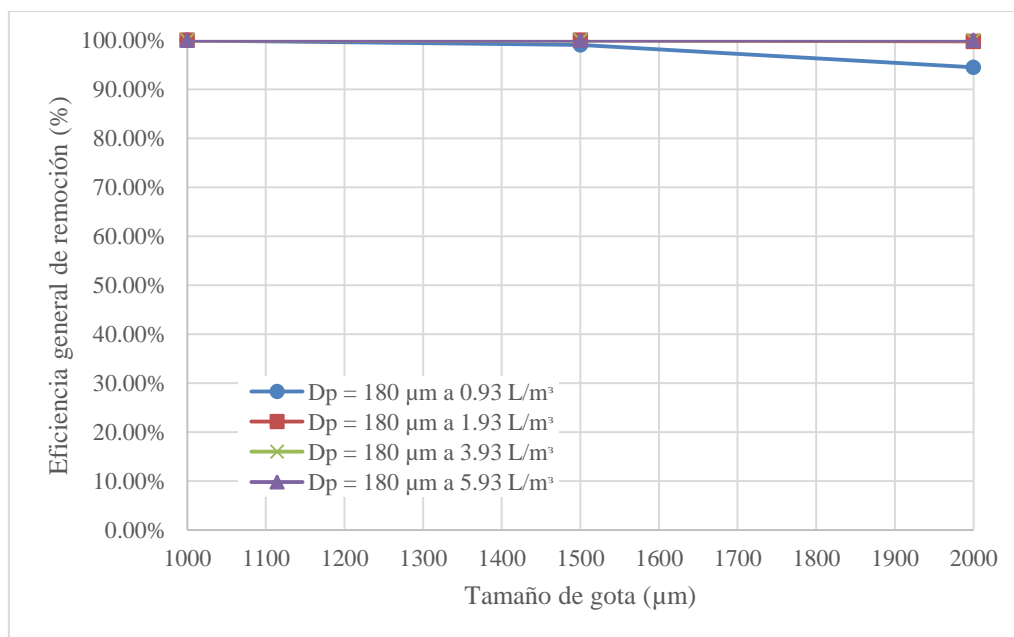
Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 141. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 150 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



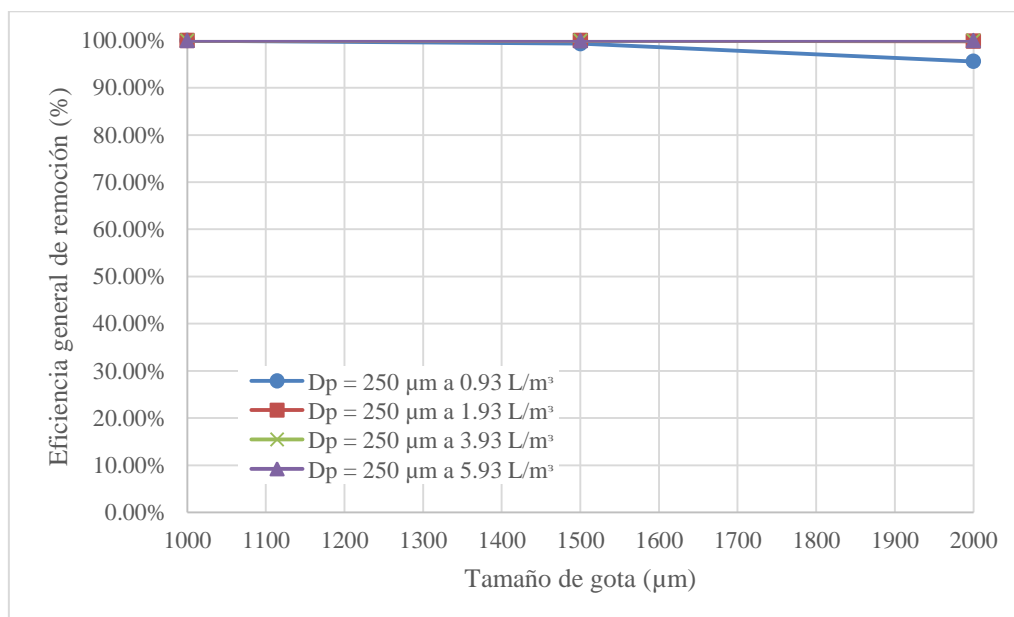
Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 142. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 180 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



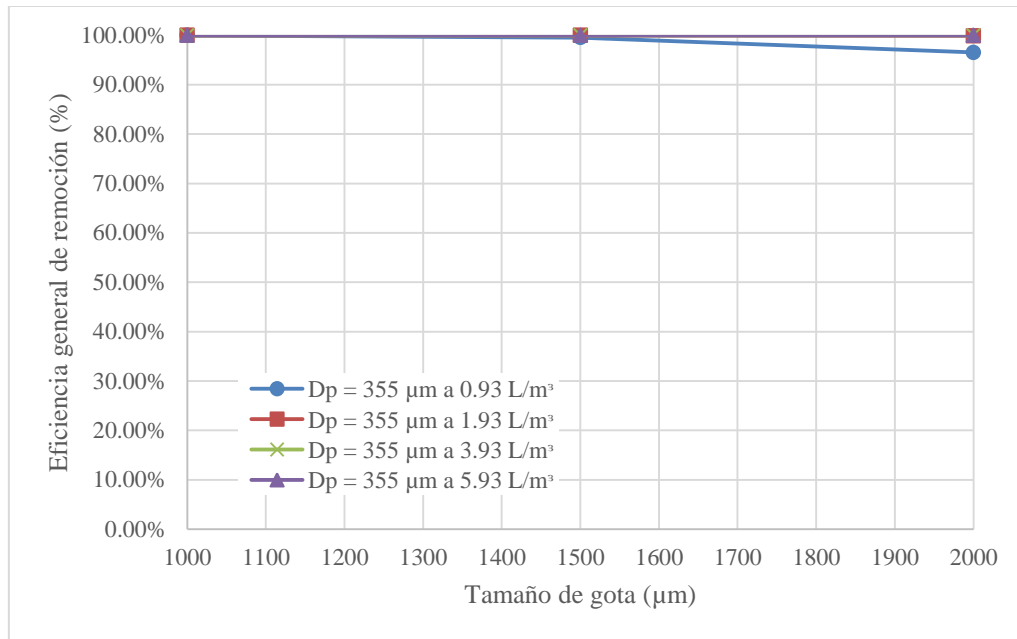
Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 143. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 250 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



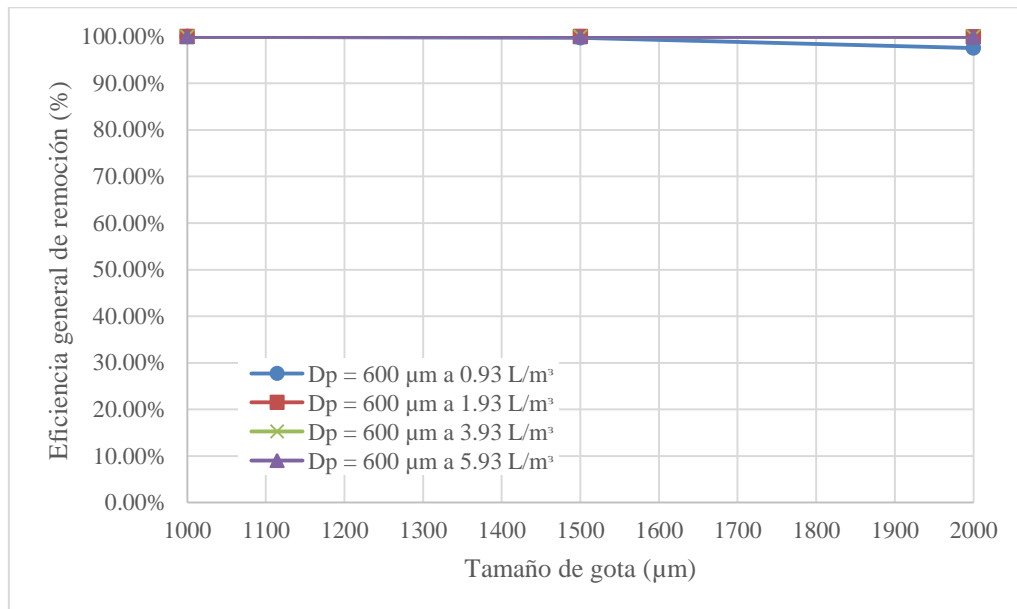
Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 144. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 355 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



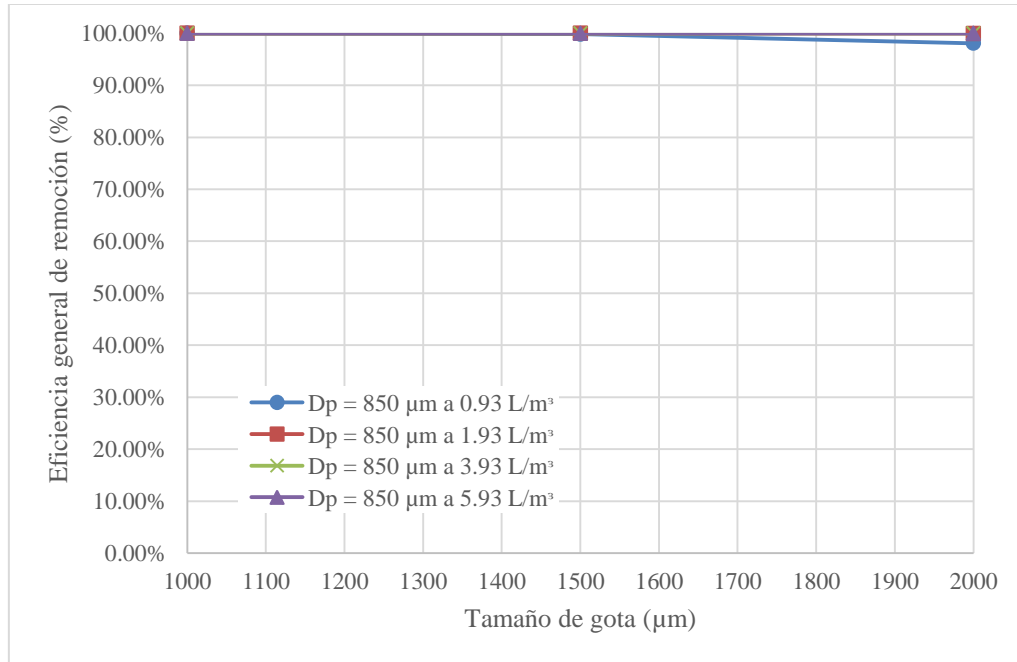
Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 145. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 600 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



Nota: La curva con relación de flujo de $1.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$ representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de $0.39\text{-}5.39 \text{ L agua/m}^3 \text{ gas}$.

Figura 146. Comparación de eficiencia general de remoción de partículas de 850 μm a diferentes relaciones de flujo líquido/gas en scrubber 6



Nota: La curva con relación de flujo de 1.39 L agua/m³ gas representa la operación del scrubber 6 para la zafra 2015-2016. Las otras curvas se muestran para comparar la operación del scrubber en un rango de 0.39-5.39 L agua/m³ gas.

J. EVALUACIÓN DE EFLUENTES

Figura 147. Concentración de sólidos en el lavador de gases de la caldera 6

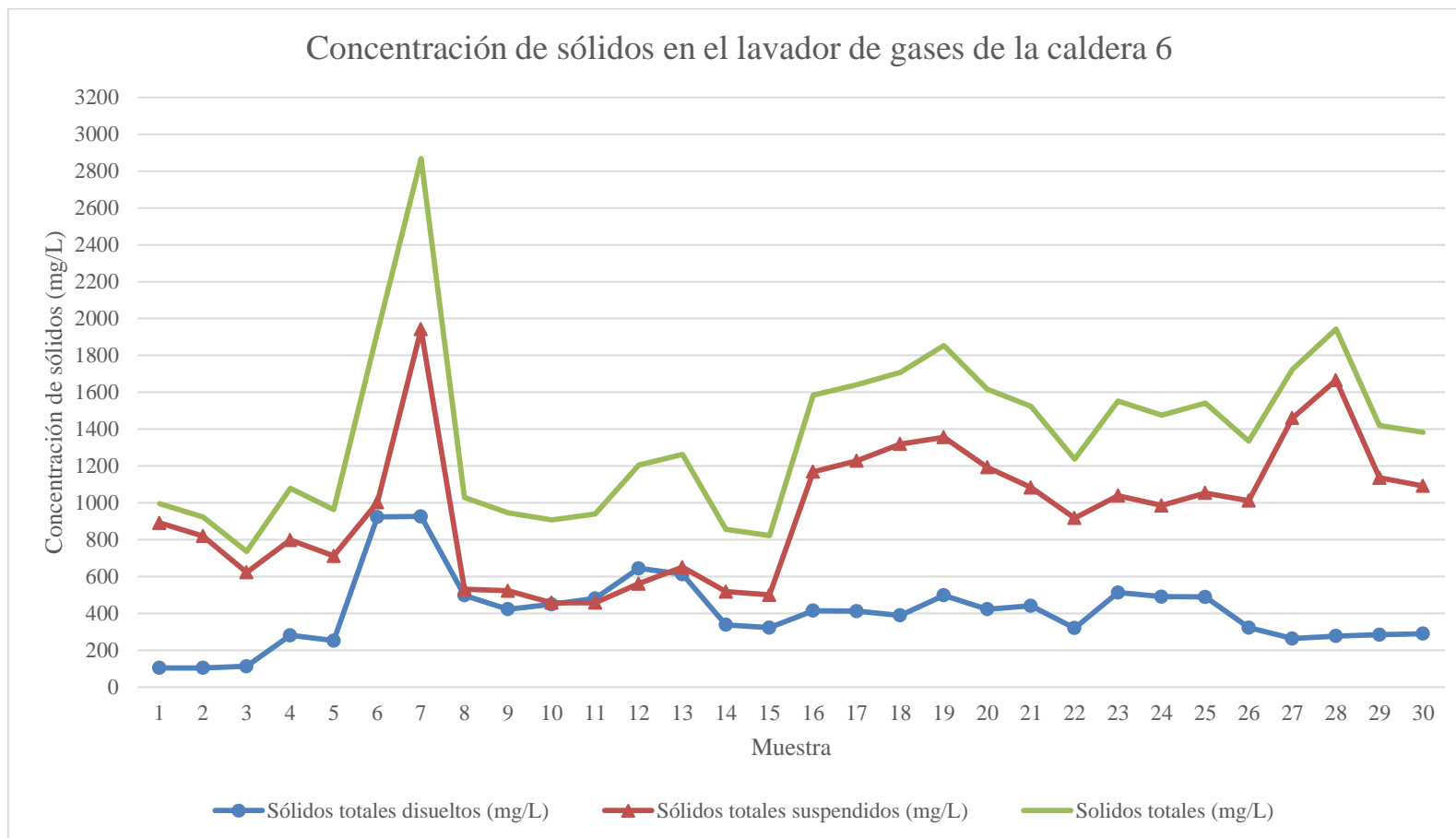


Figura 148. Concentración de sólidos en el lavador de gases de la caldera 5

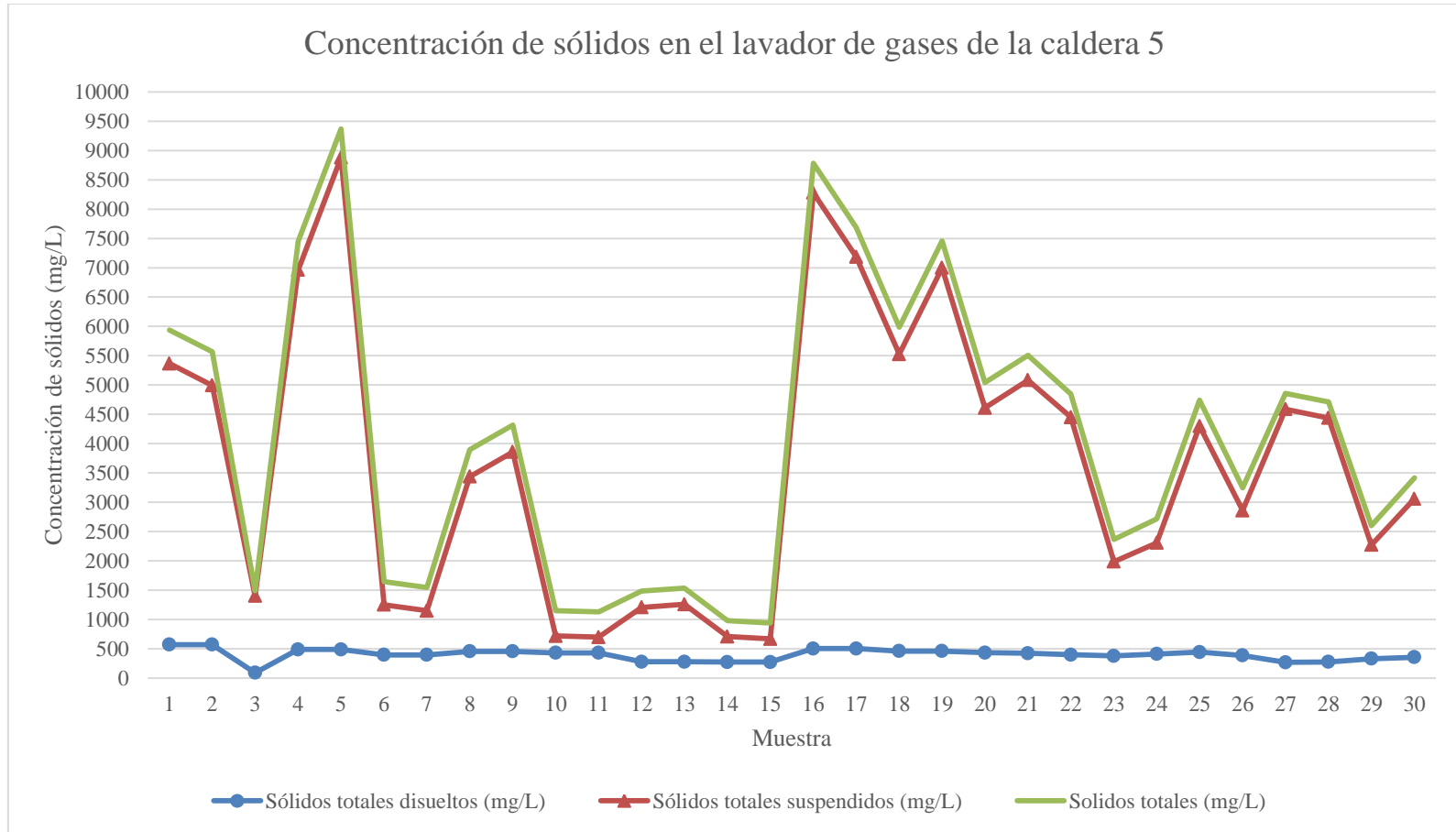


Figura 149. Concentración de sólidos en la mesa de lavado de caña de corte manual

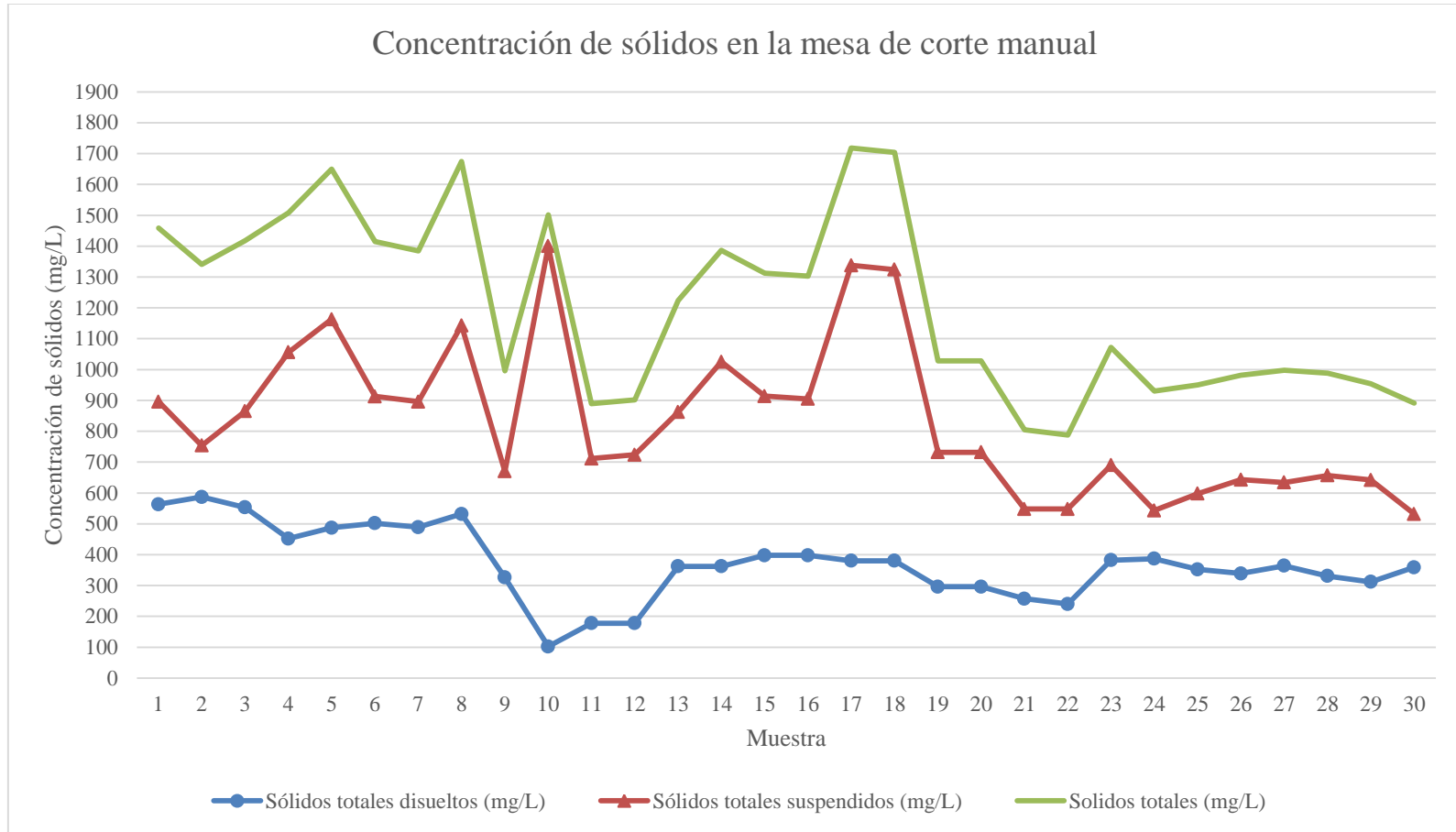


Figura 150. Concentración de sólidos en la mesa de lavado de caña de corte mecanizado

