

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA CIVIL Y AMBIENTAL**

**EVALUACIÓN DE LOS PROCESOS DE POTABILIZACIÓN DE LA  
PLANTA DE CHILIBULO – EPMAPS QUITO Y PROPUESTA DE  
OPTIMIZACIÓN**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE MASTER EN INGE-  
NERIA AMBIENTAL**

**LUIS ENRIQUE BARROS ENRÍQUEZ**

**ingluisbarros@hotmail.com**

**DIRECTOR: DRA. ANA LUCIA BALAREZO AGUILAR**

**ana.balarezo@epn.edu.ec**

**Quito, junio 2017**

## **DECLARACIÓN**

Yo, Luis Enrique Barros Enríquez, declaro bajo juramento que el trabajo aquí escrito es de mi autoría, que no ha sido previamente presentada para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A través de la presente declaración cedo los derechos de propiedad intelectual correspondientes a este trabajo, a la Escuela Politécnica Nacional, según lo establecido por la ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normatividad institucional vigente.

---

**Luis Enrique Barros Enríquez**

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por el ingeniero Luis Enrique Barros Enríquez, bajo mi supervisión.

---

**Dra. Ana Lucia Balarezo Aguilar**

**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios, por haberme dado la vida, inteligencia y recursos necesarios para poder superarme día tras día y terminar exitosamente esta nueva etapa. A mi esposa y a mis hijos, por su amor, comprensión y apoyo incondicional que han hecho que logre todas las metas que me he propuesto hasta ahora. A mis padres por guiarme y ser ejemplo de trabajo y superación.

A la Facultad de Ingeniería Civil y Ambiental de la Escuela Politécnica Nacional por la excelente formación profesional recibida. A la Dra. Ana Lucia Balarezo Aguilar por haberme guiado durante este proceso, compartir sus conocimientos y apoyarme para cumplir con los objetivos planteados. Del mismo modo al Ing. Patricio Cueva por su colaboración para poder desarrollar este trabajo.

A la Empresa Publica Metropolitana de Saneamiento y agua Potable EPMAPS, por permitirme desarrollar este proyecto y darme todas las facilidades para su consecución. De igual manera a los trabajadores y operadores de la Planta de Tratamiento de Agua Potable de Chilibulo por ayudarme en la investigación.

## **DEDICATORIA**

La presente Tesis se la dedico a mi familia que gracias a su apoyo pude concluir mi carrera. A mi esposa y a mis hijos Luis Isaac y Nicolás por su apoyo y confianza en todo lo necesario para cumplir mis objetivos como persona y padre. A mi familia con quienes compartí años de lucha constante, gratas vivencias, con momentos felices y momentos difíciles.

## CONTENIDO

	pág.
DECLARACIÓN .....	i
CERTIFICACIÓN .....	ii
AGRADECIMIENTOS .....	iii
DEDICATORIA.....	iv
CONTENIDO.....	v
LISTA DE TABLAS.....	ix
LISTA DE FIGURAS .....	xi
RESUMEN .....	xv
ABSTRACT .....	xvii
PRESENTACIÓN .....	xix
CAPÍTULO 1 .....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 ANTECEDENTES.....	1
1.2 OBJETIVOS DEL ESTUDIO .....	1
1.2.1 OBJETIVO GENERAL .....	1
1.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	1
1.3 ALCANCE .....	3
1.4 JUSTIFICACIÓN .....	3
1.4.1 JUSTIFICACIÓN TEÓRICA .....	3
1.4.2 JUSTIFICACIÓN METODOLÓGICA.....	4
1.4.3 JUSTIFICACIÓN PRÁCTICA.....	4
CAPÍTULO 2 .....	6
MARCO TEÓRICO.....	6
2.1 CINÉTICA DE LAS REACCIONES .....	6
2.1.1 Clasificación de las reacciones .....	6
2.1.2 Velocidad de reacción.....	7
2.2 ORDEN DE LAS REACCIONES.....	9
2.3 FACTORES QUE AFECTAN LA VELOCIDAD DE LAS REACCIONES	11
2.3.1 Concentración de los reactivos .....	11
2.3.2 Temperatura .....	11
2.4 REACCIONES HOMOGÉNEAS EN REACTORES IDEALES .....	12
2.4.1 Clasificación de los reactores .....	12
2.5 COMPARACIÓN DE REACTORES.....	20

2.5.1	Reacción de orden cero .....	20
2.5.2	Reacciones de primer orden .....	21
2.5.3	Reacciones de segundo orden .....	22
2.5.4	Conclusiones Generales .....	23
2.6	FLUJO NO IDEAL – REACTORES REALES.....	23
2.6.1	Distribución de tiempos de residencia.....	24
2.6.2	Significado de la curva C/C <sub>0</sub> , entrada tipo escalón .....	29
2.6.3	Modelos de reactores.....	31
2.7	COAGULACIÓN.....	40
2.7.1	Coloides .....	40
2.7.2	Coagulación .....	42
2.7.3	Mecanismos de coagulación .....	45
2.7.4	Etapas de la coagulación .....	46
2.7.5	Factores que influyen en la coagulación .....	47
2.8	FLOCULACIÓN.....	48
2.8.1	Tipos de floculación .....	49
2.9	SEDIMENTACIÓN .....	51
2.9.1	Sedimentación discreta (Tipo 1) .....	51
2.9.2	Sedimentación floculenta (Tipo 2).....	55
2.9.3	Sedimentación zonal o interferida (Tipo 3).....	56
2.9.4	Sedimentación por compresión (Tipo 4) .....	56
2.9.5	Sedimentación laminar o de alta tasa .....	57
2.10	FILTRACIÓN.....	58
2.10.1	Mecanismos de la filtración.....	58
2.10.2	Pérdida de carga en los filtros.....	62
2.10.3	Lavado de los filtros .....	63
2.11	DESINFECCIÓN .....	65
2.11.1	Factores que influyen en la desinfección .....	66
2.11.2	Desinfectantes utilizados en potabilización.....	68
2.11.3	Desinfección con cloro .....	68
2.11.4	El fenómeno del punto de quiebre .....	69
cAPÍTULO 3 .....		71
METODOLOGÍA.....		71
3.1	DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA SITUACIÓN ACTUAL DE LA PLANTA	
	71	
3.1.1	Ubicación de la planta.....	71
3.1.2	Descripción de la planta existente .....	72

3.1.3	Caudal que ingresa a la planta .....	79
3.1.4	Calidad del agua cruda .....	81
CAPÍTULO 4 .....		84
PRUEBAS DE TRATABILIDAD.....		84
4.1	INTRODUCCIÓN .....	84
4.2	DOSIS ÓPTIMA DE COAGULANTE.....	85
4.2.1	Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008).....	85
4.2.2	Resultados de la prueba de dosis óptima de coagulante.....	87
4.3	CONCENTRACIÓN ÓPTIMA DE COAGULANTE.....	92
4.3.1	Procedimiento .....	92
4.3.2	Resultados de la prueba .....	93
4.4	DOSIS ÓPTIMA DE AYUDANTE DE FLOCULACIÓN .....	94
4.4.1	Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008).....	94
4.4.2	Resultados de la prueba .....	95
4.5	DETERMINACIÓN DE GRADIENTES Y TIEMPOS ÓPTIMOS DE FLOCULACIÓN.....	97
4.5.1	Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008).....	97
4.5.2	RESULTADOS DE LA PRUEBA.....	99
4.6	DETERMINACIÓN DE GRADIENTES Y TIEMPOS ÓPTIMOS DE SEDIMENTACION .....	104
4.6.1	Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008).....	104
4.6.2	Resultados de la prueba de sedimentación .....	105
CAPÍTULO 5 .....		107
PRUEBAS DE TRAZADORES.....		107
5.1	USO DE TRAZADORES PARA DETERMINAR EL TIEMPO DE RETENCIÓN Y CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DE UN REACTOR.....	107
5.2	PRUEBA CON TRAZADORES.....	107
5.2.1	Objetivo.....	107
5.2.2	Sustancias utilizadas como trazador.....	108
5.2.3	Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008).....	108
5.2.4	Limitaciones de la prueba de trazadores (OPS/CEPIS, 2008).....	112
5.2.5	Pruebas de trazadores realizada en la Planta de Tratamiento Chilibulo 113	
CAPÍTULO 6 .....		120
EVALUACIÓN DE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO .....		120

6.1	CAUDAL Y TEMPERATURA DE EVALUACIÓN .....	120
6.2	MEZCLA RÁPIDA .....	120
6.3	FLOCULADORES.....	123
6.4	SEDIMENTADORES .....	125
6.5	FILTROS.....	127
6.6	DESINFECCION.....	130
CAPÍTULO 7 .....		132
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....		132
7.1	MEZCLA RÁPIDA .....	132
7.2	FLOCULADORES.....	133
7.3	SEDIMENTADORES .....	133
7.4	FILTROS.....	135
7.5	DESINFECCIÓN.....	136
CAPÍTULO 8 .....		137
PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN .....		137
8.1	MEZCLA RÁPIDA .....	137
8.2	FLOCULADORES.....	137
8.3	SEDIMENTADORES .....	139
8.4	FILTROS.....	141
8.5	DESINFECCIÓN.....	142
CAPÍTULO 9 .....		144
ANÁLISIS DE COSTOS .....		144
9.1	PRESUPUESTO REFERENCIAL.....	144
9.2	CRONOGRAMA.....	145
REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA.....		146
ANEXOS .....		148
ANEXO 1: PLANOS .....		149

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1: Relación de tiempos medios de residencia para reactores mezclados y pistón para reacciones de primer orden .....	22
Tabla 2: Relación de tiempos medios de residencia para reactores mezclados y pistón para reacciones de segundo orden.....	23
Tabla 3: Valores de $S_c$ .....	58
Tabla 4: Clasificación de los filtros .....	58
Tabla 5: Acciones a ejecutar en la determinación de los parámetros de floculación .....	98
Tabla 6: Gradientes de velocidad para la prueba de sedimentación.....	104
Tabla 7: Tiempos de muestreo para cada jarra.....	104
Tabla 8: Cuadro de registro de resultados para la prueba de sedimentación .....	105
Tabla 9: Tabla ilustrativa de como registrar los datos y resultados en la prueba de trazadores .....	112
Tabla 10: Resultados de toda la prueba de trazadores realizada en el floculador izquierdo .....	114
Tabla 11: Resultados de la prueba de trazadores para el floculador izquierdo sin considerar los tiempos superiores a 27 minutos ni la lectura 7 correspondiente al minuto 21 .....	115
Tabla 12: Resultado de la prueba de trazadores para el primer sedimentador.....	118

Tabla 13: Evaluación de la mezcla rápida .....	121
Tabla 14: Datos para evaluación de los floculadores .....	123
Tabla 15: Resultados de evaluación de los floculadores.....	124
Tabla 16: Cálculos de evaluación de los sedimentadores.....	125
Tabla 17: Cálculos de evaluación de los filtros.....	128
Tabla 18: Cálculos de la expansión del medio .....	129
Tabla 19: Optimización de los floculadores .....	138
Tabla 20: Optimización de los sedimentadores con seditubos de 1,0 m de altura .....	139
Tabla 21: Optimización de los sedimentadores con placas inclinadas.....	141
Tabla 22: Optimización de la desinfección - Tanque de contacto .....	142
Tabla 23: Presupuesto Referencial – Propuesta de Optimización .....	144
Tabla 24: Cronograma – Propuesta de Optimización.....	145

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Esquema de reactor estático.....	12
Figura 2: C vs t para reacciones de orden cero en reactor estático .....	14
Figura 3: $\ln(C/C_0)$ vs t para reacciones de primer orden en reactor estático.....	15
Figura 4: $1/C$ para reacciones de segundo orden en reactor estático .....	15
Figura 5: Esquema de reactor completamente mezclado .....	16
Figura 6: Esquema de reactor de flujo pistón .....	18
Figura 7: Curva $C/C_0$ en pruebas impulso en reactor mezclado.....	26
Figura 8: Curva $C/C_0$ en prueba impulso en reactor pistón .....	26
Figura 9: Curva $C/C_0$ en prueba impulso en reactor arbitrario.....	27
Figura 10: Curva $C/C_0$ en prueba escalón en reactor mezclado .....	28
Figura 11: Curva $C/C_0$ en prueba escalón en reactor pistón .....	28
Figura 12: Curva $C/C_0$ en prueba escalón en reactor arbitrario.....	29
Figura 13: Curva F en prueba escalón en reactor mezclado.....	30
Figura 14: Dispersión de un trazador de acuerdo con el modelo de dispersión ...	32
Figura 15: Relación entre $D/UL$ y la curva adimensional $E_\theta$ para grados pequeños de dispersión, ecuación 74.....	35
Figura 16: Curvas de respuesta de un trazador en un reactor cerrado y grandes desviaciones del flujo pistón.....	36

Figura 17: Curvas de respuesta de un trazador en un reactor abierto y grandes desviaciones del flujo pistón.....	36
Figura 18: Curvas para el modelo de tanques en serie, ecuación (81) .....	38
Figura 19: Propiedades de la curva de distribución del tiempo de retención para el modelo de tanques en serie .....	38
Figura 20: Doble capa eléctrica y potencial Z (Wikimedia, s.f.).....	43
Figura 21: Sedimentación Tipo 1 en un tanque de sedimentación ideal .....	54
Figura 22: Sedimentación de partículas floculentas (Molinero, 2013).....	56
Figura 23: Introducción de una losa intermedia en sedimentador de flujo horizontal .....	57
Figura 24: Pérdida de carga vs. profundidad del filtro .....	62
Figura 25: Ubicación de la Planta Chilibulo .....	71
Figura 26: Estructura de ingreso a la planta.....	74
Figura 27: Canal de flujo crítico de superficie libre Khafagi-venturi y cámara de mezcla rápida.....	75
Figura 28: Unidades de floculación hidráulica de flujo horizontal .....	76
Figura 29: Unidades de sedimentación .....	77
Figura 30: Canal de agua sedimentada .....	78
Figura 31: Unidades de Filtración.....	79
Figura 32: Caudal medio mensual durante el año 2016 .....	80
Figura 33: Número de días en que el caudal igualó o superó los 60 l/s .....	81
Figura 34: Variación de la mediana de la turbiedad durante el año 2016 .....	82

Figura 35: Variación de la mediana del color durante el año 2016.....	83
Figura 36: Jarras con agua cruda antes del inicio de las pruebas de tratabilidad	84
Figura 37: Agua clarificada en la determinación de la dosis óptima.....	85
Figura 38: Campaña 1 - Prueba N° 1 - Dosis óptima de coagulante.....	88
Figura 39: Campaña 1 - Prueba N° 2 - Dosis óptima de coagulante.....	89
Figura 40: Campaña 1 - Prueba N° 3 - Dosis óptima de coagulante.....	90
Figura 41: Campaña 2 - Prueba N° 1 - Dosis óptima de coagulante.....	91
Figura 42: Campaña 2 - Prueba N° 2 - Dosis óptima de coagulante.....	92
Figura 43: Campaña 1 - Concentración óptima de coagulante.....	93
Figura 44: Campaña 2 - Concentración óptima de coagulante.....	94
Figura 45: Campaña 1 - Dosis óptima de floculante.....	96
Figura 46: Campaña 2 - Dosis óptima de floculante.....	97
Figura 47: Campaña 1 - Condiciones de la prueba de gradientes y tiempos de floculación óptimos.....	99
Figura 48: Campaña 1 - Resultados de las pruebas de gradientes y tiempos óptimos de floculación.....	100
Figura 49: Campaña 2 - Condiciones de la prueba de gradientes y tiempos óptimos de floculación.....	101
Figura 50: Campaña 2 - Resultados de la prueba de gradientes y tiempos óptimos de floculación.....	103
Figura 51: Resultados de la prueba de sedimentación.....	106
Figura 52: Resultados de la prueba de trazadores para el floculador.....	115

Figura 53: Resultado de la prueba de trazadores para el sedimentador ..... 119

## RESUMEN

La Planta de tratamiento Chilibulo opera desde 1983 con un caudal de 60 L/s, provenientes de las aguas superficiales de las faldas del Volcán Atacazo que alimentan a las plantas de El Placer y Chilibulo, pertenecientes al sistema Atacazo – Lloa (EPMAPS P. D., 2017) dando servicio a un amplio sector de la parte sur - occidental de la ciudad de Quito y que comprende los barrios de Chilibulo, La Magdalena Alta, Jesús del Gran Poder y Hermano Miguel, a partir de la cota 3.010 msnm (EPMAPS D. D., 2017).

Durante el tiempo de funcionamiento de la planta, se han realizado varias adecuaciones aisladas en las unidades que efectúan el proceso de tratamiento, sin que se haya realizado una revisión integral de los mismos, lo que conlleva a la presunción de que la planta no se encuentre operando en condiciones hidráulicas y sanitarias óptimas.

Este proyecto apunta a la evaluación de los procesos que intervienen en el sistema de tratamiento, mediante la aplicación de pruebas de campo y laboratorio entre las cuales están, las pruebas de tratabilidad y de trazadores, todo esto con el fin de proponer mejoras al sistema, lo que incide directamente en el mejoramiento del servicio para los habitantes del sector.

Para el efecto se inició con un análisis estadístico de los datos de turbiedad y color del año 2016 referente a la operación de la planta, determinándose que la turbiedad promedio es de 6.7 UNT lo que demuestra que en general el agua que ingresa a la planta es de turbiedad baja; por su parte, el valor promedio de color es 61.7 UC, lo que indica que el agua en general, tiene un color moderadamente alto. Por lo que se puede determinar que, en general, la calidad del agua tratada es muy buena, sin embargo, las dosis de productos químicos utilizadas son bastante altas. La reducción de estas dosis mediante la optimización de los procesos es ambientalmente muy deseable porque los lodos generados tendrían un contenido menor de aluminio reduciendo los efectos adversos en la salud de los usuarios (AWWA, 2011; TULAS, 2015).

De los ensayos de tratabilidad, se determinó una concentración y dosis óptimas de: coagulante  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  3% y 95 mg/l, respectivamente; ayudante de floculación Polímero Superfloc C492 0.1% y 0.15 mg/l, respectivamente; además de los valores correspondientes a:  $\text{pH}=7.15$ ; gradientes y tiempos óptimos de floculación 20-27 min y  $20 \text{ s}^{-1}$ , respectivamente y velocidad crítica de sedimentación  $V_{\text{sc}}=0.02 \text{ cm/s}$ .

Para evaluar las condiciones hidráulicas de las unidades de floculación y sedimentación, se ejecutó el ensayo de trazadores utilizando NaCl comercial, resultando que estas unidades operan como reactores flujo pistón en 91 % y 76%, respectivamente, y con el 9% y 24% de espacios muertos, respectivamente.

Finalmente se presentan las conclusiones del trabajo las cuales están íntimamente relacionadas con los objetivos y con los resultados obtenidos, y se establecen algunas recomendaciones referentes a modificaciones relativamente pequeñas pero que redundarán en una considerable mejora de la eficiencia de los procesos.

## ABSTRACT

*The Chilibulo treatment plant has been operating since 1983 with a flow of 60 L / s, coming from the surface waters of the Atacazo volcano skirts that feed the El Placer and Chilibulo plants, belonging to the Atacazo - Lloa system (EPMAPS PD , 2017) serving a large sector of the south - western part of the city of Quito and comprising the neighborhoods of Chilibulo, La Magdalena Alta, Jesus del Gran Poder and Hermano Miguel, from the elevation 3,010 meters above sea level (EPMAPS DD , 2017).*

*During the operation time of the plant, several isolated adjustments have been made in the units that carry out the treatment process, without having carried out an integral review of them, which leads to the presumption that the plant does not is operating in optimal hydraulic and sanitary conditions.*

*This project aims at the evaluation of the processes that intervene in the treatment system, through the application of field and laboratory tests, among which are the traceability and tracer tests, all with the purpose of proposing improvements to the system, which directly affects the improvement of the service for the inhabitants of the sector.*

*For this purpose, a statistical analysis of the turbidity and co-lor data for 2016 was started, referring to the operation of the plant, determining that the average turbidity is 6.7 UNT, which shows that in general the water entering the plant is of low turbidity; On the other hand, the average color value is 61.7 CU, which indicates that water in general has a moderately high color. So it can be determined that, in general, the quality of the water treated is very good, however, the doses of chemicals used are quite high. The reduction of these doses by optimizing the processes is environmentally very desirable because the sludge generated would have a lower aluminum content, reducing the adverse effects on the health of the users (AWWA, 2011; TULLAS, 2015).*

*From the treatability tests, an optimum concentration and dose of: coagulant  $Al_2(SO_4)_3$  3% and 95 mg / l, respectively, was determined; Flocculation assistant Superfloc polymer C492 0.1% and 0.15 mg / l, respectively; in addition to the values corresponding to: pH = 7.15; gradients and optimal flocculation times 20-27 min and 20 s<sup>-1</sup>, respectively and critical sedimentation velocity  $V_{SC} = 0.02$  cm/s.*

*To evaluate the hydraulic conditions of the flocculation and sedimentation units, the tracer test was run using commercial NaCl, resulting that these units operate as piston flow reactors in 91% and 76%, respectively, and with 9% and 24% of dead spaces, respectively.*

*Finally, the conclusions of the work are presented, which are closely related to the objectives and the results obtained, and some recommendations are established regarding relatively small modifications that will result in a considerable improvement in the efficiency of the processes.*

## **PRESENTACIÓN**

En todo proceso productivo es importante conseguir el mejor producto con el menor consumo de recursos. En este contexto este trabajo planteará mejoras que permitan conseguir un producto con una calidad superior a la actual y/o reducir el consumo de productos químicos y energía.

Además, es importante señalar que la reducción del uso de productos químicos en los procesos de tratamiento, tienen un impacto favorable en el ambiente y en la salud de los usuarios, debido a que se reduce la generación de residuos potencialmente peligrosos, como por ejemplo el contenido de aluminio en los lodos. Adicionalmente esta reducción de lodos se refleja en un menor consumo de agua en el proceso de lavado de filtros, sedimentadores y limpieza de las otras unidades de tratamiento, lo que deja un mayor caudal de agua tratada para el consumo de la población.

# **CAPÍTULO 1**

## **INTRODUCCIÓN**

### **1.1 ANTECEDENTES**

La Planta de tratamiento Chilibulo es una de las veinte plantas de tratamiento que tiene la Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento (EPMAPS P. D., 2017) para abastecer de agua potable al Distrito Metropolitano de Quito, y corresponde al grupo de plantas menores, las cuales tienen caudales de operación inferiores a 100 L/s.

La Planta de tratamiento Chilibulo, inició su operación en el año 1.983 con un caudal de 60 L/s, para dar servicio a la población de los barrios del suroccidente de la ciudad de Quito, en la parroquia Chilibulo: Hermano Miguel, La Unión, Jesús del Gran Poder, Los Libertadores, Magdalena Alta, San José de Chilibulo, Virgen Pata, Chilibulo, La Lorena, Santiago Alto, Santiago II y Vencedores de Pichincha, con cotas de servicio entre 2.848 y 3.030 msnm y un área aproximada de 300 ha (EPMAPS D. D., 2017).

### **1.2 OBJETIVOS DEL ESTUDIO**

#### **1.2.1 OBJETIVO GENERAL**

Realizar la evaluación de los procesos de potabilización de la planta mediante análisis de los registros históricos de caudales, pruebas de campo para determinar el comportamiento hidráulico – sanitario de las diferentes unidades y pruebas de laboratorio para establecer parámetros de funcionamiento de los procesos y determinar las medidas de optimización requeridas.

#### **1.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Describir la situación actual de la planta de tratamiento, mediante la revisión y análisis de los registros históricos existentes de caudales y parámetros de

calidad de agua cruda y tratada, para establecer el rango de caudales en el cual opera la planta y las variaciones en la calidad de agua tratada.

- Determinar los parámetros óptimos con los cuales deberían funcionar los diferentes procesos que conforman la línea de tratamiento de la planta para el agua cruda que ingresa, mediante pruebas de tratabilidad (dosis óptimas de coagulante y polímero, concentración óptima de coagulante, gradientes y tiempos de floculación, velocidad crítica de sedimentación), para compararlos con los parámetros de funcionamiento actuales.
- Establecer si existen cortocircuitos y espacios muertos, tipos de flujo y tiempos de retención reales, en los componentes del sistema de tratamiento, mediante la prueba de trazadores, para compararlos con los parámetros de funcionamiento actuales de la planta.
- Especificar las condiciones de operación de las unidades que conforman el proceso de tratamiento de la planta con relación a las condiciones establecidas en las pruebas de tratabilidad y trazadores, para formular recomendaciones para mejorar el funcionamiento de los procesos de tratamiento de la planta.
- Determinar las condiciones actuales de funcionamiento de los filtros, aplicando la teoría de diseño, para obtener la tasa de filtración y su influencia en la calidad del agua filtrada y en los tiempos de lavado; velocidad de lavado, relacionada con la expansión del lecho filtrante y la eficiencia en la limpieza del mismo, así como en el consumo de agua de lavado.
- Definir las condiciones actuales de funcionamiento del proceso de desinfección, aplicando la teoría de diseño, para obtener el punto y mecanismo de aplicación, así como el tiempo de contacto que está directamente relacionado con la eficiencia de la desinfección (Arboleda, 2000).
- Plantear las modificaciones requeridas a los procesos, tomando como referencia los resultados obtenidos en la evaluación de las unidades, para la optimización del sistema de tratamiento.

### **1.3 ALCANCE**

Se realizará una descripción general de la planta de tratamiento que incluya: ubicación, capacidad nominal, unidades que la conforman.

Se realizará un análisis estadístico de los caudales históricos de operación del último año, así como de las principales características del agua cruda que ingresa a la planta y que constituyen los parámetros de evaluación de la eficiencia del proceso de potabilización o que influyen en el mismo.

Se realizará la evaluación de las diferentes unidades de la planta de tratamiento de Chilibulo, realizando pruebas de trazadores para determinar su condición de funcionamiento hidráulico – sanitario actual, tipo de flujo, porcentaje de espacios muertos y cortocircuitos.

Se realizarán pruebas de tratabilidad del agua cruda para determinar los parámetros óptimos para la coagulación, floculación y sedimentación.

Se determinará las condiciones operativas de los filtros, caudal y velocidad de lavado, porcentaje de expansión del lecho filtrante.

Se determinará como está funcionando el proceso de desinfección

En base a los resultados del estudio, se propondrán acciones que permitan mejorar el proceso de potabilización de la planta de tratamiento, sea obteniendo una mejor calidad del agua tratada, permitiendo una reducción del consumo de productos químicos o consumo de energía, o ambos.

### **1.4 JUSTIFICACIÓN**

#### **1.4.1 JUSTIFICACIÓN TEÓRICA**

Esta investigación permitirá conocer el funcionamiento actual de los procesos que forman parte del sistema de tratamiento y determinar las deficiencias de los mis-

mos, sean estos productos de omisiones en la etapa de diseño o errores constructivos, a fin de establecer guías para el diseño y construcción de plantas de tratamiento de agua potable de similar capacidad.

#### **1.4.2 JUSTIFICACIÓN METODOLÓGICA**

Las pruebas de tratabilidad permitirán determinar los parámetros óptimos con los cuales deberían funcionar los diferentes procesos que conforman la línea de tratamiento de la planta para el agua cruda que ingresa (dosis óptimas de coagulante y polímero, concentración óptima de coagulante, gradientes y tiempos de floculación, velocidad crítica de sedimentación) y establecer los parámetros con los que funcionan actualmente cada uno de los componentes en función de la geometría y dimensiones de las unidades.

Por su parte las pruebas de trazadores permitirán determinar la existencia de cortocircuitos y espacios muertos, tipo de flujo, los cuales están estrechamente relacionados con la geometría de las unidades y diseño de los sistemas de entrada y salida.

Lo anterior permitirá sacar conclusiones y formular recomendaciones referentes a posibles modificaciones para conseguir mejores resultados en el proceso de tratamiento.

#### **1.4.3 JUSTIFICACIÓN PRÁCTICA**

En todo proceso productivo es importante conseguir el mejor producto con el menor consumo de recursos. En este contexto este trabajo planteará mejoras que permitan conseguir un producto con una calidad superior a la actual y/o reducir el consumo de productos químicos y energía.

Además, es importante señalar que la reducción del uso de productos químicos en los procesos de tratamiento, tienen un impacto favorable en el ambiente y en la salud de los usuarios, debido a que se reduce la generación de residuos potencialmente peligrosos, como por ejemplo el contenido de aluminio en los lodos. Adicionalmente esta reducción de lodos se refleja en un menor consumo de agua en el

proceso de lavado de filtros, sedimentadores y limpieza de las otras unidades de tratamiento, lo que deja un mayor caudal de agua tratada para el consumo de la población.

## **CAPÍTULO 2**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 CINÉTICA DE LAS REACCIONES**

La cinética química es un área de la fisicoquímica que se encarga del estudio de la velocidad de reacción (Snoeyink & Jenkins, 1980), cómo cambia la velocidad de reacción bajo condiciones variables y qué eventos moleculares se efectúan mediante la reacción general.

El objeto de la cinética química es medir la velocidad de las reacciones químicas y encontrar ecuaciones que relacionen la velocidad de una reacción con variables experimentales.

##### **2.1.1 Clasificación de las reacciones**

Existen muchas maneras de clasificar las reacciones químicas:

Se puede clasificar a las reacciones en simples o complejas dependiendo del número de pasos o de estados de transición que deben producirse, si solo un paso es necesario (un estado de transición) se dice que la velocidad de reacción es simple, si no es así se debe proponer una serie de pasos (cada uno con un estado de transición) denominado mecanismo de la reacción que corresponda a la velocidad de reacción encontrada.

Probablemente el método más útil sea dividir las según el número y tipo de fases que intervienen, de donde resultan dos grandes grupos (Levenspiel, 1999):

- Reacciones homogéneas: requieren una sola fase
- Reacciones heterogéneas: requieren más de una fase (sólida, líquida, gaseosa)

### 2.1.2 Velocidad de reacción

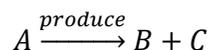
La velocidad de reacción está conformada por la velocidad de formación y la velocidad de desaparición de los componentes. Esta velocidad no es constante y depende de varios factores, como la concentración de los reactivos, la presencia de un catalizador, la temperatura de reacción y el estado físico de los reactivos.

Uno de los factores más importantes es la concentración de los reactivos. Cuantas más partículas existan en un volumen, más colisiones hay entre ellas por unidad de tiempo. Al principio, cuando la concentración de reactivos es mayor, también es mayor la probabilidad de que se den colisiones entre las moléculas, y la velocidad es mayor. A medida que la reacción avanza, al ir disminuyendo la concentración de los reactivos, disminuye la probabilidad de colisión y con ella la velocidad de la reacción (Levenspiel, 1999).

Para medir la velocidad de una reacción necesitamos medir, bien sea la cantidad de reactivo que desaparece por unidad de tiempo, o bien la cantidad de producto que aparece por unidad de tiempo. La velocidad de reacción se mide en unidades de concentración/tiempo, esto es, en (mol/L) /s.

Para definir la velocidad de la reacción hay que seleccionar un componente de la reacción y definir la velocidad en función de ese componente *i*.

Sea la reacción:



Donde:

A, B y C = número de moléculas de los componentes A, B y C, respectivamente.

La velocidad de cambio del número de moles de A, por unidad de volumen, con respecto al tiempo es (Levenspiel, 1999):

$$R_A = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} \quad (1)$$

En la cual:

$R_A$  = velocidad de la reacción con respecto al componente A, conocida como tasa de la reacción (Rate, en inglés), mol/L\*s.

$N_A$  = número de moles del componente A, mol

$V$  = volumen en el que ocurre la reacción, L

$t$  = tiempo, s

Esta ecuación es válida para condiciones de volumen constante, como ocurre en sistemas acuosos. El signo negativo se debe a que el componente A está desapareciendo.

Puesto que:

$$\frac{N_A}{V} = C \quad (2)$$

$$R_A = -\frac{dC_A}{dt} \quad (3)$$

Donde:

$C_A$  = concentración del componente A en mol/L

Esta es la velocidad media de la reacción, pues todas las moléculas necesitan tiempos distintos para reaccionar.

Convención de signos:

$R_i > 0$  El componente es un producto

$R_i < 0$  El componente es un reactivo

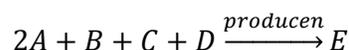
La velocidad de aparición del producto es igual a la velocidad de desaparición del reactivo (Levenspiel, 1999), lo que significa:

$$-\frac{dC_A}{dt} = \frac{dC_B}{dt} = \frac{dC_C}{dt} \quad (4)$$

## 2.2 ORDEN DE LAS REACCIONES

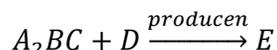
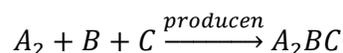
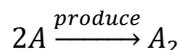
Para cada reacción se puede establecer una ecuación que describa cuantas partículas del reactivo reaccionan entre ellas, para formar una cantidad de partículas del producto.

Para una reacción de la forma:



Se tiene que dos partículas A reaccionan con una partícula B, una partícula C y una partícula D para formar una partícula del producto E.

Sin embargo, la probabilidad de que cinco partículas reaccionen al mismo tiempo es pequeña, más probable es que dos o tres partículas reaccionen y formen un producto intermedio y este producto intermedio reaccione con las demás partículas y forme otros productos intermedios hasta formar el producto final E, por ejemplo:



En este ejemplo se tiene una reacción principal que se descompone en varias reacciones elementales.

Por medios experimentales se puede determinar la relación entre la velocidad de las reacciones elementales y las concentraciones de los componentes A, B, C y D.

El orden de una reacción, con relación a un reactivo determinado, se define como el exponente al que se encuentra elevada la concentración de dicho reactivo en la ecuación de la tasa o velocidad de la reacción con respecto a ese reactivo. El orden total de la reacción se define como la suma de los exponentes de las concentraciones de los diferentes componentes en la ecuación de la tasa o velocidad de la reacción total (Snoeyink & Jenkins, 1980).

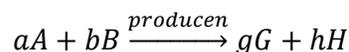
En el ejemplo anterior, supongamos que la velocidad de la primera reacción elemental

$2A \xrightarrow{\text{produce}} A_2$ , depende del cuadrado de la concentración del reactivo A, esto significa que esta reacción es de segundo orden con respecto al reactivo A. El orden total de esta reacción es también segundo, pues no hay otros reactivos.

Suponiendo que la velocidad de reacción de la segunda reacción elemental  $A_2 + B + C \xrightarrow{\text{producen}} A_2BC$ , tenga una dependencia lineal con la concentración del reactivo  $A_2$ , lineal con la concentración del reactivo B y ninguna dependencia con C, entonces la reacción es de primer orden en relación a  $A_2$ , de primer orden en relación a B y de orden cero en relación al componente C. El orden total es segundo ( $1+1+0=2$ ).

Si la velocidad de reacción de la tercera reacción elemental  $A_2BC + D \xrightarrow{\text{producen}} E$ , tiene una dependencia lineal con la concentración de  $A_2BC$ , pero ninguna con la concentración de D, entonces la reacción es de primer orden en relación a  $A_2BC$  y de orden cero en relación a D. El orden total de la reacción es primero ( $1+0=1$ ).

En general, para una reacción de la forma:



La velocidad de reacción está dada por la siguiente expresión, suponiendo que la reacción es simple molecular (Levenspiel, 1999):

$$R = k[A]^\alpha[B]^\beta \quad (5)$$

Donde:

[ ] = concentración en moles/L

k = constante cinética

## 2.3 FACTORES QUE AFECTAN LA VELOCIDAD DE LAS REACCIONES

Existen varios factores que afectan la velocidad de una reacción química: la concentración de los reactivos, la temperatura, la existencia de catalizadores, la presión. Los que principalmente nos interesan son la concentración de los reactivos y la temperatura (Levenspiel, 1999).

### 2.3.1 Concentración de los reactivos

Si los reactivos están en disolución o son gases encerrados en un recipiente, cuanto mayor sea su concentración, más alta será la velocidad de la reacción en la que participen, ya que, al haber más partículas en el mismo espacio, aumentará el número de colisiones (Levenspiel, 1999).

La velocidad de reacción está dada por la ecuación (5)

$$R = k[A]^{\alpha}[B]^{\beta}$$

Los términos entre corchetes son las molaridades de los reactivos y los exponentes  $\alpha$  y  $\beta$  se conocen como orden de reacción y en el caso de una reacción elemental están relacionados con el coeficiente estequiométricos de cada uno de los reactivos.

Hay casos en que la velocidad de reacción no es función de la concentración, en estos casos la cinética de la reacción es de orden cero.

### 2.3.2 Temperatura

En general, la velocidad de reacción aumenta con la temperatura porque al aumentarla incrementa la energía cinética de las moléculas. Con mayor energía cinética, las moléculas se mueven más rápido y chocan con más frecuencia y con más energía.

El coeficiente cinético de la reacción ( $k$ ), está relacionado con la temperatura a través de la ecuación de Arrhenius (Snoeyink & Jenkins, 1980):

$$k = Ae^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (6)$$

En la cual:

A = constante propia de cada reacción química

$E_a$  = energía de activación, Joules

R = constante universal de los gases,

T = temperatura absoluta, Kelvin

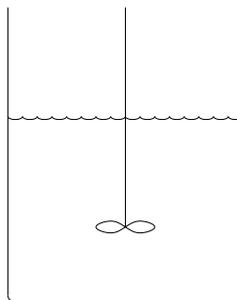
## 2.4 REACCIONES HOMOGÉNEAS EN REACTORES IDEALES

### 2.4.1 Clasificación de los reactores

#### 2.4.1.1 REACTOR ESTÁTICO

Es un reactor intermitente de volumen constante que no tiene flujo de entrada ni flujo de salida de componentes mientras ocurre la reacción. Al hablar de volumen constante, se está hablando del volumen de la mezcla y no del reactor. Las reacciones en fase líquida pertenecen a esta categoría. Este tipo de reactor tiene las siguientes características (Levenspiel, 1999):

- No hay flujo continuo de reactivos
- Es completamente mezclado, lo que implica que en un tiempo dado no hay diferencia de concentraciones entre dos puntos del sistema



*Figura 1: Esquema de reactor estático*

Haciendo un equilibrio de masas se tiene (Levenspiel, 1999):

(masa que entra) – (masa que sale) – (masa consumida) = (acumulación)

$$0 \quad - \quad 0 \quad - R_i \text{ (mol/L*s)} * V \text{ (L)} = V \frac{dC}{dt}$$

$$R_i = -\frac{dn/V}{dt}$$

Donde:

n = número de moles

En sistemas acuosos el volumen es constante, por lo tanto, aplicando la ecuación (2), se tiene:

$$R_i = -\frac{dC}{dt}$$

Que es la misma ecuación (3) derivada anteriormente.