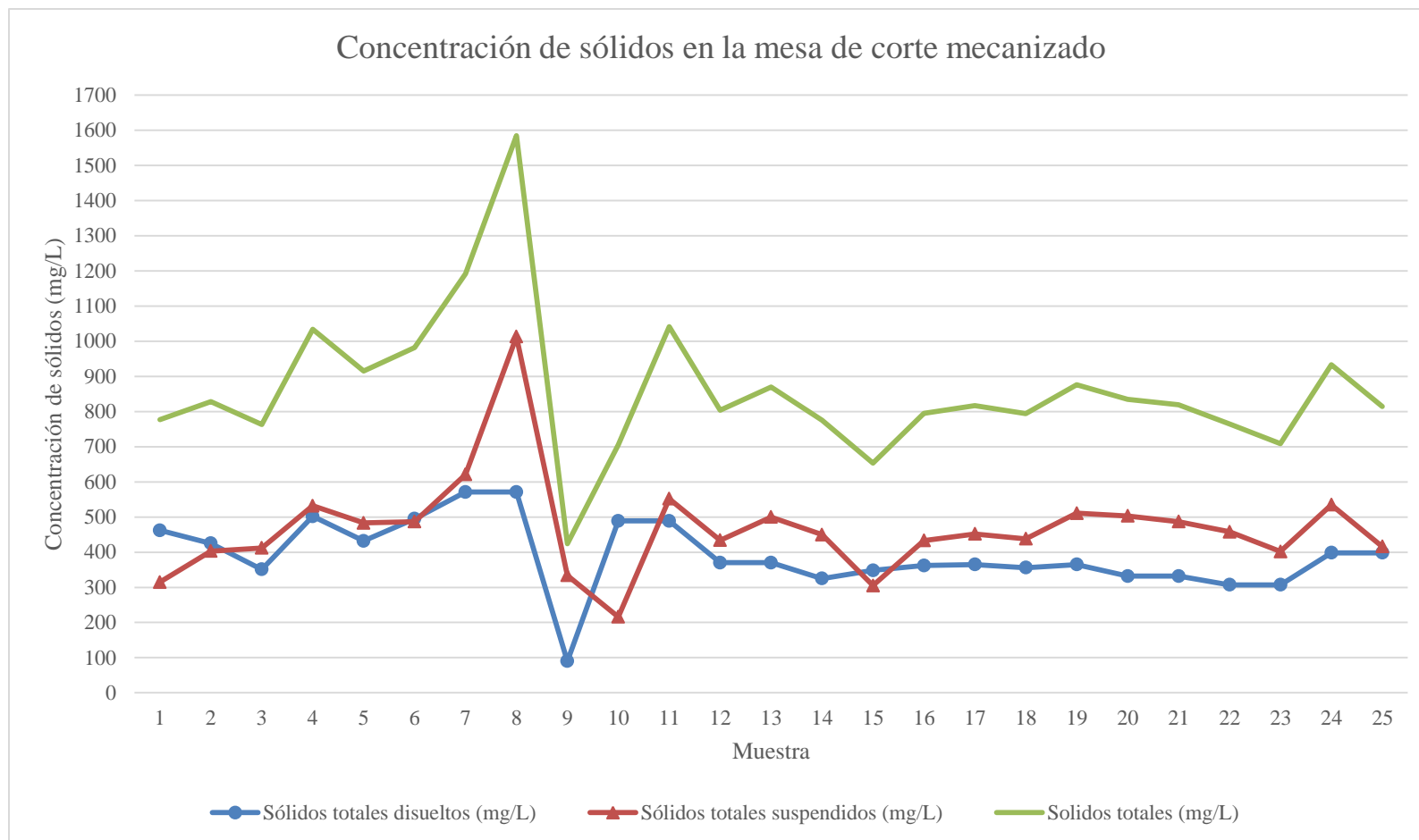


Figura 151. Concentración de sólidos en el lavador de cenicero de la caldera 5

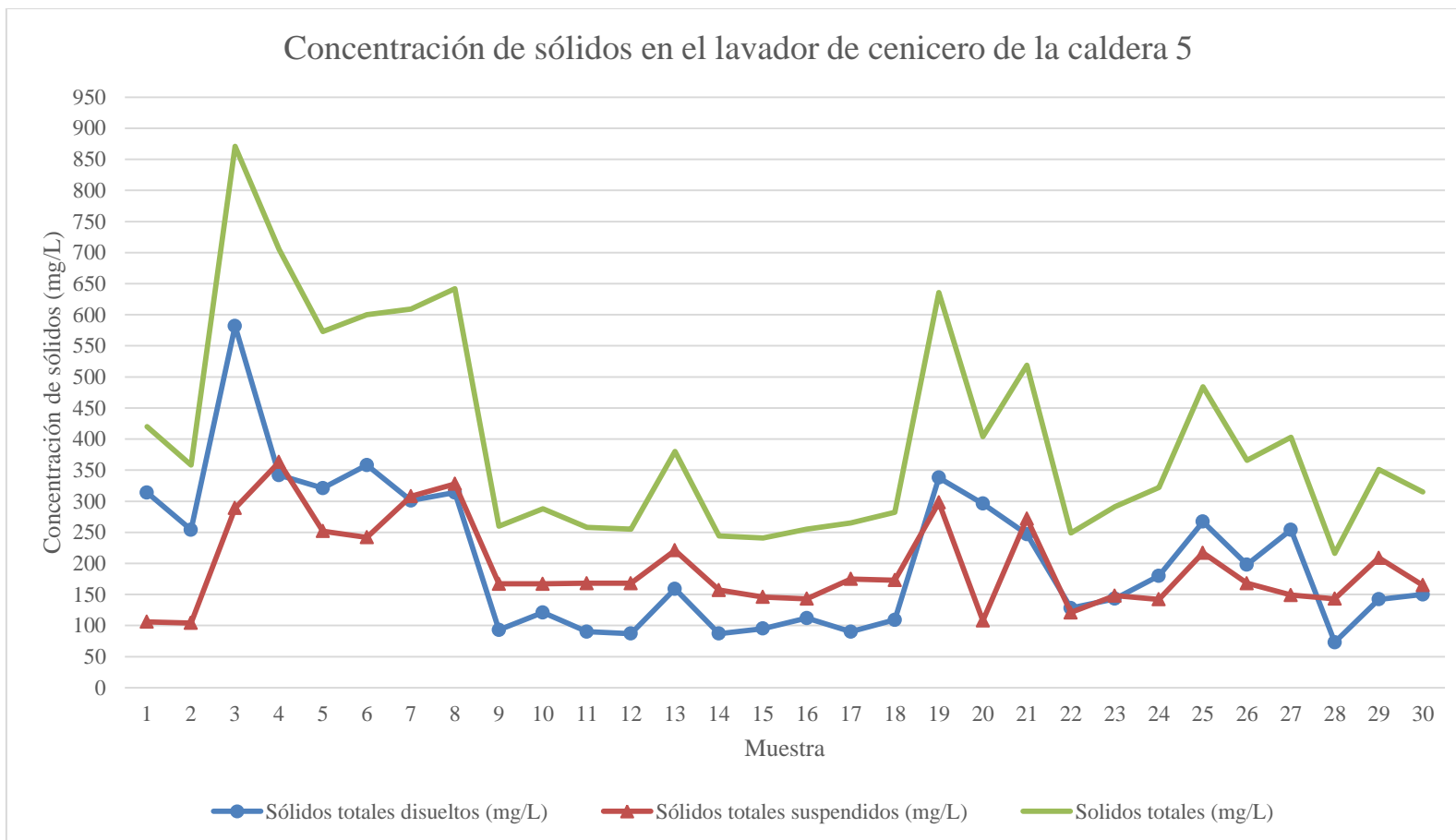


Figura 152. Concentración de sólidos en el lavador de cenicero de la caldera 6

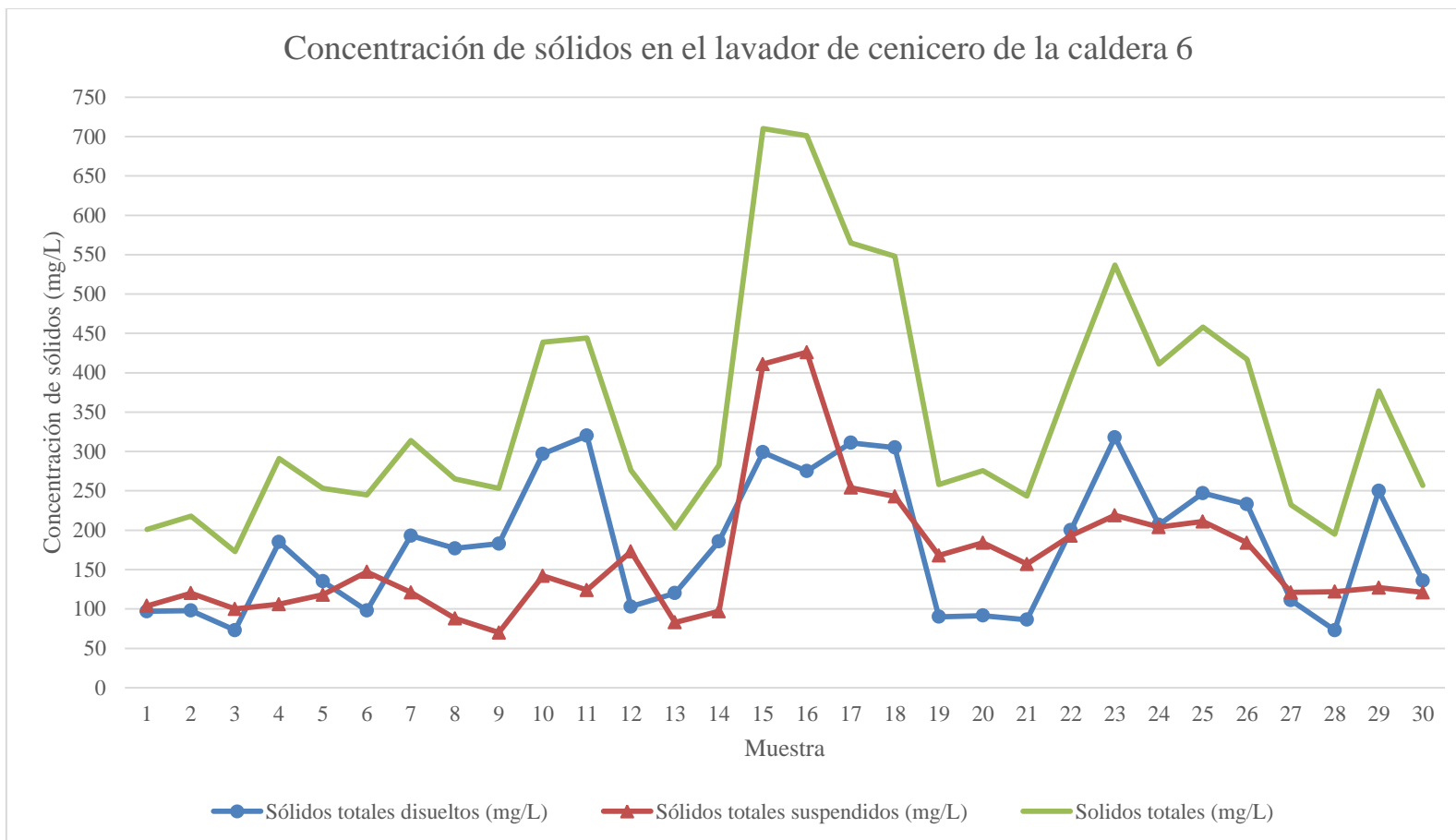


Figura 153. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de gases de la caldera 6

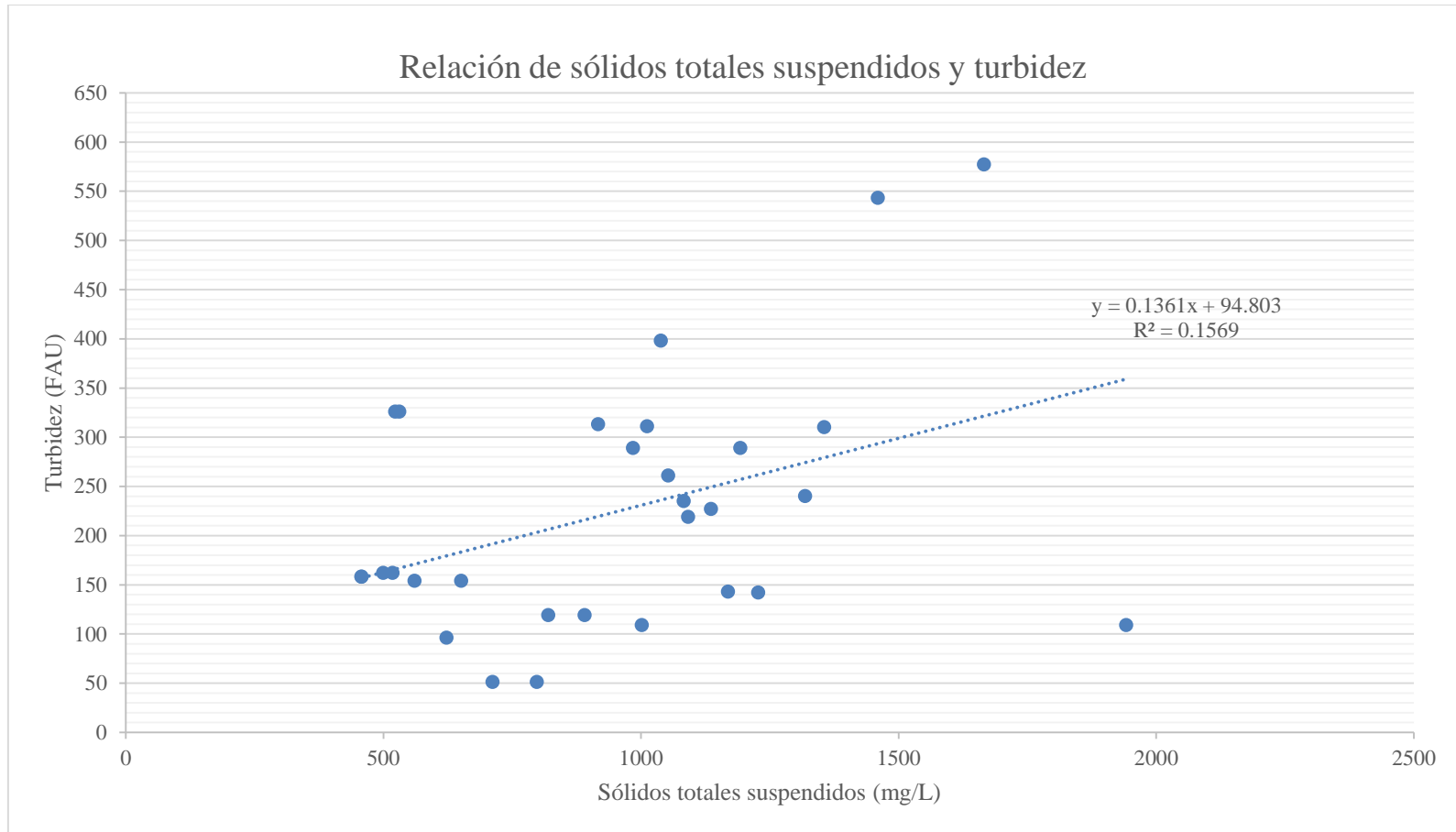


Figura 154. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de gases de la caldera 6

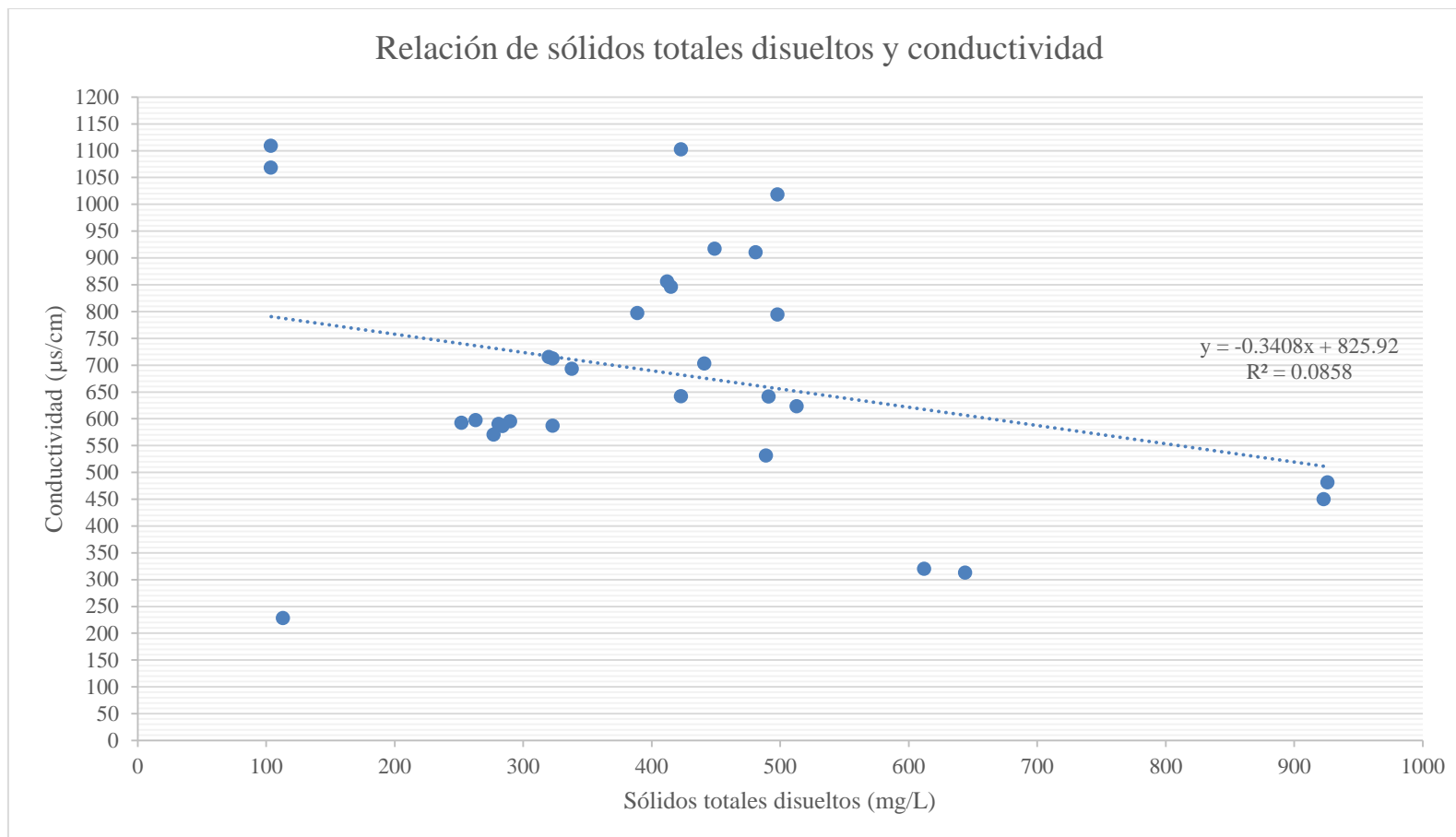


Figura 155. Relación de pH y temperatura del lavador de gases de la caldera 6

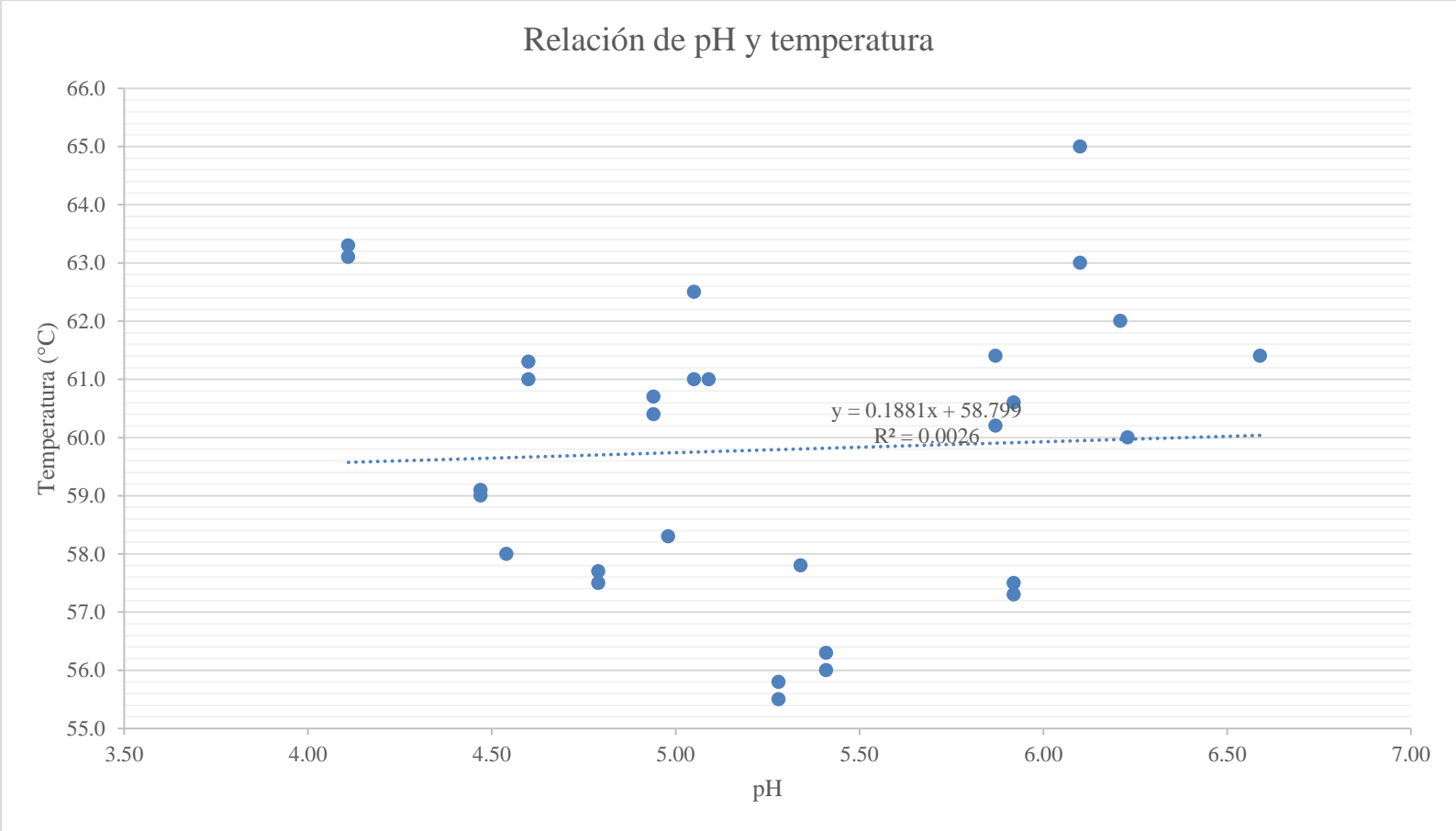


Figura 156. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de gases de la caldera 5

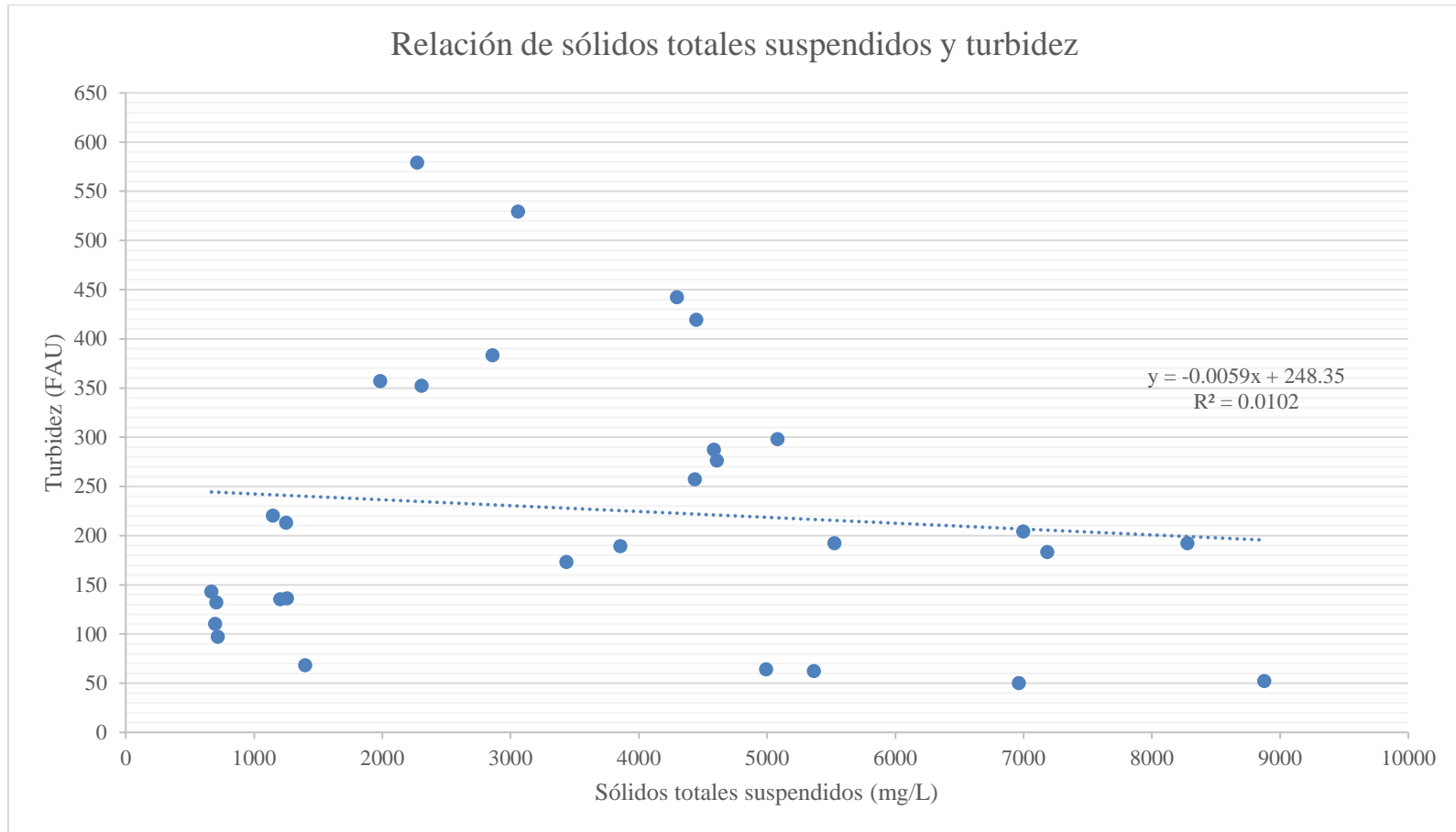


Figura 157. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de gases de la caldera 5

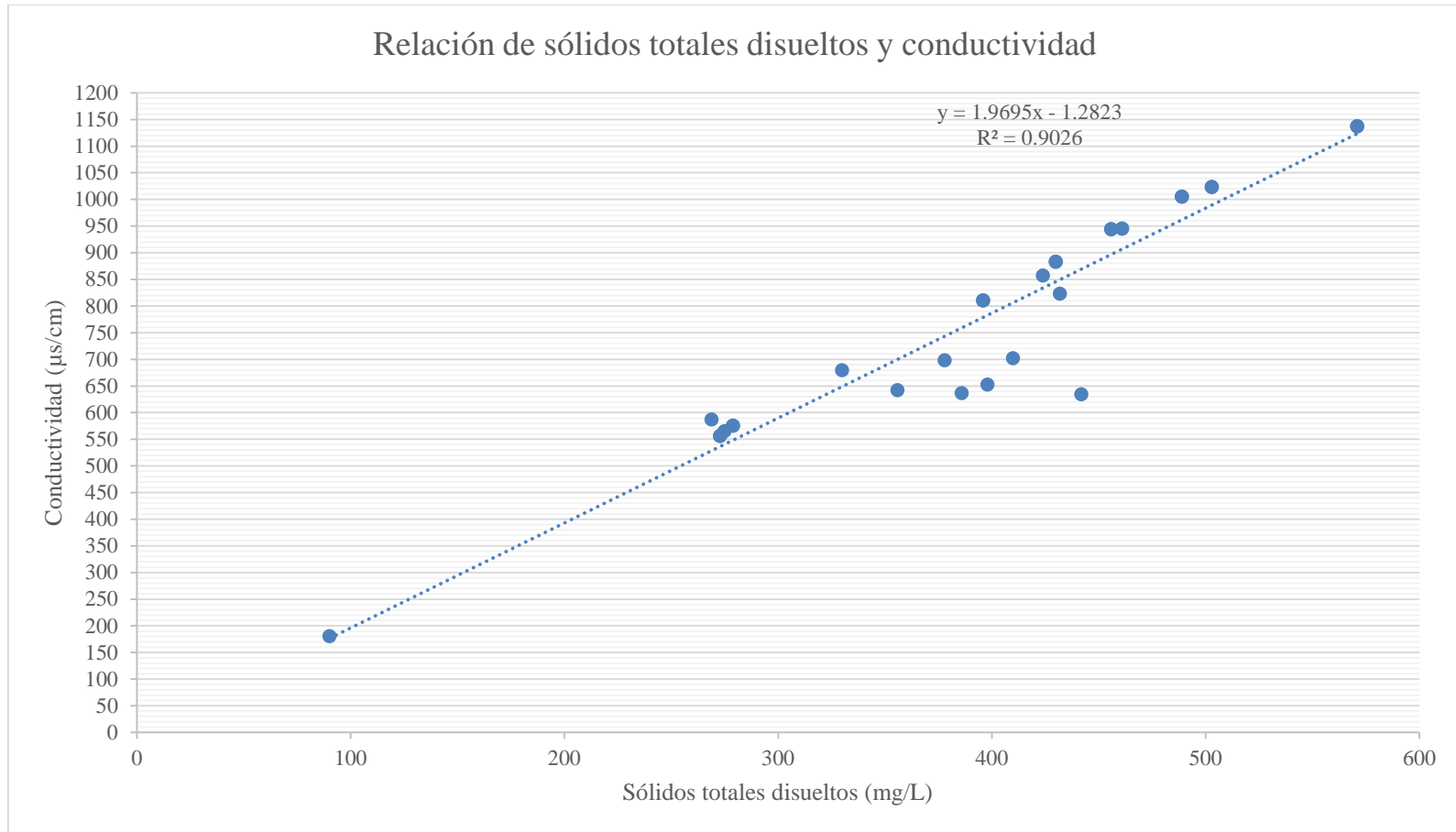


Figura 158. Relación de pH y temperatura del lavador de gases de la caldera 5

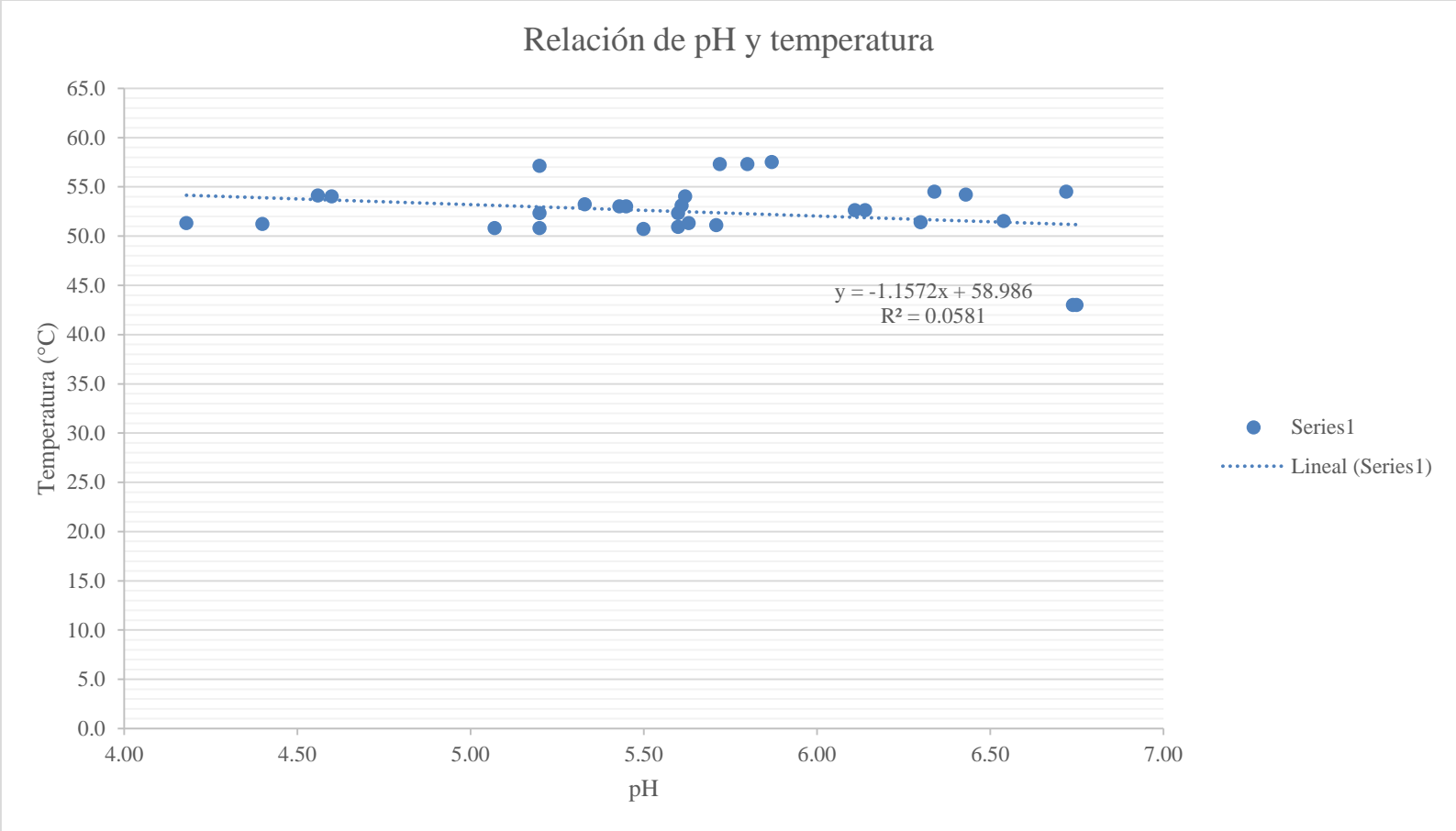


Figura 159. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez de la mesa de lavado de caña de corte manual

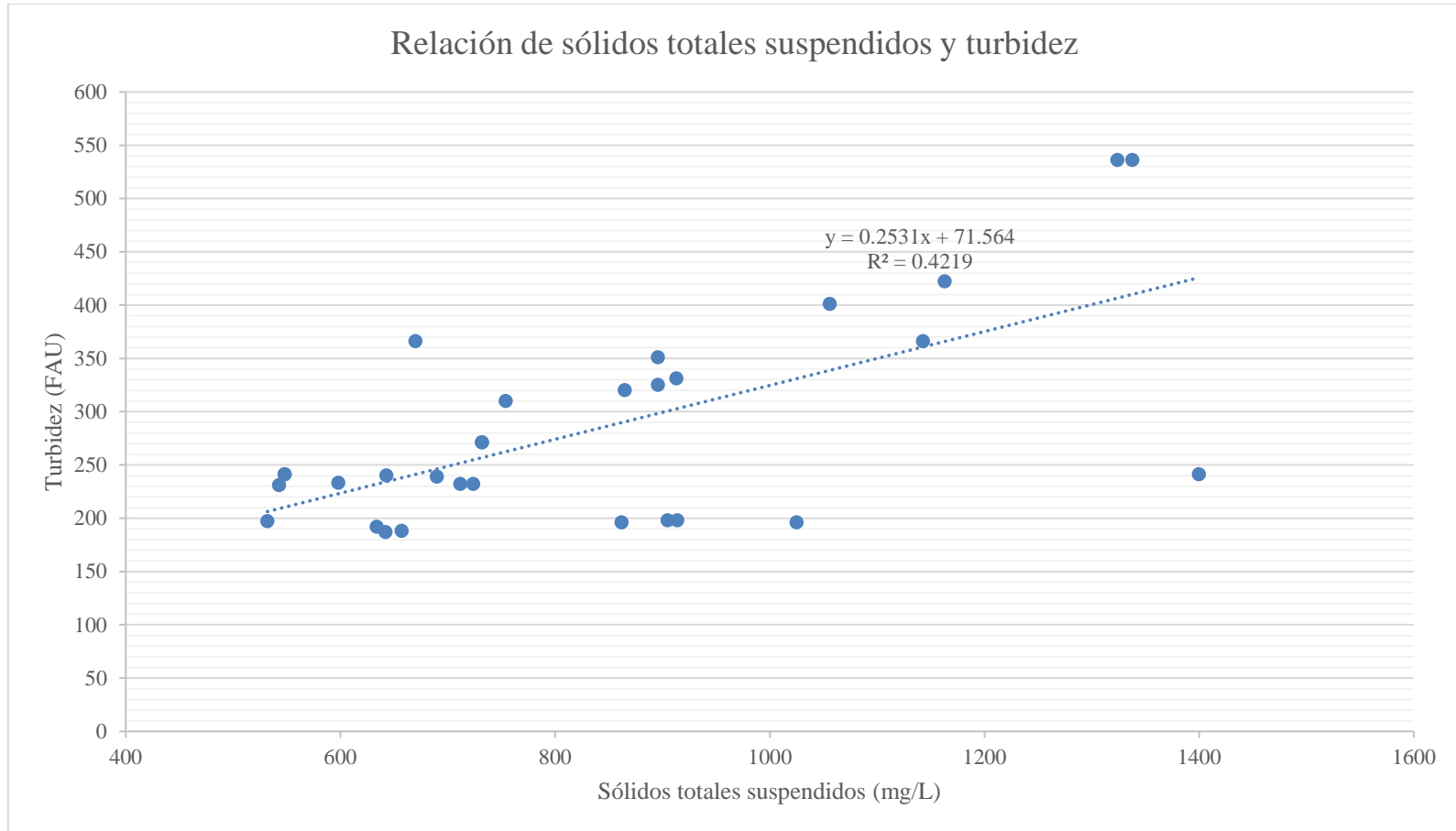


Figura 160. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad de la mesa de lavado de caña de corte manual

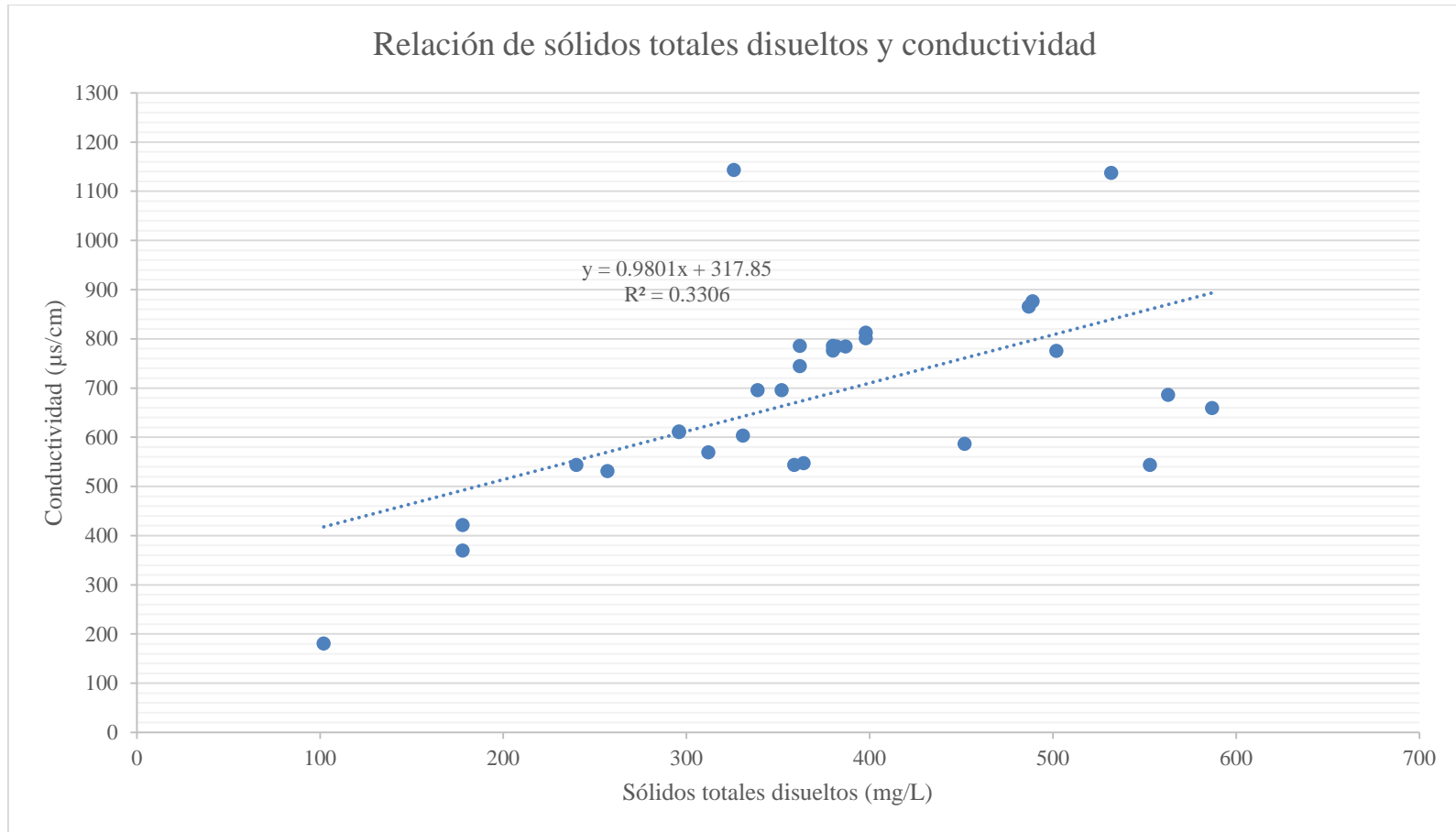


Figura 161. Relación de pH y temperatura de la mesa de lavado de caña de corte manual