De acuerdo con la ecuación (5)

$$R = kC^n \quad (7)$$

Por tanto, la ecuación (3) se transforma en:

$$\frac{dC}{dt} = -kC^n \quad (8)$$

Para reacciones de orden cero se tiene:

$$\frac{dC}{dt} = -k \quad (9)$$

Que integrando da:

$$C = C_o - kt \quad (10)$$

Si la reacción es de primer orden, tenemos:

$$\frac{dC}{dt} = -kC \quad (11)$$

Integrando se tiene (Levenspiel, 1999):

$$\ln \frac{C}{C_o} = -kt \quad \text{ó} \quad C = C_o e^{-kt} \quad (12)$$

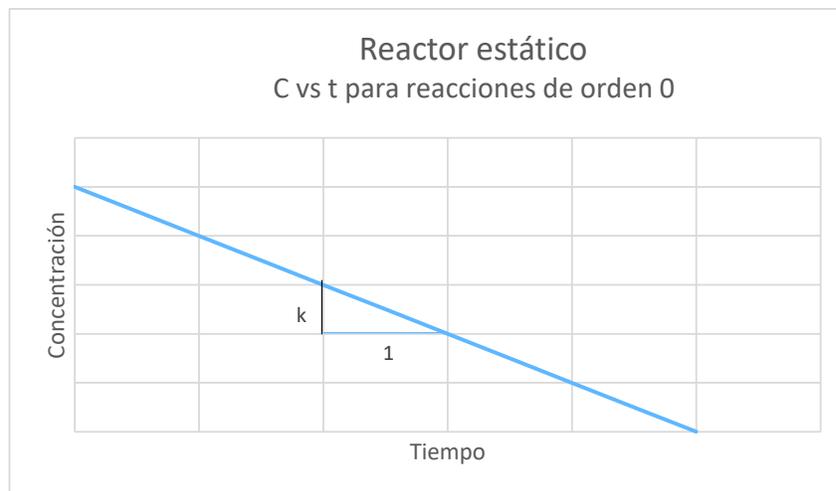
Si la reacción fuese de segundo orden, tendríamos:

$$\frac{dC}{dt} = -kC^2 \quad (13)$$

Integrando, resulta:

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{Ao}} = kt \quad (14)$$

Graficando estas ecuaciones se obtiene:



*Figura 2: C vs t para reacciones de orden cero en reactor estático*

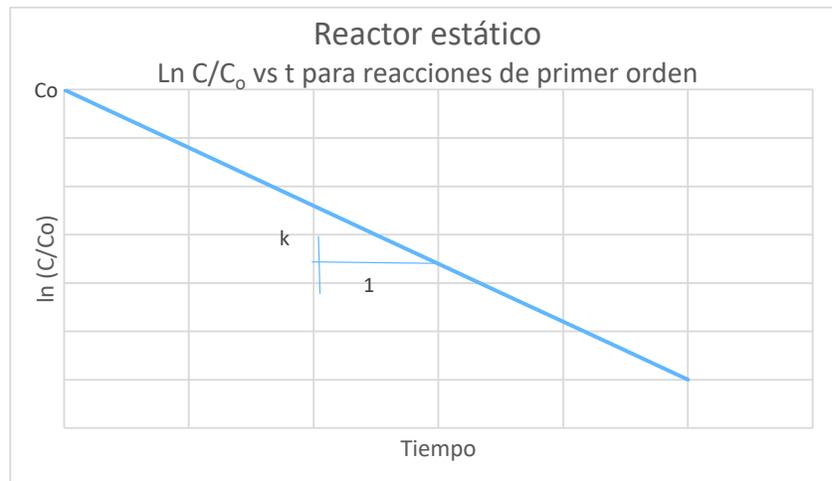


Figura 3:  $\ln(C/C_0)$  vs  $t$  para reacciones de primer orden en reactor estático

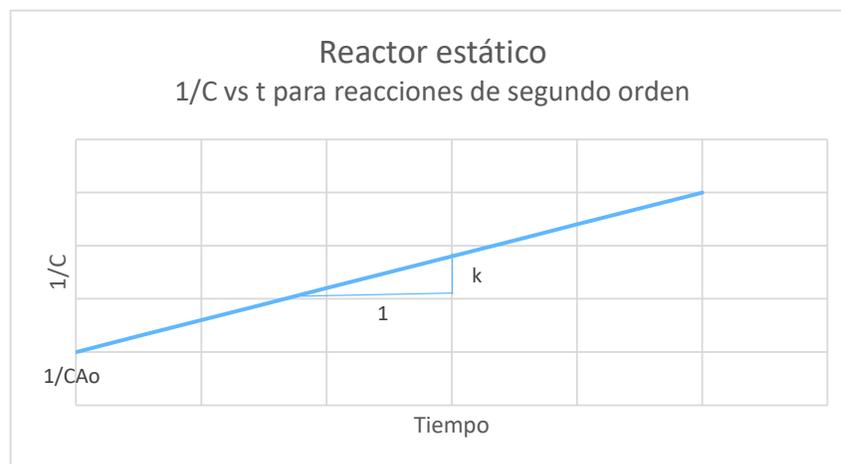
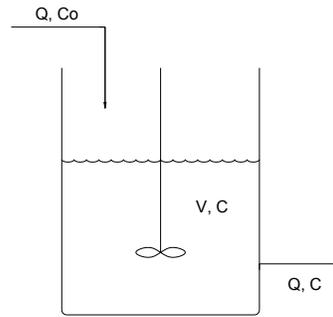


Figura 4:  $1/C$  para reacciones de segundo orden en reactor estático

#### 2.4.1.2 REACTOR COMPLETAMENTE MEZCLADO (RETROMEZCLADO)

Este reactor cumple con los siguientes requisitos (Levenspiel, 1999):

- Es completamente mezclado, por lo tanto, la concentración es uniforme. Como consecuencia de esto, la concentración en el reactor es igual a la concentración en el efluente.
- El volumen y el caudal permanecen constantes



*Figura 5: Esquema de reactor completamente mezclado*

Haciendo un equilibrio de masas con respecto al reactivo A (Levenspiel, 1999):

(masa afluyente) – (masa efluente) – (masa consumida por reacción) = (masa acumulada)

$$Q * C_{A0} - Q * C_A - R_A * V = V \frac{dC_A}{dt}$$

Bajo condiciones de estabilidad (Levenspiel, 1999):  $\frac{dC_A}{dt} = 0$

$$Q(C_{A0} - C_A) = R_A V \quad (15)$$

Haciendo:

$$\bar{t} = \frac{V}{Q} \quad (16)$$

Donde:

$\bar{t}$  = tiempo medio de detención hidráulico

V = volumen del reactor

Se tiene:

$$\bar{t} = \frac{C_{A0} - C_A}{R_A} \quad (17)$$

Remplazando en esta ecuación el valor de RA de la ecuación (7) (Levenspiel, 1999):

$$\bar{t} = \frac{C_{Ao} - C_A}{kC_A^n} \quad (18)$$

Para una reacción de orden cero, se tiene:

$$\bar{t} = \frac{C_{Ao} - C_A}{k} \quad (19)$$

Si la reacción es de primer orden:

$$\bar{t} = \frac{C_{Ao} - C_A}{kC_A} \quad (20)$$

Para una reacción de segundo orden, se tiene:

$$\bar{t} = \frac{C_{Ao} - C_A}{kC_A^2} \quad (21)$$

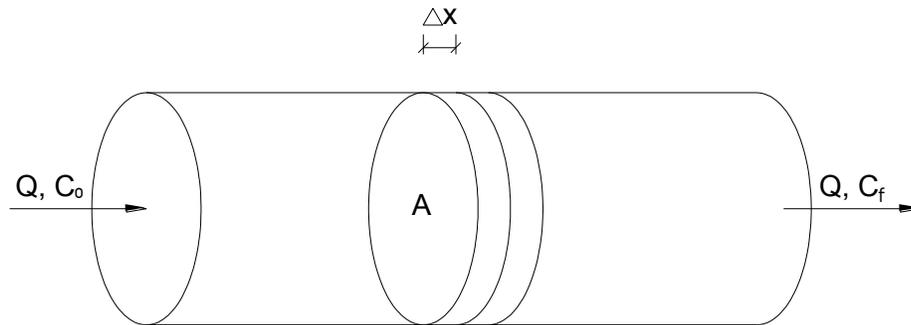
### 2.4.1.3 REACTOR DE FLUJO PISTÓN

Este reactor cumple con los siguientes requisitos (Levenspiel, 1999):

- Todos los reactivos se introducen continuamente y los productos se extraen en forma continua.
- En régimen estable ninguna de las propiedades del sistema varía con relación al tiempo en una posición dada.
- El transporte de masa se realiza únicamente en la dirección axial.
- Las partículas tienen la misma velocidad en cualquier sección transversal

El fluido pasando a través de un reactor de flujo pistón puede ser modelado como si fluyesen a través del reactor una serie de émbolos coherentes infinitamente delgados, cada uno de los cuales tiene una composición uniforme, viajando en la dirección axial del reactor, cada uno teniendo una composición diferente con relación al anterior. La consideración clave es que un pistón fluye a través del reactor, y que el fluido es perfectamente mezclado en la dirección radial pero no en la dirección

axial (ni hacia adelante ni hacia atrás). Cada émbolo de volumen diferencial es considerado como una entidad separada, realmente, un reactor continuo completamente mezclado infinitamente pequeño con volumen tendiendo a cero (Levenspiel, 1999).



*Figura 6: Esquema de reactor de flujo pistón*

El reactor de flujo pistón en estado estacionario está gobernado por una ecuación diferencial la cual puede ser calculada suministrando las condiciones límite apropiadas que son conocidas (Levenspiel, 1999).

El balance de masas de la especie A en el volumen diferencial de fluido en la longitud  $dx$ , entre  $x$  y  $x + dx$  resulta (Levenspiel, 1999):

(acumulación) = (masa afluente) – (masa efluente) - (masa consumida)

$$0 = F_{Ax}|_x * A - F_{Ax}|_{x+\Delta x} * A - R_A A \Delta x$$

En donde:

$F_{Ax}|_x$  = flujo de masa del reactivo A en la dirección x, evaluado en la abscisa x, mol/s \* cm<sup>2</sup>

A = área transversal del reactor

$R_A$  = tasa de reacción del reactivo A

Por lo tanto (Levenspiel, 1999):

$$R_A = \frac{-F_{Ax}|_{x+\Delta x} - F_{Ax}|_x}{\Delta x} \quad (22)$$

$$\lim_{\Delta x \rightarrow 0} \left( \frac{-F_{Ax}|_{x+\Delta x} - F_{Ax}|_x}{\Delta x} \right) = R_A \quad (23)$$

$$-\frac{dF_{Ax}}{dx} = R_A \quad (24)$$

Puesto que estamos suponiendo que en flujo pistón las partículas tienen la misma velocidad en cualquier sección transversal (Levenspiel, 1999):

$$F_{Ax} \left( \frac{\text{mol/s}}{\text{cm}^2} \right) = C_A \left( \frac{\text{mol}}{\text{cm}^3} \right) * v_x \left( \frac{\text{cm}}{\text{s}} \right) \quad (25)$$

Remplazando la ecuación (25) en la ecuación (24):

$$-\frac{d(C_A * v_x)}{dx} = R_A \quad (26)$$

$$v_x \frac{dC_A}{dx} = -R_A \quad (27)$$

$$\int_0^L \frac{dx}{v_x} = - \int_{C_{Ao}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{R_A} \quad (28)$$

$$\frac{L}{v_x} = - \int_{C_{Ao}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{R_A} \quad (29)$$

$$\bar{t} = - \int_{C_{Ao}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{R_A} \quad (30)$$

Remplazando la ecuación (7) en la ecuación (30) (Levenspiel, 1999):

$$\bar{t} = - \int_{C_{Ao}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{kC_A^n} \quad (31)$$

Para una reacción de orden cero se tiene:

$$\bar{t} = \frac{C_{Ao} - C_{Af}}{k} \quad (32)$$

Que es equivalente a la ecuación (10) para el reactor estático

Si la reacción es de primer orden, se tiene:

$$\bar{t} = - \int_{C_{Ao}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{kC_A} \quad (33)$$

$$-k\bar{t} = \ln \frac{C_{Af}}{C_{Ao}} \quad (34)$$

Que es igual a la ecuación (12) desarrollada para el reactor estático.

Para una reacción de segundo orden, se tiene:

$$\bar{t} = - \int_{C_{Ao}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{kC_A^2} \quad (35)$$

$$k\bar{t} = \frac{1}{C_{Af}} - \frac{1}{C_{Ao}} \quad (36)$$

Que es igual a la ecuación (14), para el reactor estático, de manera que, para reacciones de orden superior a cero, el reactor pistón se comporta igual que el reactor estático.

## 2.5 COMPARACIÓN DE REACTORES

La comparación se hace para reactores de flujo continuo que son los que interesan en ingeniería sanitaria.

### 2.5.1 Reacción de orden cero

Dividiendo la ecuación (19) del reactor completamente mezclado, para la ecuación (32) del reactor de flujo pistón, se tiene:

$$\frac{\bar{t}_M}{\bar{t}_P} = \frac{\frac{C_{A0} - C_A}{k}}{\frac{C_{A0} - C_A}{k}} = 1 \quad (37)$$

Conclusión: Para reacciones de orden cero, el tipo de reactor no afecta al tiempo de detención.

### 2.5.2 Reacciones de primer orden

Si hacemos (Levenspiel, 1999):

$$X_A = C_{A0} - C_A = 1 - \frac{C_A}{C_{A0}} \quad (38)$$

Donde:

$X_A$  = Conversión

Reemplazando la ecuación (38) en la ecuación (20) para el reactor mezclado, se tiene:

$$\bar{t}_M = \frac{1}{k} \left( \frac{X_A}{1 - X_A} \right) \quad (39)$$

Haciendo el mismo remplazo en la ecuación (34) para el reactor pistón, se tiene:

$$\bar{t}_P = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A) \quad (40)$$

Dividiendo la ecuación (39) para la ecuación (40), se obtiene:

$$\frac{\bar{t}_M}{\bar{t}_P} = -\frac{X_A}{(1 - X_A) \ln(1 - X_A)} \quad (41)$$

Haciendo una pequeña tabla, para conversiones del 80 al 99%, se tienen los siguientes valores:

$X_A$	$\frac{\bar{t}_M}{\bar{t}_P}$
0,99	21,5
0,96	7,5
0,92	4,6
0,80	2,5

*Tabla 1: Relación de tiempos medios de residencia para reactores mezclados y pistón para reacciones de primer orden*

**Conclusión:** El tanque mezclado es más grande que el pistón para la misma eficiencia. Se puede ver que, para la misma tasa de flujo, mientras más alta es la eficiencia, más grande es la diferencia entre el reactor mezclado y el reactor pistón, por ejemplo, para una eficiencia del 99%, el reactor mezclado es 21,5 veces más grande que el pistón, mientras que para una eficiencia del 80% es solo 2,5 veces más grande.

### 2.5.3 Reacciones de segundo orden

Si reemplazamos la ecuación (38) en la ecuación (21), para el reactor mezclado, tenemos:

$$\bar{t}_M = \frac{1}{kC_{A0}} \frac{X_A}{(1 - X_A)^2} \quad (42)$$

Igualmente, reemplazando la ecuación (38) en la ecuación (36), para el reactor pistón, tenemos:

$$\bar{t}_P = \frac{1}{kC_{A0}} \left( \frac{X_A}{1 - X_A} \right) \quad (43)$$

Dividiendo la ecuación (42) para la ecuación (43), resulta (Levenspiel, 1999):

$$\frac{\bar{t}_M}{\bar{t}_P} = \frac{1}{1 - X_A} = \frac{C_{A0}}{C_A} \quad (44)$$

Para diferentes conversiones, se tienen los siguientes resultados:

$X_A$	$\frac{\bar{t}_M}{\bar{t}_P}$
0,99	100,0
0,96	25,0
0,92	12,5
0,80	5,0

*Tabla 2: Relación de tiempos medios de residencia para reactores mezclados y pistón para reacciones de segundo orden*

**Conclusión:** El tanque mezclado es más grande que el pistón para la misma eficiencia. Se puede ver que, para la misma tasa de flujo, mientras más alta es la eficiencia, más grande es la diferencia entre el reactor mezclado y el reactor pistón, por ejemplo, para una eficiencia del 99%, el reactor mezclado es 100 veces más grande que el pistón, mientras que para una eficiencia del 80% es solo 5 veces más grande.

#### 2.5.4 Conclusiones Generales

- Para órdenes mayores que cero el reactor mezclado es siempre más grande que el reactor pistón.
- La relación de volúmenes  $V_M/V_P$  se incrementa con el orden de la reacción.
- Mientras más alta es la eficiencia deseada, se incrementa la relación de volúmenes  $V_M/V_P$ .
- Para el mismo volumen, el reactor de flujo pistón es siempre más eficiente que el reactor mezclado, para órdenes mayores que cero.

## 2.6 FLUJO NO IDEAL – REACTORES REALES

El reactor mezclado y el reactor de flujo pistón tienen un comportamiento muy diferente (tamaño del reactor, distribución de productos). En la mayoría de los casos se intenta diseñar equipos que se acerquen a uno u otro modelo, debido a que:

- A menudo uno de los dos es el óptimo
- Son modelos sencillos de manejar

Sin embargo, el comportamiento real de los equipos se desvía siempre del comportamiento ideal debido a las siguientes causas (Levenspiel, 1999):

- Cortocircuitos
- Canalización del fluido
- Espacios muertos o regiones estacionarias
- Dispersión y difusión longitudinales en el flujo pistón

Existen dos factores interrelacionados que configuran un patrón de flujo (Levenspiel, 1999):

- La distribución de tiempos de residencia de la corriente que fluye a través del reactor
- El mezclado inmediato o tardío del material en el reactor.

### **2.6.1 Distribución de tiempos de residencia**

Cuanto tiempo permanece cada una de las moléculas en el reactor, o sea la distribución de los tiempos de residencia de la corriente del fluido en el reactor, varía dependiendo del tipo de reactor (Levenspiel, 1999).

Para determinar los tiempos de residencia en un reactor es necesario hacer pruebas de trazadores utilizando un trazador no reactivo (Levenspiel, 1999).

Existen dos tipos de pruebas de trazadores (Levenspiel, 1999):

- Prueba con entrada tipo impulso
- Prueba con entrada tipo escalón

#### **2.6.1.1 PRUEBA CON ENTRADA TIPO IMPULSO**

En un reactor tipo completamente mezclado, se tiene (Levenspiel, 1999):

- Al tiempo  $t = t_0$  se introduce una dosis instantánea de un trazador no reactivo tal que la concentración del trazador es  $C = C_0$

- Al tiempo  $t > t_0$  puesto que no hay alimentación de trazador, su concentración decrece gradualmente

Balance de material para  $t > t_0$  y haciendo  $t_0 = 0$ :

(acumulación) = (masa afluyente) – (masa efluente) - (masa consumida, no reacción)

$$V \frac{dc}{dt} = 0 - Q * C - 0$$

La masa consumida es cero porque el trazador es no reactivo (Levenspiel, 1999).

Por lo tanto:

$$\frac{dc}{C} = \frac{Q}{V} dt \quad (45)$$

Integrando, y considerando que  $\frac{V}{Q} = \bar{t}$ :

$$\ln C = -\frac{t}{\bar{t}} + K_1 \quad (46)$$

Donde  $K_1$  es la constante de integración.

Para el tiempo  $t = 0$ , la concentración es  $C = C_0$ , por lo tanto:

$$\ln C_0 = K_1$$

Por lo que la ecuación (46) queda:

$$\ln C = -\frac{t}{\bar{t}} + \ln C_0 \quad (47)$$

Llamando (Levenspiel, 1999):

$$\frac{t}{\bar{t}} = \theta \quad (48)$$

Donde:

$\theta$  = tiempo adimensional

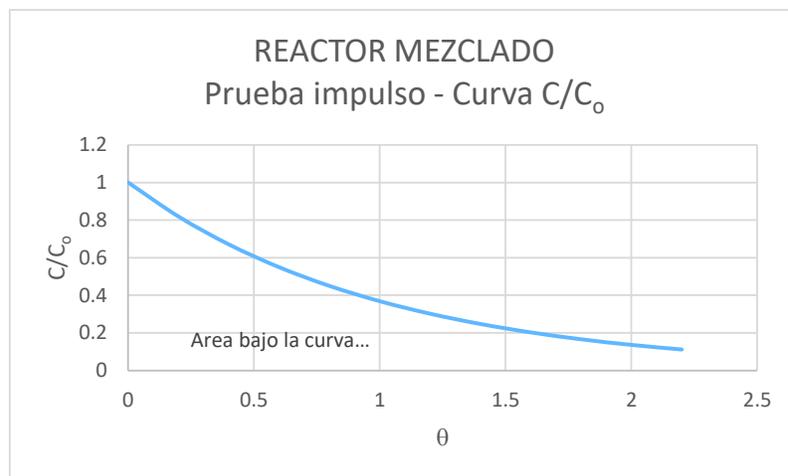
Entonces, la ecuación (47) se transforma en:

$$\ln \frac{C}{C_0} = -\theta \quad (49)$$

Que también puede expresarse como:

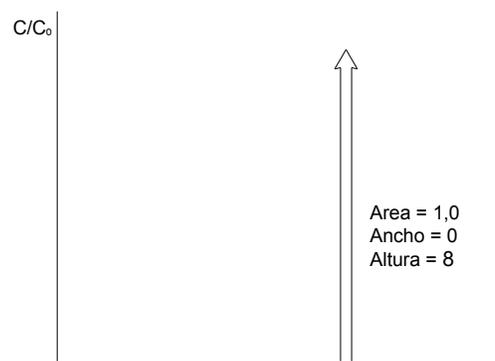
$$\frac{C}{C_0} = e^{-\theta} \quad (50)$$

La función  $C/C_0$  versus  $\theta$  para una prueba tipo impulso en un reactor completamente mezclado se representa en el siguiente gráfico (Levenspiel, 1999):



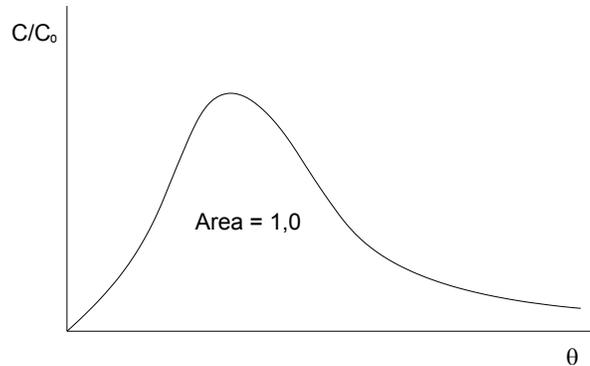
*Figura 7: Curva C/C<sub>0</sub> en pruebas impulso en reactor mezclado*

En el reactor tipo pistón, el trazador que es inyectado instantáneamente al tiempo  $t = 0$ , aparece instantáneamente a la salida del reactor después del tiempo de residencia, es decir cuando  $\theta=1$  (Levenspiel, 1999).



*Figura 8: Curva C/C<sub>0</sub> en prueba impulso en reactor pistón*

Para un flujo arbitrario, se tiene una curva de forma también arbitraria, con el área bajo la curva igual a 1,0 cuando  $\theta$  tiende a infinito (Levenspiel, 1999).



*Figura 9: Curva C/C₀ en prueba impulso en reactor arbitrario*

### 2.6.1.2 Prueba con entrada tipo escalón

Consideremos un fluido blanco fluyendo a través de un reactor mezclado. Al tiempo  $t = t_0$  cambiamos a un fluido rojo en el afluente, de manera que la concentración de rojo es en ese instante  $C = C_0$ . La concentración de fluido rojo crece gradualmente (Levenspiel, 1999).

(acumulación) = (masa afluente) – (masa efluente) - (masa consumida, no reacción)

$$V \frac{dc}{dt} = Q C_0 - Q * C - 0$$

$$\frac{dc}{dt} + \frac{Q}{V} C = \frac{Q}{V} C_0 \quad (51)$$

Que se transforma en:

$$\frac{dc}{dt} + \frac{1}{\bar{t}} C = \frac{1}{\bar{t}} C_0 \quad (52)$$

La ecuación (52) es una ecuación diferencial de primer orden de la forma  $\frac{dy}{dx} + P(x)y = R(x)$ , cuya solución es (Levenspiel, 1999):

$$C e^{\theta} = \int \frac{1}{\bar{t}} C_0 e^{\theta} (\bar{t} d\theta) + K \quad (53)$$

$$C e^{\theta} = C_o e^{\theta} + K \quad (54)$$

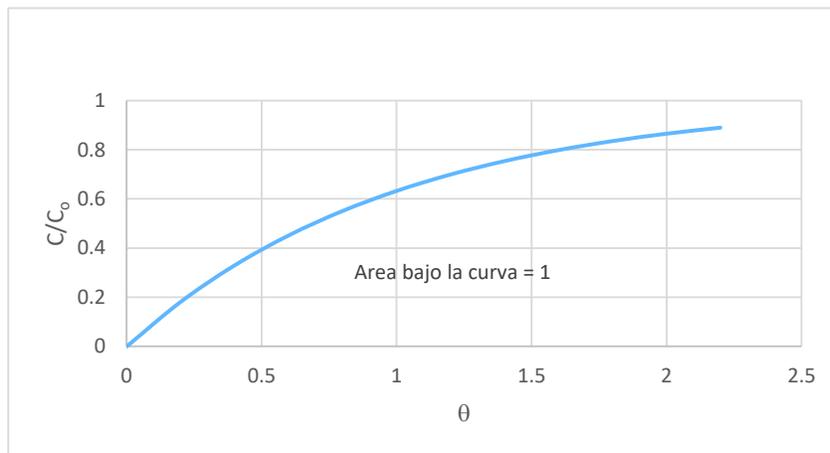
Las condiciones iniciales son:  $t = 0$ ;  $\theta = 0$ ;  $C = 0$  (en el afluente), por tanto:

$$0 = C_o + K \quad y \quad K = -C_o \quad (55)$$

Por lo tanto (Levenspiel, 1999):

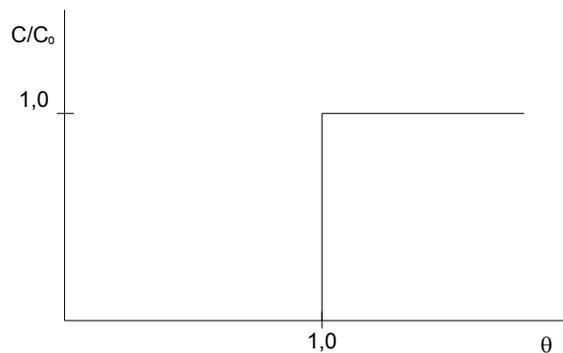
$$C e^{\theta} = C_o e^{\theta} - C_o \quad (56)$$

$$\frac{C}{C_o} = 1 - e^{-\theta} \quad (57)$$



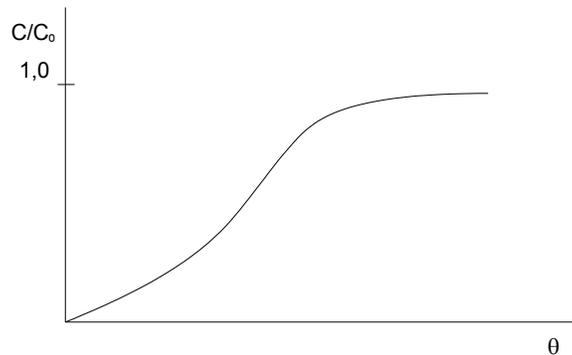
*Figura 10: Curva  $C/C_o$  en prueba escalón en reactor mezclado*

En un reactor tipo pistón donde todas las partículas en una sección transversal tienen el mismo periodo de residencia, se tiene una curva como la siguiente (Levenspiel, 1999):



*Figura 11: Curva  $C/C_o$  en prueba escalón en reactor pistón*

Y para un flujo arbitrario (Levenspiel, 1999):



*Figura 12: Curva  $C/C_0$  en prueba escalón en reactor arbitrario*

### 2.6.2 Significado de la curva $C/C_0$ , entrada tipo escalón

Si realizamos una prueba tipo escalón con un trazador rojo en un reactor completamente mezclado que contiene inicialmente un fluido blanco, de la curva  $C/C_0$  se observa que después de un tiempo  $t = \bar{t}$  el 63 % del fluido es rojo y el 37 % es blanco (Levenspiel, 1999).

De las partículas rojas colectadas después del tiempo  $t_1$ , algunas pueden haber permanecido en el sistema unos pocos segundos, otras un tiempo entre 0 y  $t_1$  y otras pueden haber permanecido como máximo  $t_1$ , es decir ellas serían las partículas que primero entraron, por lo tanto, en la muestra existen partículas de diferentes edades. En un tiempo  $t = \bar{t}$ , ( $\theta = 1$ ), el 63 % de las partículas son más jóvenes que  $\bar{t}$ , por otra parte, las partículas blancas son todas más viejas que  $\bar{t}$ .

Por consiguiente, la muestra tiene dos fracciones (Levenspiel, 1999):

- F partículas más jóvenes que  $t$  (con trazador)
- $1-F$  partículas más viejas que  $t$  (sin trazador)

La tasa de flujo de trazador en el efluente sería (Levenspiel, 1999):

(flujo de trazador) = (con trazador) – (sin trazador)

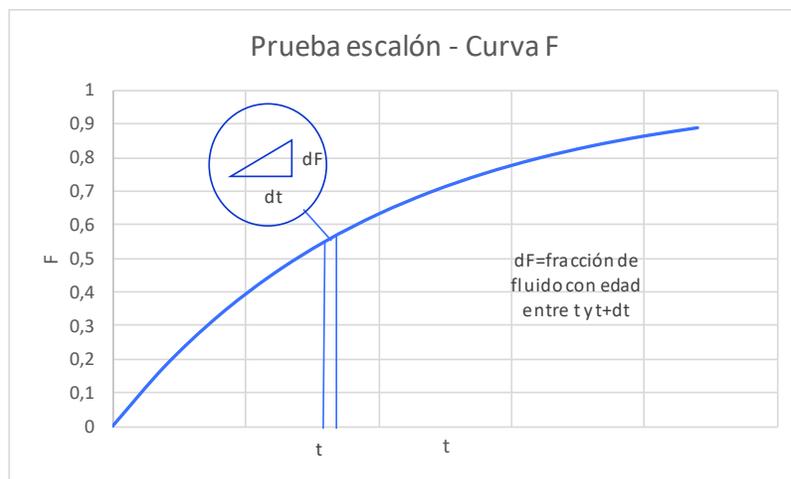
$$QC = FQC_0 + (1 - F)Q * 0$$

De donde:

$$F = \frac{C}{C_o} \quad (58)$$

Por lo que  $F_t$  se define como la fracción de flujo en el efluente con una edad (tiempo de residencia) entre 0 y  $t$ .

$$F_t = F_\theta = \frac{C}{C_o} \quad (59)$$



*Figura 13: Curva F en prueba escalón en reactor mezclado*

La gradiente de la curva es una medida de la edad de las partículas de cada porción del fluido que se define como  $E_t$  (Levenspiel, 1999).

Para reactor mezclado ideal, partiendo de las ecuaciones (57) y (59) (Levenspiel, 1999):

$$F_t = 1 - e^{-t/\bar{t}} \quad (60)$$

$$E_t = \frac{1}{\bar{t}} e^{-t/\bar{t}} \quad (61)$$

Puesto que:

$$dF_{\theta} = E_{\theta}d\theta = \frac{1}{t}e^{-\theta}dt \quad (62)$$

Remplazando la ecuación (48) en la ecuación (62), se tiene:

$$E_{\theta}d\theta = e^{-\theta}d\theta \quad (63)$$

Por lo tanto:

$$E_{\theta} = e^{-\theta} \quad (64)$$

Y

$$E_t = \frac{E_{\theta}}{t} \quad (65)$$

La ecuación (64) es idéntica a la ecuación (50) que describe la curva  $C/C_0$ , por lo tanto, uno puede directamente observar la distribución de tiempos de residencia haciendo una prueba de trazadores tipo impulso (Levenspiel, 1999).

### 2.6.3 Modelos de reactores

Modelar un reactor quiere decir:

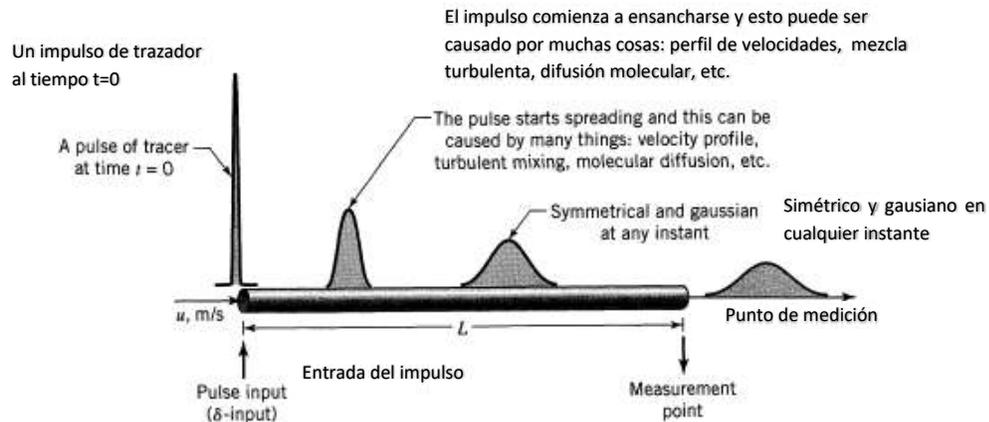
- Proponer un modelo que represente al sistema real. Este modelo tendrá una distribución de periodos de residencia.
- Comparar la curva  $E_t$  o  $F$  del modelo con la respectiva del reactor real
- Si las curvas coinciden del modelo es adecuado.

Los tres tipos de modelos más comunes son (Levenspiel, 1999):

- Flujo pistón con dispersión
- Tanques en serie
- Mixtos (combinados)

### 2.6.3.1 FLUJO PISTÓN CON DISPERSIÓN

Supongamos que introducimos un impulso de trazador en un reactor. El trazador se dispersa a su paso a través del reactor tal como se aprecia en la figura 14, tomada de Chemical Reaction Engineering de Octave Levenspiel. El coeficiente de dispersión  $D$  ( $m^2/s$ ) representa este proceso de dispersión.



*Figura 14: Dispersión de un trazador de acuerdo con el modelo de dispersión*

La figura 14 muestra como un impulso de trazador al ingreso se modifica por dispersión conforme el fluido avanza (Levenspiel, 1999).

- Valores grandes de  $D$ , representan una rápida dispersión del reactor
- Valores pequeños de  $D$ , representan una dispersión lenta
- $D = 0$  significa que no hay dispersión y el flujo es pistón

Para evaluar  $D$  se registra la forma de la curva del trazador a la salida del reactor.

En particular se mide:

$\bar{t}$  = tiempo medio de paso

$\sigma^2$  = varianza, una medida de la dispersión de la curva

Estas medidas se determinan con las siguientes ecuaciones (Levenspiel, 1999):

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tCdt}{\int_0^{\infty} Cdt} = \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (66)$$

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 Cdt}{\int_0^{\infty} Cdt} = \frac{\sum (t_i - \bar{t})^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (67)$$

La varianza representa el cuadrado de la dispersión de la distribución a la salida del reactor y tiene unidades de tiempo al cuadrado. Es particularmente útil para empatar curvas experimentales con una curva de una familia teórica (Aron & Aron, 2001).

El modelo de dispersión supone que dentro del reactor no existen zonas muertas ni cortocircuitos (Levenspiel, 1999).

Debido a que el proceso de mezcla implica redistribución de la materia por deslizamientos o formación de remolinos, se puede considerar que dichas perturbaciones son de naturaleza estadística, tal como ocurre en la difusión molecular. Este proceso físico en una dirección determinada se rige por la Ley de Fick (Levenspiel, 1999), la cual es descrita por la ecuación (68).

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \xi \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (68)$$

Donde:

$\xi$  = coeficiente de difusión molecular

De modo similar, se puede asumir que todas las contribuciones a la retromezcla del fluido que circula en la dirección  $x$ , se pueden describir por una ecuación similar, como la siguiente (Levenspiel, 1999):

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (69)$$

Donde:

$D$  = coeficiente de dispersión longitudinal o axial, el cual caracteriza el grado de retromezcla del flujo.

La ecuación dimensional básica que representa este modelo de dispersión se puede trabajar en forma adimensional haciendo:

$$z = x/L$$

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}} = \frac{t * U}{L}$$

Donde:

$L$  = longitud del reactor, m

$U$  = velocidad longitudinal del fluido, m/s

Con lo cual, la ecuación de dispersión queda (Levenspiel, 1999):

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left( \frac{D}{UL} \right) \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} \quad (70)$$

Donde:

$\frac{D}{UL}$  = parámetro adimensional llamado módulo de dispersión del reactor

Este parámetro mide el grado de dispersión axial (Levenspiel, 1999):

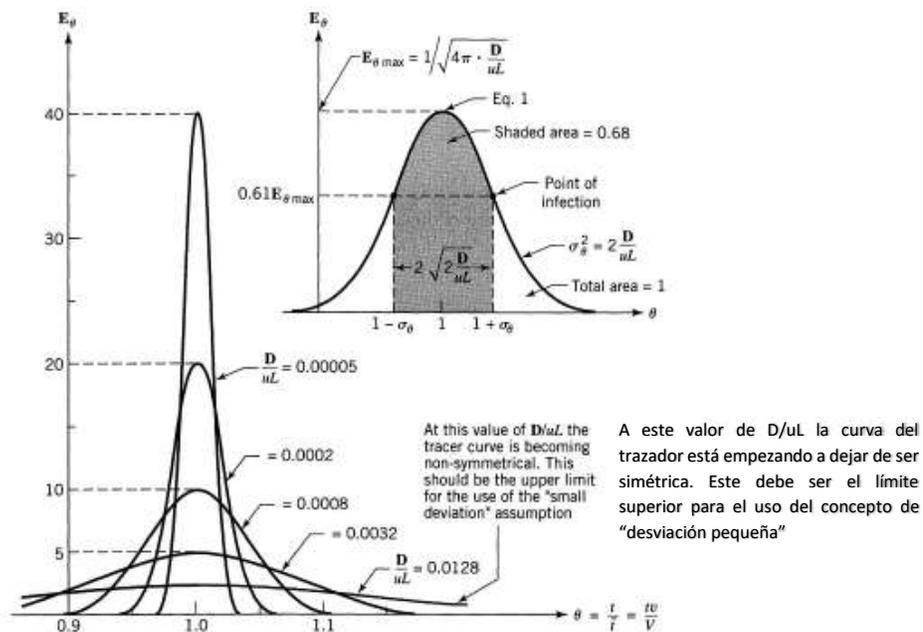
- $\frac{D}{UL} \rightarrow 0$  dispersión despreciable, por lo tanto, flujo pistón
- $\frac{D}{UL} \rightarrow \infty$  gran dispersión, por lo tanto, flujo mezclado

Cuando la dispersión es pequeña ( $D/UL < 0,01$ ), la solución de la ecuación (70) es (Levenspiel, 1999):

$$C = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/UL)}} \exp \left[ -\frac{(1-\theta)^2}{4(D/UL)} \right] \quad (71)$$

Esta representa una familia de curvas gaussianas, también llamadas curvas de error o curvas normales, que se representan en la figura 15 tomada de Chemical Reaction Engineering de Octave Levenspiel.

Nótese que  $\frac{D}{UL}$  es el único parámetro de esta curva. La figura 15 muestra algunos caminos para evaluar este parámetro de una curva experimental: calculando su varianza, midiendo su altura máxima o su ancho en el punto de inflexión, o encontrando el ancho que corresponde al 68% de su área (Levenspiel, 1999).



**Figura 15: Relación entre  $D/UL$  y la curva adimensional  $E_\theta$  para grados pequeños de dispersión, ecuación 74**

Cuando la dispersión es grande ( $D/UL > 0,01$ ), la curva de concentraciones en función del tiempo es muy asimétrica y el módulo de dispersión se debe calcular usando la ecuación (72) (Levenspiel, 1999).

$$\sigma_\theta^2 = 2 \frac{D}{UL} - 2 \left( \frac{D}{UL} \right)^2 \left( 1 - e^{-UL/D} \right) \quad (72)$$

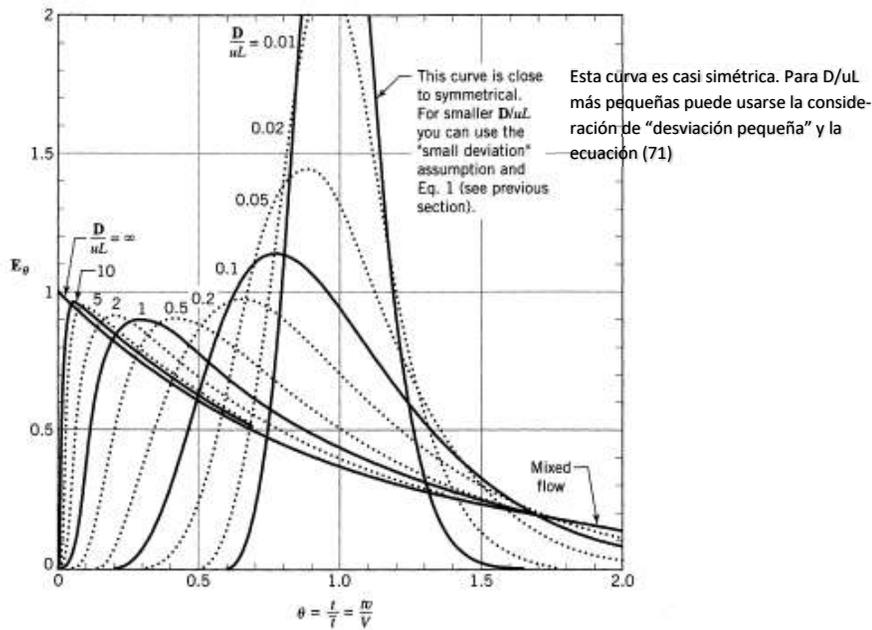


Figura 16: Curvas de respuesta de un trazador en un reactor cerrado y grandes desviaciones del flujo pistón

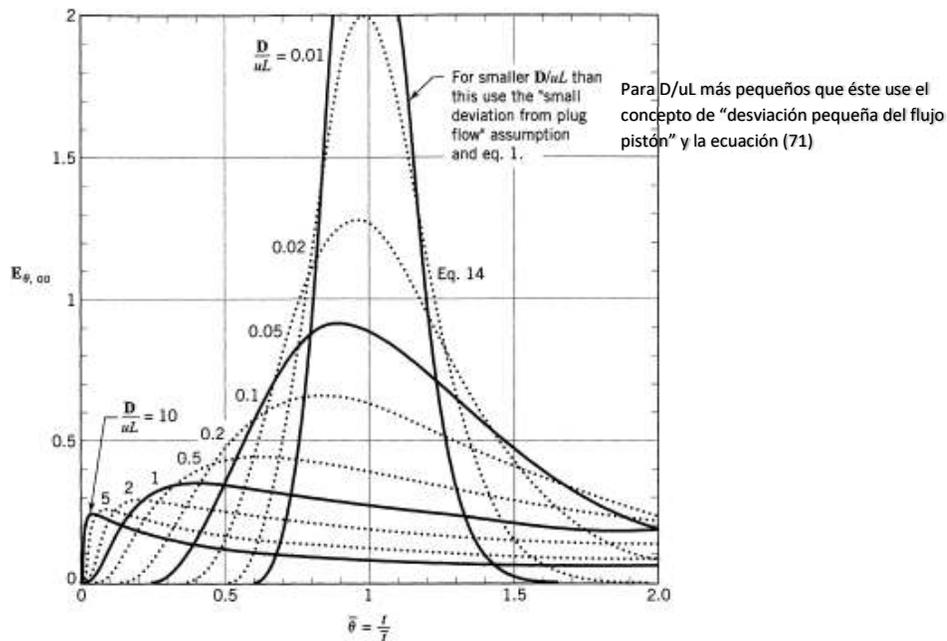


Figura 17: Curvas de respuesta de un trazador en un reactor abierto y grandes desviaciones del flujo pistón

La ecuación (72) pertenece a un grupo especial de ecuaciones conocidas como ecuaciones trascendentes, que solo se pueden resolver haciendo uso de métodos numéricos como el de Newton Raphson, y también se han desarrollado soluciones

gráficas, como las que se presentan en las figuras 16 y 17, tomadas de Chemical Reaction Engineering de Octave Levenspiel.

### 2.6.3.2 MODELO DE TANQUES EN SERIE

Otro modelo de aplicación muy extendida para representar el flujo no ideal es el de tanques en serie. En este modelo se supone que el reactor puede representarse por varios tanques de mezcla completa ideales, todos del mismo tamaño y conectados en serie (Levenspiel, 1999).

El único parámetro a determinar es el número de tanques que se obtiene para cada reactor, según la ecuación (73) (Levenspiel, 1999).

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N} \quad (73)$$

Donde:

N = número de tanques en serie

La curva  $E_{\theta}$  se puede obtener usando la ecuación (74) (Levenspiel, 1999).

$$E_{\theta} = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \quad (74)$$

Gráficamente esta ecuación se muestra en la figura 18, reproducida de Chemical Reaction Engineering de Octave Levenspiel.

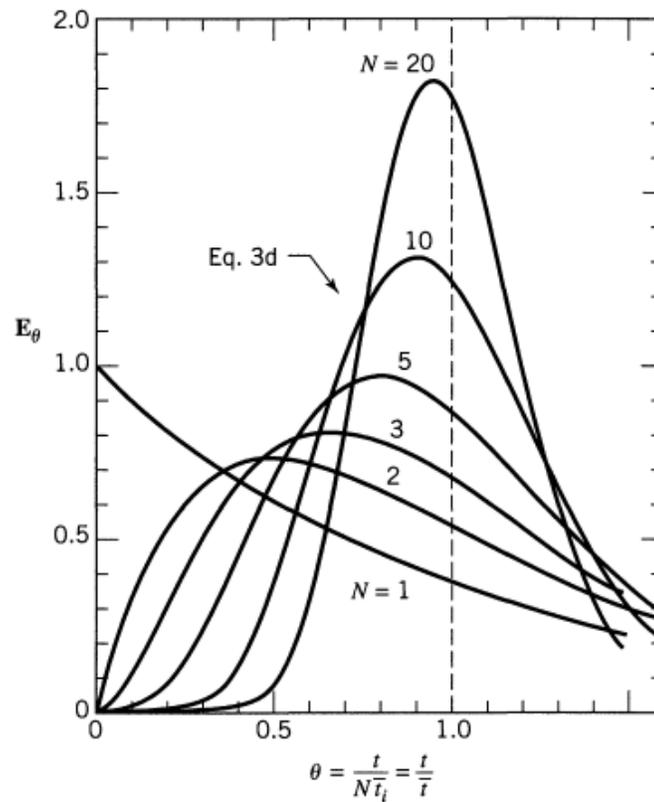


Figura 18: Curvas para el modelo de tanques en serie, ecuación (81)

Las propiedades de la distribución del tiempo de residencia se muestran en la figura 19, reproducida de Chemical Reaction Engineering de Octave Levenspiel.

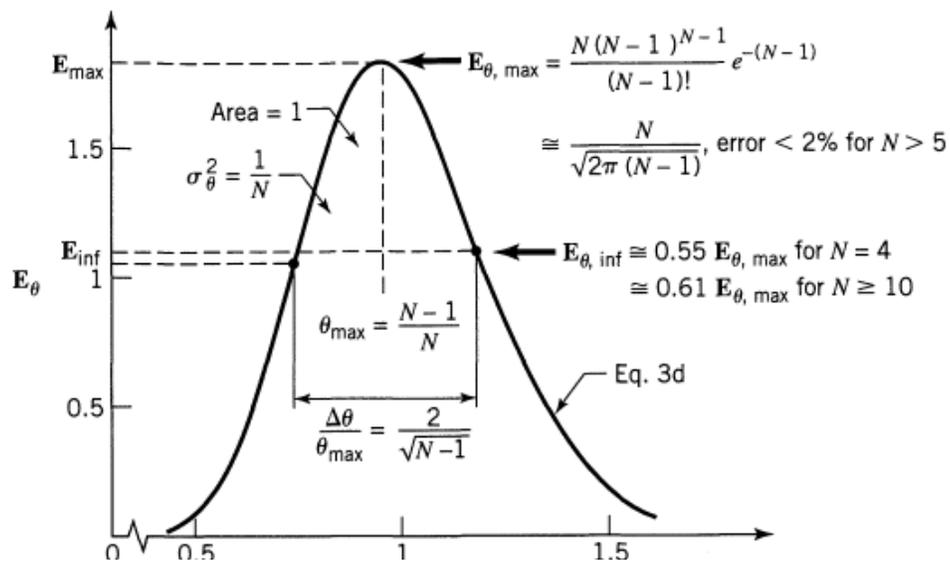


Figura 19: Propiedades de la curva de distribución del tiempo de retención para el modelo de tanques en serie

### 2.6.3.3 MODELO DE WOLF-RESNICK (1963)

Cuando no hay espacios muertos si (p) es la fracción de flujo pistón, la fracción de flujo no pistón será (1-p) (OPS/CEPIS, 2008).

Cuando hay espacios muertos, si (m) es la fracción de volumen considerada como espacio muerto, la fracción que no tiene espacios muertos será (1-m).

Por lo tanto:

(flujo pistón) + (flujo no pistón) + (espacios muertos) = 1

$$[p(1 - m)] + [(1 - p)(1 - m)] + m = 1$$

Este modelo matemático permite cuantificar el porcentaje de flujo pistón (p), mezcla completa (M) y zonas muertas (m), que se presentan en la operación normal de un reactor. Este modelo se representa por la ecuación (75) (OPS/CEPIS, 2008).

$$F_t = 1 - \exp \left\{ - \frac{1}{(1 - p)(1 - m)} \left[ \frac{t}{\bar{t}} - p(1 - m) \right] \right\} \quad (75)$$

Para encontrar estos parámetros hay que construir la gráfica de (1-F) en escala semilogarítmica en función del parámetro  $\frac{t}{\bar{t}} = \theta$ , luego se traza una recta tangente en el punto donde la línea comienza a ponerse vertical (OPS/CEPIS, 2008).

Se llamará  $\alpha$  al ángulo comprendido entre la tangente y la horizontal y  $\theta$  la intersección de la recta con el eje de las abscisas correspondiente a F=0 (1-F=1).

Los valores de (p), porcentaje de flujo pistón; (m), porcentaje de espacios muertos; y (M), porcentaje de flujo mezclado, se obtienen con las ecuaciones (OPS/CEPIS, 2008):

$$p = \frac{\theta \tan \alpha}{0,435 + \theta \tan \alpha} \quad (76)$$

$$\tan \alpha = \frac{1}{\frac{t_2}{\bar{t}} - \frac{t_1}{\bar{t}}} \quad (77)$$

$$\theta = p(1 - m) \quad (78)$$

$$M = 1 - p - m \quad (79)$$

## 2.7 COAGULACIÓN

### 2.7.1 Coloides

El agua en la naturaleza puede contener una variedad de impurezas, destacándose las partículas coloidales, sustancias húmicas y microorganismos en general, los cuales tienen, en general, tamaños entre 1 nm y 2  $\mu\text{m}$  (Di Bernardo, 1993). Debido a su reducido tamaño, tales impurezas tienen una gran superficie específica<sup>1</sup>, que les confiere propiedades especiales llamadas propiedades de superficie.

Las principales propiedades características de las dispersiones coloidales son las siguientes:

#### 2.7.1.1 PROPIEDADES CINÉTICAS

##### Movimiento browniano

Una de las propiedades que más distingue a las dispersiones coloidales, es que no pueden sedimentarse, aun cuando las partículas sean más densas que el líquido en que se encuentran dispersas (Arboleda, 2000).

Hay colisiones continuas entre las partículas coloidales y las moléculas del medio de dispersión que están en movimiento constante y pasa la energía cinética a las partículas coloidales golpeándolas desde todos los lados. Esto se traduce en el movimiento en zigzag de las partículas coloidales. Este movimiento en zigzag de partículas coloidales se conoce como movimiento browniano (Arboleda, 2000).

##### Difusión

Las partículas coloidales se difunden dentro de la fase dispersante desde una concentración más alta hasta una región de concentración más baja. Sin embargo,

---

<sup>1</sup> Superficie por unidad de volumen, en el SI de unidades,  $\text{m}^2/\text{m}^3$

debido a su mayor tamaño, se difunden a menor velocidad que las partículas en el movimiento browniano (Arboleda, 2000).

### **2.7.1.2 PROPIEDADES ÓPTICAS**

#### **Efecto Tyndall**

Consiste en que un haz luminoso se hace visible cuando atraviesa un sistema coloidal. Este fenómeno se debe a que las partículas coloidales dispersan la luz en todas las direcciones haciéndola visible (Fullquímica, 2012).

Tyndall observó en 1869 que, cuando un haz de luz se deja pasar a través de una solución coloidal, el camino de la luz se ilumina. Este fenómeno se conoce como Efecto Tyndall. Se produce porque la luz es dispersada por las partículas presentes en la solución coloidal. La intensidad de la luz dispersada depende de la diferencia entre los índices de refracción de la fase dispersa y el medio de dispersión. Mayor es la diferencia, mayor la intensidad de la luz (Chemistry Learning, 2009).

### **2.7.1.3 PROPIEDADES DE SUPERFICIE**

Cuando la materia se subdivide hasta llegar al tamaño coloidal se produce un gran incremento del área, por ejemplo, si a un cubo de  $1 \text{ m}^3$ , el cual tiene una superficie de  $6 \text{ m}^2$ , se lo divide en cubos de  $1 \text{ dm}$  de lado, se tendrán mil cubos de  $1 \text{ dm}^3$ , cada uno con un área de  $6 \text{ dm}^2$ , por lo cual se tiene un área total de  $6.000 \text{ dm}^2$ , lo que equivale a  $60 \text{ m}^2$ . Si continuamos dividiendo estos cubos hasta tener partículas de tamaño coloidal de  $1 \text{ }\mu\text{m}$  de lado, se tendrán un millón de partículas con un área total de 6 millones de metros cuadrados.

Esta enorme superficie confiere a los coloides propiedades especiales, entre las cuales la más importante es la adsorción.

#### **Adsorción**

En la superficie de las partículas existen fuerzas de Van der Waals e incluso enlaces interatómicos que el estar insatisfechos pueden atraer y retener átomos, iones o moléculas de sustancias extrañas. A esta adherencia de sustancias ajenas en la

superficie de una partícula se le llama adsorción. Las sustancias adsorbidas se mantienen firmemente unidas en capas que suelen tener no más de una o dos moléculas (o iones) de espesor. Aunque la adsorción es un fenómeno general de los sólidos, resulta especialmente eficiente en dispersiones coloidales, debido a la enorme cantidad de área superficial (Fullquímica, 2012).

La adsorción es un fenómeno de superficie, que tiene lugar entre las distintas partículas que forman una solución. De ahí que las micelas coloidales, de gran superficie, gocen de la propiedad de adsorber los iones del medio que las rodean. Este fenómeno explica la carga de las partículas coloidales, así como la estabilidad de los coloides, que se aumenta agregando a la solución coloidal una pequeña cantidad de electrólito, suficiente para formar alrededor de la micela una envoltura o capa eléctrica de mismo signo (Textos Científicos.com, 2005).

#### **2.7.1.4 PROPIEDADES ELECTROKINÉTICAS**

##### **Electroforesis**

Consiste en la migración de partículas coloidales cargadas dentro de un campo eléctrico. Las partículas coloidales adsorben iones en su superficie cargándose positiva o negativamente, aunque todo el sistema coloidal es eléctricamente neutro, estas partículas viajan hacia los electrodos (cátodo y ánodo) mediante fuerzas eléctricas de atracción (Fullquímica, 2012).

##### **2.7.2 Coagulación**

En el agua, la mayor parte de las partículas coloidales y moléculas de sustancias húmicas presentan su superficie cargada eléctricamente, usualmente con carga negativa, debido a tres procesos (Di Bernardo, 1993):

- Grupos presentes en la superficie de la partícula, al reaccionar con el agua pueden recibir o dar protones.
- Grupos superficiales pueden reaccionar en el agua con otros solutos además de los protones.

- Imperfecciones en la estructura de la partícula (sustitución isomórfica) son responsables por una parte sustancial de la carga de algunos minerales como las arcillas, por ejemplo, un átomo de silicio puede ser sustituido por uno de aluminio en la formación de la plaqueta, dando como resultado una carga negativa.

Debido a estos tres procesos los coloides presentan cargas superficial negativa, las cuales están balanceadas con los iones de carga contraria presentes en el agua, de manera que el sistema coloidal es eléctricamente neutro (Di Bernardo, 1993).

Como la superficie de la partícula es negativa hay una acumulación de iones positivos en la región de la interfase sólido – líquido, formando junto con la carga negativa de la partícula, una Doble Capa Eléctrica que también se le llama Capa Compacta. Iones negativos se aproximan a la capa compacta, atrayendo a su vez, iones positivos, resultando una Capa Difusa que engloba a la primera (Di Bernardo, 1993).

Se tiene por lo tanto una concentración elevada de iones positivos próximos a la superficie del coloide, también llamada Capa de Stern a partir de la cual se forma la Capa Difusa en la cual la concentración de iones es menor.

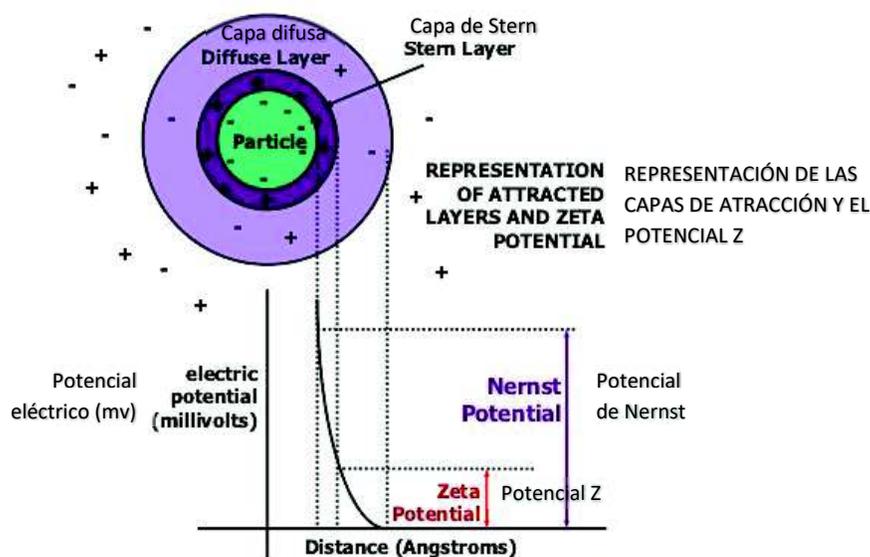


Figura 20: Doble capa eléctrica y potencial Z (Wikimedia, s.f.)

El potencial eléctrico creado por la presencia del coloide en el agua disminuye con la distancia a partir de la superficie del mismo, donde es máxima y toma el nombre de Potencial de Nernst. Según Stern, existe una distancia mínima entre la superficie del coloide y los iones de carga contraria (positivos), en la cual el potencial eléctrico decrece linealmente; a continuación, la disminución resulta exponencial, pasando por la frontera entre la capa compacta y la difusa, lugar en el que el potencial eléctrico es denominado Potencial Zeta (Di Bernardo & Sabogal, 2009).

En un campo eléctrico, las partículas coloidales se desplazan llevando consigo parte de la doble capa, de manera que se genera un plano de cizallamiento, por otro lado, el potencial eléctrico a partir de la superficie del coloide disminuye hasta anularse cuando se igualan las concentraciones de iones positivos y negativos; el potencial que corresponde al plano de cizallamiento es el potencial zeta (Di Bernardo & Sabogal, 2009).

Cuanto mayor es la concentración de iones en el agua (fuerza iónica mayor), menor es la distancia a partir de la superficie del coloide en que se igualan las concentraciones de iones positivos y negativos (Di Bernardo, 1993).

Cuando dos coloides semejantes se aproximan uno a otro, ocurre interacción entre las capas difusas y se produce repulsión debido a las fuerzas electrostáticas. La energía potencial de repulsión disminuye con la distancia a partir de la superficie del coloide. También existen fuerzas atractivas entre las partículas, denominadas Fuerzas de Van der Waals, las que son atribuidas a fluctuaciones de cargas en los átomos, y son inversamente proporcionales a la séptima potencia de la distancia entre ellas (Di Bernardo, 1993).

La interacción entre las fuerzas de repulsión de origen eléctrico y de atracción de Van der Waals, entre partículas coloidales que se mueven continuamente debido al movimiento browniano contribuyen para la estabilidad del sistema. Cuando la fuerza iónica es pequeña la energía de repulsión alcanza un valor máximo a una distancia próxima a la que tiene el plano de cizallamiento, por lo cual el potencial Zeta es un buen indicador del grado de estabilidad de un sistema coloidal (Di Bernardo, 1993).

### **2.7.3 Mecanismos de coagulación**

Las partículas coloidales, sustancias húmicas y microorganismos en general presentan carga negativa en el agua lo que impide que se aproximen entre ellas, por lo que es necesario alterar la fuerza iónica del medio, lo que se hace agregando sales de aluminio o de hierro o polímeros sintéticos, propiciando el fenómeno de coagulación.

Se considera que la coagulación es el resultado de cuatro mecanismos distintos (Di Bernardo, 1993):

- a) Compresión de la capa difusa
- b) Adsorción y neutralización
- c) Barrido
- d) Adsorción y formación de puentes

#### **2.7.3.1 COMPRESIÓN DE LA DOBLE CAPA**

Un sistema coloidal puede ser desestabilizado por la adición de iones de carga contraria a la de las partículas coloidales. Sales simples como el cloruro de sodio, que no tienen características de hidrólisis o de adsorción, son considerados electrólitos indiferentes producen la desestabilización del coloide por interacciones electrostáticas. La introducción de un electrólito indiferente en un sistema coloidal causa un aumento en la densidad de cargas en la capa difusa y disminuye la esfera de influencia de las partículas causando la coagulación por compresión de la capa difusa. El exceso de electrólitos indiferentes no causa reestabilización del coloide (Di Bernardo, 1993).

#### **2.7.3.2 ADSORCIÓN Y NEUTRALIZACIÓN DE CARGAS**

En la desestabilización de una dispersión coloidal existen interacciones entre coagulante – coloide, coagulante – solvente y coloide solvente. Existen sustancias, como una amina orgánica, cargadas positivamente, que se acumulan por adsorción en la superficie del coloide, pero a diferencia de los electrólitos indiferentes, no in-

teractúan con el agua. Mientras los iones de sodio solo son efectivos a concentraciones del orden de 0,1 M, una amina orgánica, con carga idéntica, puede causar desestabilización a concentraciones del orden de  $6 \times 10^{-5}$  M y a concentraciones por encima de  $4 \times 10^{-4}$  M ocurre la reestabilización de los coloides (Di Bernardo, 1993).

En el caso de especies hidrolizadas<sup>2</sup> de aluminio, de hierro o polímeros catiónicos, comúnmente ocurre una adsorción específica causada por la interacción entre coagulante y coloide (Di Bernardo, 1993).

### **2.7.3.3 BARRIDO**

Dependiendo de la cantidad agregada de coagulante puede ocurrir la formación de precipitados como hidróxido de aluminio o de hierro. Las partículas coloidales son envueltas por el precipitado. Como este mecanismo no depende de la neutralización de carga, la condición óptima de coagulación puede no corresponder a aquella en que es mínimo el potencial zeta (Di Bernardo, 1993).

### **2.7.3.4 ADSORCIÓN Y FORMACIÓN DE PUENTES**

Existe una variedad de compuestos orgánicos sintéticos y naturales formados por grandes cadenas moleculares que presentan sitios ionizables y que pueden adsorber las partículas coloidales en uno de sus extremos mientras que otros sitios son libres para adsorber otras partículas, de manera que la molécula polimérica forma un puente entre las partículas coloidales (Di Bernardo, 1993).

## **2.7.4 Etapas de la coagulación**

La coagulación consiste en la desestabilización de las partículas suspendidas mediante la anulación de las fuerzas que las mantienen separadas.

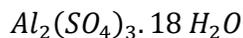
La coagulación se realiza en las siguientes etapas que pueden ocurrir en forma consecutiva o simultánea (Di Bernardo, 1993).

---

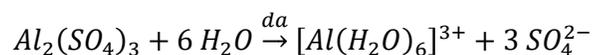
<sup>2</sup> Hidrólisis, del griego *hidor* 'agua' y *lysis* 'ruptura', es una reacción química entre una molécula de agua y otra molécula, en la cual la molécula de agua se divide y sus átomos pasan a formar parte de otra especie química.

- a) Hidrólisis de los coagulantes y desestabilización de las partículas en suspensión.

El coagulante más utilizado es el sulfato de aluminio, que normalmente se encuentra hidratado y presenta la forma:



Cuando está en solución acuosa se encuentra hidrolizado, esto es asociado con el agua, así:



Los iones de aluminio hidratados actúan como un ácido y reaccionan con las bases que se encuentran en el agua, principalmente con la alcalinidad, formando una serie de compuestos inestables y transitorios, en pasos sucesivos, hasta llegar, como producto final, al hidróxido de aluminio (Di Bernardo, 1993).

- b) Formación de polímeros

Se forman polímeros del ion aluminio con los grupos  $OH^-$ , el más representativo es:



Estos iones hacen que el potencial zeta sea prácticamente nulo (Di Bernardo, 1993).

- c) Adsorción de cadenas poliméricas por los coloides
- d) Adsorción mutua de los coloides
- e) Acción de barrido

### 2.7.5 Factores que influyen en la coagulación

Los principales factores que influyen en la coagulación son:

- a) Características del agua (Di Bernardo, 1993).
  - a. Características físicas

- Turbiedad
- Color
- b. Características químicas
  - pH
  - Alcalinidad
  - Presencia de sales en el agua
- b) Punto de aplicación del coagulante (Di Bernardo, 1993)

Debe seleccionarse el sitio en el que se produzca la mayor turbulencia, debiendo evitarse: la aplicación superficial, la aplicación en dos puntos o la producción posterior de grandes turbulencias.

- c) Tipo de coagulante (Di Bernardo, 1993)
  - a. Coagulantes metálicos
    - Compuestos de aluminio
    - Compuestos de hierro
  - b. Polímeros
    - Policloruro de aluminio
- d) Dosis aplicada (Di Bernardo, 1993)

## 2.8 FLOCULACIÓN

La floculación se refiere al transporte de las partículas en el líquido para permitir su contacto y la formación del floc.

Los contactos pueden realizarse de dos modos distintos:

- Contactos por bombardeo de las partículas producido por el movimiento de las moléculas del líquido (movimiento browniano) que solo influye en partículas de tamaño menor de un  $\mu\text{m}$ . (Di Bernardo, 1993)
- Contactos por turbulencia del líquido, efectivo solo con partículas mayores de 1,0  $\mu\text{m}$ . (Di Bernardo, 1993)

## 2.8.1 Tipos de floculación

### 2.8.1.1 FLOCULACIÓN PERICINÉTICA

Es la debida a los contactos inducidos por el movimiento brownianos y es independiente del tamaño de la partícula, siempre que sea menor de 1,0  $\mu\text{m}$ , pero es función directa del cuadrado del número de ellas y de la constante de Boltzman<sup>3</sup>. Solo actúa en el comienzo del proceso durante los primeros 6 a 10 segundos, pues tan pronto como se alcanzan tamaños del orden de 10  $\mu\text{m}$ , un gradiente de velocidad de 0,01  $\text{s}^{-1}$  iguala a la efectividad de los contactos producidos por difusión. (Di Bernardo, 1993)

Smoluchowski propuso la siguiente ecuación para expresar la tasa de encuentros en el agua: (Di Bernardo, 1993)

$$N_{ij} = \frac{2KT(d_i + d_j)^2}{3\mu d_i d_j} n_i n_j \quad (80)$$

Donde:

$N_{ij}$  = número de encuentros de partículas de tamaño i con partículas de tamaño j, por unidad de tiempo y volumen debidos a la difusión,  $\text{s}^{-1}\text{m}^{-3}$

K = constante de Boltzman,  $\text{J}/^\circ\text{K}$

T = temperatura absoluta,  $^\circ\text{K}$

$\mu$  = viscosidad dinámica del agua,  $\text{N s}/\text{m}^2$

$d_i$  = diámetro de las partículas de tamaño i, m

$d_j$  = diámetro de las partículas de tamaño j, m

$n_i$  = número de partículas de tamaño i por unidad de volumen,  $\text{m}^{-3}$

$n_j$  = número de partículas de tamaño j por unidad de volumen,  $\text{m}^{-3}$

---

<sup>3</sup> Es la constante física que relaciona la temperatura absoluta con la energía

En la ecuación (80), Smoluchowski asumió que todo encuentro formaba un agregado, si solo una fracción  $\alpha$  de encuentros forma un agregado, la ecuación (80) se transforma en (Di Bernardo, 1993):

$$N_{ij} = \frac{2KT(d_i + d_j)^2}{3\mu d_i d_j} \alpha n_i n_j \quad (81)$$

### 2.8.1.2 FLOCULACIÓN ORTOCINÉTICA

La floculación ortocinética está determinada por los gradientes de velocidad inducidos por la turbulencia de la masa líquida y es la que actúa durante el resto del proceso.

Smoluchowski propuso también un modelo matemático para describir los encuentros entre partículas dentro de un líquido con flujo laminar (Di Bernardo & Sabogal, 2009):

$$N_{ij} = \frac{1}{6} n_i n_j (d_i + d_j)^3 G \quad (82)$$

Donde:

$G$  = gradiente medio de velocidad,  $s^{-1}$

Sin embargo, el flujo que ocurre en los floculadores no es laminar sino turbulento. Para este caso, se ha propuesto la siguiente ecuación (Di Bernardo, 1993):

$$N_{ij} = 0,162 n_i n_j (d_i + d_j)^3 \left( \frac{\varepsilon_m}{\nu} \right)^{1/2} \quad (83)$$

Donde:

$\varepsilon_m$  = potencia disipada por unidad de masa, N m/s kg

$\nu$  = viscosidad cinemática del agua,  $m^2/s$

El término  $\left( \frac{\varepsilon_m}{\nu} \right)^{1/2}$  representa el gradiente medio de velocidad.

## 2.9 SEDIMENTACIÓN

La sedimentación consiste en la separación, por la acción de la gravedad, de las partículas suspendidas cuyo peso específico es mayor que el del agua.

En función de la concentración y de la tendencia a la interacción de las partículas se pueden producir cuatro tipos de sedimentación (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014):

- Discreta
- Floculenta
- Interferida (también llamada retardada o zonal)
- Por compresión

Es frecuente que, durante el proceso de sedimentación, esta se produzca por diferentes mecanismos en cada fase, y también es posible que los cuatro mecanismos se lleven a cabo simultáneamente.

### 2.9.1 Sedimentación discreta (Tipo 1)

La sedimentación de las partículas discretas, que son las que no cambian de densidad, tamaño, o forma al descender en el líquido, puede analizarse mediante las leyes de Newton y Stokes. La ley de Newton proporciona la velocidad de una partícula como resultado de igualar el peso específico de la partícula a la resistencia por rozamiento o fuerza de arrastre:

$$F_g = (\rho_s - \rho)gV \quad (84)$$

Donde:

$F_g$  = fuerza gravitatoria, N

$\rho_s$  = densidad de la partícula, kg/m<sup>3</sup>

$\rho$  = densidad del agua, kg/m<sup>3</sup>

$g$  = aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>

$V$  = volumen de la partícula,  $m^3$

La fuerza de fricción por arrastre depende de la velocidad de la partícula, de la densidad, y la viscosidad del fluido y el diámetro de la partícula. El coeficiente  $C_d$  (adimensional) viene definido por la ecuación (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014):

$$F_a = \frac{C_d A \rho v^2}{2} \quad (85)$$

En la que:

$F_a$  = fuerza de arrastre, N

$C_d$  = coeficiente de arrastre

$A$  = área proyectada de la partícula perpendicular a  $v$ ,  $m^2$

$v$  = velocidad de la partícula, m/s

Para el caso de partículas esféricas, igualando la fuerza de arrastre a la fuerza gravitacional, se obtiene (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014):

$$v_c = \left[ \frac{4g(\rho_s - \rho)d}{3C_d\rho} \right]^{1/2} \quad (86)$$

Donde:

$v_c$  = velocidad terminal de la partícula, m/s

$d$  = diámetro de la partícula, m

El coeficiente de arrastre adopta diversos valores en función de que el régimen de movimiento alrededor de la partícula sea laminar o turbulento. Para partículas esféricas y número de Reynolds de hasta 104, se puede utilizar la fórmula (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014):

$$C_d = \frac{24}{N_R} + \frac{3}{\sqrt{N_R}} + 0,34 \quad (87)$$

Para valores del número de Reynolds inferiores a 0,3 predomina el primer término de la ecuación (87). Sustituyendo este término en la ecuación (86), se obtiene la ley de Stokes (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014):

$$v_c = \frac{g(\rho_s - \rho)d^2}{18\mu} \quad (88)$$

En la cual:

$\mu$  = viscosidad dinámica del agua, N s/m<sup>2</sup>

En el diseño de tanques de sedimentación, el procedimiento normal es seleccionar una partícula con una velocidad vertical final  $v_c$  y diseñar el tanque de modo que queden eliminadas todas aquellas partículas cuya velocidad vertical final sea igual o mayor a  $v_c$ . La tasa de producción de agua clarificada producida será entonces:

$$Q = Av_c \quad (89)$$

Donde:

A = área de la superficie del tanque de sedimentación, m<sup>2</sup>

Si se expresa el caudal en m<sup>3</sup>/d, a la velocidad final de sedimentación se le conoce con el nombre de tasa superficial de sedimentación o simplemente, tasa de sedimentación, expresada en m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>\*d:

$$v_c = \frac{Q}{A} \quad (90)$$

La ecuación (90) nos indica que, para el caso de sedimentación tipo 1, la capacidad de producción de agua clarificada es independiente de la profundidad del tanque.

En la práctica se deben adoptar ciertos factores de diseño para incluir los efectos de turbulencia de entrada y salida, la formación de cortocircuitos, acumulación de lodo y espacios muertos.