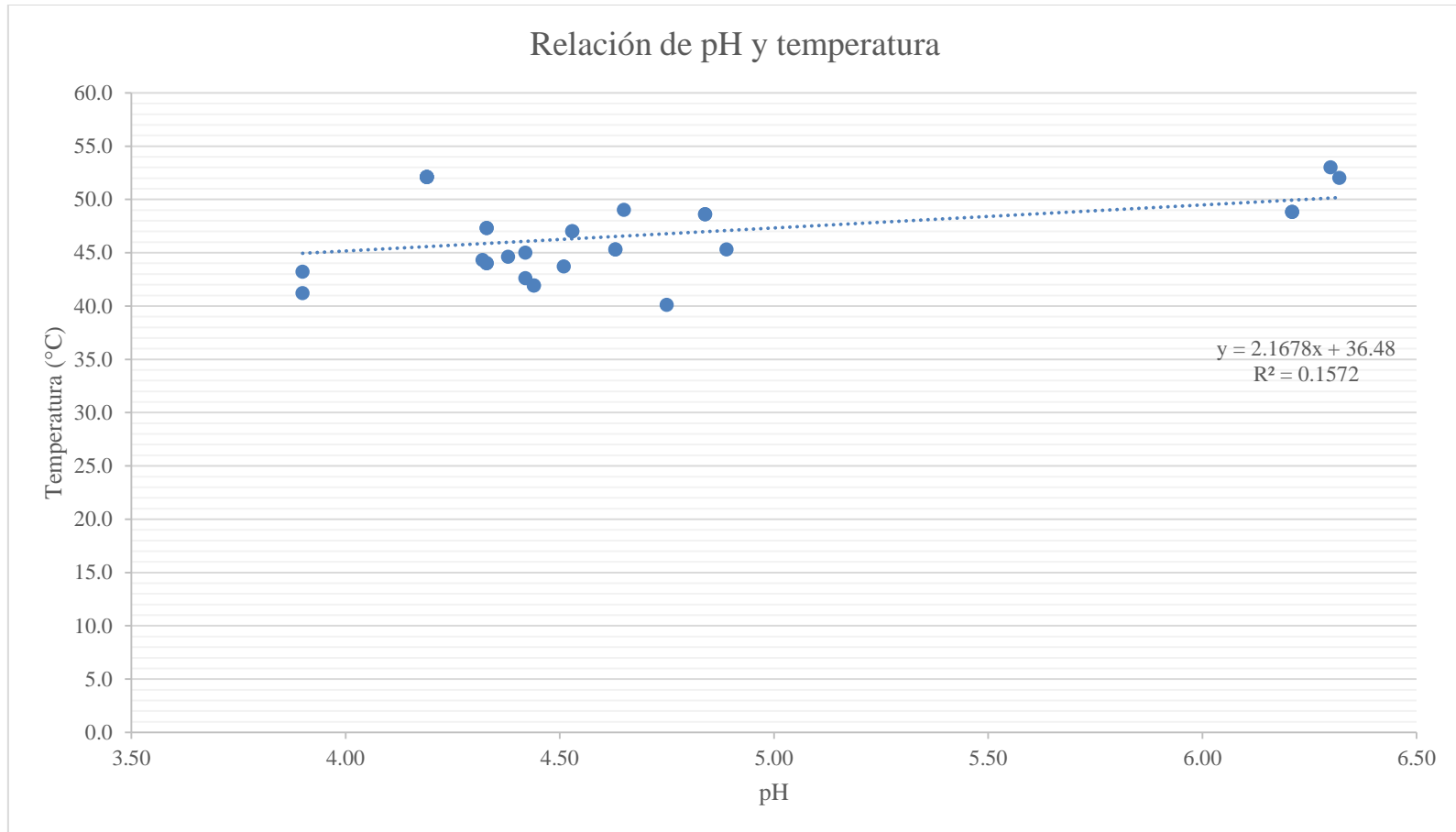


Figura 162. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado

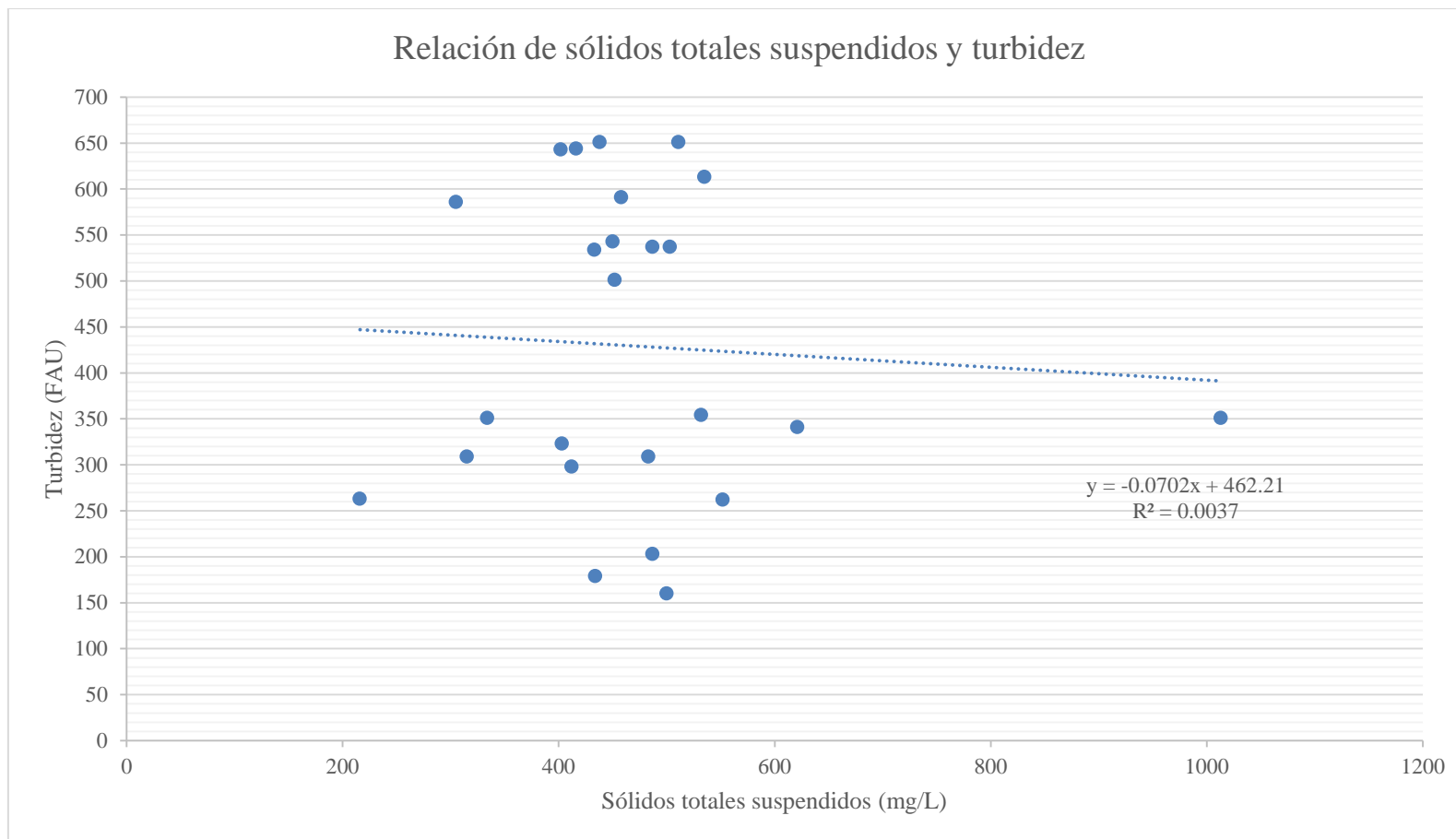


Figura 163. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado

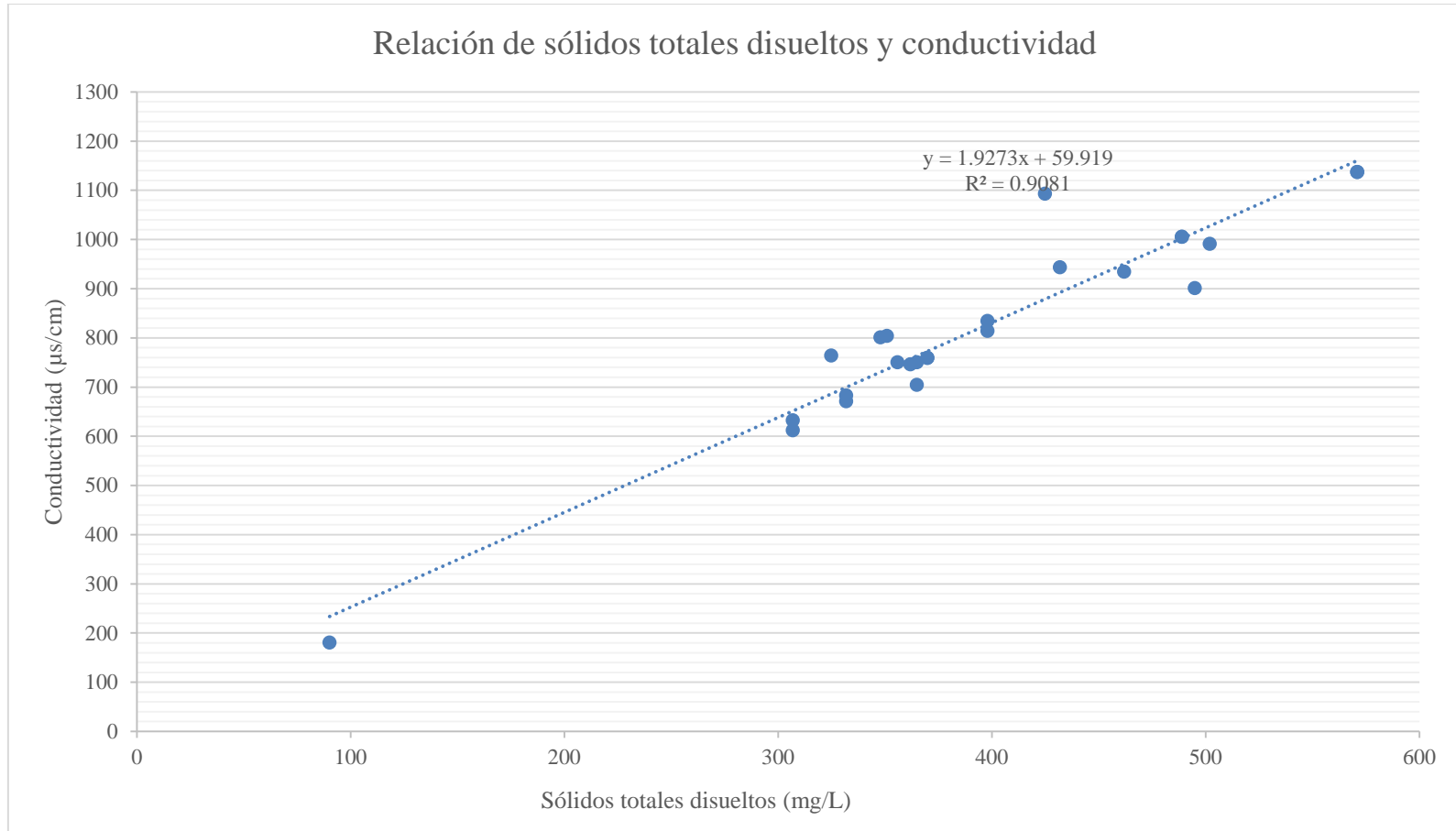


Figura 164. Relación de pH y temperatura de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado

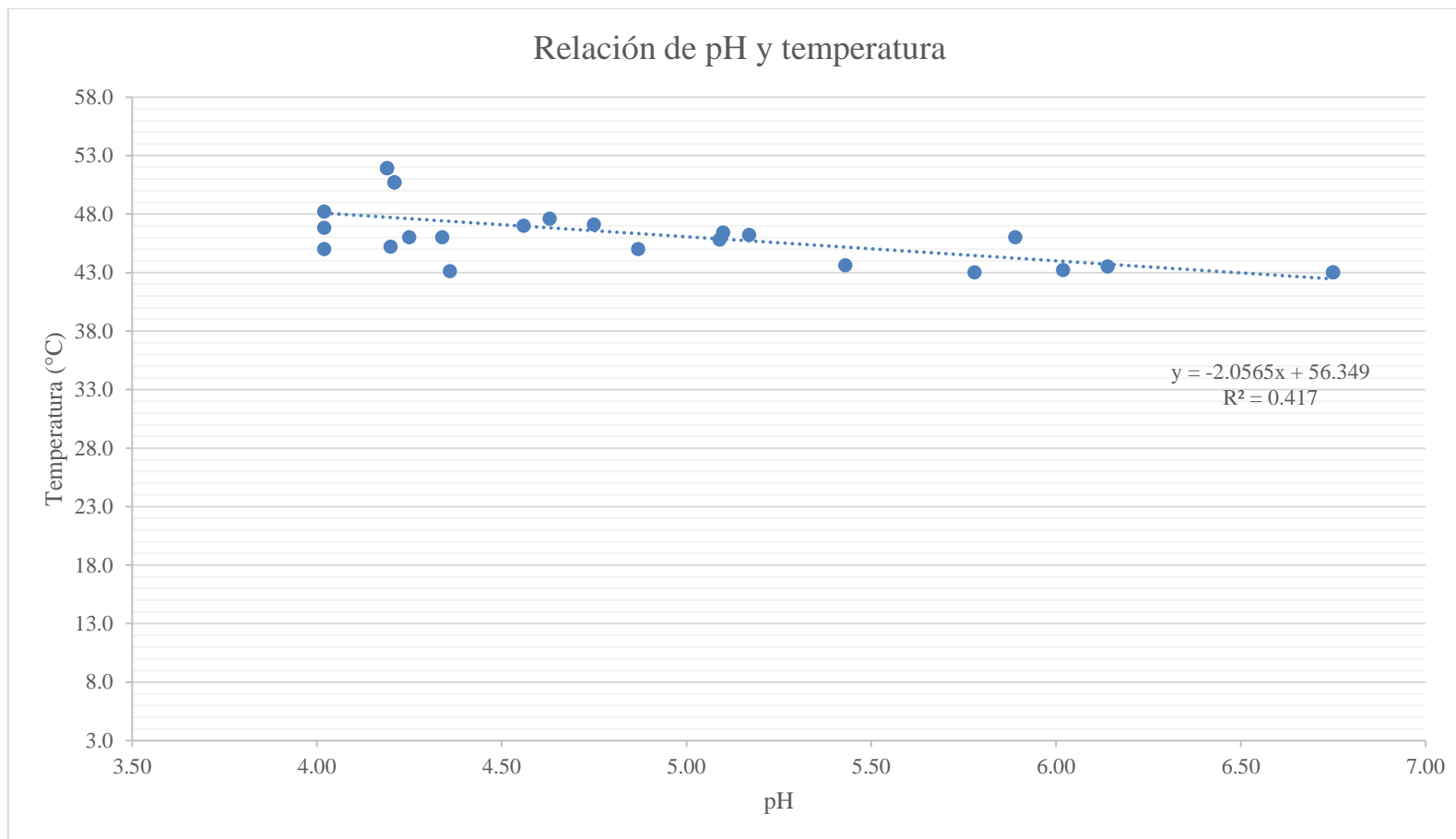


Figura 165. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de cenicero de la caldera 5

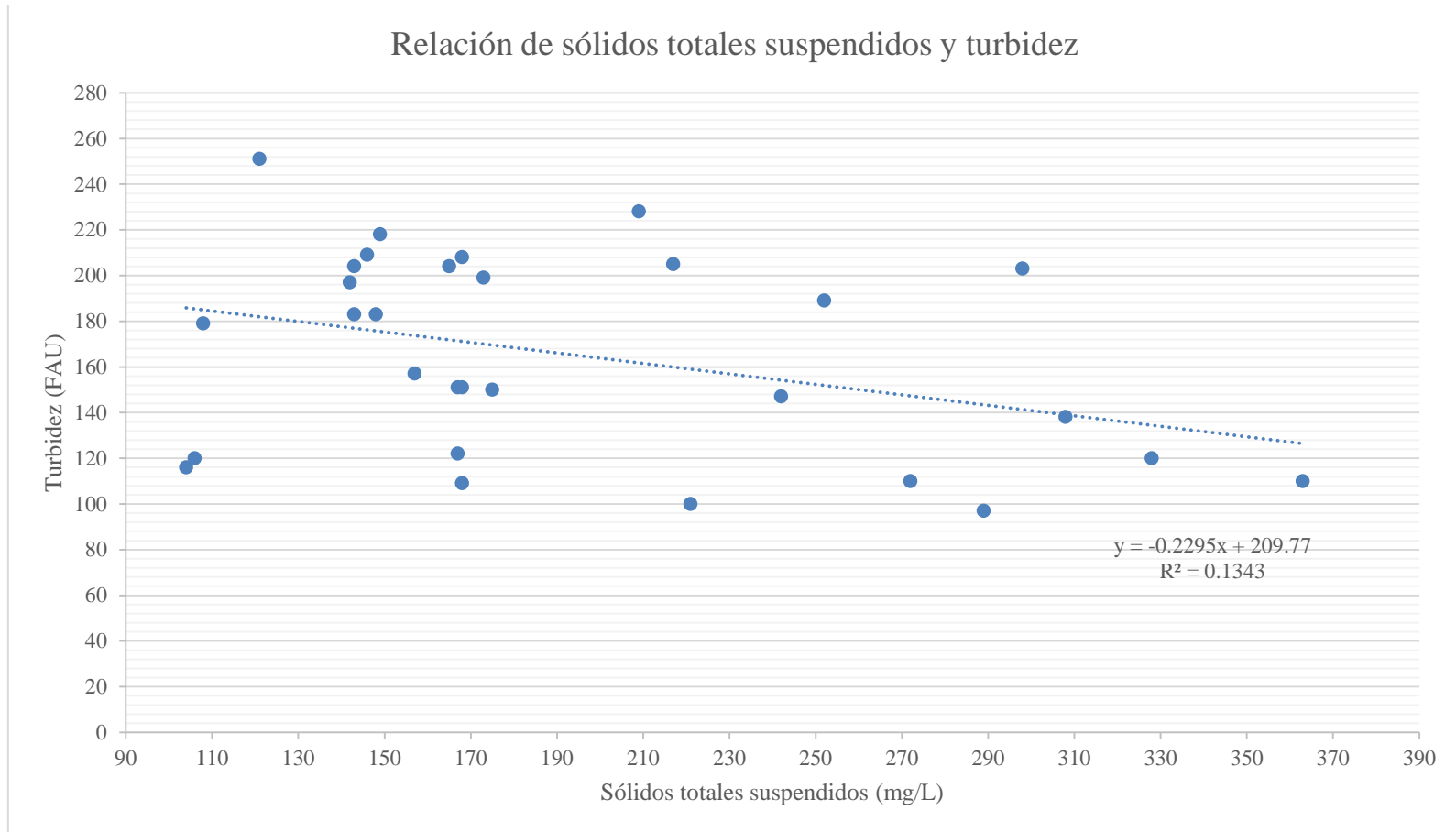


Figura 166. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de cenicero de la caldera 5