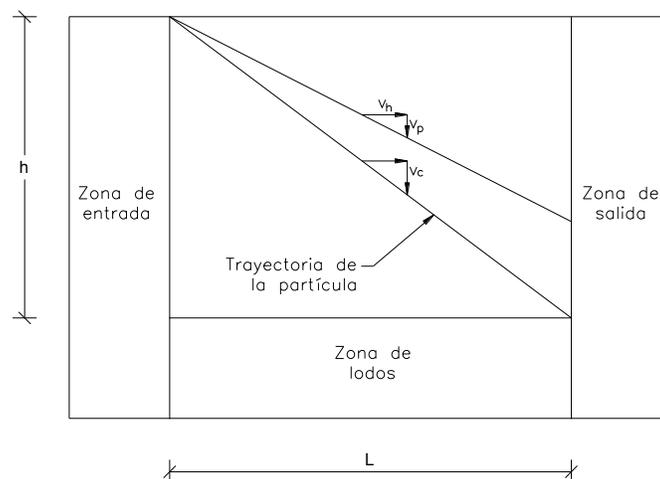
Hazen en 1904 propuso un modelo matemático para el diseño de sedimentadores a partir de las siguientes hipótesis:

1. El decantador es un tanque ideal, es decir, la sedimentación ocurre sin interferencias externas.
2. El flujo es continuo y no turbulento.
3. Las partículas son discretas
4. La sedimentación de una partícula cualquiera es libre, es decir, no existen interferencias entre ellas.
5. No hay resuspensión de las partículas depositadas en el fondo.

Según Hazen, el decantador ideal puede ser dividido en cuatro zonas distintas:

- a) Zona de entrada
- b) Zona de sedimentación
- c) Zona de salida
- d) Zona de lodo

Como existen partículas con diferentes velocidades de sedimentación, las partículas que entren por la parte más alta y posean una velocidad de sedimentación menor que la crítica, alcanzarán la zona de salida y escaparán del sedimentador, por su parte, las partículas con una velocidad mayor o igual que la crítica, alcanzarán la zona de lodos y serán removidas (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014).



*Figura 21: Sedimentación Tipo 1 en un tanque de sedimentación ideal*

### 2.9.2 Sedimentación floculenta (Tipo 2)

En soluciones relativamente diluidas, las partículas floculentas tienden a agregarse unas a otras durante el proceso de sedimentación, de manera que la masa de la partícula va aumentando y se deposita a mayor velocidad. La medida en que se desarrolle el fenómeno de floculación depende de la posibilidad de contacto entre partículas, que a su vez es función de la tasa superficial, de la profundidad del tanque, el gradiente de velocidad del sistema la concentración de partículas y los tamaños de las mismas. El efecto de estas variables solo se puede determinar mediante ensayos que normalmente se realizan en columnas de sedimentación, cuyo diámetro puede ser cualquiera, pero su altura debe ser la misma que la del tanque de sedimentación. Se han obtenido buenos resultados con tubos de plástico de 15 cm de diámetro por unos 3,0 m de altura. Los orificios de muestreo deben colocarse cada 0,50 m. La suspensión floculenta se introduce en la columna de modo que se produzca una distribución uniforme de tamaños de partículas en toda la profundidad (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014).

La sedimentación debe tener lugar en condiciones de reposo y temperatura constante y la toma de muestras se realiza a diferentes intervalos de tiempo. Para cada muestra analizada se calcula el porcentaje de remoción y los resultados se representan en un gráfico tiempo versus profundidad para distintos porcentajes de remoción y los resultados se representan en un gráfico profundidad versus tiempo siguiendo un procedimiento similar al trazado de curvas de nivel en un plano topográfico (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014).

La figura 22 tomada de (Molinero, 2013) muestra las típicas curvas de sedimentación de partículas floculentas obtenidas de ensayos con columnas de sedimentación, en el presenta caso, se ha utilizado una columna de 2,0 m de altura.

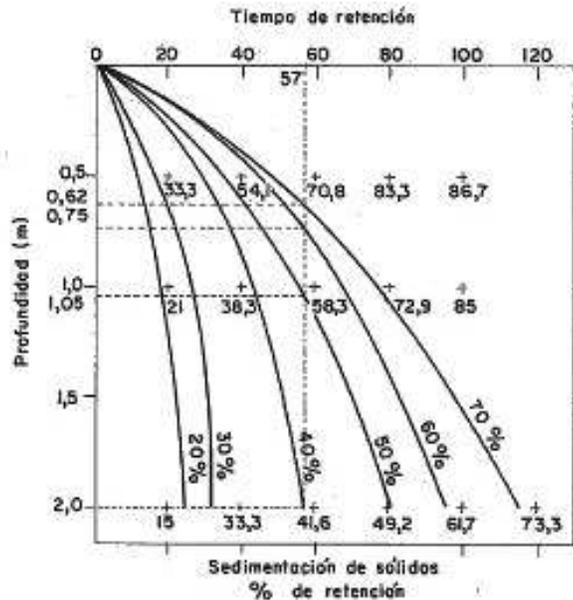


Figura 22: Sedimentación de partículas floculentas (Molinero, 2013)

### 2.9.3 Sedimentación zonal o interferida (Tipo 3)

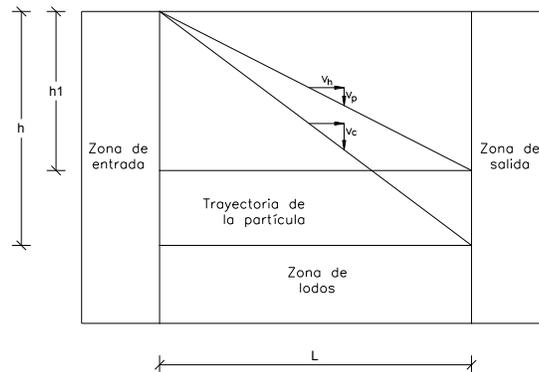
Durante la sedimentación, la concentración de partículas va disminuyendo en las regiones superiores y aumentando en las regiones inferiores. Cuando la concentración es suficientemente alta, el líquido tiende a ascender por entre los intersticios existentes entre partículas y como consecuencia de ello, las partículas que entran en contacto tienden a sedimentar por zonas o capas manteniendo entre ellas las mismas posiciones relativas. Conforme van sedimentando las partículas se produce una zona de agua relativamente clara por encima de la región de sedimentación observándose una interfase bien diferenciada con la zona de sedimentación interferida (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014).

### 2.9.4 Sedimentación por compresión (Tipo 4)

A medida que avanza el proceso de sedimentación, comienza a formarse en el fondo una capa de partículas comprimidas. En la zona de sedimentación por compresión las partículas forman una estructura en la que existe contacto entre ellas y fuerzas de interacción física especialmente intensas (Metcalf & Eddy/AECOM, 2014).

### 2.9.5 Sedimentación laminar o de alta tasa

En el análisis de la sedimentación de partículas discretas se estableció que las partículas que tienen una velocidad de sedimentación menor que la crítica alcanzarán la zona de salida y escaparán del sedimentador. Camp, en la década de 1940 introdujo la idea de que, si se introducen losas intermedias en los sedimentadores convencionales paralelas al escurrimiento creando decantadores de fondos múltiples, sería posible incrementar la eficiencia del sedimentador.



*Figura 23: Introducción de una losa intermedia en sedimentador de flujo horizontal*

La ecuación básica de cálculo de los sedimentadores de flujo laminar fue establecida por Yao en 1970 y tiene la siguiente expresión (Arboleda, 2000):

$$v_c = \frac{S_c v_o}{\left[ \text{sen}\theta + \left( \frac{L}{e} - 0,013N_R \right) \text{cos}\theta \right]} \quad (91)$$

Donde:

$S_c$  = coeficiente de Yao, cuyos valores se muestran en la siguiente tabla 3 (Di Bernardo, 1993).

$v_c$  = velocidad crítica de sedimentación de la partícula, m/s

$v_o$  = velocidad de la partícula en la dirección del flujo, m/s

$\theta$  = ángulo de inclinación de las placas o celdas tubulares, grados

$L$  = longitud de las celdas de sedimentación, m

$e$  = distancia de separación entre placas , m

$N_R$  = número de Reynolds

Tipo de sedimentador	$S_c$
Ducto circular	4/3
Ductos cuadrados	1,43
Placas paralelas	1

*Tabla 3: Valores de  $S_c$  (Di Bernardo & Sabogal, 2009)*

Como se observa, con placas planas paralelas la velocidad crítica de sedimentación es menor que para ductos cuadrados o circulares, lo que significa que, con la misma tasa de sedimentación se pueden remover partículas más pequeñas.

## 2.10 FILTRACIÓN

El objetivo de la filtración es separar las partículas que no han quedado retenidas en los procesos de coagulación y sedimentación.

Los filtros pueden clasificarse de diferentes maneras, tal como se aprecia en la Tabla 4 (Arboleda, 2000):

Según la velocidad de filtración	Según el medio filtrante	Según el sentido de flujo	Según la carga sobre el lecho
Rápidos 120 – 360 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /d	1. Arena 2. Antracita 3. Arena y antracita 4. Arena, antracita y granate	Ascendentes Descendentes Mixtos	Por gravedad Por presión
Lentos 7 – 14 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /d	Arena	Descendente Ascendente Horizontal	Por gravedad

*Tabla 4: Clasificación de los filtros*

### 2.10.1 Mecanismos de la filtración

Las partículas de menor tamaño que los poros del medio filtrante entran libremente en el material granular y tienen que atravesar una distancia relativamente grande antes de poder adherirse a los granos del medio, por lo tanto, el proceso de filtración puede considerarse que ocurre en dos etapas (Arboleda, 2000):

1. Transporte de las partículas dentro de los poros
2. Adherencia a los granos del medio

### **2.10.1.1 TRANSPORTE DE LAS PARTÍCULAS**

El transporte de partículas es debido a fenómenos físicos e hidráulicos, y son:

- a) Cernido
- b) Sedimentación
- c) Intercepción
- d) Impacto inercial
- e) Difusión
- f) Acción hidrodinámica

#### **Cernido:**

Cuando la partícula es de tamaño mayor que los poros puede quedar atrapada en los intersticios. Su tamaño puede variar de 0,1 – 0,2 mm para granos de 0,5 mm y de 0,3 – 0,6 mm para granos de 1,2 mm (Arboleda, 2000).

#### **Sedimentación:**

En 1904 Hazen sugirió que la remoción de partículas menores que el tamaño de los poros podía deberse a la sedimentación de ellas en la superficie de los granos dada la enorme área que el medio filtrante ofrece para que los sólidos suspendidos puedan quedar depositados por sedimentación. Se considera que la sedimentación solo puede producirse con material suspendido relativamente grande y denso cuya velocidad de asentamiento sea alta, y en zonas del lecho donde la velocidad de flujo sea menor (Arboleda, 2000).

#### **Intercepción:**

Para partículas que viajan siguiendo las líneas de flujo, lo que ocurre a velocidades bajas, al producirse el estrechamiento al acercarse a los intersticios, la partícula puede ponerse en contacto con otras partículas que viajen e otras líneas de flujo

que converjan al mismo poro, así como con los granos del medio filtrante, quedando interceptada por éste (Arboleda, 2000).

### **Impacto inercial:**

Cuando la velocidad es alta y la partícula grande, deben tenerse en cuenta los efectos de la inercia, los cuales hacen que la partícula pueda seguir una trayectoria distinta a las líneas de flujo y chocar con los granos del medio quedando adherida a él (Arboleda, 2000).

### **Difusión:**

Debido al movimiento browniano existe una tendencia de las partículas pequeñas a difundirse desde las áreas de mayor concentración a las de menor concentración, lo cual puede poner en contacto a partículas pequeñas con los granos del medio (Arboleda, 2000).

### **Acción hidrodinámica:**

Partículas de tamaño relativamente grande en un medio viscoso con movimiento laminar podrían tener en sus extremos velocidades diferentes debido al gradiente de velocidades, lo que hará girar la partícula produciendo una diferencia de presión perpendicular al escurrimiento haciendo que la partícula sea conducida a una región de velocidad más baja (Arboleda, 2000).

#### **2.10.1.2 ADHERENCIA**

La adherencia es debida a fenómenos de acción superficial influenciados por parámetros físicos y químicos (Arboleda, 2000).

- a) Fuerzas de Van der Waals
- b) Fuerzas electroquímicas
- c) Puente químico

**Fuerzas de Van der Waals:**

Arboleda (2000), señala que V. Mackrle y S. Mackrle (1961) sugieren que las fuerzas de Van der Waals son primariamente responsables de la adhesión de las partículas a los granos del medio. Estas fuerzas son directamente proporcionales al diámetro de la partícula e inversamente proporcionales al cuadrado de la distancia entre el grano y la partícula (Arboleda, 2000).

**Fuerzas electrostáticas:**

Considerando al mecanismo de las fuerzas electrostáticas como responsable de la adhesión del material suspendido al medio filtrante, se pueden considerar tres casos:

Los granos del medio son negativos y los flóculos son positivos. En este caso existe una fuerza de atracción que hace que la sola aproximación de las partículas al medio pueda producir atracción y adhesión.

Los granos del medio son negativos mientras que los flóculos son neutros. En este caso, la barrera de energía ha desaparecido y se puede esperar que todo contacto termine en adhesión.

Los granos del medio y los flóculos son negativos. En este caso existe repulsión entre unos y otros, pero ocasionalmente las fuerzas hidrodinámicas pueden vencer la barrera de energía y aproximar lo suficiente los flóculos a los granos para que puedan actuar las fuerzas atractivas de Van der Waals (Arboleda, 2000).

**Puente químico:**

Como se vio en la coagulación, la desestabilización de los coloides es efectuada por los productos de la hidrólisis que a determinados pH se polimerizan. Las cadenas poliméricas adheridas a las partículas dejan sus segmentos extendidos en el agua, los que pueden ser adsorbidos por otras partículas o por sitios vacantes en los granos del filtro (Arboleda, 2000).

### 2.10.2 Pérdida de carga en los filtros

En la superficie del medio filtrante existe una presión hidrostática igual a la altura del agua sobre dicha superficie; por su parte, en el fondo del lecho filtrante la presión hidrostática será igual a la altura de agua total hasta el nivel del fondo, en cambio, la presión hidrodinámica se reduce debido a la pérdida de carga que ocurre durante la filtración.

Al inicio de la filtración, cuando el medio filtrante está limpio, el paso de un flujo  $Q$  produce una pérdida de carga  $h_0$  que se debe solamente al tamaño, forma y porosidad de los granos del medio, a la velocidad del agua y a la profundidad  $L$  del lecho. Si los granos del medio tuvieran un tamaño uniforme en toda la profundidad, la pérdida de carga sería lineal a partir del nivel superior del lecho filtrante, tal como se observa en la Figura 24 (Arboleda, 2000).

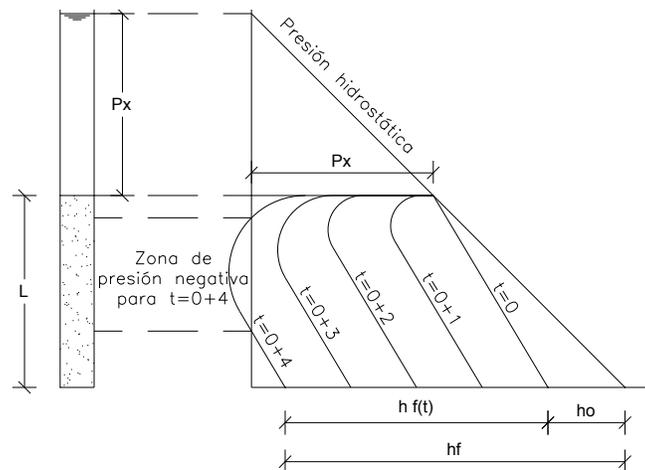


Figura 24: Pérdida de carga vs. profundidad del filtro

Conforme se va colmatando el lecho se produce una pérdida de carga adicional que es función del tiempo  $h f(t)$ , como las capas superiores son las primeras que se colmatan, la pérdida de carga en ellas es mucho más grande y sigue un patrón decreciente conforme avanza en profundidad, hasta que a partir del nivel donde el lecho se mantiene limpio, continúa con un patrón lineal paralelo al de la pérdida de carga inicial. Si la filtración continúa la zona de pérdida no lineal se profundiza y puede llegar un momento en que la pérdida de carga provoque una zona de presión negativa, como se puede ver en la Figura 24, situación que debe ser evitada.

La pérdida de carga inicial se calcula con la ecuación de Ergun:

$$\frac{h_o}{L} = \frac{150\mu(1-\varepsilon)^2v}{g\rho_a\varepsilon^3} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eq\ i}^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)v^2}{C_e\varepsilon^3g} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eq\ i}} \quad (92)$$

En la cual:

$h_o$  = pérdida de carga inicial, m

$L$  = espesor del medio filtrante, m

$\mu$  = viscosidad absoluta del agua, N s/m<sup>2</sup>

$g$  = aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>

$C_e$  = coeficiente de esfericidad

$\varepsilon$  = porosidad del medio filtrante limpio

$v$  = velocidad de aproximación del agua, m/s

$X_i$  = Fracción de material de tamaño entre dos tamices consecutivos

$D_{eq}$  = Tamaño medio de los granos entre dos tamices consecutivos, m

### 2.10.3 Lavado de los filtros

#### 2.10.3.1 PÉRDIDA DE CARGA DURANTE EL LAVADO DEL FILTRO

El lavado de los filtros rápidos se realiza invirtiendo el sentido de flujo, inyectando agua por el falso fondo, expandiendo el medio filtrante y recolectando en la parte superior el agua de lavado.

Cuando la velocidad del flujo ascendente es suficiente para que las fuerzas de fricción superen el peso propio de las partículas el lecho se expande y las partículas quedan suspendidas libremente en el líquido. Cuando el lecho está fluidificado, la pérdida alcanza un valor que se puede determinar con la ecuación (Di Bernardo, 1993):

$$h_e = (1 - \varepsilon_o)L_o \left( \frac{\rho_s - \rho_a}{\rho_a} \right) \quad (93)$$

Donde:

$h_e$  = pérdida de carga en el material expandido, m

$\varepsilon_o$  = porosidad del lecho estático

$L_o$  = espesor del lecho estático, m

$\rho_s$  = densidad del material filtrante, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_a$  = densidad del agua, kg/m<sup>3</sup>

### 2.10.3.2 EXPANSIÓN DEL LECHO FILTRANTE

Se han propuesto varios modelos matemáticos para predecir la expansión del lecho filtrante, siendo la primera ecuación la desarrollada por Richardson y Zaki en 1954.

El modelo considerado más completo a la fecha es el desarrollado por Dharmarajah, quien, usando el número de Reynolds modificado por Blake, encontró las siguientes correlaciones (Clements & Haarhoff, 2004) (Akgiray & Soyer, 2006):

$$Re_B = \frac{v}{\varepsilon_e} \left[ \frac{\varepsilon_e}{(1 - \varepsilon_e)s} \right] \left( \frac{\rho}{\mu} \right) = \frac{\rho v}{s\mu(1 - \varepsilon_e)} \quad (94)$$

Y

$$\Phi = \frac{g(\rho_s - \rho)\varepsilon_e^3}{s\rho v^2} \quad (95)$$

Como tanto  $\Phi$  como  $Re_B$  contienen  $v$ , Dharmarajah definió una nueva función  $A_1$  que no es función de  $v$  (Clements & Haarhoff, 2004).

$$A_1 = \Phi * Re_B^2 \quad (96)$$

Después de calibrar el modelo con sus propios datos experimentales y con datos publicados de otros investigadores, Dharmarajah, encontró que la ecuación general

que describe la expansión del lecho tanto para partículas esféricas como no esféricas es (Clements & Haarhoff, 2004) (Soyer & Akgiray, 2009):

$$\begin{aligned} \log A_1 = & 0,56543 \\ & + 1.09348 \log Re_B + 0,17979(\log Re_B)^2 \\ & - 0,00392(\log Re_B)^4 - 1,5(\log \psi)^2 \end{aligned} \quad (97)$$

El modelo es estructurado en términos de la porosidad expandida.

El modelo de Dharmarajah es computacionalmente complejo y no es fácil apreciar el efecto de las variables individuales, además, su estructura es tal que no es fácil encontrar una solución de mínimos cuadrados a los resultados experimentales. (Clements & Haarhoff, 2004)

## 2.11 DESINFECCIÓN

La desinfección se encarga de la destrucción de los organismos patógenos presentes en el agua.

Las condiciones que debe tener un desinfectante para ser utilizado en las plantas de potabilización son (Arboleda, 2000):

- Debe ser capaz de destruir los organismos patógenos
- Debe ser eficaz a la temperatura del sitio y en un tiempo adecuado
- No debe conferir toxicidad al agua o sabor desagradable
- Debe ser de fácil obtención, de manejo sencillo y bajo costo.
- Se debe poder determinar rápidamente su concentración en el agua
- Debe tener efecto residual

La efectividad del proceso de desinfección se mide por el porcentaje de organismos muertos dentro de un tiempo, temperatura y pH determinados.

El proceso de desinfección en el agua no es instantáneo, sino que se realiza progresivamente, con más o menos velocidad a través del tiempo y se considera terminado cuando el 99,99% de los organismos han muerto.

La desinfección sigue la ley de Chick, que corresponde a una reacción de primer orden (Arboleda, 2000):

$$-\frac{dn}{dt} = K * n \quad (98)$$

Que, integrando, resulta:

$$\frac{n}{n_0} = e^{-Kt} \quad (99)$$

Tomando logaritmos:

$$t = -\frac{2,303}{K} \log \frac{n}{n_0} \quad (100)$$

Donde:

$n$  = número de microorganismos al tiempo  $t$

$n_0$  = número inicial de microorganismos

$t$  = tiempo

$K$  = constante de reacción

De la ecuación (100) se desprende que el tiempo necesario para matar un determinado tipo de microorganismos es directamente proporcional al logaritmo de la relación organismos remanentes sobre organismos iniciales.

Los quistes, esporas y virus son generalmente más resistentes que las bacterias vegetativas y algunos no siguen la ley de Chick.

### 2.11.1 Factores que influyen en la desinfección

La efectividad de la desinfección depende de los siguientes factores (Arboleda, 2000):

- Relación concentración – tiempo

- Temperatura
- pH

### **Relación concentración – tiempo**

La eficiencia de la desinfección depende de la relación el tiempo de contacto y concentración del desinfectante utilizada.

Una concentración alta requiere menos tiempo de desinfección y de la misma manera, un tiempo de exposición más largo permite utilizar concentraciones más bajas (Arboleda, 2000).

### **Temperatura**

El efecto de la temperatura es marcado en la desinfección. La constante K varía con la temperatura de acuerdo con la siguiente expresión (Arboleda, 2000):

$$K = K_{20}(1 - \theta)^{T-20} \quad (101)$$

Donde:

K = constante de desinfección a la temperatura t

K = constante de desinfección a 20°C

T = temperatura, °C

Θ = factor que varía entre 0,06 y 0,08

### **pH**

La actividad de los desinfectantes químicos depende del pH, especialmente porque durante la hidrólisis, la especie química que predomina depende del pH y la efectividad de desinfección difiere de una a otra especie química (Arboleda, 2000).

## **Número y tipo de microorganismos**

El número de microorganismos presentes en el agua no afecta la desinfección en cuanto al porcentaje de remoción.

El tipo de microorganismos influye grandemente porque la sensibilidad de cada especie es diferente, además, los quistes y esporas tienen mucha más resistencia que las formas vegetativas (Arboleda, 2000).

### **2.11.2 Desinfectantes utilizados en potabilización**

Los desinfectantes más utilizados en la potabilización del agua son (Arboleda, 2000):

- a) Cloro
  - Cloro gas
  - Hipoclorito de sodio
  - Hipoclorito de calcio
  - Dióxido de cloro
- b) Ozono

### **2.11.3 Desinfección con cloro**

La cloración es el proceso de desinfección que hasta el presente reúne las mayores ventajas: es eficiente, fácil de aplicar y deja efecto residual que se puede medir por sistemas muy simples. Tiene la desventaja de ser corrosivo y en algunos casos formar subproductos peligrosos para la salud o que confieren sabor desagradable al agua (Arboleda, 2000).

Al agregar cloro al agua, este se hidroliza reaccionando con el agua, luego se combina con el amoníaco presente y con la materia orgánica, así como con ciertas sustancias químicas para producir una gran diversidad de compuestos, algunos de los cuales tienen propiedades desinfectantes y otros no.

Básicamente se pueden considerar dos tipos de reacciones (Arboleda, 2000):

- **De hidrólisis:** el cloro se combina con las moléculas de agua para producir ácido hipocloroso y ion hipoclorito, compuestos a los que se les llama cloro libre.
- **De oxidación – reducción:** el cloro se combina con:
  - a. El nitrógeno amoniacal para producir cloraminas (monocloramina y dicloramina) a las cuales se les llama cloro combinado utilizable. También puede producir tricloruro de nitrógeno.
  - b. Con los aminoácidos, proteínas y sustancias químicas oxidables con las cuales produce distintos compuestos clorados que se denominan compuestos clorados no utilizables o demanda.

Al reaccionar el cloro con el agua se forma ácido hipocloroso, parcialmente inestable, que se disocia en ion hipoclorito y  $H^+$ , reacción que es reversible por lo que los mismos se recombinan para formar nuevamente ácido hipocloroso (Arboleda, 2000).

La constante de equilibrio está dada por la siguiente ecuación:

$$K_a = \frac{[H^+][OCl^-]}{[HOCl]} \quad (102)$$

La constante K varía en forma directa con la temperatura

Dependiendo del pH predomina el ácido hipocloroso o el ion hipoclorito. Para una temperatura de 20°C, con un pH de 7 el 72% es ácido hipocloroso y con un pH de 5 el 100% es ácido hipocloroso, mientras que con un pH de 8 el 77% es ion hipoclorito. Esto es muy importante porque el ácido hipocloroso tiene un poder desinfectante 14 veces más eficiente de la bacteria E. coli que el ion hipoclorito y 70 veces más que la monocloramina; los resultados con otros microorganismos son similares, aunque en proporciones diferentes.

#### 2.11.4 El fenómeno del punto de quiebre

Si de una muestra de agua se toman diferentes porciones y a cada una de ellas se les aplica una concentración progresivamente creciente, se observa que inicialmente el residual de cloro va aumentando (en proporción directa, menos lo que se

consume) hasta llegar a un punto en que la concentración empieza a descender y a mayor cantidad de cloro aplicado se tiene menor residual, hasta llegar a un valor mínimo, punto de quiebre, a partir del cual el residual nuevamente comienza a ascender.

Graficando la dosis de cloro versus cloro residual, se obtiene una curva ondulada que tiene distinta configuración según la concentración de nitrógeno orgánico e inorgánico presente en el agua. Se pueden producir cuatro casos:

Caso 1: Si no existe ningún tipo de nitrógeno, el cloro residual aumenta en proporción directa al cloro aplicado y no existe punto de quiebre (Arboleda, 2000).

Caso 2: Si existe nitrógeno amoniacal pero no nitrógeno orgánico, el cloro que se aplica formará monocloramina mientras exista exceso de amoniaco, si se continúa agregando cloro la monocloramina se irá transformando en dicloramina. A su vez, la dicloramina va reaccionando con el exceso de cloro y produciendo nitrógeno y óxidos de nitrógeno que son gases que se escapan, o nitratos y ácido clorhídrico, que no son detectados como cloro residual y que por lo tanto hacen que se vaya reduciendo éste mientras se incrementa la dosis de cloro (Arboleda, 2000).

Caso 3: Si existen proporciones apreciables pero similares de nitrógeno amoniacal y nitrógeno orgánico, el cloro residual en el punto de quiebre no desaparece completamente como en el caso anterior, sino que queda un remanente de monocloramina, dicloramina y tricloruro de nitrógeno, que no es reducido por el cloro. Por tanto, la concentración de cloro libre que se forma después del punto de quiebre es menor que cuando hay solo amoniaco (Arboleda, 2000).

Caso 4: Si la concentración de nitrógeno orgánico es apreciable y mayor que la de nitrógeno amoniacal, el cloro residual en el punto de quiebre es alto y la curva puede tener una pendiente casi continua pues se forman notables cantidades de cloraminas que no desaparecen con el aumento de la dosis de cloro (Arboleda, 2000).

## CAPÍTULO 3

### METODOLOGÍA

### 3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA SITUACIÓN ACTUAL DE LA PLANTA

#### 3.1.1 Ubicación de la planta

La planta se encuentra ubicada en el sector sur occidental de la ciudad de Quito, en las laderas orientales del volcán Pichincha, en terrenos de pendiente elevada, con una cota referencial de 3039,34 msnm (losa de los filtros). Su acceso principal es por la calle Chilibulo, desde su inicio en la Avenida Mariscal Sucre a la altura del Cuartel El Pintado, vía pavimentada en su mayor parte excepto en la zona alta donde toma el nombre de Virgen Pata, que es empedrada.

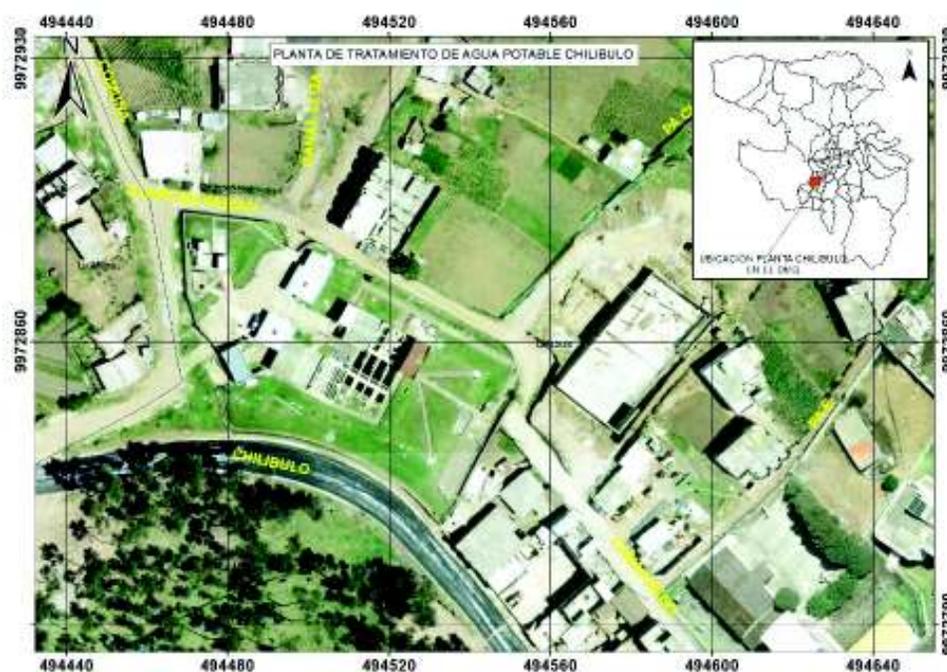


Figura 25: Ubicación de la Planta Chilibulo

### 3.1.2 Descripción de la planta existente

La planta de potabilización de Chilibulo se abastece de las aguas conducidas por el Canal de Lloa, que transporta unos 280 l/s, de los cuales, unos 220 l/s son enviados a la planta de tratamiento de El Placer y el resto es derivado a la planta Chilibulo. De las aguas que conduce el canal de Lloa, unos 155 l/s proceden del río El Cinto del cual son bombeados por medio de la estación de Santa Rosa, y el resto, proviene de 9 captaciones localizadas en la zona del valle de Lloa, entre el volcán Pichincha y el volcán Atacazo, en cotas superiores a los 3.000 msnm, de estos, 7 corresponden a aguas subterráneas que afloran en vertientes (EPMAPS P. D., 2017).

Adicionalmente, la zona de servicio de la planta de Chilibulo dispone de un caudal adicional de unos 35 l/s procedentes de las aguas de las vertientes Pugnagua que ingresan directamente en el tanque de reserva de 120 m<sup>3</sup>, las cuales luego de ser cloradas, pasan al tanque de reserva de 1.200 m<sup>3</sup> (EPMAPS P. D., 2017).

La planta de potabilización Chilibulo, fue construida en el año 1983, para un caudal de diseño de 60 l/s.

A continuación, se enumeran las principales unidades que conforman la planta de potabilización:

- Estructura de ingreso a la planta
- Unidad de ingreso a un canal Kafaghi-Venturi, que es una modificación del canal Parshall
- Unidad de mezcla rápida (Kafaghi-Venturi)
- Unidades de floculación hidráulica de flujo horizontal: dos floculadores de flujo horizontal
- Unidades de sedimentación: cuatro sedimentadores
- Unidades de filtración: seis filtros

A continuación, se describen las unidades que conforman la planta de potabilización:

### 3.1.2.1 ESTRUCTURA DE INGRESO A LA PLANTA

En esta estructura ingresa el agua cruda proveniente del río El Cinto. A continuación, se describen las principales características de la estructura de ingreso.

Material de la estructura	:	Hormigón armado
Ancho de la estructura	:	1,10 m
Largo de la estructura	:	1,64 m
Altura total interior	:	1,00 m
Ancho de paredes	:	0,20 m
Diámetro tubería de ingreso a cámara	:	14" acero

### 3.1.2.2 UNIDAD DE INGRESO AL CANAL KAFAGHI-VENTURI

Esta unidad conformada por una cámara de ingreso al canal Kafaghi-Venturi.

A continuación, se describen las principales características de la cámara de ingreso al canal Kafaghi-Venturi.

Material de la cámara	:	Hormigón armado
Diámetro tubería entrada a cámara	:	14" acero
Ancho primera pantalla de ingreso	:	1,20 m
Altura primera pantalla	:	0,86 m
Ancho de pared primera pantalla	:	0,10 m
Longitud total de la cámara	:	1,00 m
Ancho de segunda pantalla	:	1,20 m
Altura de segunda pantalla	:	0,95 m
Ancho de pared de segunda pantalla	:	0,10 m
Altura de orificio de fondo	:	0,15 m
Nivel losa de fondo de la cámara	:	3.039,075 msnm.



*Figura 26: Estructura de ingreso a la planta*

### **3.1.2.3 CANAL DE FLUJO CRÍTICO DE SUPERFICIE LIBRE KHAFAGI-VENTURI Y CÁMARA DE MEZCLA RÁPIDA**

Esta unidad se encuentra en el interior de la sala donde se encuentra la unidad de dosificación de sulfato de aluminio.

#### **Canal de flujo crítico Khafagi-Venturi**

Denominación	:	Khafagi-Venturi
Tipo	:	QV305
Ancho canal de acceso	:	0,50 m
Ancho de garganta del canal	:	0.20 m
Longitud del canal	:	1,15 m
Longitud total del difusor	:	1,73 m
Longitud total de la estructura	:	2,36 m

#### **Cámara de mezcla rápida**

Material de la cámara	:	Hormigón armado
Ancho de la cámara	:	0,62 m

Nivel de entrada a la cámara	:	3.039,65 msnm
Nivel fondo cámara	:	3.038,55 msnm



*Figura 27: Canal de flujo crítico de superficie libre Khafagi-venturi y cámara de mezcla rápida*

### 3.1.2.4 UNIDADES DE FLOCULACIÓN HIDRÁULICA DE FLUJO HORIZONTAL

Existen dos floculadores hidráulicos de flujo horizontal.

Las características de las unidades de floculación son las siguientes.

Material de las unidades	:	Hormigón armado
Ancho de canal de ingreso	:	0,10 m
Pendiente de solera	:	0,50 %.
Altura de pantallas en cada zona	:	1,00, 1,10 y 1,15 m
Separaciones entre pantallas	:	0,10, 0,14 y 0,28 m
Ancho de tanques en cada zona	:	2,40, 2,61 y 2,85 m
Longitud de cada uno de los tanques	:	3.96, 3,89 y 3.96 m
Numero de pantallas primer tramo	:	34
Numero de pantallas segundo tramo	:	24
Numero de pantallas tercer tramo	:	12
Número de canales primer tramo	:	35
Número de canales segundo tramo	:	25

Número de canales tercer tramo	:	13
Nivel losa fondo de inicio de los floculadores	:	3.038,52 msnm
Nivel losa fondo de salida de los floculadores	:	3.038.025 msnm



*Figura 28: Unidades de floculación hidráulica de flujo horizontal*

### 3.1.2.5 UNIDADES DE SEDIMENTACIÓN

La planta cuenta con cuatro sedimentadores. La descripción de las unidades de sedimentación se detalla a continuación.

Material de los tanques	:	Hormigón armado
Numero de tanques	:	4,00
Ancho del tanque	:	2,46 m
Longitud del tanque	:	9,95 m
Longitud equipada con seditubos	:	5.35 m
Número de orificios en pared de ingreso	:	25
Número de orificios de D=160 mm	:	10
Número de orificios de D=110 mm	:	10
Número de orificios de D=75 mm	:	5
Altura de los seditubos	:	0,52 m
Sección de seditubos	:	cuadrada

Dimensión de la sección de seditubos	:	0,05x0,05 m
Longitud desarrollada de seditubos	:	0,612 m
Inclinación de seditubos	:	60°
Longitud total de canaletas de recolección	:	9,66 m
Ancho de canaleta	:	0,25 m
Pendientes de fondo de canaletas	:	1 ‰
Nivel losa de fondo entrada a sedimentador	:	3.037,75 msnm
Nivel ingreso a tanque sedimentador	:	3.038,89 msnm
Nivel losa de fondo de sedimentadores	:	3.034,00 msnm
Nivel de soporte de seditubos	:	3.037,50 msnm
Nivel de fondo de las canaletas	:	3.038,73 msnm



*Figura 29: Unidades de sedimentación*

### **Canal de agua sedimentada**

A continuación, se describen las principales características del canal de agua sedimentada al cual descargan las canaletas de recolección.

Material del canal	:	Hormigón armado
Ancho del canal	:	1,60 m

Longitud del canal zona filtros	:	7,10 m
Altura del canal	:	0.60 m
Numero de descargas a filtros	:	6.00
Diámetro de descarga a filtros	:	200 mm
Nivel losa de fondo entrada a filtros	:	3.038,54 msnm



*Figura 30: Canal de agua sedimentada*

### 3.1.2.6 UNIDADES DE FILTRACIÓN

La planta dispone de seis filtros rápidos de arena y antracita

Las principales características de las unidades de filtración son las siguientes:

Material de los tanques – filtros	:	Hormigón armado
Numero de filtros	:	6,00
Ancho de un filtro	:	1,50 m
Longitud de un filtro	:	4,20 m
Altura de un filtro	:	1.76 m
Área de filtración de cada unidad	:	6,30 m <sup>2</sup>
Altura de lecho de arena	:	0,70 m

Altura del lecho de grava	:	0,50 m
Numero canaletas de agua de lavado por filtro	:	3,00 u
Ancho de canaleta	:	0,50 m
Altura de canaleta máxima	:	0,20 m
Ancho paredes de canaletas	:	0,05 m
Sistema de drenaje	:	Tuberías perforadas
Nivel losa de fondo entrada a filtros	:	3.038,54 msnm
Nivel losa de fondo del filtro	:	3.036,44 msnm
Nivel superior de canaleta	:	3.038,20 msnm
Nivel superior de grava	:	3.036,94 msnm
Nivel superior de arena	:	3.037,64 msnm



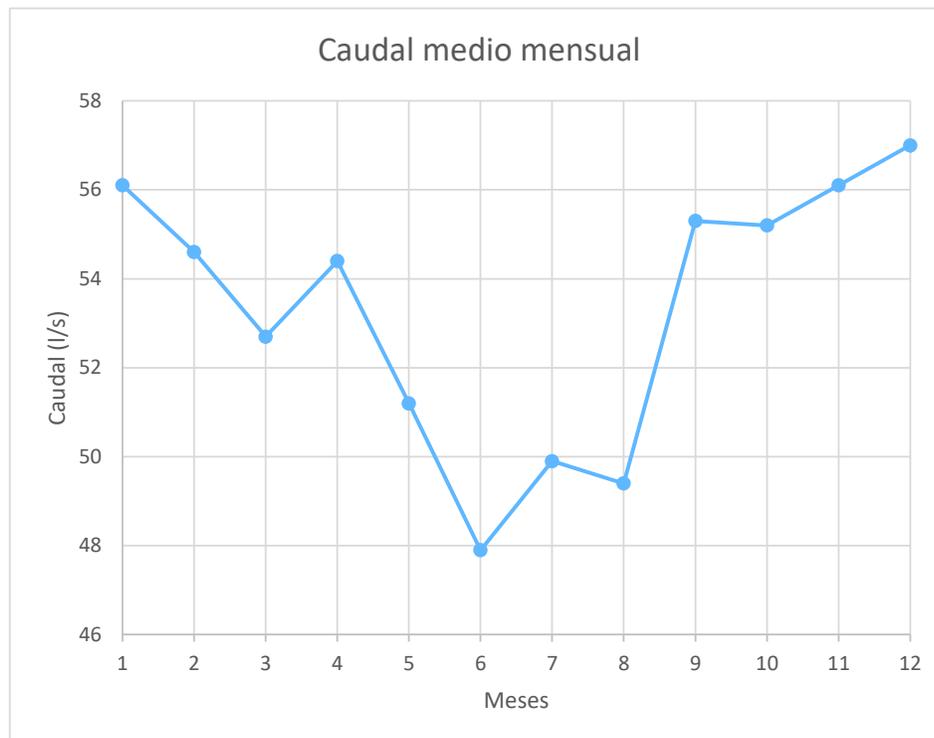
*Figura 31: Unidades de Filtración*

### **3.1.3 Caudal que ingresa a la planta**

Del análisis de los datos históricos de caudal de ingreso a la planta de tratamiento de Chilibulo durante el año 2016 se determina que el caudal promedio anual fue de 53,33 l/s, con un caudal mínimo de 38,6 l/s ocurrido el 8 de junio de 2016, mes que registró un caudal medio mensual de 47,9 l/s, mientras que el caudal máximo fue

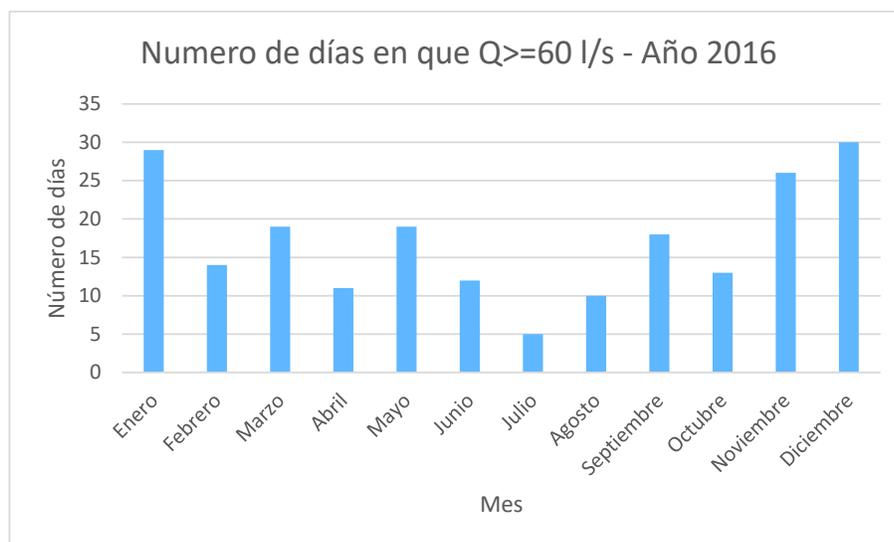
de 70,1 l/s que se presentó el 14 de septiembre, mes que tuvo un caudal medio mensual de 55,3 l/s. El máximo promedio mensual le correspondió al mes de diciembre con un caudal de 57,0 l/s.

En la Figura 32 se aprecia los caudales medios mensuales ocurridos durante el año 2016.



*Figura 32: Caudal medio mensual durante el año 2016*

Es interesante observar que durante el año 2016 se registraron 206 días (lo que representa el 56,4% de los días del año) en que el caudal en algún momento superó los 60 l/s, como se aprecia en la Figura 33.



*Figura 33: Número de días en que el caudal igualó o superó los 60 l/s*

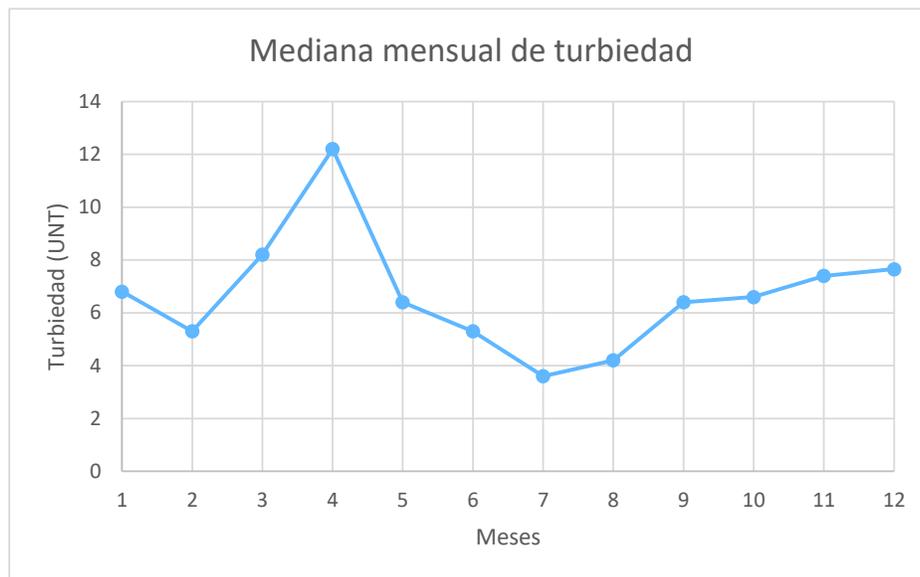
### 3.1.4 Calidad del agua cruda

El agua cruda que ingresa a la planta de tratamiento presenta turbiedades medias mensuales que varían desde 3,6 hasta 30,9 UNT, con un mínimo bi-horario de 1,0 UNT ocurrida el 10 de diciembre, mes que tuvo un promedio de 7,4 UNT. La turbiedad máxima bi-horaria alcanzó a 997 UNT que se presentó el 19 de marzo a las 16:00 h, bajando en dos horas a 250 UNT y manteniéndose con valores altos hasta las 4:00 h del día 20 de marzo cuando se redujo a 80,2 UNT. En cuanto al color, los valores medios mensuales registradas oscilan entre 54,3 UC y 149,7 UC. El mínimo bi-horario fue de 1,6 UC que se registró el 9 de octubre a las 24:00 h y el máximo bi-horario, que llegó a 2600 UC, se presentó el 10 de abril a las 22:00 h, manteniéndose con valores muy elevados hasta las 2:00 h del día 11 de abril, cuando descendió a 450 UC.

Los picos anormalmente altos de pocas horas de duración que se presentan en varios meses tanto para el color como para la turbiedad distorsionan el valor promedio de estos parámetros, por lo que una mejor medida de dichas características sería la mediana que representa que existen un 50 % de valores más altos y un 50% de valores más bajos.

La mediana mensual de la turbiedad varía entre 3,6 UNT y 12,2 UNT que demuestran que, en general, el agua que ingresa a la planta es de turbiedad baja. Por su parte, la mediana mensual del color varía entre 30 y 100 UC, lo que indica que el agua, en general, tiene desde un color moderado a relativamente alto.

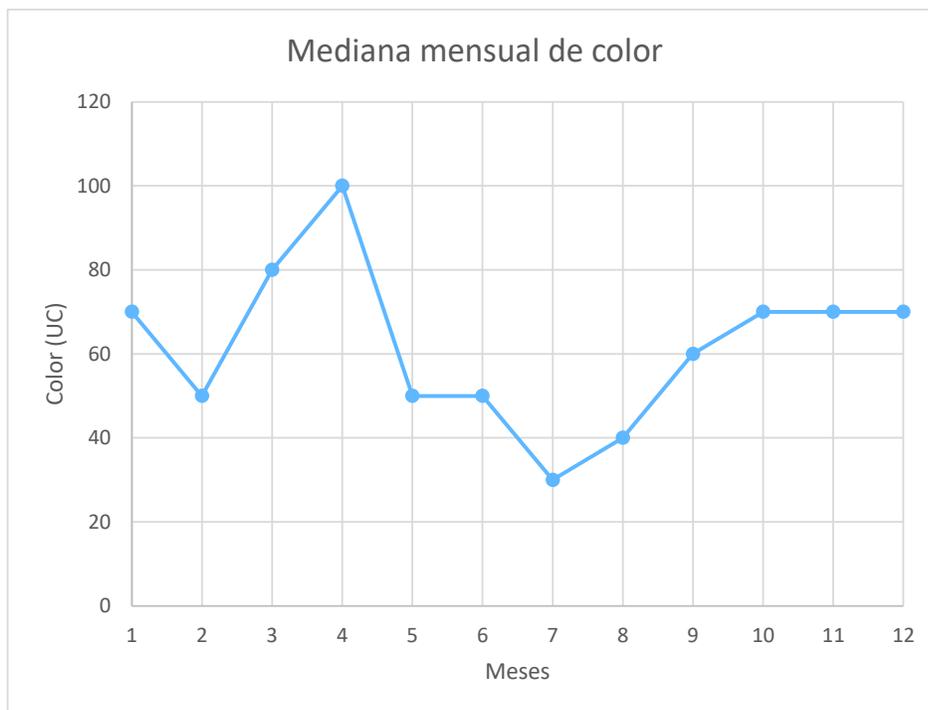
En la Figura 34 se muestra la variación de la mediana mensual de la turbiedad y en la Figura 35 la mediana mensual del color.



*Figura 34: Variación de la mediana de la turbiedad durante el año 2016*

El promedio anual de las medianas mensuales de turbiedad resulta de 6,7 UNT, que demuestra que el agua tiene en general una turbiedad muy baja.

El promedio anual de las medianas de color es de 61,7 UC, de manera que se puede afirmar que el agua tiene un color moderadamente alto.



*Figura 35: Variación de la mediana del color durante el año 2016*

## CAPÍTULO 4

### PRUEBAS DE TRATABILIDAD

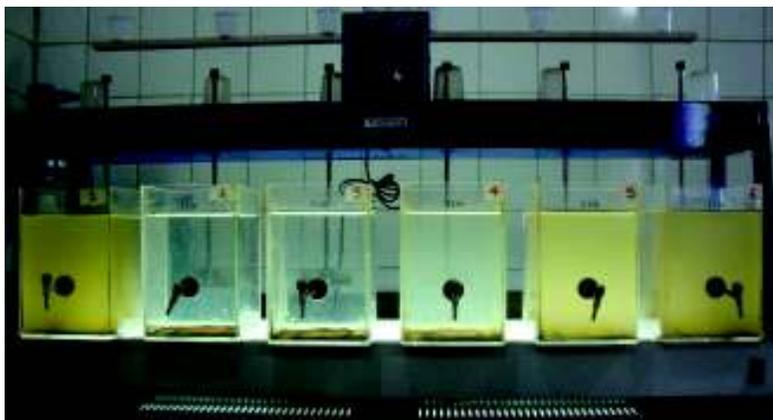
#### 4.1 INTRODUCCIÓN

Las pruebas de tratabilidad consisten en el estudio efectuado a nivel de laboratorio (pruebas de jarras) o de planta piloto, que permiten encontrar las condiciones óptimas de tratabilidad (dosis de coagulante, tiempo y gradientes óptimos de floculación, pH óptimo) y velocidad de sedimentación crítica, con los cuales debe operar una planta de potabilización en diferentes condiciones climáticas, principalmente en temporada invernal y de verano, tratando de abarcar la mayor cantidad de escenarios posibles (OPS/CEPIS, 2008).

Cuando la determinación de estos parámetros se hace previo al diseño de una planta de tratamiento, sus resultados y conclusiones permiten proyectar las diferentes unidades para que trabajen en condiciones óptimas la mayor parte del tiempo y, durante la operación, permiten ajustar los parámetros que sean posibles (dosis óptima, gradientes de velocidad en el caso de floculadores mecánicos) a fin de obtener una mejor calidad de agua y además reducir costos en la operación y mantenimiento de la planta (OPS/CEPIS, 2008).



*Figura 36: Jarras con agua cruda antes del inicio de las pruebas de tratabilidad*



*Figura 37: Agua clarificada en la determinación de la dosis óptima*

Las pruebas de tratabilidad estuvieron compuestas por los siguientes ensayos:

- Dosis óptima de coagulante
- Concentración óptima de coagulante
- Dosis óptima de polímero como ayudante de floculación
- Gradientes y tiempos óptimos de floculación
- Determinación de la velocidad crítica de sedimentación

El equipo utilizado para las pruebas de tratabilidad consistió en un aparato de prueba de jarras con base iluminada equipado con 6 jarras cuadradas de 2 litros con su respectiva boca para toma de muestras, pHmetro, turbidímetro, comparador de color, termómetro, jeringas.

## **4.2 DOSIS ÓPTIMA DE COAGULANTE**

En esta prueba se busca formar un floc compacto y pesado que pueda ser removido por sedimentación o que pueda ser retenido en un filtro.

### **4.2.1 Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008)**

1. Determinar la temperatura del agua cruda, el color, la turbiedad, el pH y la alcalinidad. También el hierro y/o el manganeso, si son significativos.
2. Calcular la cantidad de coagulante que se va a aplicar a cada jarra mediante la ecuación:

$$P = D * Q = q * C$$

Donde:

P = peso del coagulante

D= dosis del coagulante en mg/l

Q = capacidad de la jarra en litros

q = volumen de solución por aplicar en ml

C = concentración de la solución en mg/l

3. Colocar las cantidades de coagulante que se va a aplicar en cada jarra en vasitos de 50 o 100 ml mediante una pipeta. Succionar todo el contenido del vasito con una jeringa hipodérmica con la aguja puesta.
4. Retirar la aguja y colocar la jeringa delante de la jarra correspondiente. Poner en funcionamiento el equipo de prueba de jarras programando la memoria de la siguiente manera:

Memoria 1= tiempo: 5 segundos, velocidad: 300 rpm

Memoria 2= tiempo: 20 minutos, velocidad: 40 rpm

5. Iniciar el funcionamiento del equipo aplicando en forma simultánea e instantánea el coagulante en todas las jarras. Aplicar el coagulante en el punto de máxima turbulencia cuidando que la solución penetre profundamente.
6. Si el agua requiere de un alcalinizante, este debe aplicarse antes del coagulante. No es necesario contabilizar el tiempo entre la aplicación de ambos. La dosis de alcalinizante se decidirá en una prueba especial, en la que, manteniendo la dosis de coagulante constante, se aplicarán dosis variables de una suspensión de cal al 1% (10 gramos de cal en un litro de agua).
7. Identificar en que jarra aparece primero la formación de flóculos y anotar el tiempo en que esto ocurre.
8. Poco antes de que el proceso de coagulación concluya observar el tamaño del flóculo y compararlo cualitativamente con el gráfico desarrollado por el Water Research Institute de Inglaterra o según el índice de Wilcomb.

9. Una vez que el equipo se ha apagado se procede a retirar las jarras, colocar los tomadores de muestras y dejar sedimentar el agua entre 5 y 15 minutos.
10. Terminado el tiempo de sedimentación, descartar los primeros 10 ml retenidos en el sifón y tomar las muestras de todas las jarras en un volumen aproximado de 30 ml. Medir turbiedad y color. Si se requiere análisis adicionales (pH, hierro, manganeso, etc.) tomar más muestra posteriormente.
11. Graficar los resultados en escala aritmética. Se selecciona como dosis óptima aquella que produce menor turbiedad residual.<sup>4</sup>

#### 4.2.2 Resultados de la prueba de dosis óptima de coagulante

Se realizaron dos campañas de tratabilidad, la primera el 11 de febrero de 2017, en la cual se efectuaron tres pruebas de dosis óptima y la segunda el 14 de febrero de 2017, en la cual se realizaron dos pruebas adicionales.

En la primera prueba de la primera campaña, las características del agua cruda fueron las siguientes:

Temperatura, °C:	16,4
pH:	8,08
Color, UC	30
Turbiedad, UNT :	5,26
Alcalinidad (mg/l CaCO <sub>3</sub> )	102

Las condiciones en las que se realizó la prueba fueron las siguientes:

Mezcla rápida: 300 rpm durante 5 segundos

---

<sup>4</sup> No necesariamente la dosis óptima es la que produce la menor turbiedad. Una dosis mayor puede producir una reducción insignificante de la turbiedad (o el color) que no justifique el incremento de dosis de coagulante. Igualmente, si una dosis produce una turbiedad similar a la considerada como objetivo para el agua sedimentada que se desea enviar a los filtros no justifica un aumento en el consumo de coagulante para eliminar una turbiedad residual que será removida en los filtros. El aumento innecesario de coagulante implica mayor generación de lodos y mayor concentración de aluminio residual.

Mezcla lenta (floculación): 40 rpm durante 20 minutos

Sedimentación: 15 minutos

El coagulante utilizado fue sulfato de aluminio líquido, con una concentración del 1% y se aplicaron dosis desde 10 hasta 160 mg/l, con incrementos de 30 mg/l entre jarra y jarra.

Para la determinación de la dosis óptima de coagulante se midieron la turbiedad y el color residuales del agua sedimentada.

Los resultados de esta primera prueba demuestran que la dosis óptima, para esas características del agua, era 100 mg/l de sulfato de aluminio con la cual se obtuvo una turbiedad residual de 4,12 UNT y un color residual de 25 UC. El pH del agua sedimentada, para esa dosis, fue de 7,32.

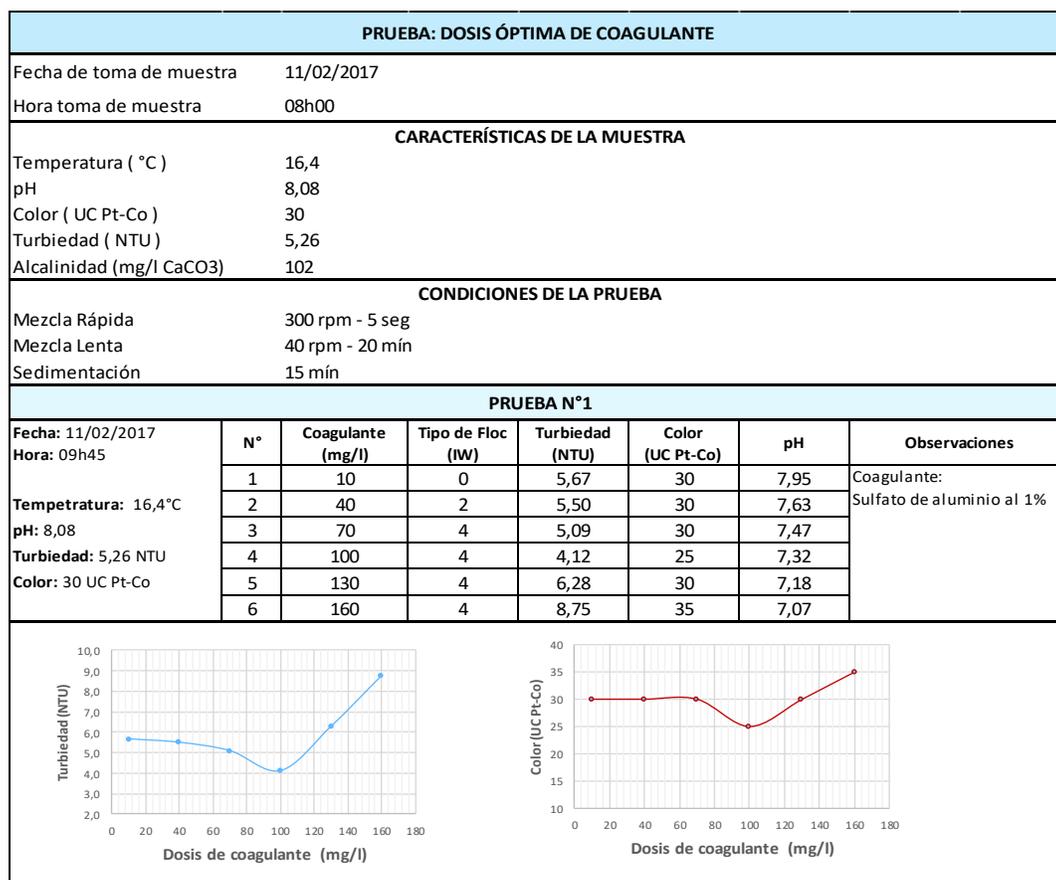
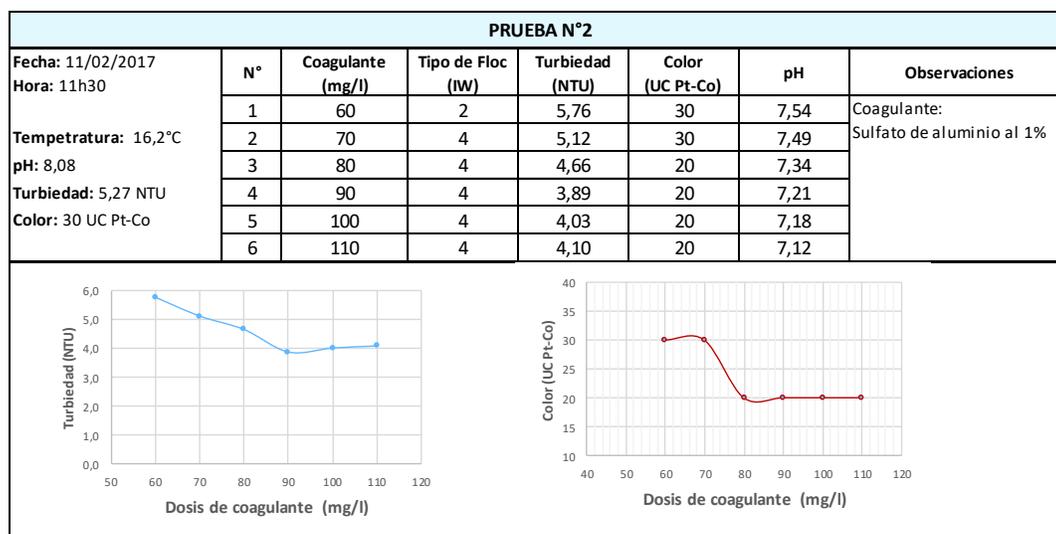


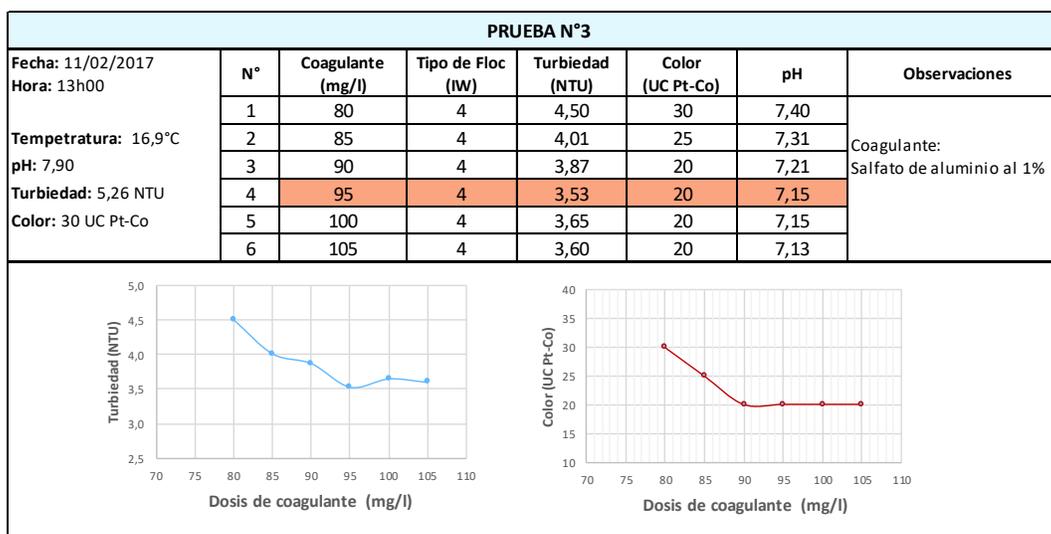
Figura 38: Campaña 1 - Prueba N° 1 - Dosis óptima de coagulante

En la segunda prueba realizada de la primera campaña, con las mismas características del agua cruda y con las mismas condiciones de mezcla rápida, floculación y sedimentación, se utilizaron dosis de coagulante entre 60 y 110 mg/l, con incrementos de 10 mg/l entre jarras, con lo cual se obtuvo una dosis óptima de coagulante de 90 mg/l, que permitió obtener una turbiedad residual del agua sedimentada de 3,89 UNT y un color residual de 20 UC, con un pH de 7,21.



*Figura 39: Campaña 1 - Prueba N° 2 - Dosis óptima de coagulante*

En la tercera prueba de la primera campaña, con las mismas características del agua cruda y las mismas condiciones de mezcla rápida, floculación y sedimentación, se trató de afinar aún más la dosis óptima de coagulante, por lo cual se utilizaron dosis entre 80 y 105 mg/l, con incrementos de 5 mg/l entre jarras. En esta prueba se obtuvo como dosis óptima 95 mg/l, con la cual se obtuvo una turbiedad residual de 3,53 UNT y un color residual de 20 UC, con un pH de 7,15.



*Figura 40: Campaña 1 - Prueba N° 3 - Dosis óptima de coagulante*

En la primera prueba de la segunda campaña, las características del agua cruda fueron las siguientes:

Temperatura, °C: 13,9

pH: 7,96

Color, UC 35

Turbiedad, UNT : 3,27

Alcalinidad (mg/l CaCO<sub>3</sub> ) 63

Las condiciones en las que se realizó la prueba fueron las siguientes:

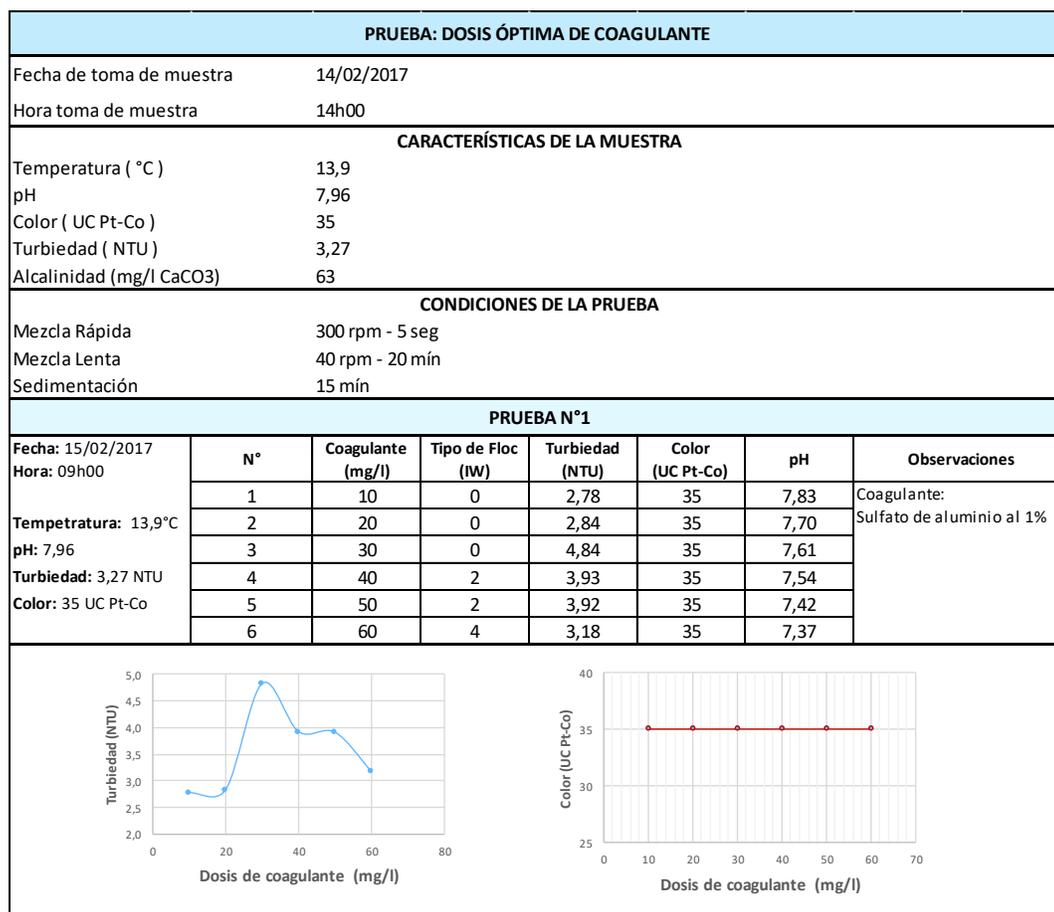
Mezcla rápida: 300 rpm durante 5 segundos

Mezcla lenta (floculación): 40 rpm durante 20 minutos

Sedimentación: 15 minutos

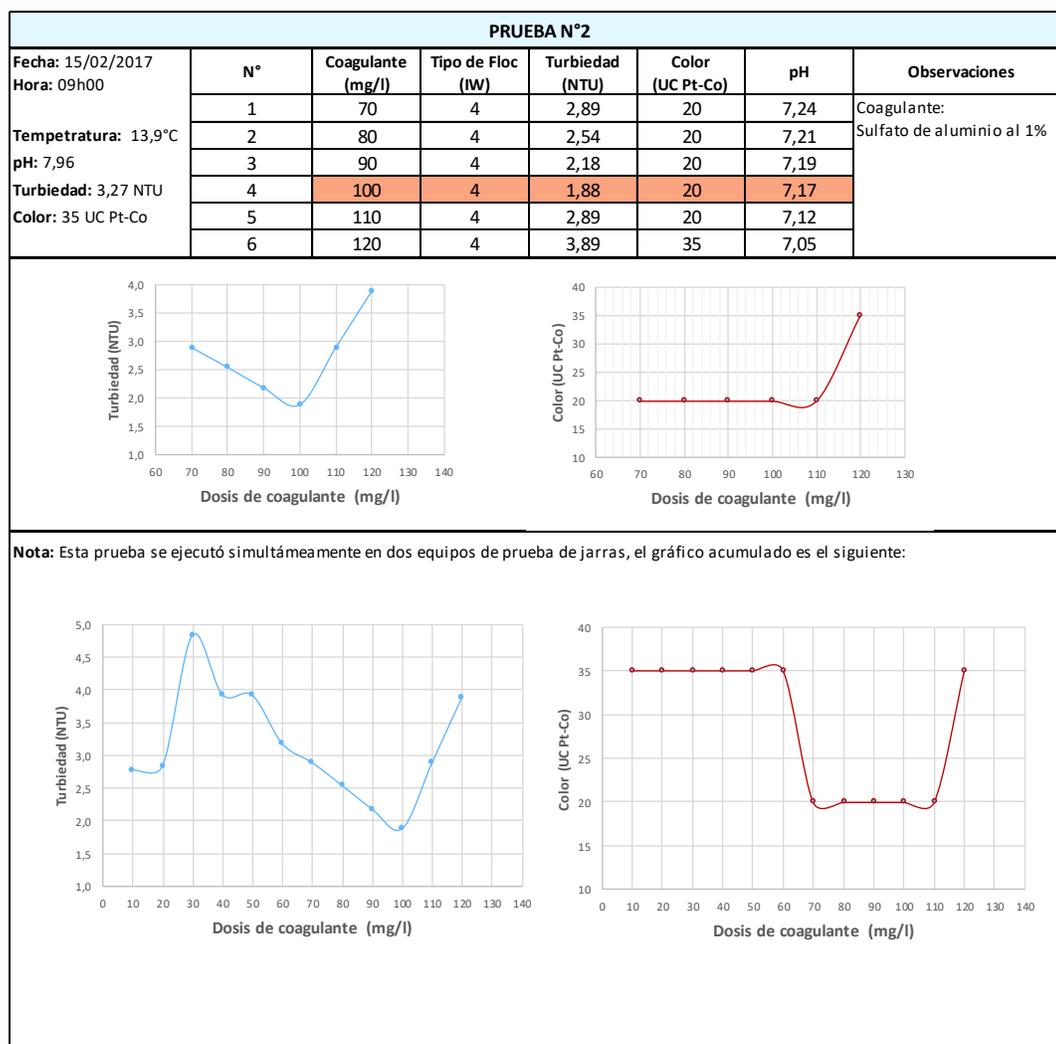
El coagulante utilizado fue sulfato de aluminio líquido, con una concentración del 1% y se aplicaron dosis desde 10 hasta 60 mg/l, con incrementos de 10 mg/l entre jarra y jarra.

Los resultados de esta primera prueba de la segunda campaña demuestran que en este rango no es posible obtener una reducción de color y solo puede lograrse una reducción de turbiedad del 15% que en este caso fue con la menor dosis, de manera que se concluye que la dosis óptima se encuentra fuera de este rango.



*Figura 41: Campaña 2 - Prueba N° 1 - Dosis óptima de coagulante*

En la segunda prueba de la segunda campaña, con las mismas características del agua cruda y con las mismas condiciones de mezcla rápida, floculación y sedimentación de la primera prueba de esta campaña, se utilizaron dosis de coagulante entre 70 y 120 mg/l, con incrementos de 10 mg/l entre jarras, con lo cual se obtuvo una dosis óptima de coagulante de 100 mg/l, que permitió obtener una turbiedad residual del agua sedimentada de 1,88 UNT y un color residual de 20 UC, con un pH de 7,17.



*Figura 42: Campaña 2 - Prueba N° 2 - Dosis óptima de coagulante*

## 4.3 CONCENTRACIÓN ÓPTIMA DE COAGULANTE

### 4.3.1 Procedimiento

1. Determinar la dosis óptima utilizando una concentración de coagulante al 1%
2. Preparar soluciones al 0,5%, 1%, 2%, 3%, 5% y 10%
3. Llenar las jeringas con la dosis óptima determinada, pero con las diferentes concentraciones, utilizando el procedimiento empleado en Dosis Óptima.
4. Efectuar la mezcla rápida, floculación y decantación de acuerdo con lo indicado en la prueba anterior.

5. Durante el proceso evaluar el tamaño del flóculo (Índice de Wilcomb) y la velocidad de reacción.
6. Determinar la turbiedad y el color residual de cada muestra.
7. Con los resultados dibujar un histograma con la concentración en abscisas y turbiedad residual en ordenadas. La concentración óptima es la que produce la menor turbiedad residual.

#### 4.3.2 Resultados de la prueba

La determinación de la concentración óptima de coagulante con la muestra de la primera campaña se realizó con las características del agua y las condiciones de mezcla rápida, floculación y sedimentación, descritas en la determinación de la dosis óptima, utilizando una dosis de coagulante de 95 mg/l, encontrada como dosis óptima de la mencionada prueba. La concentración del coagulante se hizo variar desde 0,5% hasta 10%, con los incrementos que pueden verse en el Anexo de Pruebas de Tratabilidad. Los resultados indican que la concentración óptima, para esas características del agua, era el 3%, que permitió una considerable reducción de la turbiedad que bajó a 1,3 UNT, mientras que el color residual bajó a 15 UC.