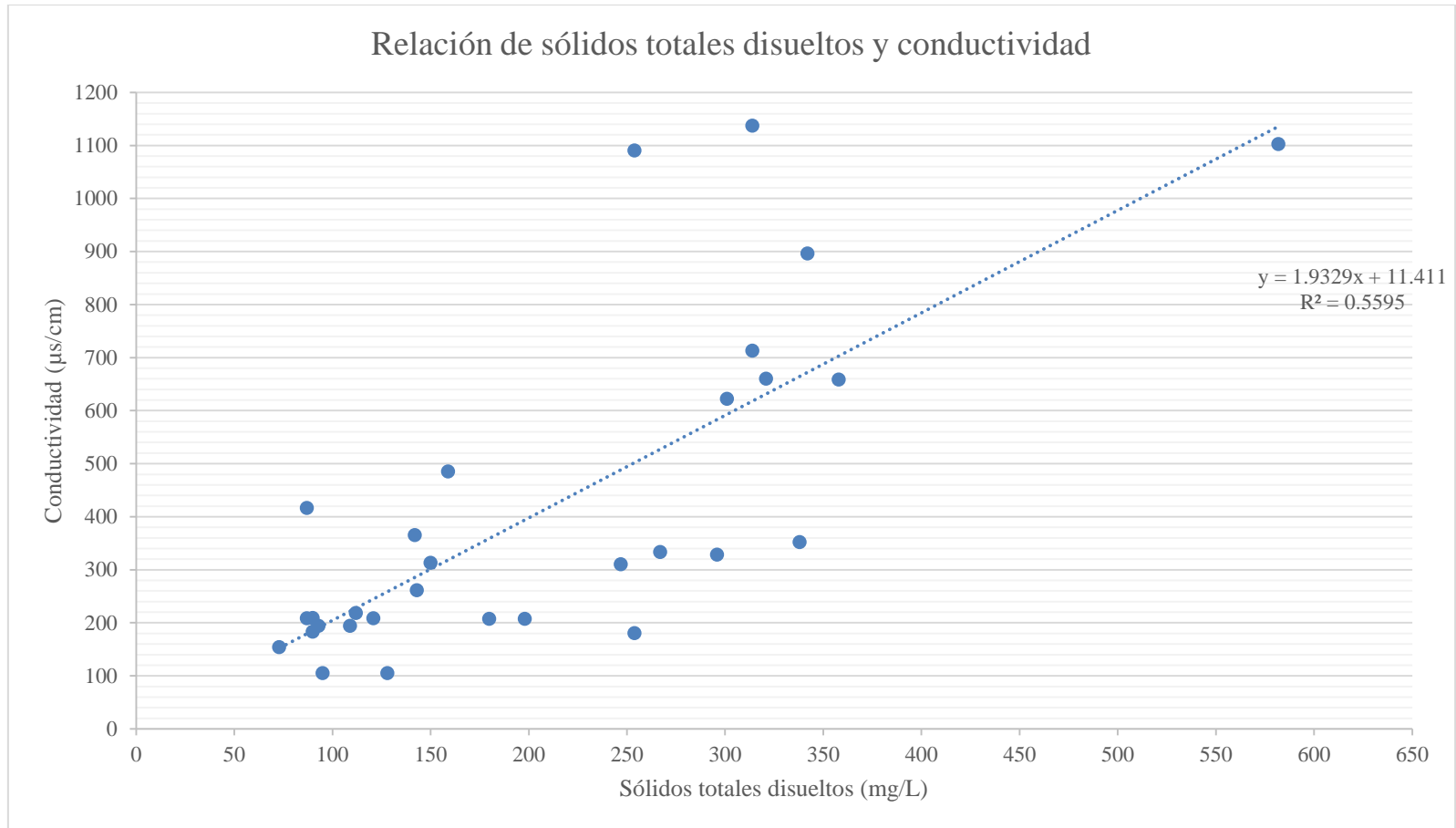


Figura 167. Relación de pH y temperatura del lavador de cenicero de la caldera 5

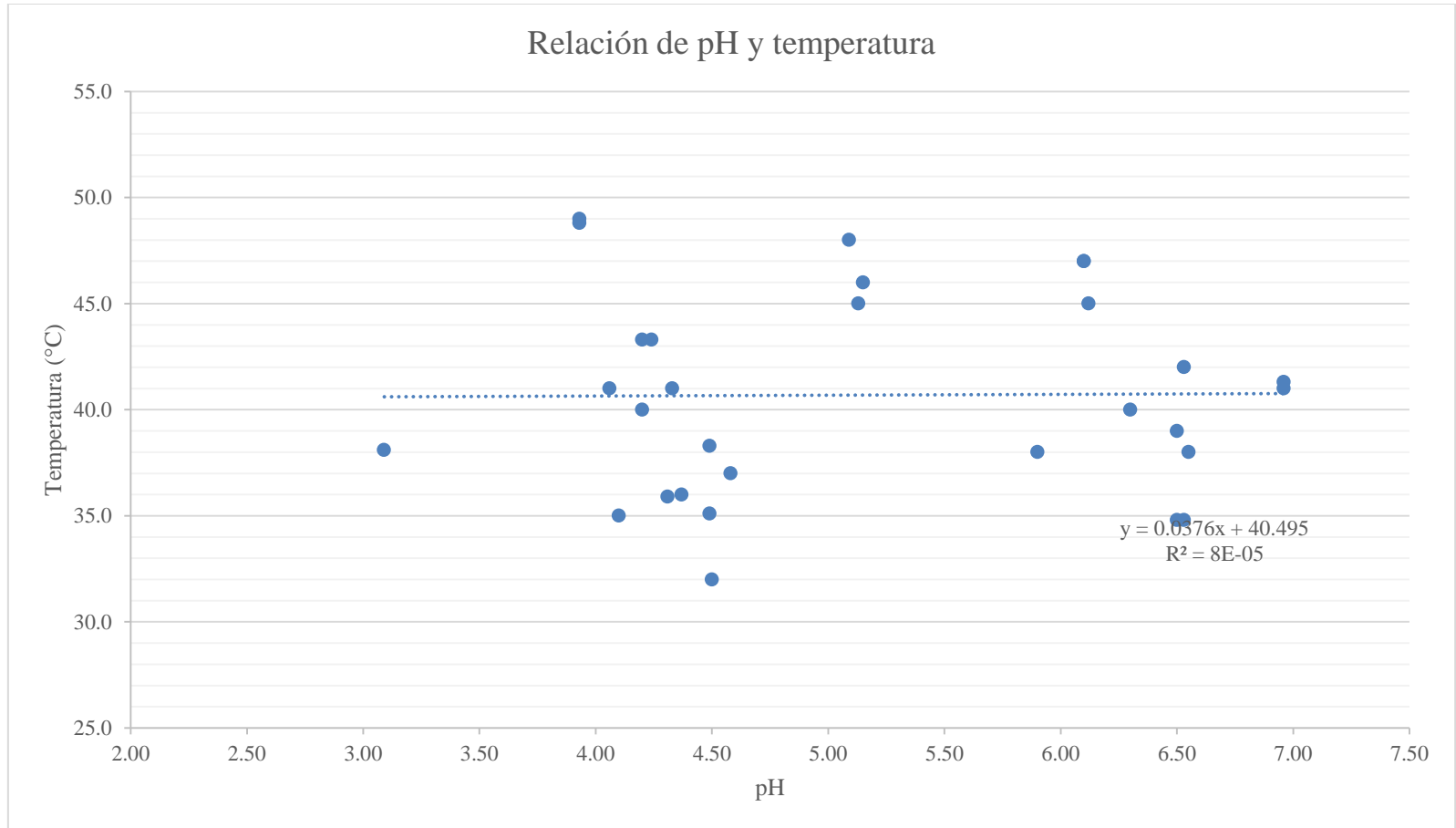


Figura 168. Relación de sólidos totales suspendidos y turbidez del lavador de cenicero de la caldera 6

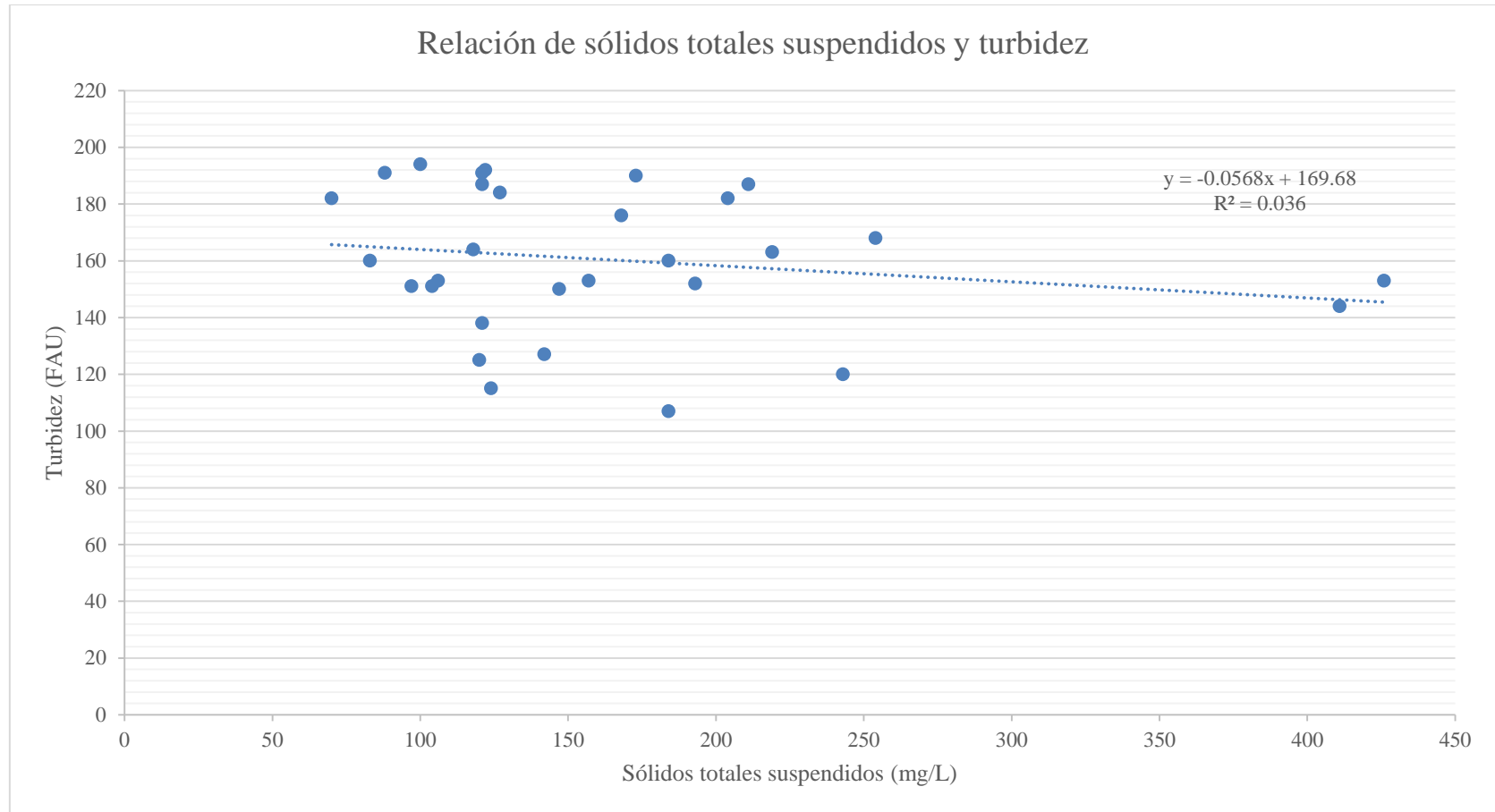


Figura 169. Relación de sólidos totales disueltos y conductividad del lavador de cenicero de la caldera 6

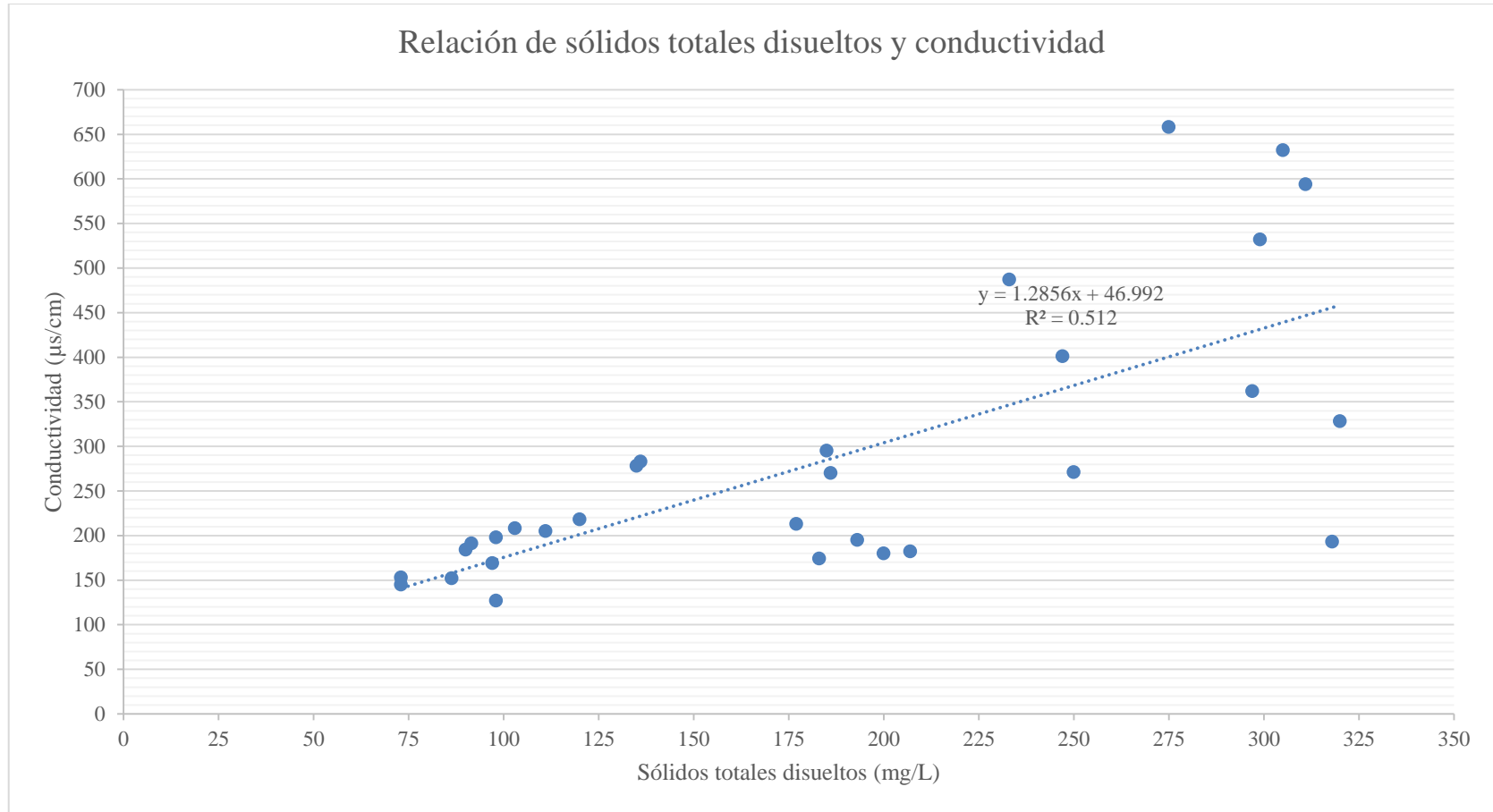


Figura 170. Relación de pH y temperatura del lavador de cenicero de la caldera 6

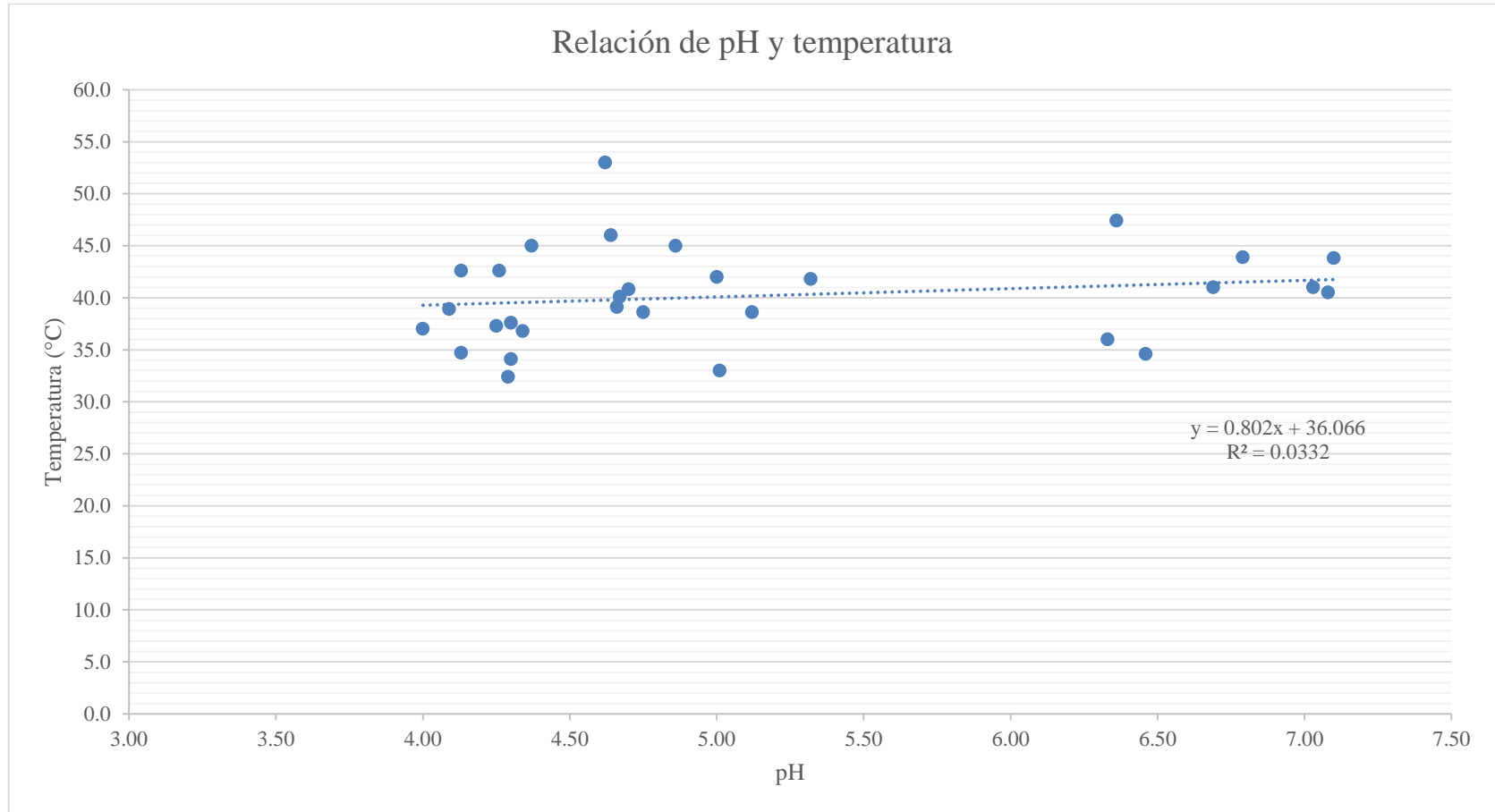


Figura 171. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de gases de la caldera 6 durante las mediciones

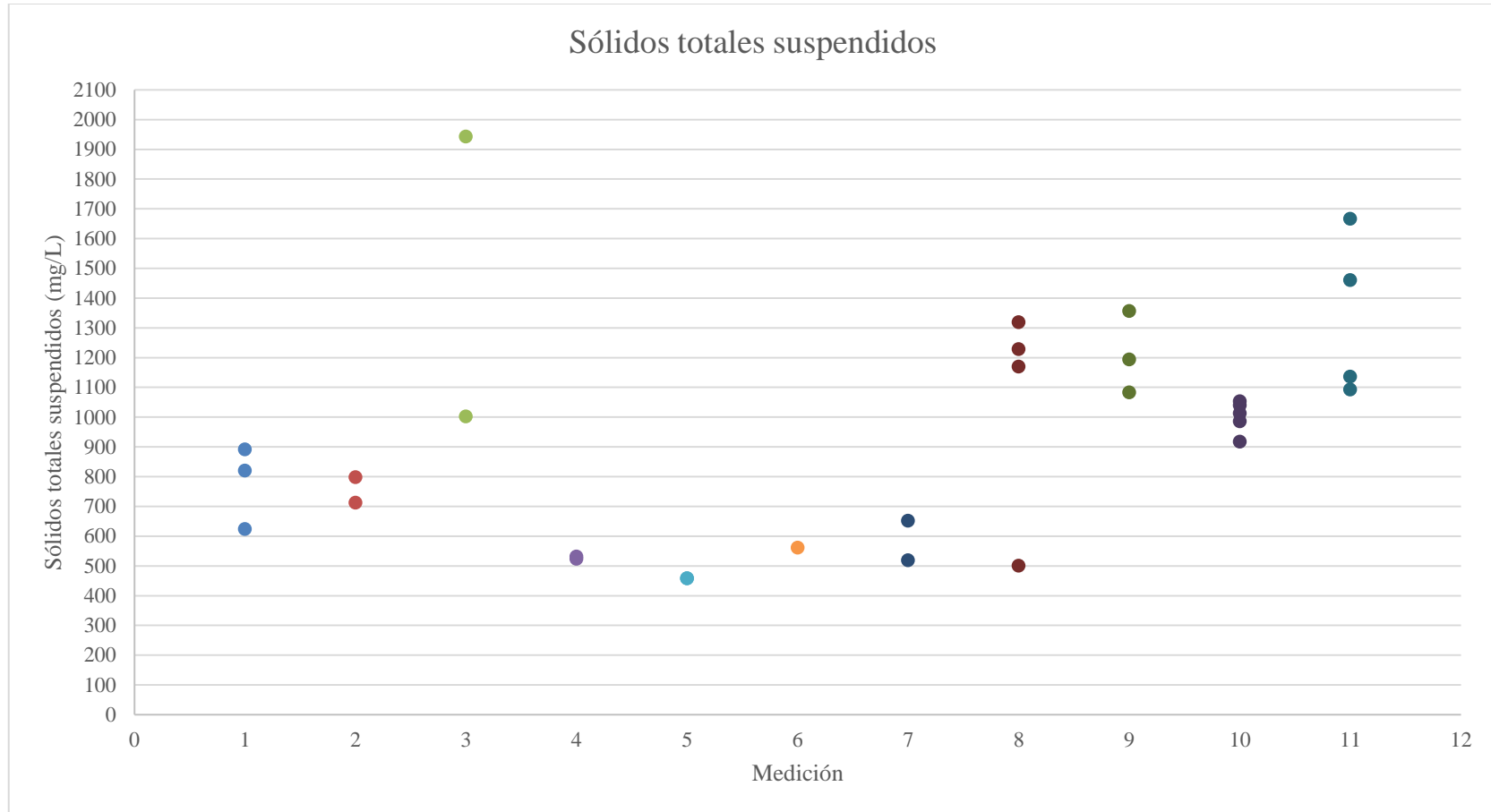


Figura 172. Variaciones de los sólidos totales disueltos del lavador de gases de la caldera 6 durante las mediciones