PRUEBA: CONCENTRACIÓN ÓPTIMA DE COAGULANTE								
Fecha de toma de muestra	11/02/2017							
Hora toma de muestra	08h00							
CARACTERÍSTICAS DE LA MUESTRA								
Temperatura ( °C )	16,4							
pH	8,08							
Color ( UC Pt-Co )	30							
Turbiedad ( NTU )	5,26							
Alcalinidad (mg/l CaCO3)	102							
CONDICIONES DE LA PRUEBA								
Mezcla Rápida	300 rpm - 5 seg							
Mezcla Lenta	40 rpm - 20 mín							
Sedimentación	15 min							
PRUEBA N°1								
Fecha: 11/02/2017 Hora: 17h00	N°	Coagulante (mg/l)	Concentración Coagulante (%)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	pH	Observaciones
Temperatura: 17,6°C pH: 7,90 Turbiedad: 5,44 NTU Color: 30 UC Pt-Co	1	95	0,5	4	3,25	20	7,20	Coagulante: Sulfato de aluminio
	2	95	1	4	3,32	20	7,20	
	3	95	2	4	3,30	20	7,22	
	4	95	3	4	1,30	15	7,15	
	5	95	5	4	1,49	15	7,12	
	6	95	10	4	3,57	30	7,08	

Figura 43: Campaña 1 - Concentración óptima de coagulante

En la prueba realizada en la segunda campaña se utilizó la dosis óptima obtenida en la prueba correspondiente que fue de 100 mg/l, con las mismas concentraciones utilizadas en la prueba de la primera campaña. Igualmente, esta prueba demostró que la mejor concentración es el 3%, que permitió obtener resultados sustancialmente menores en la turbiedad residual, que llegó a 1,95 UNT y un color residual de 20 UC, que fue el menor, aunque el mismo residual se obtuvo con concentraciones del 1 al 5%.

PRUEBA: CONCENTRACIÓN ÓPTIMA DE COAGULANTE																																
Fecha de toma de muestra	14/02/2017																															
Hora toma de muestra	14h00																															
CARACTERÍSTICAS DE LA MUESTRA																																
Temperatura ( °C )	13,9																															
pH	7,96																															
Color ( UC Pt-Co )	35																															
Turbiedad ( NTU )	3,27																															
Alcalinidad (mg/l CaCO3)	63																															
CONDICIONES DE LA PRUEBA																																
Mezcla Rápida	300 rpm - 5 seg																															
Mezcla Lenta	40 rpm - 20 min																															
Sedimentación	15 min																															
PRUEBA N°1																																
Fecha: 15/02/2017 Hora: 11h10	N°	Coagulante (mg/l)	Concentración Coagulante (%)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	pH	Observaciones																								
Tempetratura: 15,7°C pH: 7,89 Turbiedad: 3,35 NTU Color: 35 UC Pt-Co	1	100	0,5	4	3,19	35	7,15	Coagulante: Sulfato de aluminio																								
	2	100	1	4	2,75	20	7,11																									
	3	100	2	4	2,84	20	7,15																									
	4	100	3	4	1,95	20	7,10																									
	5	100	5	4	2,91	20	7,07																									
	6	100	10	4	4,08	35	7,07																									
<table border="1"> <caption>Datos del gráfico de turbiedad vs concentración de coagulante</caption> <thead> <tr> <th>Concentración de coagulante (%)</th> <th>Turbiedad (NTU)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0</td><td>3,19</td></tr> <tr><td>1</td><td>2,75</td></tr> <tr><td>2</td><td>2,84</td></tr> <tr><td>3</td><td>1,95</td></tr> <tr><td>4</td><td>2,91</td></tr> <tr><td>5</td><td>2,91</td></tr> <tr><td>6</td><td>4,08</td></tr> <tr><td>7</td><td>4,08</td></tr> <tr><td>8</td><td>4,08</td></tr> <tr><td>9</td><td>4,08</td></tr> <tr><td>10</td><td>4,08</td></tr> </tbody> </table>									Concentración de coagulante (%)	Turbiedad (NTU)	0	3,19	1	2,75	2	2,84	3	1,95	4	2,91	5	2,91	6	4,08	7	4,08	8	4,08	9	4,08	10	4,08
Concentración de coagulante (%)	Turbiedad (NTU)																															
0	3,19																															
1	2,75																															
2	2,84																															
3	1,95																															
4	2,91																															
5	2,91																															
6	4,08																															
7	4,08																															
8	4,08																															
9	4,08																															
10	4,08																															

Figura 44: Campaña 2 - Concentración óptima de coagulante

## 4.4 DOSIS ÓPTIMA DE AYUDANTE DE FLOCULACIÓN

### 4.4.1 Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008)

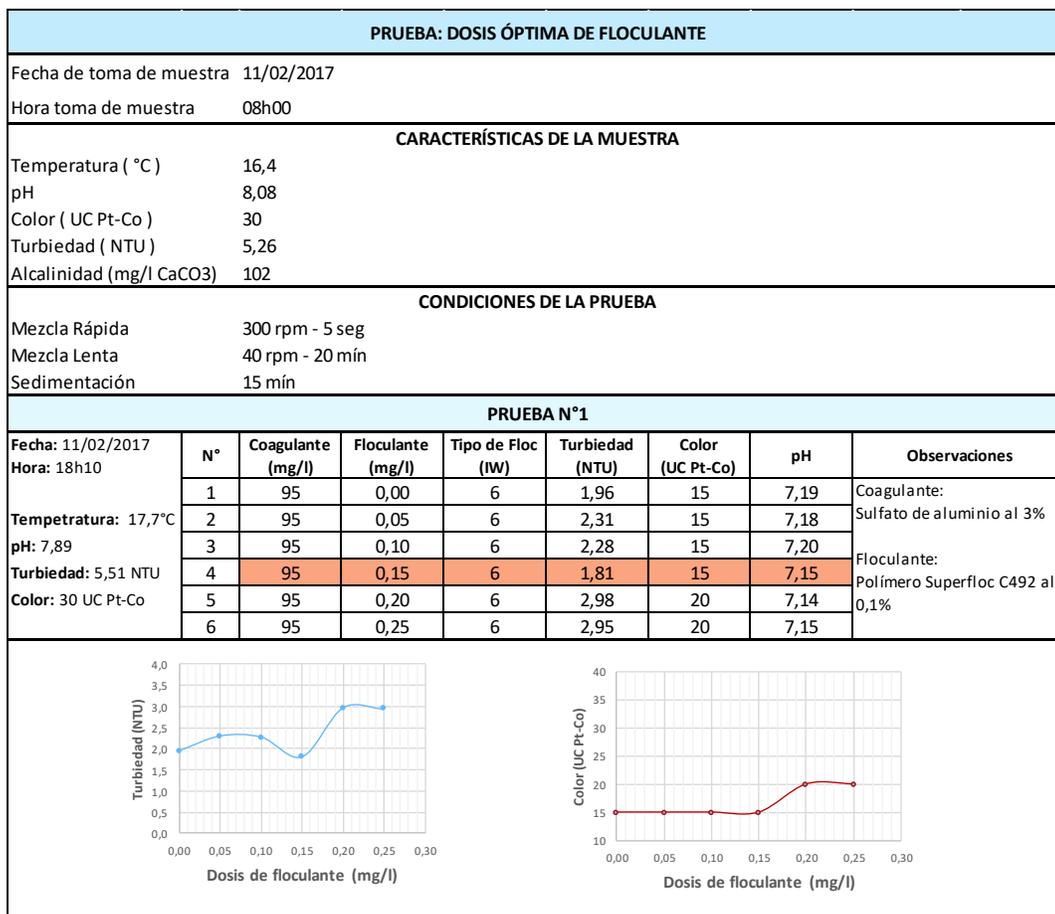
1. Preparar una nueva prueba de jarras en la que se adicionará a cada jarra la dosis óptima de coagulante a la concentración óptima y dosis variables de polímero (entre 0,1 y 1,0 mg/l o entre 0,01 y 0,5 mg/l, de acuerdo con las recomendaciones de los fabricantes), excepto en la primera jarra.

2. Durante el proceso determinar el Índice de Wilcomb y el tiempo inicial de formación del flóculo en cada jarra.
3. Suspender la agitación al cabo de 15 a 30 minutos, dejar sedimentar el agua por 10 minutos. Extraer la muestra y determinar la turbiedad, color residual y pH.
4. Efectuar nuevos ensayos disminuyendo la dosis de coagulante (por ejemplo 75% de la óptima) y agregar polímero en cantidad variable, o mantener constante la dosis de polímero determinada con anterioridad, variando la dosis de coagulante hasta obtener la combinación más económica.

Cuando el polímero se agrega antes del coagulante, trabaja como ayudante de coagulación; cuando se agrega después del coagulante opera como ayudante de floculación. La experiencia obtenida durante los años de operación de la planta de Chilibulo, indica que el uso más adecuado es como ayudante de floculación.

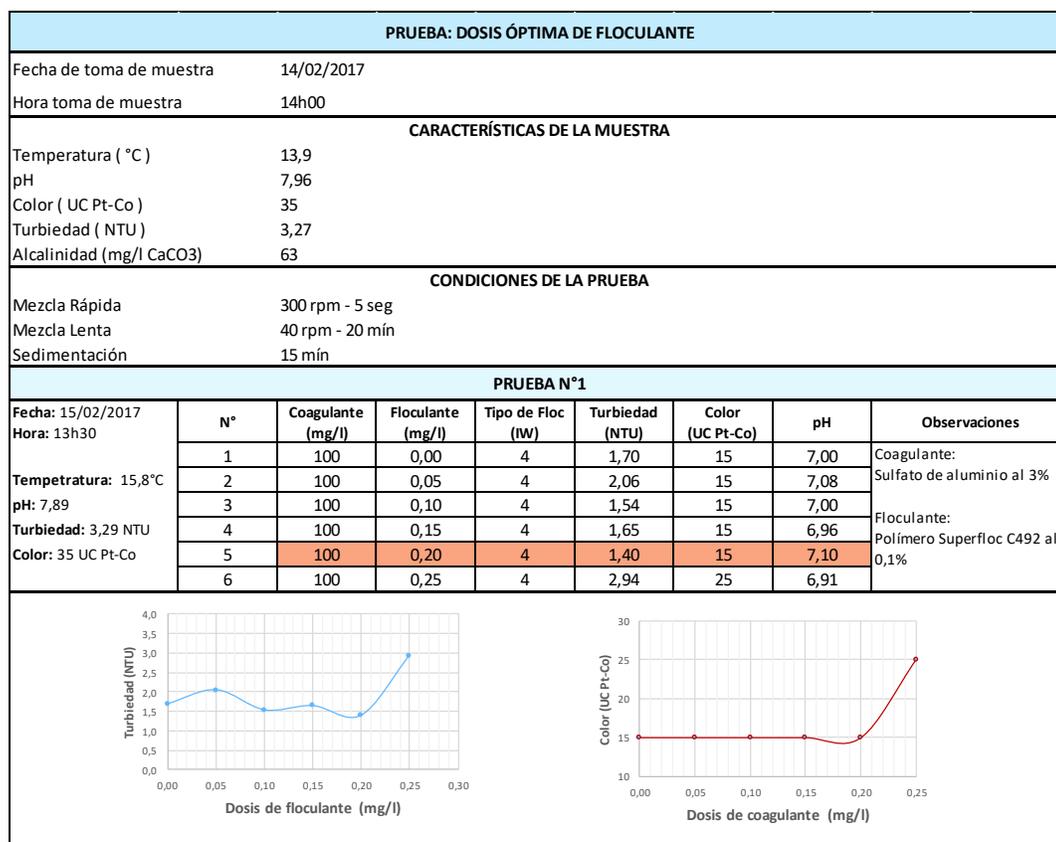
#### **4.4.2 Resultados de la prueba**

La prueba de dosis óptima de ayudante de floculación realizada en la primera campaña con las características del agua mencionadas para dicha campaña y con las mismas condiciones de mezcla rápida, floculación y sedimentación, fue llevada a cabo con una dosis de coagulante de 95 mg/l con una concentración del 3%, obtenidos como dosis y concentración óptimas, y con la adición de dosis de polímero Superfloc C492 al 0,1 %, variando desde 0 hasta 0,25 mg/l, con incrementos de 0,05 mg/l entre jarras. Los resultados muestran una dosis óptima de polímero de 0,15 mg/l, que permitió tener una turbiedad residual de 1,81 UNT y un color residual de 15 UC.



*Figura 45: Campaña 1 - Dosis óptima de floculante*

La prueba de dosis óptima de ayudante de floculación realizada en la segunda campaña, con las características del agua y las condiciones de mezcla rápida, floculación y sedimentación señaladas para dicha campaña, se efectuó utilizando una dosis de 100 mg/l de sulfato de aluminio al 3% y agregando dosis de polímero Superfloc C492 al 0,1 %, variando desde 0 hasta 0,25 mg/l, con incrementos de 0,05 mg/l entre jarras. Los resultados indican que la dosis óptima de polímero es de 0,20 mg/l, con la cual se obtuvo una turbiedad residual de 1,40 UNT y un color residual de 15 UC.



*Figura 46: Campaña 2 - Dosis óptima de floculante*

## 4.5 DETERMINACIÓN DE GRADIENTES Y TIEMPOS ÓPTIMOS DE FLOCULACIÓN

### 4.5.1 Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008)

1. Llenar las 6 jarras con la muestra de agua cruda que se va a flocular
2. Preparar las jeringas con la dosis óptima de coagulante a la concentración óptima y colocarlas sin agujas frente a cada una de las jarras. Cuando se aplica polímero hay que preparar otro juego de jeringas con la dosis óptima de polímero.
3. Poner a funcionar el equipo con la máxima velocidad de rotación de las paletas (por ejemplo 300 rpm).
4. Aplicar la dosis óptima de coagulante a la concentración óptima y la dosis óptima de polímero siguiendo el procedimiento de los ensayos anteriores.

5. A partir de la aplicación del coagulante se realiza la mezcla rápida por un tiempo de aproximadamente 5 segundos.
6. Al finalizar la mezcla rápida se iniciará el proceso de floculación para lo cual se habrá ajustado la memoria del equipo para uno de los gradientes de velocidad seleccionados<sup>5</sup>.
7. Desde el momento que inicia la floculación se proceden a realizar los pasos descritos en la Tabla 5:

Tiempo en minutos	Acción a ejecutar
0	Comienza la floculación al gradiente seleccionado
7	Se levanta el agitador de la jarra N° 1
13	Se levanta el agitador de la jarra N° 2
17	Se toma la muestra de la jarra N° 1
20	Se levanta el agitador de la jarra N° 3
23	Se toma la muestra de la jarra N° 2
27	Se levanta el agitador de la jarra N° 4
30	Se toma la muestra de la jarra N° 3
33	Se levanta el agitador de la celda N° 5
37	Se toma la muestra de la celda N° 4
40	Se levanta el agitador de la celda N° 6
43	Se toma la muestra de la celda N° 5
50	Se toma la muestra de la celda N° 6

*Tabla 5: Acciones a ejecutar en la determinación de los parámetros de floculación*

El volumen de muestra que se toma de cada jarra es de aproximadamente 50 ml. Los primeros 5 – 10 ml deben desecharse. Se debe extraer igual cantidad de muestra de cada jarra.

Los resultados de turbiedad o color residual se grafican en escala aritmética en ordenadas y el tiempo de floculación en minutos en abscisas.

<sup>5</sup> Se inicia con una prueba a 80 s<sup>-1</sup> para luego ir haciendo pruebas consecutivas con gradientes decrecientes con intervalos en 10 s<sup>-1</sup> hasta terminar con una prueba a 20 s<sup>-1</sup>. Para plantas pequeñas puede hacerse los ensayos con gradientes decrecientes con intervalos de 20 s<sup>-1</sup>.

#### 4.5.2 RESULTADOS DE LA PRUEBA

Las pruebas para la determinación de tiempo y gradientes óptimos de floculación realizadas durante la primera campaña fueron efectuadas con las características del agua y las condiciones de mezcla rápida y sedimentación ya señaladas para esa campaña. Se utilizó una dosis de 95 mg/l al 3% y una dosis de 0,15 mg/l de polímero Superfloc C492 al 0,1%.

PRUEBA: GRADIENTE Y TIEMPO DE FLOCULACIÓN ÓPTIMOS		
Fecha de toma de muestra	11/02/2017	
Hora toma de muestra	08h00	
CARACTERÍSTICAS DE LA MUESTRA		
Temperatura ( °C )	16,4	
pH	8,08	
Color ( UC Pt-Co )	30	
Turbiedad ( NTU )	5,26	
Alcalinidad (mg/l CaCO3)	102	
CONDICIONES DE LA PRUEBA		
Mezcla Rápida	300 rpm - 5 seg	
	Gradiente (s <sup>-1</sup> )	Velocidad (rpm)
	20	27
Mezcla Lenta	40	44
	60	58
	80	70
Tiempo de floculación	7 - 13 - 20 - 27 - 33 - 40 min	
Sedimentación	10 min	

*Figura 47: Campaña 1 - Condiciones de la prueba de gradientes y tiempos de floculación óptimos*

En la primera prueba se utilizó un gradiente de velocidad de 80 s<sup>-1</sup>, correspondiente a una velocidad de 70 rpm y los tiempos de floculación variaron de jarra a jarra de acuerdo a lo indicado en la Tabla 5.

PRUEBA N°1: GRADIENTE 80 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 12/02/2017 Hora: 09h30	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 17,2°C pH: 8,03 Turbiedad: 5,16 NTU Color: 30 UC Pt-Co	1	95	0,15	7	4	8,13	35	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,1%
	2	95	0,15	13	4	8,06	35	
	3	95	0,15	20	4	7,60	35	
	4	95	0,15	27	4	7,52	35	
	5	95	0,15	33	4	7,37	35	
	6	95	0,15	40	4	7,44	35	
PRUEBA N°2: GRADIENTE 60 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 12/02/2017 Hora: 11h00	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 17,2°C pH: 8,06 Turbiedad: 5,22 NTU Color: 30 UC Pt-Co	1	95	0,15	7	4	7,35	30	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,1%
	2	95	0,15	13	4	7,25	30	
	3	95	0,15	20	4	6,53	30	
	4	95	0,15	27	4	6,78	30	
	5	95	0,15	33	4	6,80	30	
	6	95	0,15	40	4	7,27	30	
PRUEBA N°3: GRADIENTE 40 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 12/02/2017 Hora: 12h15	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 17,6°C pH: 8,06 Turbiedad: 5,26 NTU Color: 30 UC Pt-Co	1	95	0,15	7	4	6,63	30	Coagulante: Sulfato de aluminio al 1%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,05%
	2	95	0,15	13	4	5,74	25	
	3	95	0,15	20	4	3,52	20	
	4	95	0,15	27	4	3,31	20	
	5	95	0,15	33	4	2,98	20	
	6	95	0,15	40	4	2,55	20	
PRUEBA N°4: GRADIENTE 20 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 12/02/2017 Hora: 13h30	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 18,1°C pH: 8,06 Turbiedad: 5,26 NTU Color: 30 UC Pt-Co	1	95	0,15	7	4	5,70	25	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,05%
	2	95	0,15	13	4	4,36	25	
	3	95	0,15	20	4	2,97	20	
	4	95	0,15	27	4	2,52	20	
	5	95	0,15	33	4	2,40	20	
	6	95	0,15	40	4	2,07	15	

Tiempo de floculación (min)	Gradiente 20 (Tt/T0)	Gradiente 40 (Tt/T0)	Gradiente 60 (Tt/T0)	Gradiente 80 (Tt/T0)
7	0,8	1,3	1,4	1,6
13	0,6	1,1	1,4	1,6
20	0,5	0,7	1,3	1,5
27	0,4	0,6	1,3	1,5
33	0,4	0,5	1,3	1,4
40	0,3	0,5	1,4	1,4

Figura 48: Campaña 1 - Resultados de las pruebas de gradientes y tiempos óptimos de floculación

La segunda prueba se realizó utilizando un gradiente de velocidad de 60 s<sup>-1</sup> que se obtienen con una velocidad de rotación de las paletas de 58 rpm.

La tercera prueba fue efectuada con un gradiente de velocidad de  $40 \text{ s}^{-1}$  que corresponden a una velocidad de rotación de 44 rpm.

La cuarta prueba se llevó a cabo con un gradiente de velocidad de  $20 \text{ s}^{-1}$  obtenidos con una velocidad de rotación de 27 rpm.

Para todos los tiempos de floculación los mejores resultados se obtuvieron con los gradientes bajos, concretamente, con  $20 \text{ s}^{-1}$ . Con este gradiente de velocidad, se observa que, si bien con un tiempo de floculación de 40 minutos, se obtiene la menor turbiedad residual, a partir de los 27 minutos de floculación la mejora es bastante pequeña.

Se observa también que, consistentemente, mientras más altos son los gradientes de velocidad utilizados, peores son los resultados, para todos los tiempos de floculación, con valores de turbiedad residual superiores a los del agua cruda.

De la misma manera, las pruebas para la determinación de tiempo y gradientes óptimos de floculación realizadas durante la segunda campaña fueron efectuadas con las características del agua y las condiciones de mezcla rápida y sedimentación indicadas anteriormente para esa campaña. Se utilizó una dosis de 100 mg/l al 3% y una dosis de 0,15 mg/l de polímero Superfloc C492 al 0,1%.

PRUEBA: GRADIENTE Y TIEMPO DE FLOCULACIÓN ÓPTIMOS		
Fecha de toma de muestra	14/02/2017	
Hora toma de muestra	14h00	
CARACTERÍSTICAS DE LA MUESTRA		
Temperatura ( °C)	13,9	
pH	7,96	
Color ( UC Pt-Co)	35	
Turbiedad ( NTU)	3,27	
Alcalinidad (mg/l CaCO <sub>3</sub> )	63	
CONDICIONES DE LA PRUEBA		
Mezcla Rápida	300 rpm - 5 seg	
	Gradiente ( $\text{s}^{-1}$ )	Velocidad (rpm)
	20	27
Mezcla Lenta	40	44
	60	58
	80	70
Tiempo de floculación	7 - 13 - 20 - 27 - 33 - 40 mín	
Sedimentación	10 mín	

*Figura 49: Campaña 2 - Condiciones de la prueba de gradientes y tiempos óptimos de floculación*

La primera prueba de esta campaña se realizó con un gradiente de velocidad de  $80 \text{ s}^{-1}$ , la segunda con un gradiente de  $60 \text{ s}^{-1}$ , la tercera con un gradiente de  $40 \text{ s}^{-1}$  y la cuarta con un gradiente de velocidad de  $20 \text{ s}^{-1}$ .

Al igual que en las pruebas de la primera campaña, se observa que los mejores resultados se obtienen con los gradientes bajos, sin embargo, en este caso, para los tiempos inferiores a 15 minutos de floculación, el gradiente más adecuado fue el de  $40 \text{ s}^{-1}$ , entre los 15 y 35 minutos los mejores resultados corresponden a un gradiente de velocidad de  $20 \text{ s}^{-1}$ , y de los 35 a los 40 minutos, el gradiente de  $40 \text{ s}^{-1}$  resulta ligeramente mejor. Los dos gradientes de velocidad altos, de  $60$  y  $80 \text{ s}^{-1}$  obtiene resultados muy inferiores, y similares entre sí, durante todo el tiempo de floculación, notándose que inclusive la turbiedad residual es superior a la del agua cruda.

La conclusión que se puede sacar de las pruebas de estas dos campañas en cuanto a gradientes de velocidad y tiempos de floculación es que el tiempo de floculación óptimo está entre 25 y 27 minutos y que, en general, hay que trabajar con gradientes de velocidad bajos. Considerando que se tienen tres zonas de floculación, lo conveniente sería tener una primera zona con un gradiente de velocidad de  $40 \text{ s}^{-1}$ ; una segunda zona con un gradiente de  $30 \text{ s}^{-1}$  y una tercera zona con un gradiente de  $20 \text{ s}^{-1}$ .

PRUEBA N°1: GRADIENTE 80 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 15/02/2017 Hora: 15h00	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 16,3°C pH: 7,88 Turbiedad: 3,31 NTU Color: 35 UC Pt-Co	1	100	0,15	7	4	6,85	35	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,1%
	2	100	0,15	13	4	6,80	35	
	3	100	0,15	20	4	6,40	35	
	4	100	0,15	27	4	6,32	35	
	5	100	0,15	33	4	7,23	40	
	6	100	0,15	40	4	7,26	40	
PRUEBA N°2: GRADIENTE 60 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 15/02/2017 Hora: 16h30	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 16,3°C pH: 7,88 Turbiedad: 3,35 NTU Color: 35 UC Pt-Co	1	100	0,15	7	4	6,93	35	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,1%
	2	100	0,15	13	4	6,88	35	
	3	100	0,15	20	4	6,80	35	
	4	100	0,15	27	4	6,76	35	
	5	100	0,15	33	4	6,57	35	
	6	100	0,15	40	4	7,14	40	
PRUEBA N°3: GRADIENTE 40 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 15/02/2017 Hora: 17h30	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 16,0°C pH: 7,92 Turbiedad: 3,26 NTU Color: 35 UC Pt-Co	1	100	0,15	7	4	4,37	35	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,05%
	2	100	0,15	13	4	3,20	30	
	3	100	0,15	20	4	2,90	20	
	4	100	0,15	27	4	2,48	15	
	5	100	0,15	33	4	2,46	15	
	6	100	0,15	40	4	1,94	15	
PRUEBA N°4: GRADIENTE 20 S <sup>-1</sup>								
Fecha: 15/02/2017 Hora: 19h00	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo floculación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Temperatura: 16,3°C pH: 7,98 Turbiedad: 3,20 NTU Color: 35 UC Pt-Co	1	100	0,15	7	4	5,12	35	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,05%
	2	100	0,15	13	4	3,72	30	
	3	100	0,15	20	4	2,15	15	
	4	100	0,15	27	4	1,56	15	
	5	100	0,15	33	4	2,24	15	
	6	100	0,15	40	4	2,20	15	

El gráfico muestra la turbiedad (NTU) en función del tiempo de floculación (min) para cuatro gradientes de velocidad: 20, 40, 60 y 80 S<sup>-1</sup>. El eje Y está etiquetado como Tl/To y el eje X como Tiempo de floculación (min). Las líneas representan los datos de turbiedad para cada gradiente.

Tiempo de floculación (min)	Gradiente 20 (NTU)	Gradiente 40 (NTU)	Gradiente 60 (NTU)	Gradiente 80 (NTU)
7	1,7	1,4	2,1	2,1
13	1,3	1,1	2,0	2,0
20	0,8	0,9	2,0	2,0
27	0,6	0,8	2,0	2,0
33	0,7	0,8	2,0	2,0
40	0,7	0,7	2,0	2,0

Figura 50: Campaña 2 - Resultados de la prueba de gradientes y tiempos óptimos de floculación

## 4.6 DETERMINACIÓN DE GRADIENTES Y TIEMPOS ÓPTIMOS DE SEDIMENTACION

### 4.6.1 Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008)

1. Llenar las 6 jarras con la muestra.
2. Preparar las jeringas con la dosis óptima de coagulante a la concentración óptima y colocarlas sin agujas frente a cada una de las jarras. Igualmente, preparar otro juego de jeringas con la dosis óptima de polímero y proceder de igual manera que con las de coagulante.
3. Encender el equipo y agregar el contenido de las jeringas realizando la mezcla rápida de acuerdo a lo indicado anteriormente. Programar la memoria del equipo con los parámetros de mezcla (300 rpm y 5 segundos) y a continuación los gradientes y tiempos de floculación indicados en la Tabla 6:

Tramo	Tiempo de floculación (min)		Gradiente de velocidad
	Parcial	Total	
1	7	7	69
2	7	14	55
3	7	21	20

*Tabla 6: Gradientes de velocidad para la prueba de sedimentación*

4. Los gradientes y el tiempo de floculación se dan en forma consecutiva de manera que simule el paso del agua por una unidad de floculación. Cuando el equipo pare debe estar todo el material listo para iniciar el muestreo.
5. Se deja las jarras en reposo para que inicie la sedimentación. De cada jarra se tomará una muestra a 6 cm de profundidad a los tiempos mostrados en la Tabla 7:

Jarra N°	Tiempo al que se toma la muestra (min)
1	1
2	2
3	4
4	5
5	8
6	10

*Tabla 7: Tiempos de muestreo para cada jarra*

6. Determinar la turbiedad residual de las muestras y llenar el cuadro de datos según el modelo de la Tabla 8:

Tiempo (s)	Velocidad de sedimentación (cm/s)	Turbiedad final $T_f$ (UNT)	$C_o=T_f/T_o$
60	0,100		
120	0,050		
240	0,025		
300	0,020		
480	0,013		
600	0,010		

*Tabla 8: Cuadro de registro de resultados para la prueba de sedimentación*

7. Con los valores de velocidad de sedimentación ( $V_s$ ) en cm/s en abscisas y los valores de  $C_o$  en ordenadas se obtiene la curva de sedimentación.
8. La meta de calidad para el efluente del decantador es 2,0 UNT. Determinar con que tasa de decantación se obtendrá esta turbiedad residual.

#### **4.6.2 Resultados de la prueba de sedimentación**

La prueba de sedimentación se realizó únicamente en la primera campaña. Considerando una meta de 2,0 UNT, se ve que la velocidad crítica de sedimentación corresponde a una velocidad de 0,01 cm/s, sin embargo, la curva obtenida muestra que los incrementos de eficiencia desde una velocidad de 0,02 cm/s es muy pequeña, de manera que, de forma razonable, podría considerarse adecuada una velocidad crítica de sedimentación de 0,02 cm/s, que equivale a una tasa de 17,28  $m^3/m^2/d$ .

PRUEBA: DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS DE SEDIMENTACIÓN								
Fecha de toma de muestra 11/02/2017								
Hora toma de muestra 08h00								
CARACTERÍSTICAS DE LA MUESTRA								
Temperatura ( °C )	16,4							
pH	8,08							
Color ( UC Pt-Co )	30							
Turbiedad ( NTU )	5,26							
Alcalinidad (mg/l CaCO <sub>3</sub> )	102							
CONDICIONES DE LA PRUEBA								
Mezcla Rápida	300 rpm - 5 seg							
	Gradiente (s <sup>-1</sup> )	Velocidad (rpm)	Tiempo de floculación (min)					
Mezcla Lenta	69	65	7					
	55	55	7					
	20	27	7					
Sedimentación	1, 2, 4, 5, 8, 10 min							
Fecha: 12/02/2017 Hora: 14h30	N°	Coagulante (mg/l)	Floculante (mg/l)	Tiempo sedimentación (min)	Tipo de Floc (IW)	Turbiedad (NTU)	Color (UC Pt-Co)	Observaciones
Tempetratura: 18,1°C pH: 8,06 Turbiedad: 5,19 NTU Color: 30 UC Pt-Co	1	95	0,15	1	4	7,12	30	Coagulante: Sulfato de aluminio al 3%  Floculante: Polímero Superfloc al 0,1%
	2	95	0,15	2	4	6,95	30	
	3	95	0,15	4	4	6,90	30	
	4	95	0,15	5	4	2,81	20	
	5	95	0,15	8	4	2,44	20	
	6	95	0,15	10	4	2,05	20	

Velocidad de sedimentación (cm/s)	$C_o = T_f / T_o$
0,100	1,35
0,050	1,32
0,025	1,31
0,020	0,53
0,013	0,46
0,010	0,39

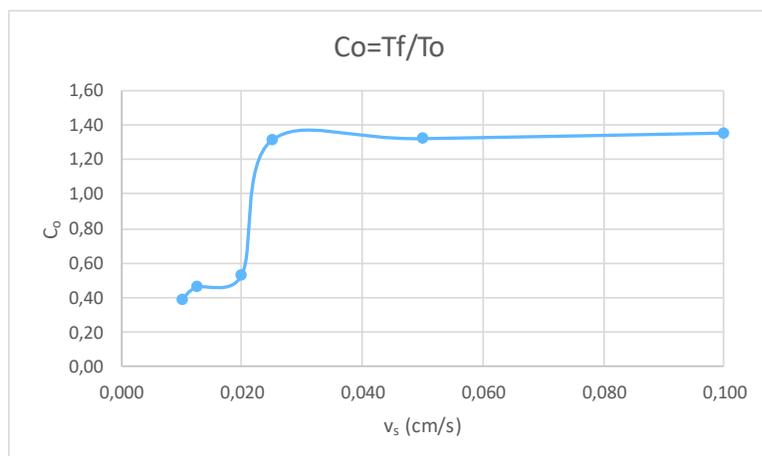


Figura 51: Resultados de la prueba de sedimentación

## **CAPÍTULO 5**

### **PRUEBAS DE TRAZADORES**

#### **5.1 USO DE TRAZADORES PARA DETERMINAR EL TIEMPO DE RETENCIÓN Y CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DE UN REACTOR**

Para visualizar el funcionamiento de una unidad desde el punto de vista hidráulico, es conveniente utilizar un trazador (sal, colorantes) que se pueda aplicar a la entrada de la unidad y simultáneamente registrar su concentración a la salida.

Hay dos formas de aplicar el trazador (OPS/CEPIS, 2008) (Levenspiel, 1999):

- En forma continua
- En forma instantánea

La forma más utilizada para evaluar las distintas unidades de las plantas de tratamiento es la aplicación instantánea.

Las Figuras 7, 8 y 9 representan la variación de la concentración del trazador en reactores de tipo completamente mezclado, pistón y de flujo arbitrario, respectivamente.

#### **5.2 PRUEBA CON TRAZADORES**

##### **5.2.1 Objetivo**

En las plantas de tratamiento estos ensayos se utilizan principalmente para determinar los tiempos reales de detención, tipo de flujo, espacios muertos y cortocircuitos hidráulicos en las unidades de mezcla rápida, floculadores y sedimentadores.

La prueba consiste en agregar, en la entrada del reactor que se quiere analizar, una sustancia que puede rastrearse, llamada trazador, con una concentración conocida y determinando a la salida la forma como dicha concentración se distribuye a lo largo del tiempo (OPS/CEPIS, 2008).

### **5.2.2 Sustancias utilizadas como trazador**

Las sustancias comúnmente utilizadas como trazador son (OPS/CEPIS, 2008) (Levenspiel, 1999):

- Colorantes como fluoresceína o rodamina
- Sales como cloruro de sodio o potasio
- Elementos radioactivos

Dada su alta disponibilidad, facilidad de aplicación y bajo costo, una de las sustancias más comúnmente utilizadas como trazador es el cloruro de sodio o sal común, que además presenta la ventaja de ser fácilmente medida a través de la conductividad.

### **5.2.3 Procedimiento (OPS/CEPIS, 2008)**

El procedimiento para una aplicación instantánea, que es la más fácil, es el siguiente:

1. Se aplica una concentración  $C_0$  a la entrada de la unidad que se está evaluando, en un tiempo muy corto, inferior a  $1/30$  del tiempo teórico de retención ( $t_0$ ) y en un punto tal, que se mezcle lo más rápidamente posible con el flujo que ingresa a la unidad.
2. La concentración  $C_0$  debe ser tal que se pueda determinar fácilmente en el agua. Para el caso de cloruro de sodio son comunes concentraciones entre 30 y 50 mg/l
3. La cantidad de trazador  $P$  (kg) que se necesita añadir al reactor está dada por la ecuación:

$$P = \frac{V * K * C_o}{I * 1000} \quad (103)$$

Donde:

P = peso del trazador por añadir al reactor, kg

V = volumen útil del reactor, m<sup>3</sup>

K = constante de corrección

C<sub>o</sub> = Concentración inicial, mg/l (g/m<sup>3</sup>)

I = grado de pureza del trazador, fracción de la unidad

$$K = \frac{\text{Peso de NaCl}}{\text{Peso de Cl}} = \frac{23 + 35,5}{35,5} = 1,65$$

### 5.2.3.1 CONSIDERACIONES A TENER EN CUENTA (OPS/CEPIS, 2008)

- El caudal debe ser constante durante el ensayo
- El flujo que entra en la unidad no se debe mezclar con el de otras unidades
- El reactor debe ser previamente limpiado para evitar la interferencia de lodos depositados.
- Procurar hacer los ensayos en periodos de poca variación térmica
- El trazador debe aplicarse completamente disuelto en el agua
- La toma de muestras en la salida del reactor debe extenderse hasta obtener por lo menos tres medidas consecutivas con el valor de la concentración inicial del trazador.
- Las mediciones de la concentración del trazador a la salida de la unidad se realizan a través de mediciones de la conductividad. Existe una relación directa entre la concentración del ion cloruro y la conductividad. Las mediciones de conductividad son fáciles y rápidas en comparación con las mediciones del ion cloruro.
- Se deben realizar continuas mediciones de la conductividad en la entrada a la unidad durante el ensayo para estar seguros de que la conductividad no

ha variado o, si existe variación, tener en cuenta el nuevo valor para decidir cuándo terminar el ensayo.

- La toma de muestras a la salida de la unidad no debe hacerse en la superficie. En unidades donde el flujo sale por secciones profundas se deben tomar muestras en mayor profundidad.
- Si el efluente sale de la unidad a través de una sección ancha, se debe tomar más de una muestra, las que deben mezclarse para medir la conductividad.
- Los ensayos deben realizarse desde las últimas unidades hacia las primeras o sea de aguas abajo hacia aguas arriba para evitar la influencia del trazador aplicado en la prueba anterior.

### 5.2.3.2 EJEMPLO DE APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA (OPS/CEPIS, 2008)

Se quiere realizar una prueba de trazadores en un floculador de 11 m de ancho, 3 m de profundidad y 12,5 m de longitud utilizando una prueba impulso es decir con aplicación instantánea de cloruro de sodio con una pureza del 90%. La concentración inicial  $C_o$  se establece en 30 mg/l. El caudal que ingresa a la unidad es 24,17 m<sup>3</sup>/min.

- **Paso 1: Determinación del volumen del floculador**

$$V = 3,00 * 11,00 * 12,50 = 412,50 \text{ m}^3$$

- **Paso 2: Determinación del tiempo teórico de retención**

$$\bar{t} = \frac{V}{Q} = \frac{412,5}{24,17} = 17 \text{ min}$$

- **Paso 3: Determinación de la cantidad de trazador a utilizar**

$$P = \frac{V * K * C_o}{I * 1000}$$

$$P = \frac{412,5 * 1,65 * 30}{0,90 * 1000} = 23 \text{ kg}$$

- **Paso 4: Preparación del trazador**

La solubilidad del cloruro de sodio es de 359 gramos por litro de agua, de manera que el volumen de agua que se requiere para obtener una solución saturada de cloruro de sodio con los 23 kg que se necesitan aplicar, es:

$$V_a = \frac{23}{0,359} = 64 \text{ litros}$$

Para obtener una solución subsaturada y garantizar la completa disolución de la sal en el agua de preparación del trazador, se puede utilizar un volumen de 70 litros.

- **Paso 5: Aplicación del trazador**

El trazador preparado debe aplicarse a la entrada de la unidad lo más instantáneamente posible.

- **Paso 6: Toma de datos**

Se procede a tomar muestras del agua a la salida del reactor cada 3 minutos, empezando desde el tiempo 0. Para la toma de muestras se utilizan vasos numerados de unos 50 ml de capacidad. Se mide la conductividad de cada muestra. La duración de la prueba debe ser por lo menos 3 veces el tiempo teórico de retención.

- **Paso 7: Registro de resultados**

Los resultados de registran en una tabla como la siguiente:

Muestra	t (min)	$t/\bar{t}$	C	C-C <sub>o</sub>	$\Sigma(C - C_o)$	F(t) (%)	1-F(t)
1	2	3	4	5	6	7	8
0	0	0,00	7,22	0,00	0,00	0,00	100,00
1	3	0,18	50,54	43,32	43,32	16,74	83,26
2	6	0,35	46,21	38,99	82,31	31,81	68,19
3	9	0,53	38,52	31,30	113,61	43,91	56,09
4	12	0,71	33,70	26,48	140,09	54,15	45,85
5	15	0,88	27,93	20,71	160,80	62,15	37,85
6	18	1,06	23,11	15,89	176,69	68,29	31,71
7	21	1,24	20,22	13,00	189,69	73,32	26,68
8	24	1,41	19,20	11,98	201,67	77,95	22,05

Muestra	t (min)	$t/\bar{t}$	C	C-C <sub>0</sub>	$\Sigma(C - C_0)$	F(t) (%)	1-F(t)
9	27	1,59	17,33	10,11	211,78	81,85	18,15
10	30	1,76	16,56	9,34	221,12	85,46	14,54
11	33	1,94	16,37	9,15	230,27	89,00	11,00
12	36	2,12	14,47	7,25	237,52	91,80	8,20
13	39	2,29	12,52	5,30	242,82	93,85	6,15
14	42	2,47	12,52	5,30	248,12	95,90	4,10
15	45	2,65	11,56	4,34	252,46	97,58	2,42
16	48	2,82	9,63	2,41	254,87	98,51	1,49
17	51	3,00	9,63	2,41	257,28	99,44	0,56
18	54	3,18	8,67	1,45	258,73	100,00	0,00
19	57	3,35	7,22	0,00	258,73	100,00	0,00
20	60	3,53	7,22	0,00	258,73	100,00	0,00

*Tabla 9: Tabla ilustrativa de como registrar los datos y resultados en la prueba de trazadores*

En la Tabla 9, se registra la siguiente información:

- Columna 1: Número de la muestra tomada a la salida del reactor
- Columna 2: Tiempo al que se toma la muestra
- Columna 3: Resultado de dividir el valor de la columna 2 para el tiempo medio de retención, en este caso, 17 minutos
- Columna 4: Concentración del trazador en la muestra. En este caso, conductividad
- Columna 5: El resultado de restar del valor de la columna 4 el primer valor de la misma columna 4, en el ejemplo, 7,22
- Columna 6: El acumulado de la columna 5 hasta el tiempo (t) considerado
- Columna 7: El resultado de dividir cada valor de la columna 6 para el valor de dicha columna al final de la prueba, en el ejemplo, 258,73, multiplicado por 100 para expresar en porcentaje
- Columna 8: El complemento del valor de la columna 7 para llegar al 100%

#### **5.2.4 Limitaciones de la prueba de trazadores (OPS/CEPIS, 2008)**

- Los datos obtenidos se refieren solamente al momento en que se hace la prueba y no representan el comportamiento en todas las condiciones.

- Los datos no permiten definir cuantitativamente la eficiencia de los reactores, pero si permiten definir el tipo de flujo predominante, la existencia de cortocircuitos y espacios muertos, con lo cual si se puede establecer cualitativamente la eficiencia del reactor.
- Este tipo de análisis no determina la trayectoria de las partículas ni de cómo se distribuye el flujo en el reactor. Indica el tiempo de permanencia, pero no su trayectoria.

## **5.2.5 Pruebas de trazadores realizada en la Planta de Tratamiento Chilibulo**

### **5.2.5.1 PRUEBA DE TRAZADORES EN UN FLOCULADOR**

El ensayo en las unidades de floculación se realizó en la mañana del día 8 de febrero de 2017, determinándose que el caudal de ingreso en ese momento era de 54 l/s.

Se proceden a realizar los siguientes pasos:

1. En base a las dimensiones de cada uno de los floculadores, se estableció un volumen aproximado de 29,26 m<sup>3</sup>. Considerando que existen dos floculadores, el caudal de ingreso a cada unidad es de 27 l/s, de manera que el tiempo de retención para el floculador fue de:
2.  $\bar{t} = \frac{V}{Q} = 18,06 \text{ min}$
3. El siguiente paso fue la determinación de la cantidad de trazador que se requiere utilizar, para lo cual previamente se decidió utilizar una concentración inicial  $C_0$  de 60 mg/l.
4. Utilizando la ecuación (103) y considerando la información dada por Ecuasal, de que su producto tiene un 99,5% de NaCl, se obtiene que se requieren 2,91 kg de sal, por lo que se deciden utilizar 3 kg.
5. Teniendo en cuenta que la solubilidad del cloruro de sodio es de 359 g/l o 359 kg/m<sup>3</sup> se determina que se requiere utilizar al menos 8,4 litros como volumen de agua de dilución, por lo que se realiza la solución en un recipiente de 10 litros.

6. Se procede a determinar la conductividad del agua antes del inicio de la prueba, que es 121,3
7. Se aplica, de la manera más instantánea posible la solución de cloruro de sodio a la entrada de floculador y se procede a tomar lecturas a la salida del floculador desde el instante en que se inyecta el trazador, con intervalos de 3 minutos, por un lapso de 63 minutos, que es más de tres veces el tiempo teórico de retención.
8. Los resultados obtenidos en este ensayo se muestran en la Tabla 10:

FLOCULADOR							
Muestra	t (min)	$t/\bar{t}$	C	C-C <sub>0</sub>	$\Sigma(C - C_0)$	F(t) (%)	1-F(t)
1	2	3	4	5	6	7	8
0	0	0	121,3	0,00	0,00	0	100,00
1	3	0,17	162,5	41,20	41,20	10,55	89,45
2	6	0,33	132,4	11,10	52,30	13,39	86,61
3	9	0,50	119,3	-2,00	50,30	12,88	87,12
4	12	0,66	119,8	-1,50	48,80	12,49	87,51
5	15	0,83	122,1	0,80	49,60	12,70	87,30
6	18	1,00	294,0	172,70	222,30	56,91	43,09
7	21	1,16	143,4	22,10	244,40	62,57	37,43
8	24	1,33	266,0	144,70	389,10	99,62	0,38
9	27	1,50	125,2	3,90	393,00	100,00	0,00
10	30	1,66	118,9	-2,40	390,60	99,39	0,61
11	33	1,83	118,7	-2,60	388,00	106,89	-6,89
12	36	1,99	120,0	-1,30	386,70	106,53	-6,53
13	39	2,16	118,6	-2,70	384,00	105,79	-5,79
14	42	2,33	118,5	-2,80	381,20	105,01	-5,01
15	45	2,49	118,9	-2,40	378,80	104,35	-4,35
16	48	2,66	119,2	-2,10	376,70	103,77	-3,77
17	51	2,82	118,8	-2,50	374,20	103,09	-3,09
18	54	2,99	118,6	-2,70	371,50	102,34	-2,34
19	57	3,16	117,9	-3,40	368,10	101,40	-1,40
20	60	3,32	117,5	-3,80	364,30	100,36	-0,36
21	63	3,49	120,0	-1,30	363,00	100,00	0,00

*Tabla 10: Resultados de toda la prueba de trazadores realizada en el floculador izquierdo*

En la Tabla 10 claramente se ve que a partir del minuto 30 la conductividad es inferior a la del tiempo cero, lo que indica que ya todo el trazador ha salido de la

unidad. Se aprecia también que en el minuto 21 aparentemente hubo un error de lectura porque se registra un comportamiento anómalo.

Eliminando los valores por sobre el minuto 27 así como, sin tomar en cuenta la lectura del minuto 21, la tabla de datos queda como se muestra en la Tabla 11.

FLOCULADOR							
Muestra	t (min)	$t/\bar{t}$	C	C-C <sub>0</sub>	$\Sigma(C - C_0)$	F(t) (%)	1-F(t)
1	2	3	4	5	6	7	8
0	0	0	121,3	0,00	0,00	0	100,00
1	3	0,17	162,5	41,20	41,20	11,11	88,89
2	6	0,33	132,4	11,10	52,30	14,10	85,90
3	9	0,50	119,3	-2,00	50,30	13,56	86,44
4	12	0,66	119,8	-1,50	48,80	13,16	86,84
5	15	0,83	122,1	0,80	49,60	13,37	86,63
6	18	1,00	294,0	172,70	222,30	59,94	40,06
8	24	1,33	266,0	144,70	367,00	98,95	1,05
9	27	1,50	125,2	3,90	370,90	100,00	0,00

Tabla 11: Resultados de la prueba de trazadores para el floculador izquierdo sin considerar los tiempos superiores a 27 minutos ni la lectura 7 correspondiente al minuto 21

Con los valores de la columna 3 en abscisas y los valores del logaritmo de la columna 8 en ordenadas, se tiene el gráfico de la figura 45, en donde se ha utilizado la simbología  $t_m$  para representar el tiempo medio de retención en lugar de  $\bar{t}$ :

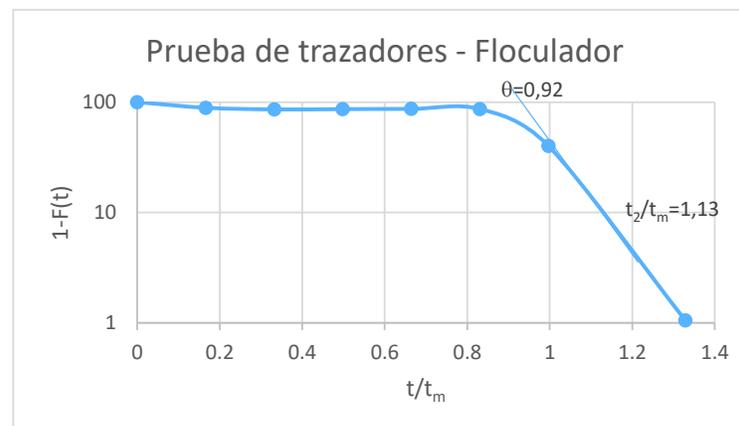


Figura 52: Resultados de la prueba de trazadores para el floculador

Utilizando el método de Wolf-Resnick, trazamos la tangente a la curva por el punto donde cambia de dirección, y se obtiene  $\theta = 0,92$ , de manera que  $t_1/\bar{t} = 0,92$ , y  $t_2/t_m = 1,13$ .

Utilizando la ecuación (77) se obtiene:

$$\tan \alpha = 4,762$$

Con este resultado se aplica la ecuación (76), con lo que se obtiene el porcentaje de flujo pistón:

$$p = 0,91 = 91\%$$

Con la ecuación (78) se obtiene el porcentaje de espacios muertos:

$$m = -0,011 = 0\%$$

Finalmente, con la ecuación (79) se obtiene que el porcentaje de flujo mezclado es:

$$M = 0,09 = 9\%$$

El análisis demuestra que la unidad tiene un muy buen funcionamiento hidráulico pues tiene un flujo pistón casi ideal y no tiene espacios muertos.

#### **5.2.5.2 PRUEBA DE TRAZADORES EN UN SEDIMENTADOR**

El ensayo en las unidades de sedimentación se realizó en la misma mañana del día 8 de febrero de 2017, a continuación de la prueba en un floculador, determinándose que el caudal de ingreso a la planta se mantenía en 54 l/s.

Se proceden a realizar los siguientes pasos:

1. Considerando las dimensiones de cada uno de los sedimentadores, se estableció un volumen aproximado de 95,12 m<sup>3</sup>. Como existen cuatro sedimentadores, el caudal de ingreso a cada unidad fue de 13,5 l/s, de manera que el tiempo de retención para un sedimentador fue de:

$$\bar{t} = \frac{V}{Q} = 117,43 \text{ min}$$

2. El siguiente paso fue la determinación de la cantidad de trazador que se requiere utilizar, para lo cual previamente se decidió utilizar una concentración inicial  $C_0$  de 30 mg/l, menor que la utilizada en el floculador, puesto que su volumen es mucho mayor. Utilizando la ecuación (103) y considerando la información dada por ECUASAL, de que su producto tiene un 99,5% de NaCl, se obtiene que se requieren 4,73 kg de sal, por lo que se deciden utilizar 5 kg.
3. Teniendo en cuenta que la solubilidad del cloruro de sodio es de 359 g/l o 359 kg/m<sup>3</sup> se determina que se requiere utilizar al menos 13,2 litros como volumen de agua de dilución, por lo que se realiza la solución en un recipiente de 20 litros.
4. Se procede a determinar la conductividad del agua antes del inicio de la prueba, que es 133,5
5. Se aplica, de la manera más instantánea posible la solución de cloruro de sodio a la entrada de sedimentador, en el canal junto a la pared perforada, y se procede a tomar lecturas a la salida del sedimentador desde el instante en que se inyecta el trazador, con intervalos de 5 minutos, por un lapso de 125 minutos.

Los resultados obtenidos en este ensayo se muestran en la Tabla 12, en la cual, con los valores de la columna 3 en abscisas y los valores del logaritmo de la columna 8 en ordenadas, se tiene el gráfico de la figura 31, en donde se ha utilizado la simbología  $t_m$  para representar el tiempo medio de retención en lugar de  $\bar{t}$ :

SEDIMENTADOR							
Muestra	t (min)	$t/\bar{t}$	C	C-C <sub>0</sub>	$\Sigma(C - C_0)$	F(t) (%)	1-F(t)
1	2	3	4	5	6	7	8
1	0	0,00	133,5	0,00	0,00	0,00	100,00
2	5	0,04	135,5	2,00	2,00	0,43	99,57
3	10	0,09	132,5	-1,00	1,00	0,22	99,78
4	15	0,13	133,1	-0,40	0,60	0,13	99,87
5	20	0,17	133,4	-0,10	0,50	0,11	99,89
6	25	0,21	134,0	0,50	1,00	0,22	99,78

SEDIMENTADOR							
Muestra	t (min)	$t/\bar{t}$	C	C-C <sub>o</sub>	$\Sigma(C - C_o)$	F(t) (%)	1-F(t)
1	2	3	4	5	6	7	8
7	30	0,26	134,3	0,80	1,80	0,39	99,61
8	35	0,30	137,4	3,90	5,70	1,23	98,77
9	40	0,34	144,0	10,50	16,20	3,50	96,50
10	45	0,38	158,0	24,50	40,70	8,78	91,22
11	50	0,43	172,0	38,50	79,20	17,09	82,91
12	55	0,47	179,0	45,50	124,70	26,91	73,09
13	60	0,51	176,4	42,90	167,60	36,17	63,83
14	65	0,55	172,2	38,70	206,30	44,52	55,48
15	70	0,60	171,4	37,90	244,20	52,70	47,30
16	75	0,64	168,5	35,00	279,20	60,25	39,75
17	80	0,68	166,5	33,00	312,20	67,37	32,63
18	85	0,72	167,5	34,00	346,20	74,71	25,29
19	90	0,77	163,5	30,00	376,20	81,18	18,82
20	95	0,81	160,2	26,70	402,90	86,94	13,06
21	100	0,85	151,4	17,90	420,80	90,81	9,19
22	105	0,89	145,2	11,70	432,50	93,33	6,67
23	110	0,94	147,4	13,90	446,40	96,33	3,67
24	115	0,98	143,1	9,60	456,00	98,40	1,60
25	120	1,02	139,5	6,00	462,00	99,70	0,30
26	125	1,06	134,9	1,40	463,40	100,00	0,00

*Tabla 12: Resultado de la prueba de trazadores para el primer sedimentador*

Utilizando el método de Wolf – Resnick se obtiene un valor de  $\theta = 0,48$ , lo que significa que  $t_1/\bar{t}=0,48$ , igualmente, en el gráfico se determina que  $t_2/t_m = 0,83$ . Con estos valores, y aplicando las ecuaciones 76 a 79, se obtienen los siguientes resultados:

$$p = 0,759 = 75,9\%$$

$$m = 0,368 = 36,8\%$$

$$M = 0,241 = 24,1\%$$

El análisis demuestra que, si bien predomina el flujo pistón, hay un porcentaje significativo de flujo mezclado y especialmente, el porcentaje de espacios muertos es considerable.

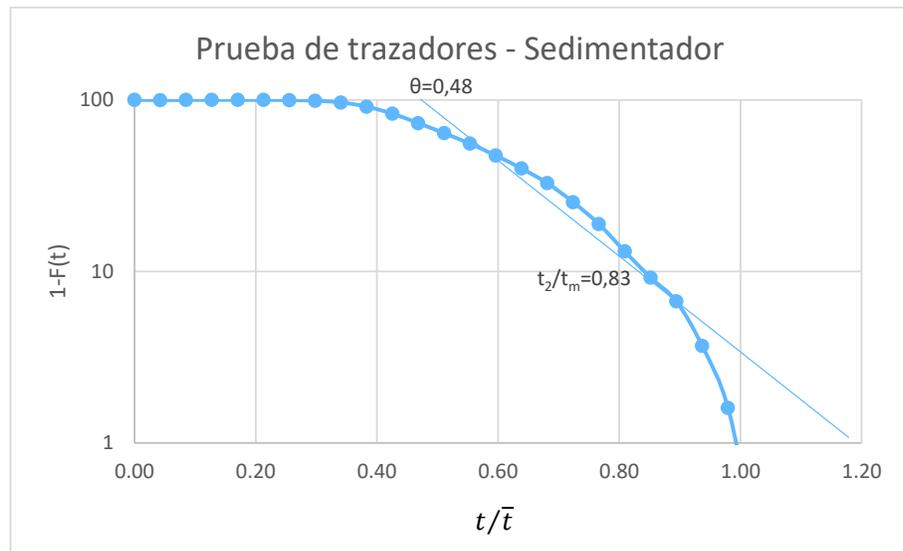


Figura 53: Resultado de la prueba de trazadores para el sedimentador

## **CAPÍTULO 6**

### **EVALUACIÓN DE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO**

#### **6.1 CAUDAL Y TEMPERATURA DE EVALUACIÓN**

Para el análisis de los procesos de tratamiento previamente es necesario establecer el caudal para el cual se realizará este análisis. El examen de los caudales medios mensuales registrados durante el año 2016 tiene una mediana de 54,5 l/s, por otro lado, como se mencionó anteriormente, en el 56,4% de los días del año el caudal en algún momento superó los 60 l/s, de manera que parece razonable hacer el análisis para este caudal.

La temperatura que se utilizará en la evaluación es 16°C que es la que se registró durante las pruebas.

#### **6.2 MEZCLA RÁPIDA**

La estructura existente de mezcla rápida es un canal de sección crítica del tipo Khafagi, que es ligeramente diferente del canal Parshall. Puesto que no se disponen de las ecuaciones específicas para este canal, en la evaluación se han utilizado las correspondientes al canal Parshall, entendiéndose que los resultados reales diferirán ligeramente de los obtenidos con esta aproximación.

MEZCLA RAPIDA			
Parámetro	Símbolo	Unidad	Valor
Temperatura	T	°C	16
Peso específico del agua	$\gamma$	N/m <sup>3</sup>	9797,1
Viscosidad absoluta	$\mu$	N s/m <sup>2</sup>	0,001109
Caudal	Q	m <sup>3</sup> /s	0,06
Ancho de garganta	W	m	0,200
Altura de agua en la sección de medición	H <sub>a</sub>	m	0,250
Area transversal en la sección de medición		m	0,050
Velocidad del agua en la sección de medición	v <sub>a</sub>	m/s	1,198
Desnivel en la sección	N	m	0,076
Energía total disponible	E <sub>a</sub>	m	0,400
Coseno ( $\varphi$ )			-0,692
Angulo ficticio que representa la solución de la ecuación que relaciona las fuerzas que intervienen en la sección	$\varphi$	rad	2,334
Velocidad de escurrimiento al inicio del resalto	v <sub>1</sub>	m/s	1,424
Altura de agua al inicio del resalto (y <sub>1</sub> )	y <sub>1</sub>	m	0,296
Número de Froude	F <sub>r</sub>		0,836
Altura del resalto al final del trecho divergente	y <sub>3</sub>	m	0,232
y <sub>2</sub>	y <sub>2</sub>	m	0,156
Ancho de la sección de salida	C	m	0,38
Velocidad de salida	v <sub>2</sub>	m/s	1,012
Pérdida de carga	E <sub>o</sub>	m	0,094
Longitud de la sección divertente	L	m	0,36
Tiempo medio de detención	t	s	0,295
Gradiente medio de velocidad	G	s <sup>-1</sup>	1680

*Tabla 13: Evaluación de la mezcla rápida*

Los cálculos que se muestran en la Tabla 13, realizados con este artificio, indican que el gradiente de velocidad es 1680 s<sup>-1</sup> y el tiempo medio de mezcla es de 0,295 segundos, muy adecuados para obtener una buena coagulación.

Las ecuaciones básicas que se han empleado son las siguientes:

$$Q = 0,535 * H_a^{1,580} \quad (104)$$

$$\cos \varphi = \frac{-gQ}{W(0,67 * g * E_a)^{1,5}} \quad (105)$$

$$E_a = H_a + \frac{v_a^2}{2g} + N \quad (106)$$

$$v_1 = 2 * \cos \frac{\varphi}{3} \left( \frac{2g * E_a}{3} \right)^{1/2} \quad (107)$$

$$y_1 = E_a - \frac{v_1^2}{2g} \quad (108)$$

$$F_r = \frac{v_1}{\sqrt{gy_1}} \quad (109)$$

$$y_3 = \frac{y_1}{2} \left[ \sqrt{1 + 8F_r^2} - 1 \right] \quad (110)$$

$$y_2 = y_3 - N \quad (111)$$

$$v_2 = \frac{Q}{y_2 * C} \quad (112)$$

$$E_o = H_a + N - y_3 \quad (113)$$

$$t = \frac{L}{\frac{v_1 + v_2}{2}} \quad (114)$$

$$G = \sqrt{\frac{\gamma E_o}{\mu * t}} \quad (115)$$

Las unidades y los significados de los símbolos se muestran en la Tabla 13.

La dosis de coagulante a aplicar se determina mediante pruebas de jarras, de manera que la cantidad empleada es adecuada, sin embargo, si bien existe un sistema de suministro de agua de dilución en línea, la planta no cuenta con un equipamiento que permita determinar el caudal de dilución que se está aplicando, de manera que la concentración con la que se aplica el coagulante es incierta y no se puede garantizar que se esté usando la concentración óptima. Por otro lado, la aplicación del coagulante no se está haciendo al inicio del resalto que es el punto de mayor turbulencia y donde se recomienda que se haga la dosificación.

Luego del canal Khafagi se continúa con un canal de gran pendiente que termina en una bifurcación a 90° que corresponden a los canales de alimentación a cada uno de los floculadores. Es evidente que las condiciones de turbulencia en este sitio son altísimas. Puesto que la dosificación del polímero se hace en este canal, el enorme gradiente de velocidad que corresponde a estas condiciones de turbulencia es indudable que dará como resultado la ruptura de las cadenas poliméricas del ayudante de floculación, perdiendo toda su efectividad.

### 6.3 FLOCULADORES

La prueba de trazadores demuestra que estas unidades funcionan con un flujo pistón casi perfecto y no tienen espacios muertos, por lo que desde el punto de vista hidráulico estas unidades presentan un funcionamiento óptimo.

Para el caudal de evaluación de 60 l/s se encuentra que el tiempo medio de retención es de 16,17 minutos, bastante menor que el tiempo óptimo que está entre 25 y 27 minutos. Por otro lado, el cálculo que se incluye en la tabla 15 con los datos mostrados en la tabla 14, demuestran que los gradientes de la primera y segunda zonas son extremadamente altos (108 y 66 s<sup>-1</sup>, respectivamente) y son contrarios a los resultados de las pruebas de tratabilidad que muestran que los gradientes óptimos están en torno a los 20 s<sup>-1</sup>, pudiendo aceptarse valores de hasta 40 s<sup>-1</sup> para los primeros minutos.

FLOCULADORES			
DATOS	Símbolo	Unidad	Valor
Caudal de tratamiento	Q	m <sup>3</sup> /s	0,06
Número de floculadores	N <sub>f</sub>	u	2
Caudal por floculador	Q <sub>f</sub>	m <sup>3</sup> /s	0,03
Coefficiente de Manning	n		0,013
Temperatura del agua	T	°C	16
Viscosidad dinámica	μ	N s/m <sup>2</sup>	0,001109
Viscosidad cinemática	ν	m <sup>2</sup> /s	1,110E-06
Peso específico del agua	γ	N/m <sup>3</sup>	9797,1
Altura de agua al final del floculador		m	0,965
Rugosidad de las paredes	Δ	m	0,0005

*Tabla 14: Datos para evaluación de los floculadores*

Las pérdidas de carga en los canales se han determinado con la ecuación general:

$$h = k \frac{v^2}{2g} \quad (116)$$

El coeficiente k resulta de la combinación de coeficientes que dependen del número de Reynolds, la rugosidad relativa y de las relaciones geométricas de los canales.

El gradiente de velocidad se ha determinado con la ecuación general:

$$G = \sqrt{\frac{\gamma * h}{\mu * t}} \quad (117)$$

Parámetro	Símbolo	Unidad	Zona 1	Zona 2	Zona 3
Nº de canales	n <sub>c</sub>	u	35	25	13
Ancho del canal	b	m	0,1005	0,1431	0,2926
Nº de pantallas	n <sub>p</sub>	u	34	24	12
Espesor de las pantallas	e	m	0,013	0,013	0,013
Largo de la zona	L <sub>z</sub>	m	3,96	3,89	3,96
Ancho de la zona	W	m	2,4	2,61	2,96
Altura media del agua en la zona	h <sub>a</sub>	m	1,030	0,996	0,970
Volumen de agua en la zona	V <sub>z</sub>	m <sup>3</sup>	8,764	9,362	10,985
Volumen de agua acumulado	V <sub>a</sub>	m <sup>3</sup>	8,764	18,126	29,111
Tiempo de retención en la zona	t <sub>z</sub>	min	4,869	5,201	6,103
Tiempo de retención acumulado	t <sub>a</sub>	min	4,869	10,070	16,173
Separación en las puntas	s	m	0,150	0,210	0,450
Velocidad en los canales	v <sub>o</sub>	m/s	0,290	0,210	0,106
Velocidad en las curvas	v <sub>c</sub>	m/s	0,194	0,143	0,069
Radio hidráulico	R <sub>H</sub>	m	0,05	0,07	0,13
Pérdida de carga en la zona	h <sub>z</sub>	m	0,386	0,155	0,024
Gradiente medio de velocidad	G	s <sup>-1</sup>	108,0	66,3	24,1
Número de Camp	N <sub>c</sub>		31562	20676	8841
Desnivel en la zona	y <sub>z</sub>	m	0,370	0,112	0,015
Pérdida de carga acumulada	h <sub>ac</sub>	m	0,565	0,179	0,024
Desnivel acumulado	y <sub>a</sub>	m	0,497	0,127	0,015
Aumento de altura de agua en la zona	y <sub>az</sub>	m	0,068	0,052	0,009
<b>Altura media del agua en la zona</b>	<b>h<sub>a</sub></b>	<b>m</b>	<b>1,030</b>	<b>0,996</b>	<b>0,970</b>
Diámetro hidráulico	D <sub>H</sub>	m	0,192	0,267	0,508
Número de Reynolds	Re		50035	50629	48416
Rugosidad relativa	$\Delta$	m	0,0026	0,0019	0,0010
Coefficiente por rugosidad	k <sub>Δ</sub>		1,3	1,3	1,3
Relación altura agua/separación de placas	h <sub>a</sub> /b		10,2	7,0	3,3
Coefficiente C	C <sub>1</sub>		0,68	0,71	0,80
Relación espesor de placa/ancho de canal	e/b		0,13	0,09	0,04
Relación s/b	s/b		1,49	1,47	1,54
Coefficiente de pérdida de carga singular del ducto	ξ <sub>M</sub>		3,00	3,10	3,40
Coefficiente de pérdida de carga	k		2,65	2,86	3,54

*Tabla 15: Resultados de evaluación de los floculadores*

## 6.4 SEDIMENTADORES

El tipo de sedimentadores de alta tasa con ingreso por el frente a través de paredes con orificios en la actualidad ya no se usan porque se ha demostrado que la repartición del flujo en toda la zona de sedimentación no es suficientemente homogénea, situación que se confirma con los resultados de las pruebas de trazadores que indican la existencia de un considerable porcentaje de espacios muertos, así como de la existencia de flujo mezclado en proporción importante.

SEDIMENTADORES+A1:C36A38A1:C37		
Parámetro	Unidad	Valor
Temperatura	°C	16
Viscosidad dinámica del agua	N s/m <sup>2</sup>	0,001109
Densidad del agua	kg/m <sup>3</sup>	999,03
Caudal	m <sup>3</sup> /s	0,06
Número de sedimentadores	u	4
Caudal por sedimentador	m <sup>3</sup> /s	0,015
Ancho de los sedimentadores	m	2,46
Longitud de zona de seditubos	m	5,35
Longitud inclinada de las celdas	m	0,6
Angulo de inclinación de las celdas	°	60
Angulo de inclinación en radianes	rad	1,04720
Proyección horizontal de la celda	m	0,3
Longitud útil de la zona de celdas	m	5,05
Lado de las celdas (separación entre placas)	m	0,05
Espesor de las paredes de las celdas	m	0,0007
Número de placas inclinadas en longitud de zona	u	86
Area de placas inclinadas perpendicular al flujo	m <sup>2</sup>	0,1481
Número de placas transversales en ancho del sedimentador	u	49
Area de placas transversales perpendicular al flujo	m <sup>2</sup>	0,1732
Area útil perpendicular al flujo de la zona con seditubos	m <sup>2</sup>	10,437
Velocidad media $v_o$	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /d	124,2
Velocidad media $v_o$	m/s	0,00144
Factor de corrección de Yao para celdas cuadradas		1,43
Radio hidráulico de las celdas	m	0,0125
Número de Reynolds		16,2
Velocidad crítica de partículas que puede remover el sedimentador	m/s	0,00030
Velocidad crítica de partículas que puede remover el sedimentador	cm/s	0,030
Longitud de canaletas de agua sedimentada	m	8,018
Tasa de rebose por vertederos	l/m	1,871
Carga sobre el vertedero	m	0,010
Usando vertederos dentados		
Carga sobre vertedero	m	0,04
Caudal por vertedero triangular	m <sup>3</sup> /s	0,000448
Número de vertederos por sedimentador	u	33
Número de veraderos adoptado	u	32
Distancia entre vertederos	m	0,251

*Tabla 16: Cálculos de evaluación de los sedimentadores*

Por lo expuesto, este tipo de entradas ha sido reemplazado por manifolds de distribución consistentes en canales sumergidos de sección variable con orificios laterales, los cuales deben ser calculados con la teoría de Hudson para manifolds de distribución.

El cálculo de los vertederos triangulares se ha hecho con la ecuación clásica:

$$Q = 1,4h^{2,5} \quad (118)$$

Por otro lado, el análisis que se muestra en la Tabla 16, demuestra que la zona de seditubos es insuficiente pues la tasa real de sedimentación correspondiente a la velocidad a través de los ductos permite remover partículas con una velocidad de sedimentación de 0,03 cm/s, velocidad para la cual las pruebas de tratabilidad indican una baja eficiencia en la remoción de turbiedad, ya que para una eficiencia adecuada se necesita que la velocidad crítica sea como máximo de 0,02 cm/s.

El cálculo de la velocidad crítica de sedimentación de la partícula que puede ser removida se ha hecho con la ecuación (Di Bernardo, 1993):

$$v_c = S_c \frac{v_o}{\text{sen } \theta + \left(\frac{L}{e} - 0,013N_R\right) \cos \theta} \quad (119)$$

Dónde "S<sub>c</sub>" es el factor de corrección de Yao, "L" la longitud inclinada de las celdas y "e" la separación entre placas (lado de la celda).

Otro aspecto que es necesario corregir es el correspondiente al sistema de recolección del agua sedimentada. En la situación actual, en que todo el borde de las canaletas funciona como vertedero, se tiene una carga sumamente pequeña, de manera que las pequeñas imperfecciones en la nivelación de los bordes dan lugar a sitios preferenciales de flujo, lo que claramente se puede observar, notándose que inclusive hay zonas por las que no pasa el agua.

## 6.5 FILTROS

Para el caudal de evaluación y las dimensiones de los filtros se tiene una tasa de filtración de  $98 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ , que para filtros de antracita y arena es bastante baja, de manera que se tiene una alta eficiencia.

En cuanto a la velocidad de lavado, de los reportes de operación, y considerando el volumen utilizado en el lavado de un filtro y el tiempo de lavado, se tiene una velocidad media de lavado de  $0,008 \text{ m/s}$  que equivale a  $0,479 \text{ m/min}$ , que es un 20% menor que la usualmente recomendada de  $0,6 \text{ m/min}$ , lo cual se refleja en una expansión media del lecho filtrante, que resulta de solo un 20,3%, que es bastante baja. Adicionalmente, debido a que el agua de lavado proviene de un tanque ubicado a mayor altura, y que la tubería de ingreso no tiene ningún dispositivo de control de caudal, se tendrá una velocidad más alta cuando el tanque esté lleno y una más baja cuando se esté terminando el lavado. Esto, posiblemente, esté ocasionando un lavado ineficiente ya que, adicionalmente, el sistema de drenaje utilizado, que es con tuberías perforadas, es el más elemental y no se tiene ningún sistema auxiliar de lavado, aunque esto es usual en plantas pequeñas como la planta de Chilibulo.