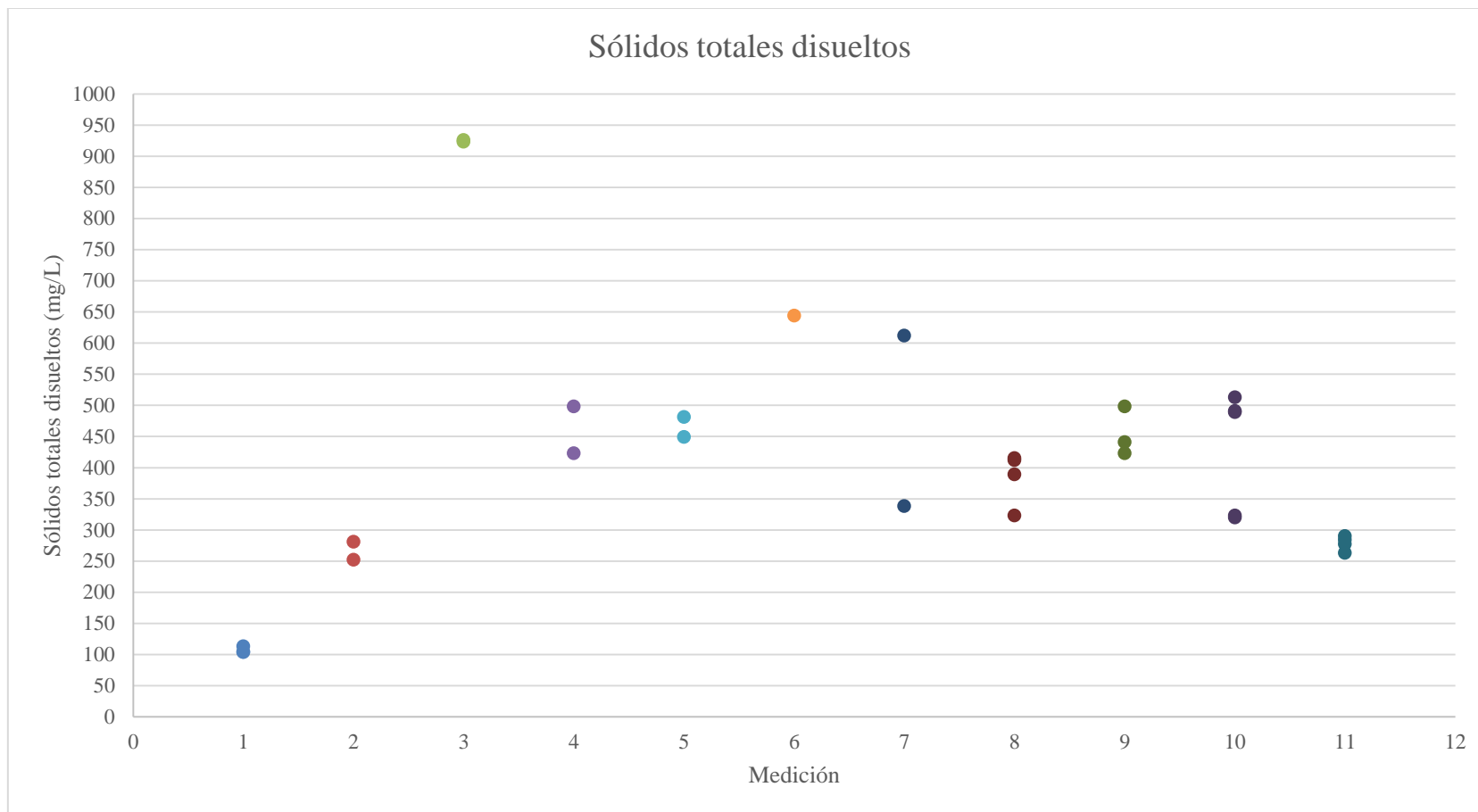


Figura 173. Variaciones del pH del lavador de gases de la caldera 6 durante las mediciones

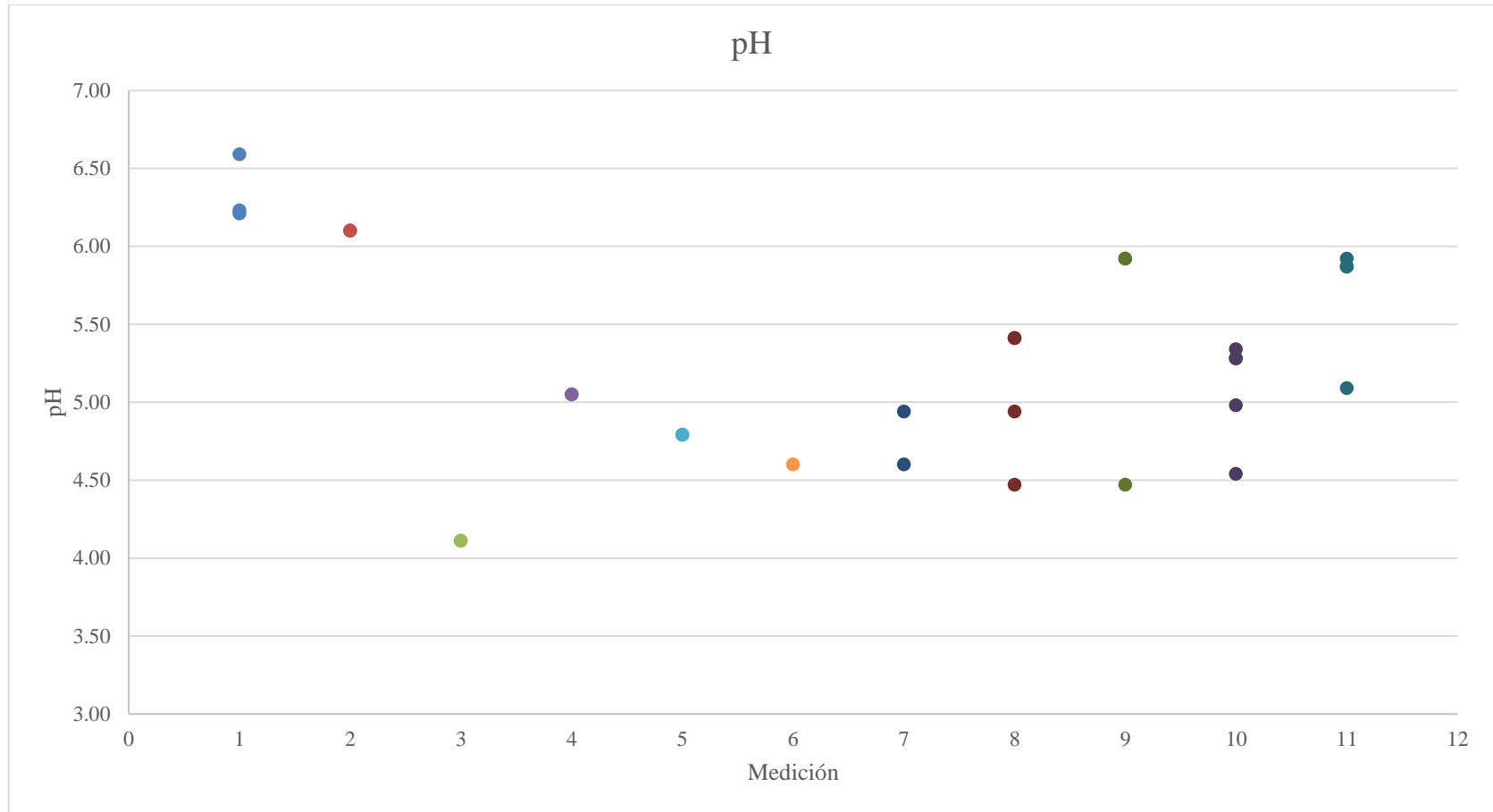


Figura 174. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de gases de la caldera 5 durante las mediciones

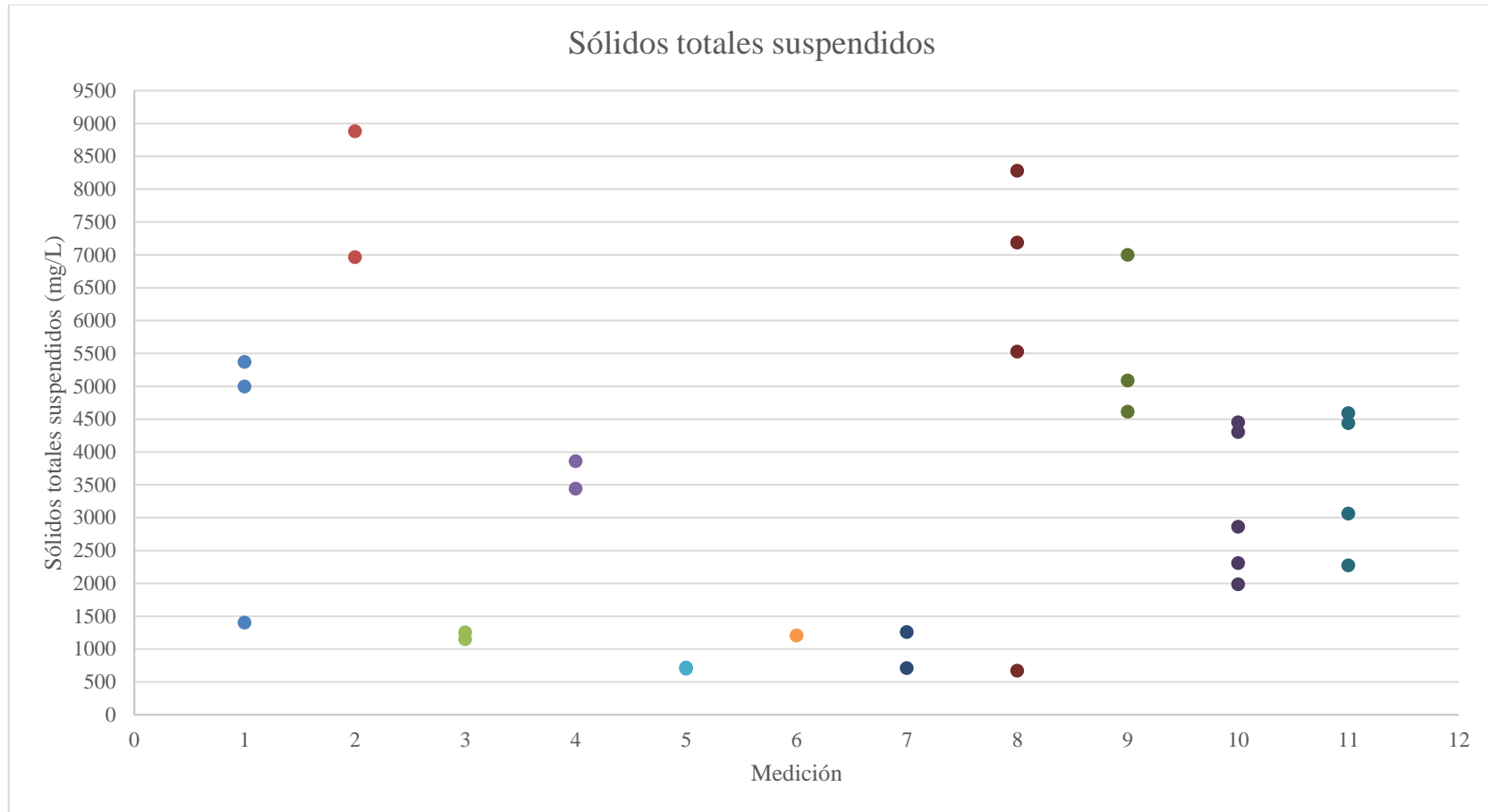


Figura 175. Variaciones de los sólidos totales disueltos del lavador de gases de la caldera 5 durante las mediciones

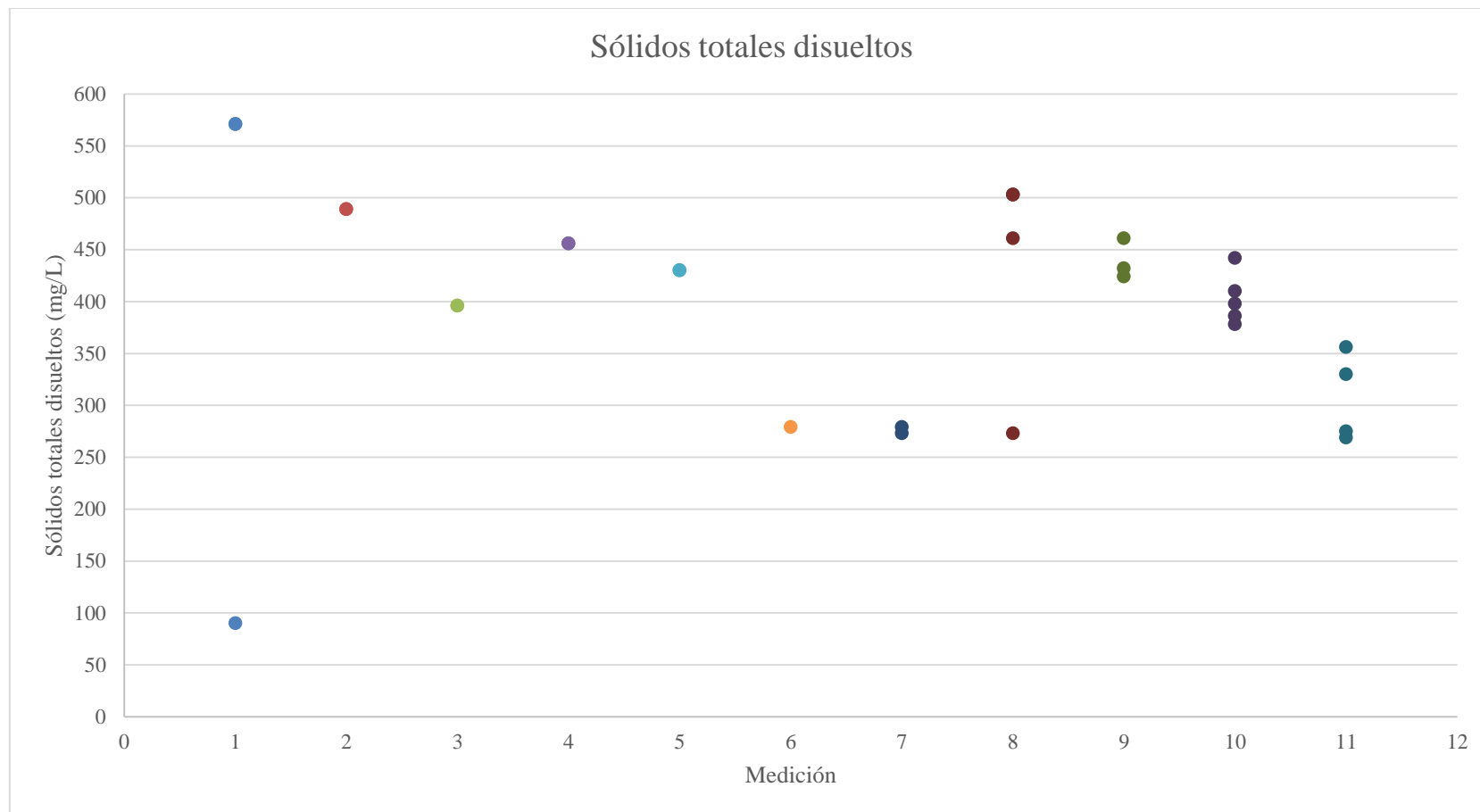


Figura 176. Variaciones del pH del lavador de gases de la caldera 5 durante las mediciones

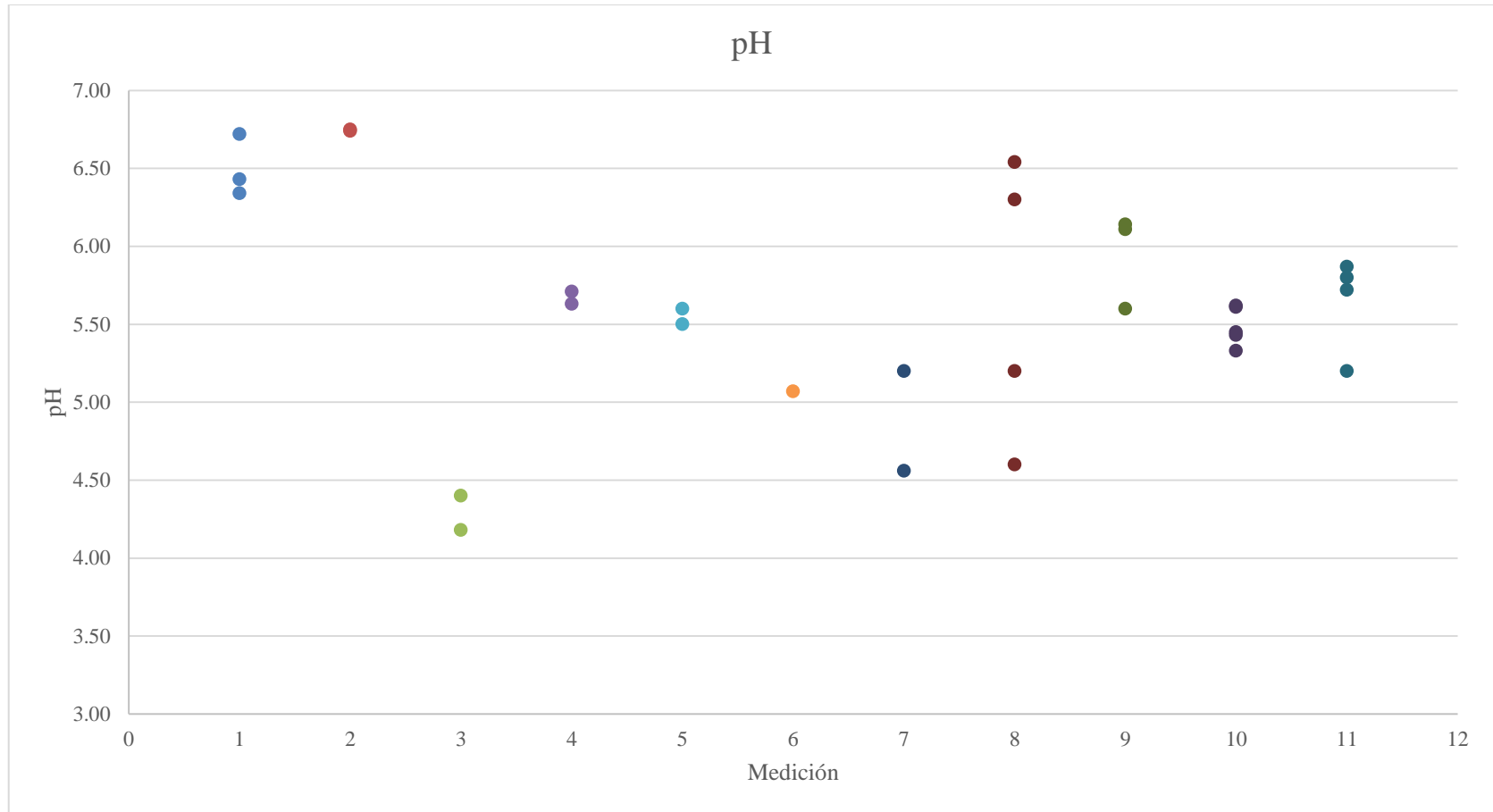


Figura 177. Variación de los sólidos totales suspendidos de la mesa de lavado de caña de corte manual durante las mediciones

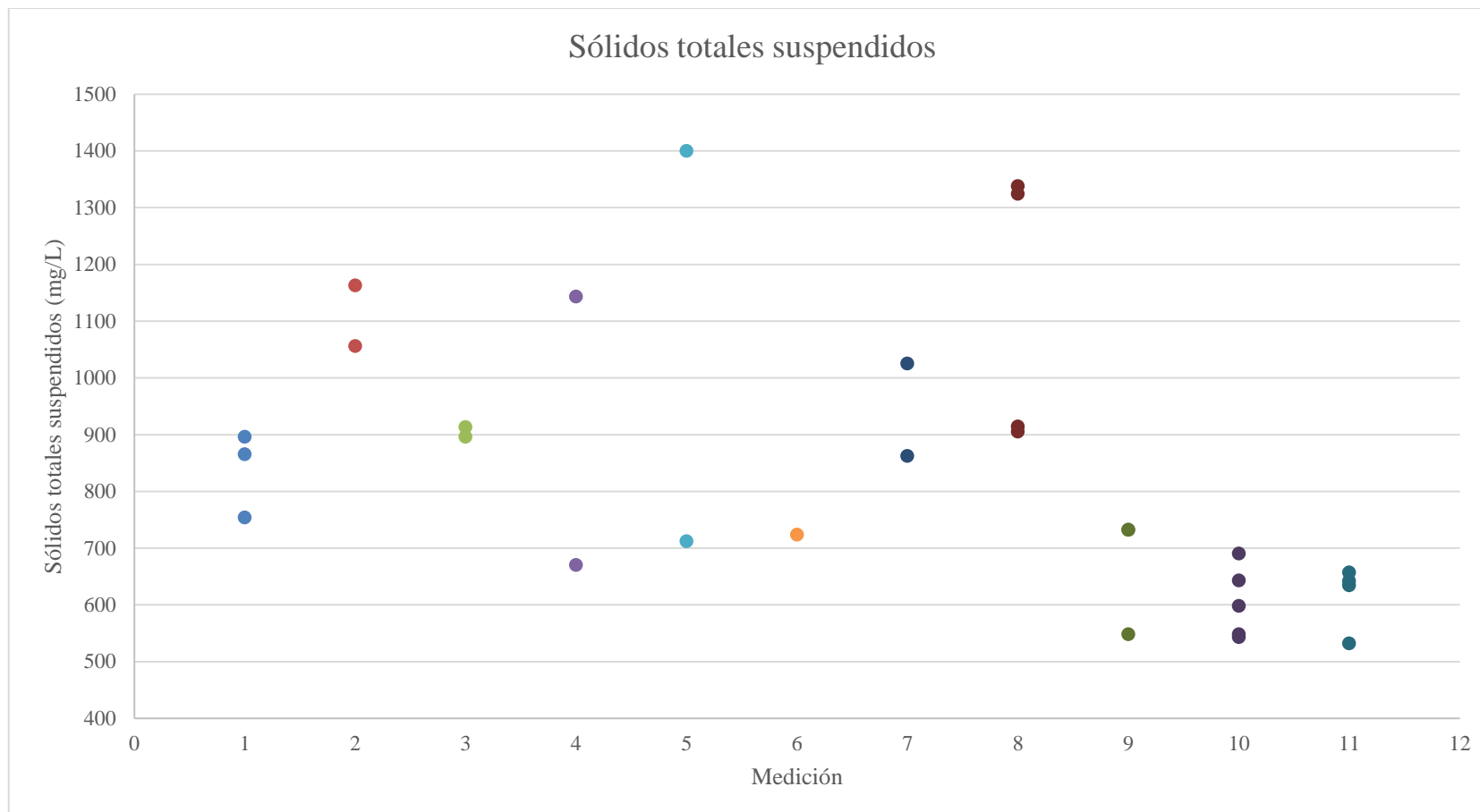


Figura 178. Variación de los sólidos totales disueltos de la mesa de lavado de caña de corte manual durante las mediciones

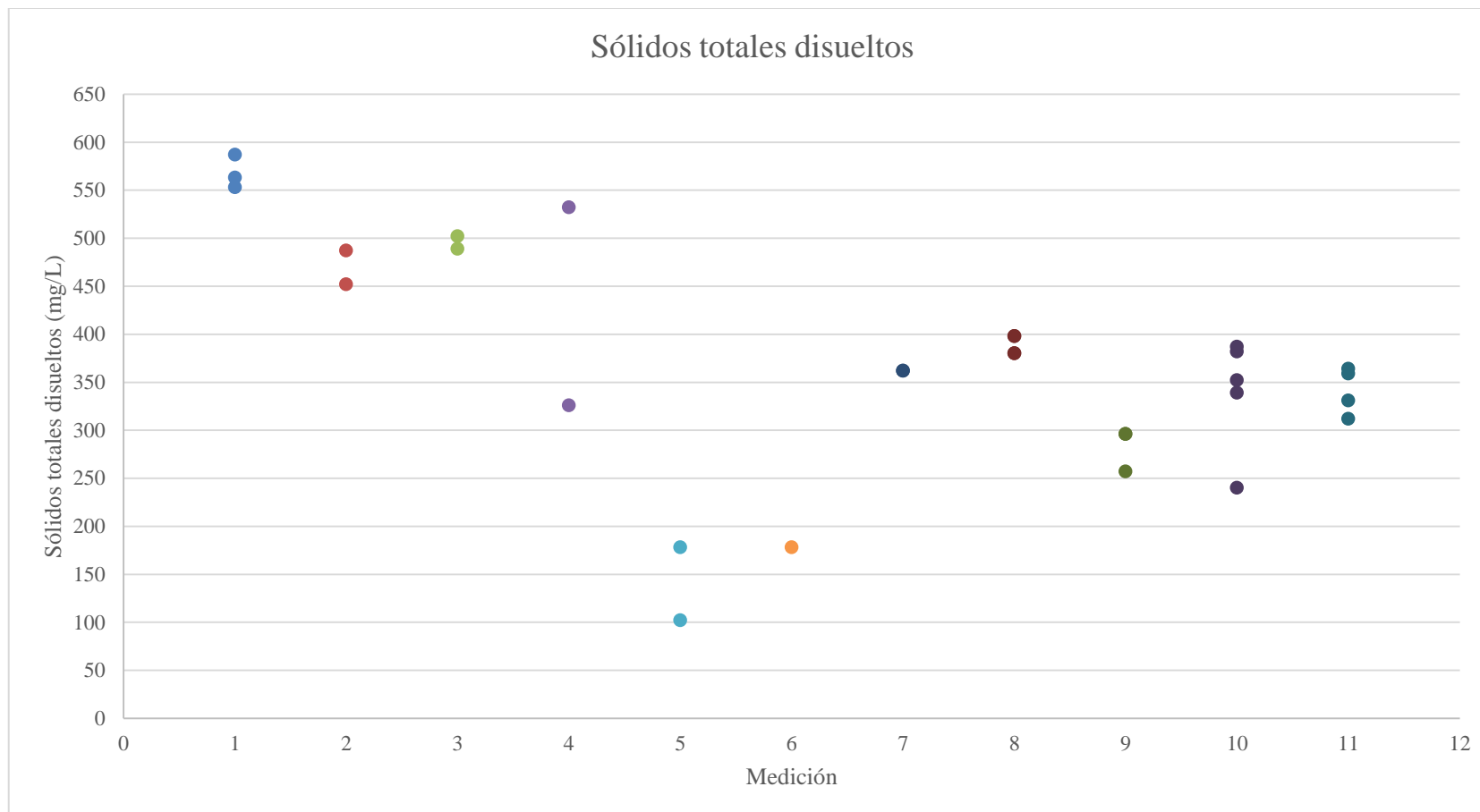


Figura 179. Variaciones del pH de la mesa de lavado de caña de corte manual durante las mediciones

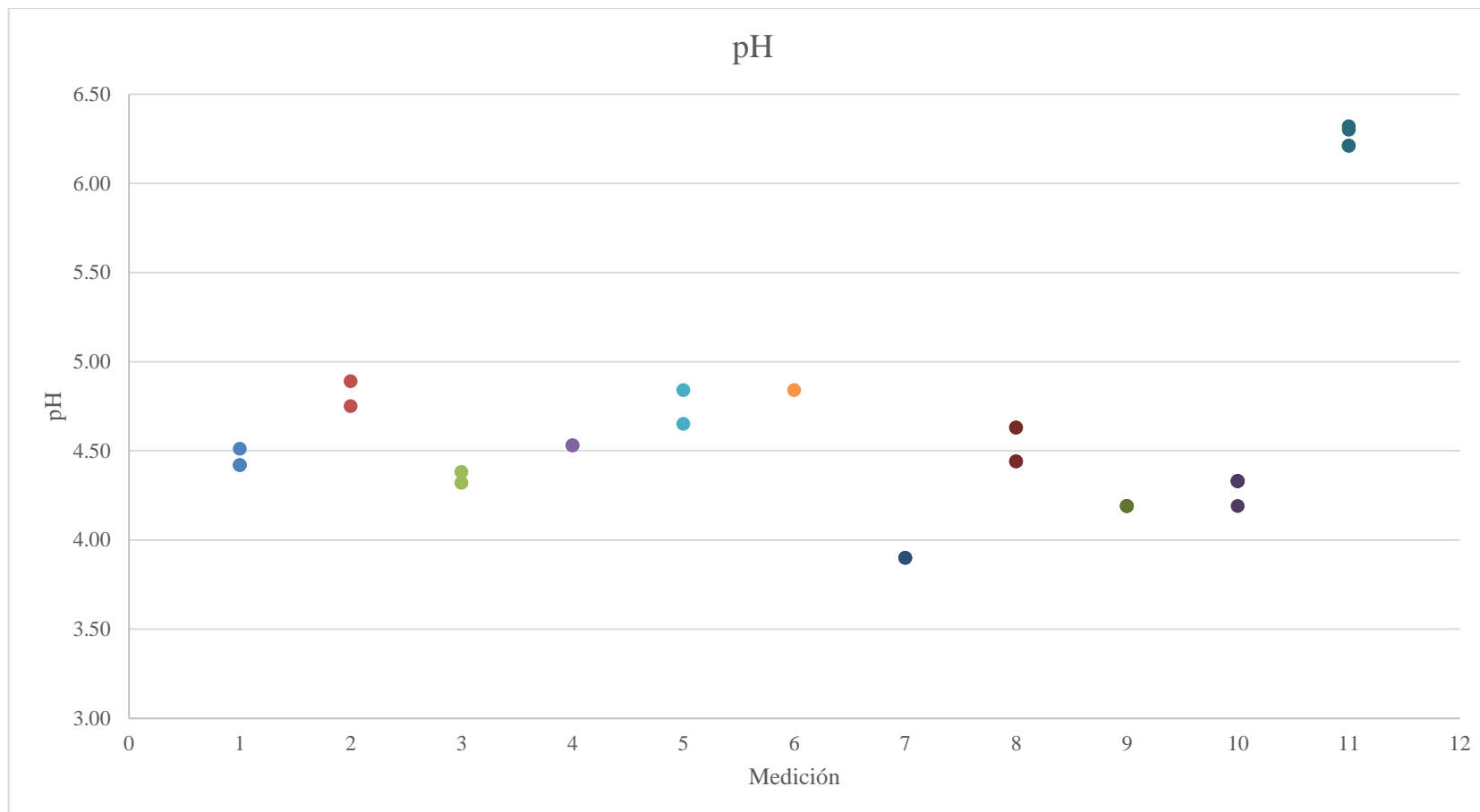


Figura 180. Variación de los sólidos totales suspendidos de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado durante las mediciones

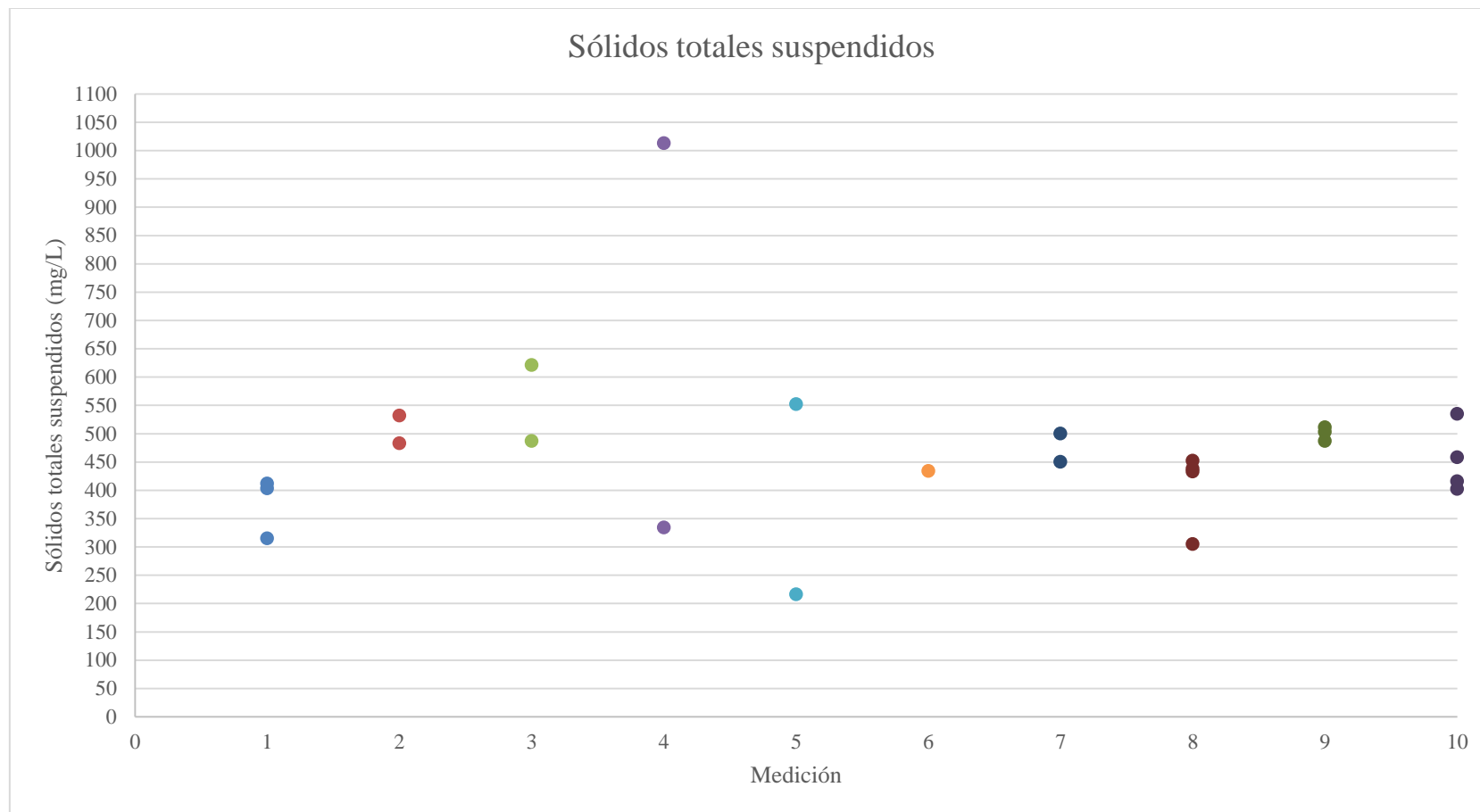


Figura 181. Variación de los sólidos totales disueltos de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado durante las mediciones

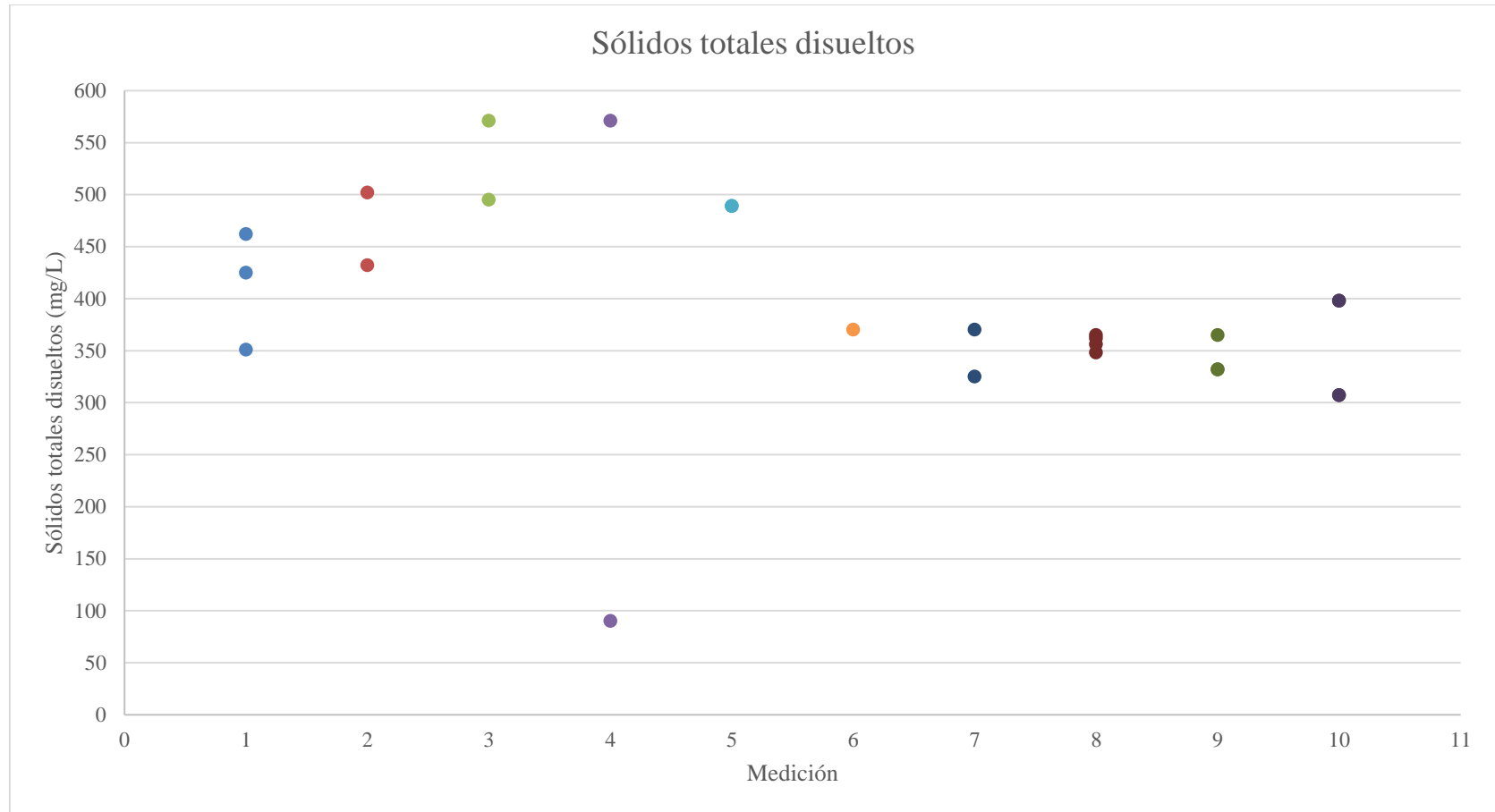


Figura 182. Variaciones del pH de la mesa de lavado de caña de corte mecanizado durante las mediciones