FILTROS		
Parámetro	Unidad	Valor
Temperatura	°C	16
Viscosidad dinámica del agua	N s/m <sup>2</sup>	0,001109
Densidad del agua	kg/m <sup>3</sup>	999,03
Caudal	m <sup>3</sup> /s	0,06
Número de filtros	u	6
Caudal por filtro	m <sup>3</sup> /s	0,01
Ancho de los filtros	m	2,1
Longitud de los fitros	m	4,2
Area de filtración	m <sup>2</sup>	8,820
Tasa de filtración	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /d	98,0
Volumen de agua durante lavado (registros de operación)	m <sup>3</sup>	29,58
Tiempo de lavado	min	7,0
Caudal medio de lavado	m <sup>3</sup> /s	0,070
Velocidad media de lavado	m/s	0,008
Velocidad de lavado	m/min	0,479
Número de laterales	u	14
Diámetro de los laterales	m	0,100
Area transversal de los laterales	m <sup>2</sup>	7,85E-03
Caudal por lateral	m <sup>3</sup> /s	0,005
Pérdida de carga en el lateral	m	0,004
Número de orificios por lateral	u	9
Número total de orificios (2 hileras)	u	252
Diámetro de los orificios	m	0,010
Area por orificio	m <sup>2</sup>	7,85E-05
Caudal por orificio	m <sup>3</sup> /s	2,79E-04
Velocidad en los orificios	m/s	3,558
Pérdida de carga en los orificios	m	1,734
Longitud de la tubería de conducción de agua de lavado	m	72,00
Diámetro de la tubería	m	0,250
Area transversal de la tubería de lavado	m <sup>2</sup>	0,049
Velocidad en la tubería	m/s	1,435
Pérdida de carga en la tubería	m	0,689
k para pérdidas localizadas por accesorios		3,400
Pérdidas de carga por accesorios	m	0,357
Altura de la capa de grava	m	0,500
Altura de la capa de arena	m	0,300
Altura de la capa de antracita	m	0,450
Densidad de la arena	kg/m <sup>3</sup>	2650
Densidad de la antracita	kg/m <sup>3</sup>	1650
Porosidad inicial de la arena		0,410
Porosidad inicial de la antracita		0,480
Pérdida de carga en la arena	m	0,293
Pérdida de carga en la antracita	m	0,152
Pérdida de carga en la grava	m	0,050
Pérdida de carga total	m	3,280

*Tabla 17: Cálculos de evaluación de los filtros*

**Expansión de la arena**

DATOS	SIMBOLO	VALOR	UNIDAD
Velocidad de aproximación	$v_a$	0,0080	m/s
Temperatura	T	16	°C
Viscosidad absoluta	$\mu$	0,001109	N s/m <sup>2</sup>
Densidad del medio	$\rho_m$	2650	kg/m <sup>3</sup>
Densidad del agua	$\rho_a$	999,03	kg/m <sup>3</sup>
Porosidad inicial	$\epsilon_0$	0,41	
Coefficiente de esfericidad	$C_e$	0,80	
Tamaño específico	$d_{10}$	0,50	mm
Tamaño $d_{60}$	$d_{60}$	0,80	mm
Tamaño $d_{90}$	$d_{90}$	1,06	mm
Coefficiente de uniformidad	CU	1,6	
Altura inicial	$h_{s0}$	0,3	m

$D_{eq}$	$X_i$	$\frac{X_i}{D_{eq}}$	$R_{e1}$	$G_a$	$\epsilon_{exi}$	$\frac{X_i}{(1 - \epsilon_{exi})}$	$v_{mf}$	$v_{mf}$	$L_0$	$L_{ex}$
mm							m/s	m/d	m	m
0,500	0,285	570,0	3,60	1643	0,574	0,669	0,0022	188	0,086	0,118
0,649	0,183	282,2	4,67	3586	0,509	0,372	0,0036	311	0,055	0,066
0,771	0,185	239,9	5,56	6026	0,468	0,347	0,0050	431	0,056	0,061
0,917	0,184	200,6	6,61	10136	0,429	0,322	0,0069	592	0,055	0,057
1,091	0,163	149,4	7,86	17061	0,392	0,268	0,0093	800	0,049	0,047
	1,0	1442,1							0,300	0,350

VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIFICACIÓN DEL MEDIO GRANULAR NO UNIFORME									
0,693				4382			0,0035		303
VELOCIDAD DE FLUIDIFICACIÓN TOTAL DEL MEDIO GRANULAR SEGÚN VAID Y GUPTA									
0,693				4382			0,0073		630
VELOCIDAD DE FLUIDIFICACIÓN TOTAL DEL MEDIO GRANULAR SEGÚN CLEASBY Y FAN									
1,060				15653			0,0088		762

**Expansión de la antracita**

DATOS	SIMBOLO	VALOR	UNIDAD
Velocidad de aproximación	$v_a$	0,010	m/s
Temperatura	T	16	°C
Viscosidad absoluta	$\mu$	0,001109	N s/m <sup>2</sup>
Densidad del medio	$\rho_m$	1650	kg/m <sup>3</sup>
Densidad del agua	$\rho_a$	999,03	kg/m <sup>3</sup>
Porosidad inicial	$\epsilon_0$	0,48	
Coefficiente de esfericidad	$C_e$	0,65	
Tamaño específico	$d_{10}$	1,00	mm
Tamaño $d_{60}$	$d_{60}$	1,30	mm
Tamaño $d_{90}$	$d_{90}$	1,52	mm
Coefficiente de uniformidad	CU	1,3	
Altura inicial	$h_{s0}$	0,45	m

$D_{eq}$	$X_i$	$\frac{X_i}{D_{eq}}$	$R_e$	$G_a$	$\epsilon_{exi}$	$\frac{X_i}{(1 - \epsilon_{exi})}$	$v_{mf}$	$v_{mf}$	$L_0$	$L_{ex}$
mm							m/s	m/d	m	m
0,917	0,101	110,1	8,26	3997	0,588	0,245	0,0028	245	0,045	0,065
1,091	0,335	307,1	9,83	6727	0,544	0,735	0,0039	339	0,151	0,195
1,295	0,326	251,7	11,67	11263	0,503	0,656	0,0053	462	0,147	0,174
1,539	0,238	154,6	13,86	18893	0,463	0,443	0,0072	621	0,107	0,118
	1,0	823,5							0,450	0,552

VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIFICACIÓN DEL MEDIO GRANULAR NO UNIFORME									
1,214				9278			0,0040		347
VELOCIDAD DE FLUIDIFICACIÓN TOTAL DEL MEDIO GRANULAR SEGÚN VAID Y GUPTA									
1,214				9278			0,0081		703
VELOCIDAD DE FLUIDIFICACIÓN TOTAL DEL MEDIO GRANULAR SEGÚN CLEASBY Y FAN									
1,520				18198			0,0070		608

Altura total expandida	0,902
Altura total inicial	0,75
Expansión total	20,3%

*Tabla 18: Cálculos de la expansión del medio*

## 6.6 DESINFECCION

El sistema de dosificación de cloro gas y el uso de cilindros de una tonelada es adecuado, sin embargo, la planta carece de tanque de contacto y la aplicación se hace en los tanques de almacenamiento, lo cual reduce notablemente la eficiencia de la desinfección.

En cuanto al uso de cilindros de una tonelada (realmente 2000 libras), para un caudal de 60 l/s y una dosis de 2 mg/l, se tendría una duración de 87,6 días que es un tiempo muy amplio, de manera que en este sentido la planta está muy bien equipada.

El agua clorada es enviada al tanque de almacenamiento de 1.200 m<sup>3</sup> de capacidad, pero este volumen no puede tomarse en cuenta para determinar el tiempo de contacto pues el nivel de agua en el tanque es variable, y de hecho, cuando el tanque está vaciándose, el caudal que sale es mucho mayor que el de ingreso y el volumen de agua en el tanque en esos momentos tiende a volverse nulo, sin embargo, asumiendo una altura de agua remanente de unos 0,50 m en los momentos más críticos, se tendría un volumen del orden de unos 200 m<sup>3</sup>, lo que daría un tiempo de contacto teórico de unos 55 minutos. Aunque este tiempo luce adecuado, debe tenerse en cuenta que un tanque de almacenamiento no cumple con las características que debe tener un tanque de contacto pues su régimen hidráulico está lejos del flujo pistón y más bien es un reactor con predominio de flujo mezclado y con la presencia de espacios muertos y cortocircuitos, lo que implica que puede haber partículas que salen directamente del tanque casi sin tiempo de retención. Existe un tiempo de contacto adicional que corresponde a la permanencia en la red de distribución, donde se tiene flujo pistón, el cual es variable y depende de la distancia a la que se considere, pues es muy diferente el que se registra hasta la primera casa, al inicio de la red, del que se alcanza en el sitio más alejado de la red, y también depende del patrón de consumo que, de hecho, difiere mucho durante las horas del día. Por lo indicado, el tiempo de contacto que se puede añadir al proporcionado por la planta es el correspondiente únicamente al tramo inicial, hasta la primera casa, calculado con el caudal medio. En este caso, las primeras casas

se encuentran casi junto a la planta de tratamiento de manera que prácticamente no hay un tiempo adicional de contacto en la tubería.

## CAPÍTULO 7

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 7.1 MEZCLA RÁPIDA

El sistema de mezcla rápida que tiene la planta, con un canal de sección crítica, donde se tiene un resalto hidráulico con un gradiente de velocidad de  $1680 \text{ s}^{-1}$  y un tiempo de mezcla de 0,295 segundos, es adecuado para el coagulante. Estas características no están siendo totalmente aprovechadas, por cuanto el punto de aplicación no es en el inicio del resalto, de manera que este aspecto puede ser mejorado de manera sencilla, moviendo el punto de aplicación del coagulante a la garganta del canal Khafagi donde se inicia del resalto.

El sistema actual permite agregar agua de dilución en línea al coagulante líquido, pero no dispone de instrumentos de medición para tener control sobre cuál es el porcentaje de dilución que se está utilizando. Esto sería fácil de corregir implementando algún tipo de medidor como, por ejemplo, un rotámetro, y las correspondientes válvulas que permitan ajustar el caudal.

Normalmente se busca, para la aplicación del polímero un punto donde el gradiente sea bastante más bajo para evitar la rotura de las cadenas poliméricas, sin embargo, en esta planta, la aplicación del polímero se hace en el mismo canal, lo cual es totalmente inconveniente, pues inmediatamente aguas debajo de la estructura de mezcla, el canal tiene una pendiente muy fuerte que termina en una bifurcación a dos ramales que salen a  $90^\circ$ , donde se tiene una turbulencia enorme y es indudable que el gradiente de velocidad debe superar ampliamente al que se produce en el dispositivo de mezcla, lo cual con toda seguridad debe fracturar las cadenas poliméricas del ayudante de floculación, por lo que es recomendable cambiar el sitio de aplicación a algún punto de los floculadores, lo cual podría determinarse mediante algunas pruebas en planta.

Estas pequeñas modificaciones permitirían aumentar la eficiencia de la coagulación – floculación, de manera que se tendría un menor consumo de coagulante y una

mejor calidad de agua floculada que se traduciría en un aumento de la eficiencia de los sedimentadores y filtros.

## **7.2 FLOCULADORES**

Dos conclusiones se extraen de esta evaluación:

1. El tiempo de floculación es bastante corto comparado con el óptimo establecido en las pruebas. Este es un aspecto que no es fácil de mejorar pues se requiere incrementar la capacidad de los floculadores en  $\frac{1}{3}$  de su volumen.
2. El gradiente de velocidad en las dos primeras zonas es altísimo con valores de 108 y 66, respectivamente, muy superiores al óptimo que está en el orden de los  $20 \text{ s}^{-1}$ , pudiendo llegar a  $40 \text{ s}^{-1}$  durante los primeros minutos.

Esto es fácil de solucionar, disminuyendo el número de tabiques, de manera que se tenga un gradiente de velocidad del orden de  $40 \text{ s}^{-1}$  en la primera zona, alrededor de  $30 \text{ s}^{-1}$  en la segunda zona, y manteniendo la configuración de la tercera zona.

Estas modificaciones, bastante fáciles de implementar, y de costo reducido, permitirían mejorar la eficiencia de los floculadores con la consiguiente mejora de los procesos aguas abajo y una reducción de consumo de químicos e inclusive de agua de lavado de filtros.

## **7.3 SEDIMENTADORES**

El sistema de ingreso del agua floculada a los sedimentadores por el frente, por medio de pared perforada, es obsoleto porque ha probado que no conduce a una buena distribución de caudales, sin embargo, cambiar el sistema de ingreso, utilizando múltiples de repartición sería sumamente complejo y exigiría paralizar la planta mientras se ejecutan obras de ingeniería importantes, por lo que se considera que no valdría la pena entrar en este tipo de modificaciones.

El uso de seditubos con celdas cuadradas de 0,60 m de longitud inclinada, colocadas en la longitud que se tiene actualmente, permite remover partículas cuya velocidad de sedimentación es un 50% más alta que la que se obtiene de las pruebas de tratabilidad. Esto podría solucionarse de las siguientes maneras:

1. Ampliando la longitud del sedimentador provista de seditubos. Se considera posible pero poco recomendable porque implica derrocar un tabique y construir otro desplazado hacia la zona de entrada, con lo cual se ganaría algo de longitud, pero nada muy significativo. Adicionalmente, el cambio de las líneas de corriente desde la pared perforada para ingresar a los seditubos por la parte de abajo puede alterarse negativamente, lo que podría confirmarse solo ejecutando la obra y volviendo a realizar una prueba de trazadores, o con un modelo a escala, debidamente calibrado, con las complicaciones del caso.
2. Remplazando los seditubos actuales por seditubos de 1,00 m de alto, que también son de fabricación estándar, los cuales tienen una longitud inclinada de 1.15 m, con lo cual la eficiencia aumenta enormemente. Esta solución es muy sencilla de implementar y solo requiere que se elimine la ceja de apoyo de los seditubos actuales para su remplazo con ángulos de apoyo, que se recomienda que sean de acero inoxidable.
3. Remplazando los seditubos actuales por placas planas inclinadas, con separadores cada 0,60 m. Se podrían usar placas de polipropileno de 3 mm de espesor. El factor de corrección de Yao para placas plana paralelas de ancho infinito es uno, en este caso, por la necesidad de contar con los separadores para mantener la separación entre placas, se tendría un factor de corrección del orden de 1,08, de manera que la eficiencia aumenta notablemente. Esta solución, en forma global, da resultados similares a los de la segunda alternativa debido a que el espesor de las placas es mucho mayor que el de las celdas de los seditubos y la configuración del sistema de soporte se vuelve algo más complicada, por lo que se recomienda utilizar la segunda opción.

Finalmente, en la planta, se observa que el sistema de recolección por medio de las canaletas laterales es bastante ineficiente debido a la falta de uniformidad de

las crestas vertedero y a la pequeña carga de agua que se tiene para la longitud disponible y el caudal de operación. Este defecto es muy fácil de solucionar con la implementación de vertederos dentados conformados por varios vertederos triangulares para que trabaje con una carga de unos 0,04 m, con lo cual se conseguirá una recolección muy uniforme, con la única condición de que los vertederos estén perfectamente nivelados, todos a la misma altura.

#### **7.4 FILTROS**

La tasa de filtración es bastante baja, aspecto que es muy favorable, sin embargo, se tienen algunos aspectos negativos como los siguientes:

1. El sistema de drenaje, es decir, por donde sale el agua filtrada e ingresa el agua de lavado es mediante tuberías perforadas, que es el método más primitivo que existe, que solo se justifica debido a que se trata de una planta relativamente chica. El sistema más eficiente sería con fondos falsos tipo Leopold, pero esta es una solución bastante cara y no valdría implementar a menos que se considere utilizar lavado auxiliar con aire, aspecto que las autoridades de la EPMAPS deberían considerar seriamente porque permitiría ahorrar agua de lavado, aunque, nuevamente hay que analizar si este tipo de implementación valdría la pena para una planta de capacidad tan reducida (comparativamente con la magnitud de las plantas grandes de la EPMAPS).
2. El caudal de agua de lavado produce una velocidad ascendente algo baja, por lo que la expansión que se consigue es algo más pequeña de lo que usualmente se recomienda; adicionalmente, como el agua proviene de un tanque ubicado a una cota mayor, se tendrá una velocidad diferente desde el inicio del lavado, cuando el tanque está lleno, a cuando el lavado está finalizando, en que el nivel del agua está mucho más abajo. Valdría la pena uniformizar la velocidad de lavado durante todo el proceso para lo cual se tendría que instalar, en la línea que lleva el agua desde el tanque hasta los filtros, una válvula controladora de caudal.

3. La planta no cuenta con lavado auxiliar. Lo mejor sería contar con lavado auxiliar con aire, pero, como se indicó anteriormente, esta es una solución cara porque se requiere implementar un sistema de falsos fondos que permitan esta operación, como son los bloques tipo Leopold.

## **7.5 DESINFECCIÓN**

El sistema de cloración con dosificadores de cloro gas en solución por generación de vacío y el uso de cilindros de una tonelada es muy adecuado. El problema que tiene esta planta es que no tiene tanque de contacto, lo que reduce notablemente la eficiencia de la desinfección y exige el uso de dosis mayores de cloro. Implementar un tanque de contacto con un tiempo de unos 20 minutos parece muy viable y puede realizarse sin necesidad de paralizar la planta, con lo cual se conseguiría la misma eficiencia con una dosis más baja.

Si bien, tal como se expuso en el numeral 6.6, se tendría un tiempo de contacto mínimo teórico de aproximadamente 55 minutos en el tanque de almacenamiento, este tiene características que están muy lejos de las requeridas por un tanque de contacto. Adicionalmente, la teoría de desinfección señala claramente que, mientras más largo es el tiempo de contacto, menor dosis se requiere para alcanzar el mismo nivel de desinfección (Di Bernardo, 1993), (Arboleda, 2000), (Di Bernardo & Sabogal, 2009), de manera que, la inclusión de un tanque de contacto efectivamente diseñado para este propósito, conduciría al empleo de una menor dosis de cloro.

## CAPÍTULO 8

### PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN

#### 8.1 MEZCLA RÁPIDA

Las mejoras en la coagulación que se realiza en la mezcla rápida básicamente son las siguientes:

- La aplicación del coagulante debe hacerse al inicio del resalto y a todo lo ancho de la garganta mediante tubería perforada.
- Se recomienda poner un medidor de caudal de dilución y una válvula que permita regular el caudal. El medidor de caudal podría ser un rotámetro y sería conveniente considerar el uso de una válvula de aguja que permite una regulación muy fina.
- La aplicación del polímero sería conveniente realizarla en los floculadores, pero esto implica implementar dos ramales provistos de medidor de flujo y sus respectivas válvulas de regulación.

#### 8.2 FLOCULADORES

El tiempo bastante corto de floculación no es posible modificarlo, pero si se pueden corregir los gradientes de velocidad. De acuerdo con las pruebas de tratabilidad, lo recomendable sería tener una primera zona con un gradiente del orden de  $40 \text{ s}^{-1}$ , una segunda zona con un gradiente de aproximadamente  $30 \text{ s}^{-1}$  y la última zona con un gradiente del orden de  $20 \text{ s}^{-1}$ .

Parámetro	Símbolo	Unidad	Zona 1	Zona 2	Zona 3
Nº de canales	$n_c$	u	17	15	13
Ancho del canal	$b$	m	0,2163	0,2469	0,2926
Nº de pantallas	$n_p$	u	16	14	12
Espesor de las pantallas	$e$	m	0,013	0,013	0,013
Largo de la zona	$L_z$	m	3,96	3,89	3,96
Ancho de la zona	$W$	m	2,4	2,61	2,96
Altura media del agua en la zona	$h_a$	m	0,834	1,028	1,067
Volumen de agua en la zona	$V_z$	$m^3$	7,412	10,003	12,094
Volumen de agua acumulado	$V_a$	$m^3$	7,412	17,415	29,509
Tiempo de retención en la zona	$t_z$	min	4,118	5,557	6,719
Tiempo de retención acumulado	$t_a$	min	4,118	9,675	16,394
Separación en las puntas	$s$	m	0,300	0,350	0,450
Velocidad en los canales	$v_o$	m/s	0,166	0,118	0,096
Velocidad en las curvas	$v_c$	m/s	0,120	0,083	0,062
Radio hidráulico	$R_H$	m	0,10	0,11	0,13
Pérdida de carga en la zona	$h_z$	m	0,060	0,029	0,020
Gradiente medio de velocidad	$G$	$s^{-1}$	46,2	27,5	20,9
Número de Camp	$N_c$		11426	9168	8433
Desnivel en la zona	$y_z$	m	0,370	0,112	0,015
Pérdida de carga acumulada	$h_{ac}$	m	0,108	0,048	0,020
Desnivel acumulado	$y_a$	m	0,497	0,127	0,015
Aumento de altura de agua en la zona	$y_{az}$	m	-0,389	-0,079	0,005
<b>Altura media del agua en la zona</b>	<b><math>h_a</math></b>	<b>m</b>	<b>0,834</b>	<b>1,028</b>	<b>1,067</b>
Diámetro hidráulico	$D_H$	m	0,383	0,441	0,515
Número de Reynolds	$Re$		57368	46943	44551
Rugosidad relativa	$\Delta$	m	0,0013	0,0011	0,0010
Coefficiente por rugosidad	$k_{\Delta}$		1,3	1,3	1,3
Relación altura agua/separación de placas	$h_a/b$		3,9	4,2	3,6
Coefficiente C	$C_1$		0,68	0,71	0,80
Relación espesor de placa/ancho de canal	$e/b$		0,06	0,05	0,04
Relación s/b	$s/b$		1,39	1,42	1,54
Coefficiente de pérdida de carga singular del ducto	$\xi_M$		3,00	3,10	3,40
Coefficiente de pérdida de carga	$k$		2,65	2,86	3,54

*Tabla 19: Optimización de los floculadores*

En la tabla 19 se ha realizado el cálculo bajando el número de canales de la zona 1 de 35 a 17, con lo cual se obtiene un gradiente de velocidad de  $46 s^{-1}$  que está cerca de lo deseado; igualmente, en la zona 2 se ha disminuido el número de canales pasando de 25 a 15, con lo cual se tiene un gradiente de velocidad de  $27,5 s^{-1}$ . En la zona 3 se ha mantenido el número de canales, pero se ha considerado un aumento de nivel de 0,10 m en los sedimentadores, que se refleja en el nivel de agua en los floculadores, lo cual ha sido tomado en cuenta en el cálculo de las dos zonas anteriores; con el aumento de nivel de la zona 3, el gradiente de velocidad

baja de  $24,1 \text{ s}^{-1}$  a  $20,9 \text{ s}^{-1}$ , valores que se encuadran muy bien en los resultados de las pruebas de tratabilidad.

### 8.3 SEDIMENTADORES

El transformar el ingreso de agua floculada a los sedimentadores para utilizar múltiples de distribución implicaría realizar obras de magnitud importante que requerirían de una larga paralización de la planta durante su realización, lo cual se considera inviable.

SEDIMENTADORES		
Parámetro	Unidad	Valor
Temperatura	°C	16
Viscosidad dinámica del agua	N s/m <sup>2</sup>	0,001109
Densidad del agua	kg/m <sup>3</sup>	999,03
Caudal	m <sup>3</sup> /s	0,06
Número de sedimentadores	u	4
Caudal por sedimentador	m <sup>3</sup> /s	0,015
Ancho de los sedimentadores	m	2,46
Longitud de zona de seditubos	m	5,35
Longitud inclinada de las celdas	m	1,15
Angulo de inclinación de las celdas	°	60
Angulo de inclinación en radianes	rad	1,04720
Proyección horizontal de la celda	m	0,575
Longitud útil de la zona de celdas	m	4,775
Lado de las celdas (separación entre placas)	m	0,05
Espesor de las paredes de las celdas	m	0,0007
Número de placas inclinadas en longitud de zona	u	82
Area de placas inclinadas perpendicular al flujo	m <sup>2</sup>	0,1412
Número de placas transversales en ancho del sedimentador	u	49
Area de placas transversales perpendicular al flujo	m <sup>2</sup>	0,1638
Area útil perpendicular al flujo de la zona con seditubos	m <sup>2</sup>	9,868
Velocidad media $v_0$	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /d	131,3
Velocidad media $v_0$	m/s	0,00152
Factor de corrección de Yao para celdas cuadradas		1,43
Radio hidráulico de las celdas	m	0,0125
Número de Reynolds		17,1
Velocidad crítica de partículas que puede remover el sedimentador	m/s	0,00018
Velocidad crítica de partículas que puede remover el sedimentador	cm/s	0,018
Longitud de canaletas de agua sedimentada	m	8,018
Tasa de rebose por vertederos	l/m	1,871
Carga sobre el vertedero	m	0,010
Usando vertederos dentados		
Carga sobre vertedero	m	0,04
Caudal por vertedero triangular	m <sup>3</sup> /s	0,000448
Número de vertederos por sedimentador	u	33
Número de veraderos adoptado	u	32
Distancia entre vertederos	m	0,251

Tabla 20: Optimización de los sedimentadores con seditubos de 1,0 m de altura

Sin embargo, existen mejoras sustanciales que pueden ser realizadas muy fácilmente, una de ellas es mejorar el sistema de recolección del agua sedimentada. Para solucionar este problema es necesario equipar los bordes de los vertederos con placas dentadas de acero inoxidable. Debido a que la literatura técnica recomienda que se consideren cargas entre 0,03 y 0,07 m, en la solución propuesta que se muestra en la tabla 20, se han adoptado vertederos triangulares con abertura en ángulo recto para que trabajen con una carga de 0,04 m, con lo cual se requiere un vertedero cada 25 cm. Esta solución es fácil de implementar y con la misma el nivel del agua en los sedimentadores subiría unos 0,10 m, lo que repercute aguas arriba hacia los floculadores, aspecto que ya ha sido considerado en el cálculo de dichas unidades y además contribuye a bajar el gradiente de velocidad en cada zona, que era el objetivo que se buscaba.

En lo que tiene relación con reducir la velocidad crítica de la partícula a remover en la sedimentación (lo que equivale a poder eliminar partículas más pequeñas), en la tabla 20 se analiza la solución con seditubos de 1,0 m de altura, mientras que en la tabla 21 se muestra la solución con placas planas inclinadas de 3 mm de espesor.

SEDIMENTADORES		
Parámetro	Unidad	Valor
Temperatura	°C	16
Viscosidad dinámica del agua	N s/m <sup>2</sup>	0,001109
Densidad del agua	kg/m <sup>3</sup>	999,03
Caudal	m <sup>3</sup> /s	0,06
Número de sedimentadores	u	4
Caudal por sedimentador	m <sup>3</sup> /s	0,015
Ancho de los sedimentadores	m	2,46
Longitud de zona de seditubos	m	5,35
Longitud inclinada de las celdas	m	1,2
Angulo de inclinación de las celdas	e	60
Angulo de inclinación en radianes	rad	1,04720
Proyección horizontal de la celda	m	0,6
Longitud útil de la zona de celdas	m	4,75
Lado de las celdas (separación entre placas)	m	0,05
Espesor de las paredes de las celdas	m	0,003
Número de placas inclinadas en longitud de zona	u	78
Area de placas inclinadas perpendicular al flujo	m <sup>2</sup>	0,5756
Distancia entre separadores	m	0,6
Area de placas transversales perpendicular al flujo	m <sup>2</sup>	0,0000
Area útil perpendicular al flujo de la zona con seditubos	m <sup>2</sup>	9,544
Velocidad media $v_o$	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /d	135,8
Velocidad media $v_o$	m/s	0,00157
Factor de corrección de Yao para celdas cuadradas		1,08
Radio hidráulico de las celdas	m	0,02307692
Número de Reynolds		32,7
Velocidad crítica de partículas que puede remover el sedimentador	m/s	0,00013
Velocidad crítica de partículas que puede remover el sedimentador	cm/s	0,013

*Tabla 21: Optimización de los sedimentadores con placas inclinadas*

## 8.4 FILTROS

Sería conveniente ver la posibilidad de aumentar la velocidad de lavado y poner una válvula controladora de caudal para mantener constante la velocidad durante todo el proceso de lavado, sin embargo, se nota que se tiene una alta velocidad en los orificios de los laterales del sistema de drenaje, lo cual produce una pérdida de carga muy alta, por lo cual para optar por esta opción se requeriría ampliar el diámetro de dichos orificios. Considerando que este sistema de drenaje es el más sencillo y elemental de los existentes, queda la incertidumbre de que se pueda obtener una ventaja apreciable. Realmente lo más eficiente sería cambiar el sistema de drenaje considerando el uso de fondos Leopold, pero esta es una solución que tiene un costo elevado y debido a que la capacidad de la planta es pequeña no se recomienda su implementación, salvo que se decida incluir lavado auxiliar con aire,

solución que, si bien demanda altas inversiones, permitiría reducir el volumen de agua empleada en el lavado de los filtros.

## 8.5 DESINFECCIÓN

Se propone la implementación de un tanque de contacto con un tiempo de retención de unos 20 minutos, provisto de pantallas para generar flujo pistón, lo que mejoraría notablemente la eficiencia del proceso y podrían lograrse los mismos resultados utilizando una dosis de cloro menor.

DESINFECCION		
TANQUE DE CONTACTO		
Caudal	m <sup>3</sup> /s	0,06
Tiempo de contacto	min	20
Volumen	m <sup>3</sup>	72
Altura de agua	m	2,4
Area	m <sup>2</sup>	30
Número de canales	u	5
Area de cada canal	m <sup>3</sup>	6,000
Ancho de cada canal	m	0,8
Largo del canal	m	7,500
Largo adoptado del canal	m	7,5
Espesor de tabiques	m	0,15
Número de tabiques	u	4
Ancho del tanque	m	4,6
Ancho del vertedero	m	0,8
Carga sobre el vertedero	m	0,118

*Tabla 22: Optimización de la desinfección - Tanque de contacto*

En la tabla 21 constan los cálculos correspondientes a un tanque de contacto con el tiempo de retención seleccionado, en el cual se han considerado canales de 0,80 m de ancho y una altura de agua de 2,40 m. El tanque cuenta con un volumen total de 72,00 m<sup>3</sup>, y estará conformado por 5 canales de 7,50 m de longitud. En la configuración final se ha dispuesto una pared intermedia de manera que se tienen 10 semicanales de 3,75 m de longitud, con lo cual se aumenta el número de giros y se propicia una mejor mezcla. En el ingreso se ha previsto un tabique cuyo borde inferior queda a una distancia de 0,60 m del fondo de manera que el agua está forzada a dirigirse hacia abajo y pasa por el orificio que se forma, y en este sitio se hará la aplicación de la solución de cloro, logrando de esta manera una mezcla más completa desde el inicio. A fin de mantener la altura de agua y garantizar el tiempo

de contacto, al final se ha dispuesto una pared vertedero que descarga al cajón que se forma al final del tanque, sitio del cual sale la tubería de conducción al tanque de almacenamiento de 3.000 m<sup>3</sup>. El tanque de almacenamiento de 1.200 m<sup>3</sup> no es alimentado por agua procedente de la planta de tratamiento sino de la vertiente Pugnahua y tiene su propio sistema de desinfección que no corresponde a este análisis.

## CAPÍTULO 9

### ANÁLISIS DE COSTOS

#### 9.1 PRESUPUESTO REFERENCIAL

CODIGO No.	DESCRIPCION	CANT. TOTAL	UNIDAD	COSTOS	
				P. UNIT.	TOTAL
<b>UNIDAD DE MEZCAL RAPIDA</b>					
01.001.4.01	REPLANTEO Y NIVELACION ESTRUCTURAS	7.50	m2	1.19	8.93
02.003.4.40	TUBERIA PVC U/E 1.00Mpa 050mm (MAT/TRANS/INST)	2.00	m	3.81	7.62
CH.001.001	MEDIDOR DE CAUDAL DE DILUCIÓN (ROTAMETRO) D=3/4"	1.00	u	75.00	75.00
CH.001.002	VALVULA DE AGUJA D=3/4	2.00	u	28.00	56.00
<b>UNIDADES DE FLOCULACION</b>					
01.001.4.01	REPLANTEO Y NIVELACION ESTRUCTURAS	72.42	m2	1.19	86.18
06.006.4.15	LIMPIEZA DE FLOCULADOR/SEDIMENTADOR/DESARENADOR (ARENAS, LODOS)	108.63	m3	8.90	966.79
01.007.4.02	ACARREO MECANICO HASTA 1 km (carga, transporte, volteo)	108.63	m3	1.08	117.32
01.007.4.63	SOBREACARREO (transporte/medios mecanicos) (SE PAGARA EN m3/km)	2,715.69	u	0.36	977.65
01.027.4.16	ENLUCIDO VERTICAL CON IMPERMEABILIZANTE	150.00	m2	9.28	1,392.00
06.006.4.45	PLANCHA FIBROCEMENTOe=11mm Y PERFIL SUJECION-FILTRO/FLOCULADOR-INCL.INSTAL.	100.80	m2	16.48	1,661.18
01.028.4.46	SELLADOR IMPERMEABILIZANTE PARA PARED (PROVISION Y APLICACION)	48.00	m2	2.04	97.92
<b>UNIDADES DE SEDIMENTACION</b>					
01.001.4.01	REPLANTEO Y NIVELACION ESTRUCTURAS	132.68	m2	1.19	157.89
06.006.4.15	LIMPIEZA DE FLOCULADOR/SEDIMENTADOR/DESARENADOR (ARENAS, LODOS)	781.47	m3	8.90	6,955.11
01.007.4.02	ACARREO MECANICO HASTA 1 km (carga, transporte, volteo)	781.47	m3	1.08	843.99
01.007.4.63	SOBREACARREO (transporte/medios mecanicos) (SE PAGARA EN m3/km)	19,536.84	u	0.36	7,033.26
04.029.4.21	VERTEDERO DE ACERO INOXIDABLE AISI304 e=10mm	4.56	m2	577.39	2,632.90
02.030.4.04	MODULOS DE SEDIMENTACION ACELERADA (SEDITUBOS) DE ABS (PROVISION Y MONTAJE/DESMONTAJE)	8.66	m2	325.48	2,817.88
01.028.4.46	SELLADOR IMPERMEABILIZANTE PARA PARED (PROVISION Y APLICACION)	10.00	m2	2.04	20.40
<b>UNIDADES DE FILTRACION</b>					
01.001.4.01	REPLANTEO Y NIVELACION ESTRUCTURAS	83.10	m2	1.19	98.89
06.006.4.15	LIMPIEZA DE FLOCULADOR/SEDIMENTADOR/DESARENADOR (ARENAS, LODOS)	245.15	m3	8.90	2,181.79
01.007.4.02	ACARREO MECANICO HASTA 1 km (carga, transporte, volteo)	245.15	m3	1.08	264.76
01.007.4.63	SOBREACARREO (transporte/medios mecanicos) (SE PAGARA EN m3/km)	6,128.63	u	0.36	2,206.31
02.013.4.26	VALVULA CONTROLADORA DE CAUDAL 12" B-B (MAT/TRANS/INST)	1.00	u	13243.69	13,243.69
02.004.4443	NEPLO BRIDA 12" L=0.50M (MAT/REC/TRANS/INST)	2.00	u	190.19	380.38
01.028.4.46	SELLADOR IMPERMEABILIZANTE PARA PARED (PROVISION Y APLICACION)	10.00	m2	2.04	20.40
02.026.4.04	CORTE TUBERIA ACERO	2.90	m	10.89	31.60
02.026.4.14	CORDON DE SUELDA ELECTRICA TIPO 3 EN TUBERIA ACERO e=9mm EN CAMPO	2.90	m	61.96	179.77
01.028.4.46	SELLADOR IMPERMEABILIZANTE PARA PARED (PROVISION Y APLICACION)	10.00	m2	2.04	20.40
<b>UNIDAD DE DESINFECCION</b>					
01.001.4.01	REPLANTEO Y NIVELACION ESTRUCTURAS	40.80	m2	1.19	48.55
01.003.4.36	EXCAVACION A MAQUINA CIELO ABIERTO (EN TIERRA)	145.86	m3	1.86	271.30
01.007.4.02	ACARREO MECANICO HASTA 1 km (carga, transporte, volteo)	145.86	m3	1.08	157.53
01.007.4.63	SOBREACARREO (transporte/medios mecanicos) (SE PAGARA EN m3/km)	3,646.50	u	0.36	1,312.74
01.011.4.96	HORMIGON SIMPLE REPLANTILLO f <sub>c</sub> =180KG/CM2	4.08	m3	122.28	498.90
01.009.4.01	ACERO REFUERZO f <sub>y</sub> =4200 kg/cm2 (SUMINISTRO, CORTE Y COLOCADO)	2,695.19	kg	1.90	5,120.87
01.010.4.13	ENCOFRADO/DESENCOFRADO METALICO RECTO	228.63	m2	5.82	1,330.60
01.011.4.06	HORMIGON SIMPLE f <sub>c</sub> =280kg/cm2	39.49	m3	180.00	7,108.20
01.018.4155	TAPA BOCA VISITA TOOL CORRUGADO 4mm - SIN CERCO (PROVISION Y MONTAJE)	2.00	m2	85.54	171.08
02.014.4.07	VALVULA CHECK 12" B-B (MAT/TRANS/INST)	2.00	u	987.18	1,974.36
				<b>SUMAN \$</b>	<b>62,530.11</b>

*Tabla 23: Presupuesto Referencial – Propuesta de Optimización*

## 9.2 CRONOGRAMA

CODIGO No.	DESCRIPCION	COSTO TOTAL	TIEMPO EN SEMANAS															
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
CA01	UNIDAD DE MEZCAL RAPIDA	147.55	■	■														
CA02	UNIDADES DE FLOCULACION	5,299.04			■	■	■	■	■	■								
CA03	UNIDADES DE SEDIMENTACION	20,461.43					■	■	■	■	■	■	■	■				
CA04	UNIDADES DE FILTRACION	18,627.98						■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
CA05	UNIDAD DE DESINFECCION	17,994.13	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
<b>TOTAL</b>		<b>62,530.11</b>																

*Tabla 24: Cronograma – Propuesta de Optimización*

## REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

- Akgiray, O., & Soyer, E. (2006). *An evaluation of expansion equations for fluidized solid-liquid systems. Journal of Water Supply: Research and Technology-AQUA*, pp 517-526.
- Arboleda, J. (2000). *Teoría y práctica de la purificación del agua*. Bogotá: McGraw Hill - Interoceánica de Colombia.
- Aron, A., & Aron, E. (2001). *Estadística para psicología*. Sao Paulo: Pearson Educación.
- Chemistry Learning. (10 de junio de 2009). *chemistrylearning.com*. Obtenido de <http://www.chemistrylearning.com/properties-of-colloids/>
- Clements, M., & Haarhoff, J. (2 - 6 de Mayo de 2004). *ewisa.co.za*. Obtenido de <http://www.ewisa.co.za/literature/files/076.pdf>
- Di Bernardo, L. (1993). *Métodos e técnicas de tratamento de agua*. Río de Janeiro: ABES.
- Di Bernardo, L., & Sabogal, L. (2009). *Seleção de Tecnologias de Tratamento de Agua*. Sao Carlos: LDiBe Editora.
- EPMAPS, D. D. (Febrero de 2017). *Zonas de servicio de la planta de tratamiento de agua potable Chilibulo*. (L. Barros, Entrevistador)
- EPMAPS, P. D. (Febrero de 2017). *Planta de tratamiento de agua potable Chilibulo*. (L. Barros, Entrevistador)
- Fullquímica. (10 de 2012). *fullquimica.com*. Obtenido de <http://www.fullquimica.com/2012/10/propiedades-de-los-coloides.html>
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*. Nueva York: John Wiley & Sons.

- Metcalf & Eddy/AECOM. (2014). Wastewater Engineering: Treatment and resource recovery. Nueva York: McGraw Hill Education.*
- Molinero, P. (9 de noviembre de 2013). es.slideshare.net. Obtenido de <https://es.slideshare.net/pabloadolfo/columna-de-sedimentacin>*
- OPS/CEPIS. (2008). Tratamiento de agua para consumo humano. Lima: CEPIS/OPS.*
- OPS/CEPIS. (2008). Tratamiento de agua para consumo humano, Manual III. Lima: CEPIS/OPS.*
- Snoeyink, V., & Jenkins, D. (1980). Water Chemistry. Nueva York: John Wiley & Sons.*
- Soyer, E., & Akgiray, O. (2009). A New Simple Equation for the Prediction of Filter Expansion During Backwashing. Journal of Water Supply: Research and Technology-AQUA, 336 - 345.*
- Textos Cientificos.com. (20 de 07 de 2005). textoscientificos.com.*
- Wikimedia. (s.f.). [wikimedia.org](https://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/0/05/Diagram_of_zeta_potential_and_slipping_planeV2.svg). Obtenido de [https://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/0/05/Diagram\\_of\\_zeta\\_potential\\_and\\_slipping\\_planeV2.svg](https://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/0/05/Diagram_of_zeta_potential_and_slipping_planeV2.svg)*

## **ANEXOS**

**ANEXO 1: PLANOS**