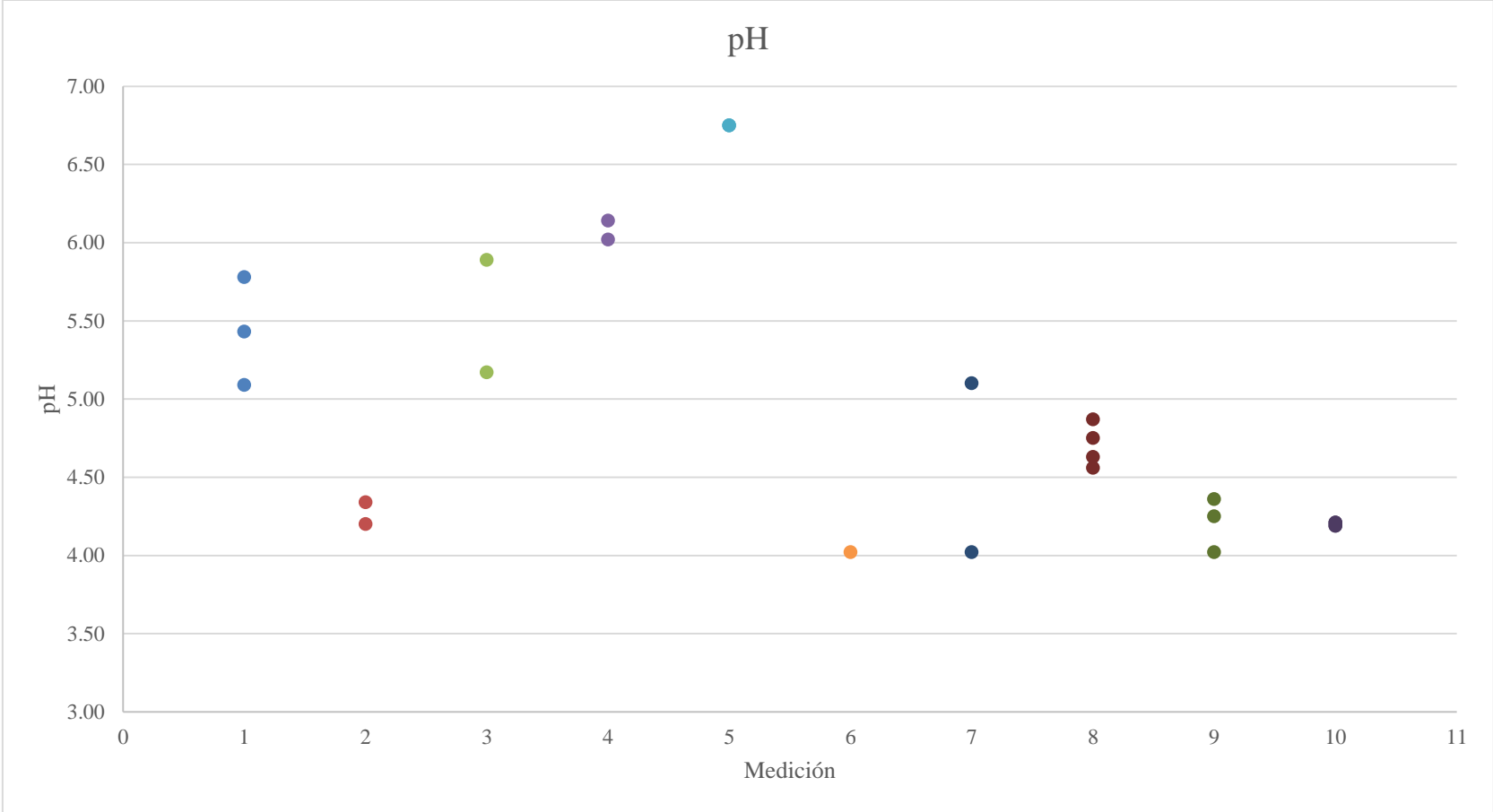


Figura 183. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de cenicero de la caldera 5 durante las mediciones

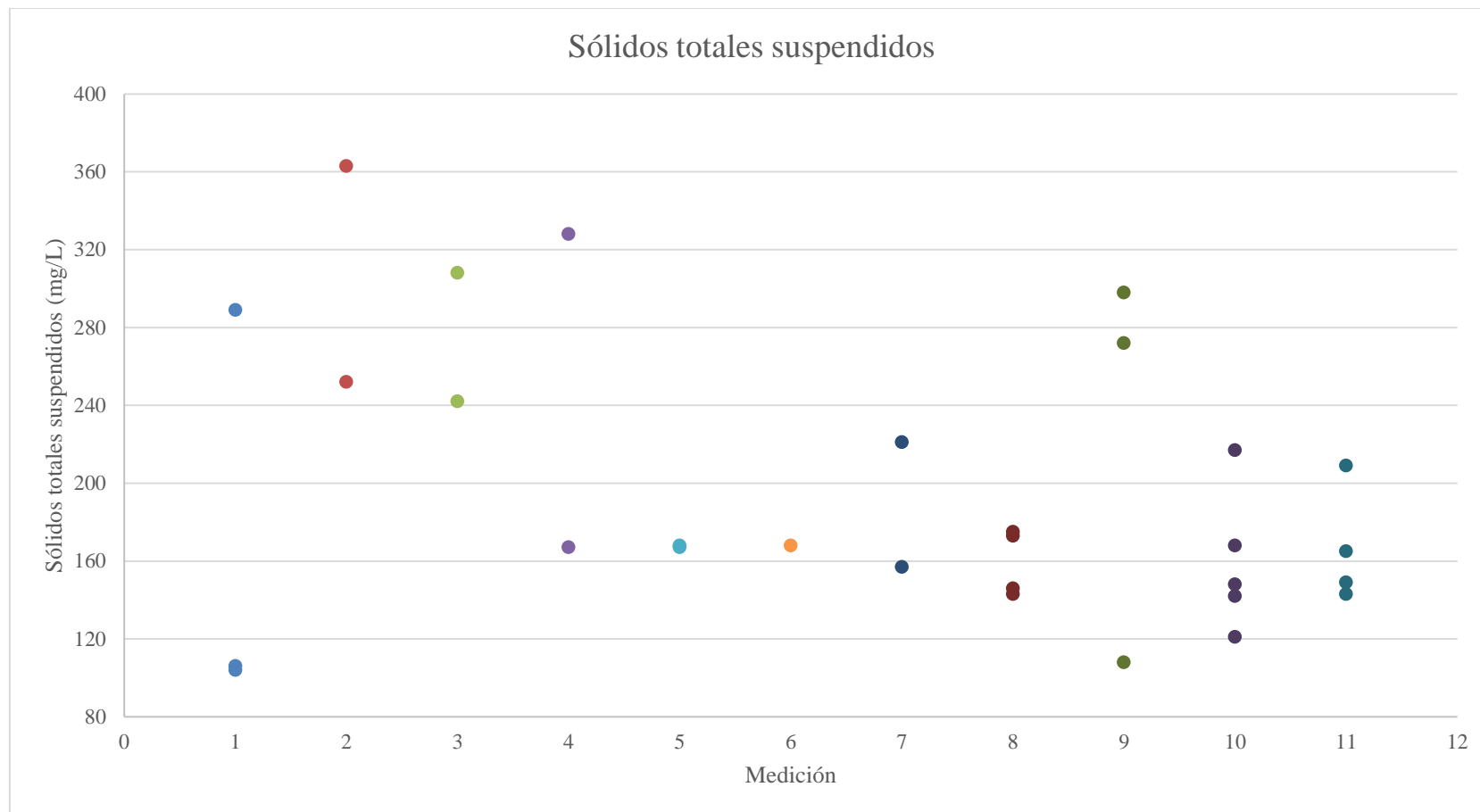


Figura 184. Variación de los sólidos totales disueltos del lavador de cenicero de la caldera 5 durante las mediciones

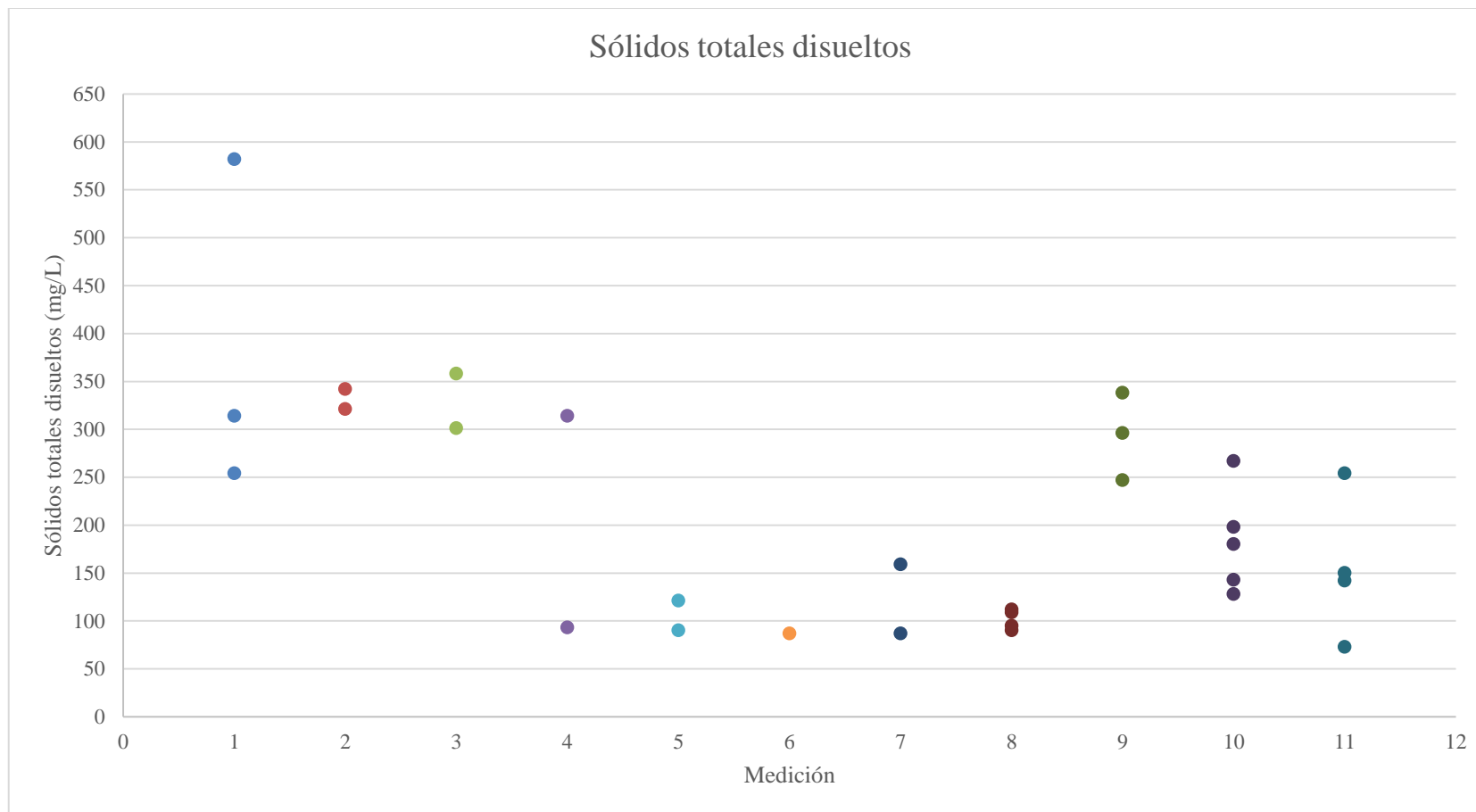


Figura 185. Variación de pH del lavador de cenicero de la caldera 5 durante las mediciones

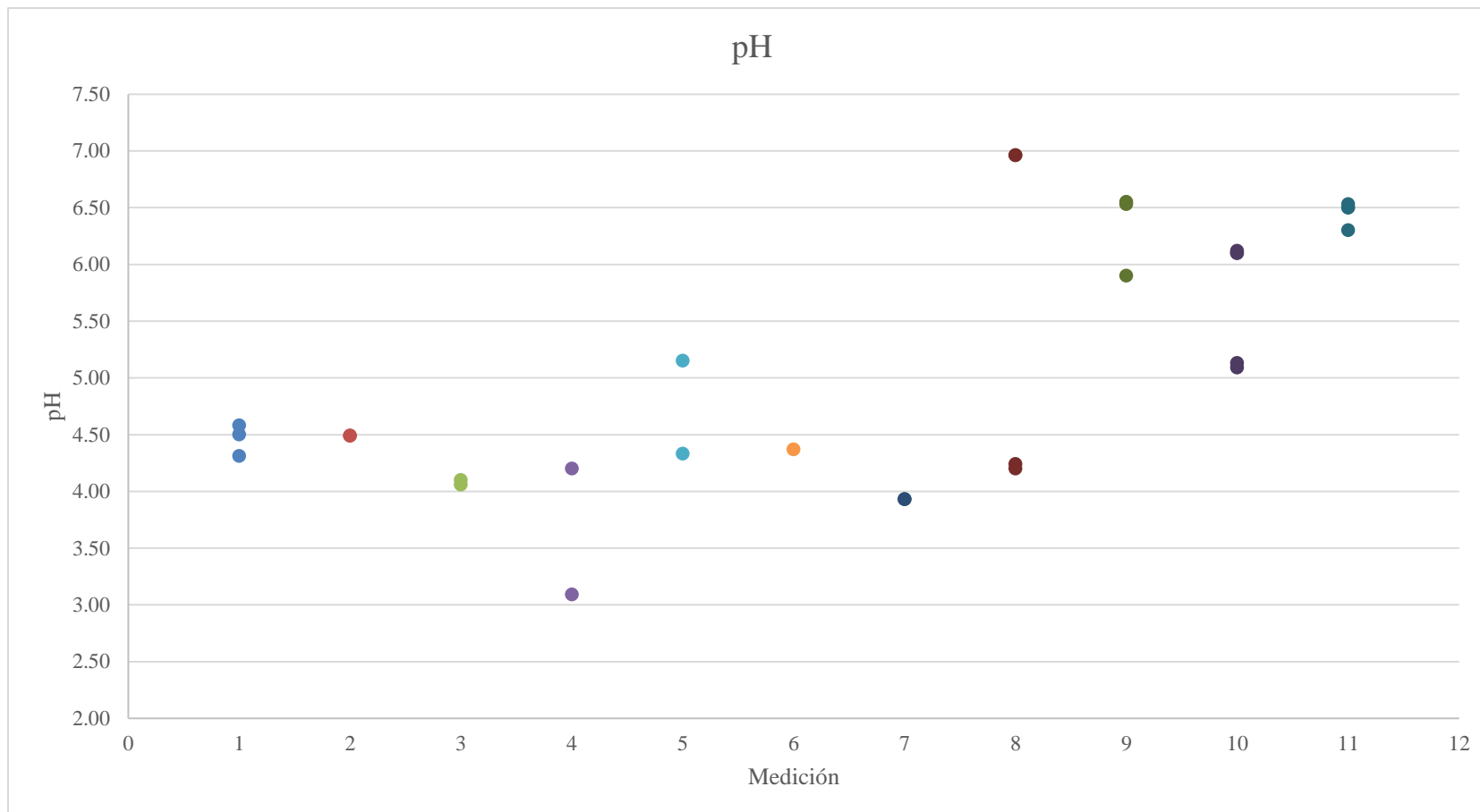


Figura 186. Variación de los sólidos totales suspendidos del lavador de cenicero de la caldera 6 durante las mediciones

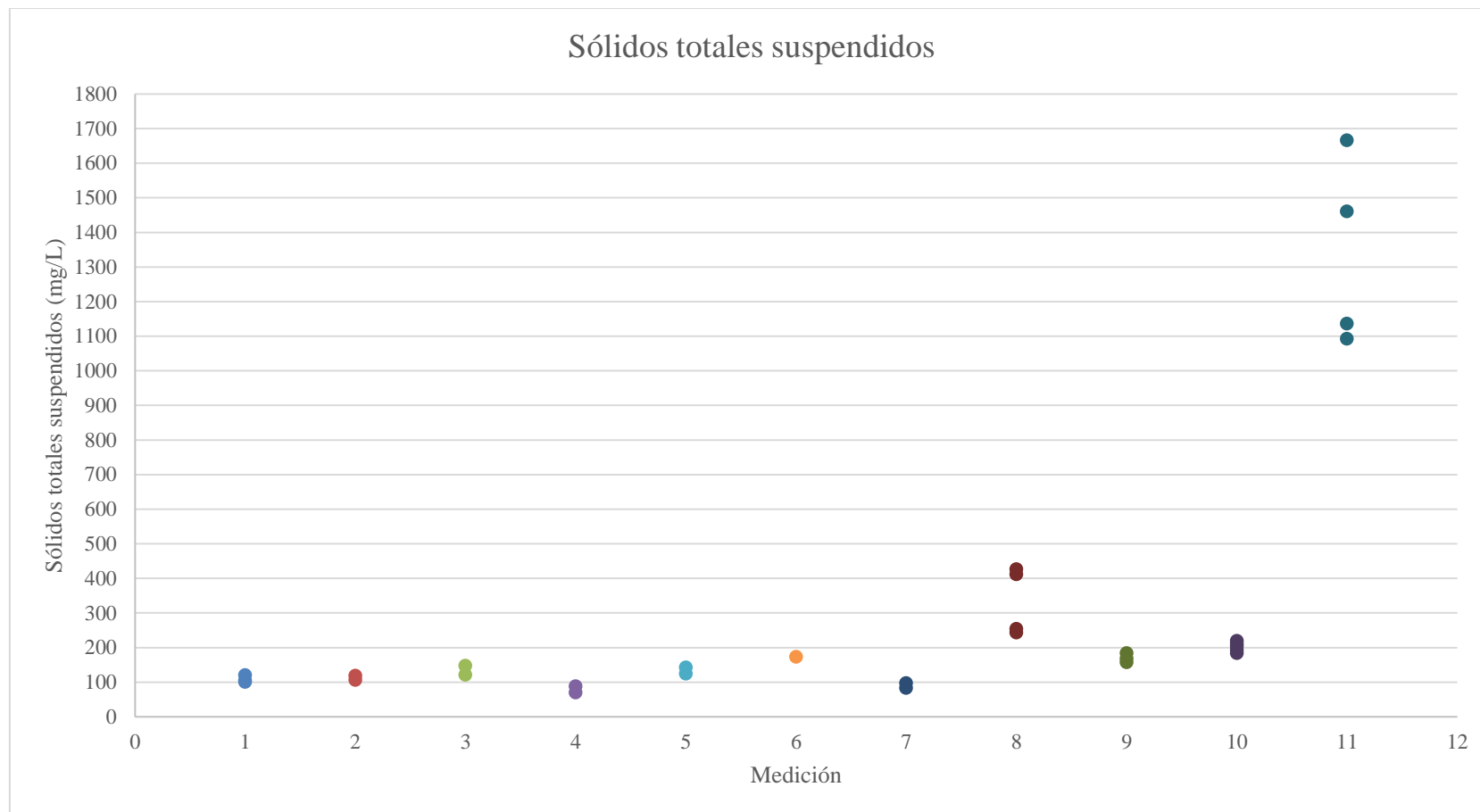


Figura 187. Variación de los sólidos totales disueltos del lavador de cenicero de la caldera 6 durante las mediciones

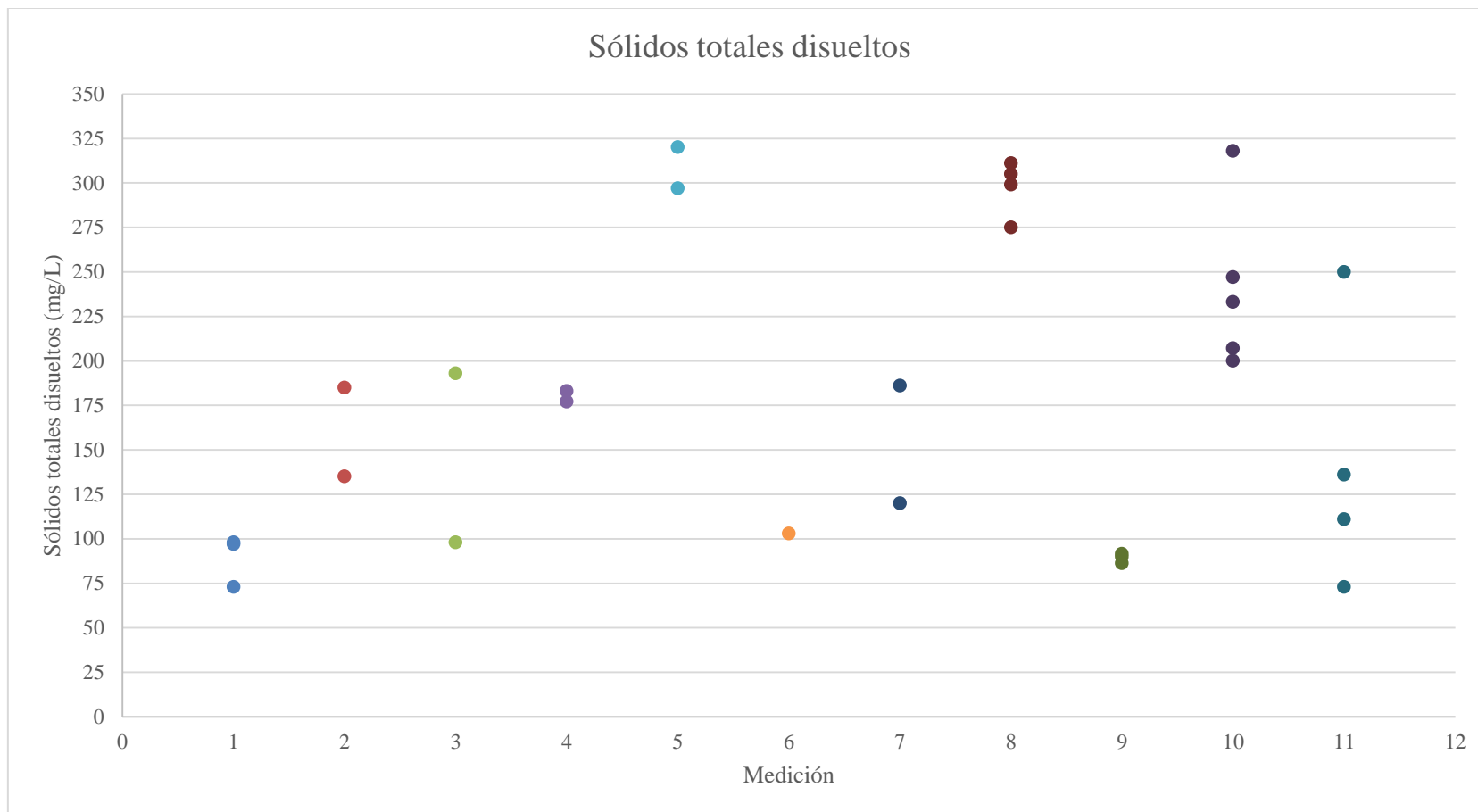


Figura 188. Variación de pH del lavador de cenicero de la caldera 6 durante las mediciones

