

1-1-2005

Diagnostico y propuesta de optimización de la planta de tratamiento de aguas residuales de una Industria Láctea

Cristian Mauricio Sierra Yepes

Follow this and additional works at: https://ciencia.lasalle.edu.co/ing_ambiental_sanitaria

Citación recomendada

Sierra Yepes, C. M. (2005). Diagnostico y propuesta de optimización de la planta de tratamiento de aguas residuales de una Industria Láctea. Retrieved from https://ciencia.lasalle.edu.co/ing_ambiental_sanitaria/477

This Trabajo de grado - Pregrado is brought to you for free and open access by the Facultad de Ingeniería at Ciencia Unisalle. It has been accepted for inclusion in Ingeniería Ambiental y Sanitaria by an authorized administrator of Ciencia Unisalle. For more information, please contact ciencia@lasalle.edu.co.

DIAGNÓSTICO Y PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA DE
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE UNA INDUSTRIA LACTEA

CRISTIAN MAURICIO SIERRA YEPES

UNIVERSIDAD DE LA SALLE
FACULTAD DE INGENIERIA AMBIENTAL Y SANITARIA
BOGOTÁ D.C.
2005

DIAGNÓSTICO Y PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA DE
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE UNA INDUSTRIA LACTEA

CRISTIAN MAURICIO SIERRA YEPES

Proyecto de grado para optar al título de
Ingeniero Ambiental y Sanitario

Director

OSCAR PEREZ MUNEVAR

Ingeniero Químico

UNIVERSIDAD DE LA SALLE
FACULTAD DE INGENIERIA AMBIENTAL Y SANITARIA
BOGOTÁ D.C.

2005

Nota de Aceptación

Director

Jurado

Jurado

DEDICATORIA

La presente investigación es dedicada:

A mis padres, quienes con amor y perseverancia, brindaron la oportunidad a sus hijos de forjarse como profesionales.

A mi hermana por el apoyo brindado en cada instante de mi vida.

A todos mis amigos de la COC, por enseñarme a amar y a creer en mi país.

A todos mis compañeros de universidad, con quienes compartí durante los mejores años de mi vida

A mi novia y a la familia Cingacol, por creer siempre en mí, por apoyarme incondicionalmente en los momentos más difíciles de mi vida y especialmente por la oportunidad que nos hemos brindado de compartir un ideal.

A Dios todo poderoso, por permitirme descubrir el verdadero sentido de mi existencia haciendo su voluntad.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos a:

Al director y asesor de tesis: Oscar Pérez y Javier González

A los ingenieros Roberto Balda, Carlos Londoño y Julián Sánchez, por el apoyo otorgado durante el desarrollo del proyecto.

A los operarios de la PTAR, practicantes de la unidad de Gestión Ambiental y demás personal de la industria láctea, por su participación en la investigación.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	25
1. GENERALIDADES	27
1.1 PRODUCCION DE LECHE.....	27
1.1.1 Química de la leche.	27
1.1.2 Composición de la leche de vaca.	27
1.1.3 Estructura química de la grasa de la leche.	28
1.1.4 Las proteínas de la leche.	28
Caseína	29
Proteínas del suero de la leche (seroproteínas).	29
Proteínas de la membrana del glóbulo graso.	29
1.1.5 Propiedades como solución tampón de la leche.....	30
1.1.6 Enzimas de la leche.....	30
1.1.7 Minerales y sales de la leche.....	30

1.1.8 Otros constituyentes de la leche.	31
1.1.9 Productos lácteos pasteurizados.	31
1.1.10 Leche de larga vida.....	31
1.2 PROGRAMAS DE LIMPIEZA CIP.....	32
1.2.1 CIP para equipos con superficies calientes.	33
1.2.2 CIP para equipos sin superficies calientes.....	33
1.3 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES LACTEAS	34
1.3.1 Aguas residuales lácteas.	34
1.3.2 pH de efluentes lácteos.....	35
1.3.3 Coagulación y floculación del agua.....	35
1.3.4 Flotación por aire disuelto.	35
1.3.5 Descomposición anaerobia.....	36
Transformaciones de la DQO – Substrato.	37
1.3.6 Reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB).....	38

1.3.7 Acidificación de lactosa.....	39
2. PROCESOS INDUSTRIALES	40
2.1 PRODUCCION Y CONSUMO DE AGUA.....	40
2.1.1 Leche recibida y producida.	40
2.1.2 Consumo de agua.....	41
2.1.3 Utilización de agua en las diferentes zonas.....	42
2.1.4 Limpieza y desinfección de equipos.	44
Químicos empleados en los sistemas CIP.....	44
Programas de limpieza	44
3. TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL	46
3.1 DIAGNOSTICO DE LA PTAR.....	46
3.1.1 Pozos de inicio.....	47
3.1.2 Rejillas de desbaste grueso.....	47
3.1.3 Tamiz.....	48
3.1.4 Trampa Grasas.....	48

3.1.5 Tanque de acidificación.	48
3.1.6 Acidificación química.	50
3.1.7 Flotación por aire disuelto.	51
3.1.8 Reactor UASB.....	52
Inestabilidad del sistema.....	52
Parámetros operativos.....	53
3.1.9 Deshidratación de lodos.....	54
3.2 DOSIFICACION DE PRODUCTOS QUIMICOS	55
3.2.1 Neutralización con ácido nítrico.	55
3.2.2 Coagulación con cloruro férrico.	56
3.2.3 Dosificación de polímero aniónico.	58
3.2.4 Dosificación de soda cáustica.....	58
3.2.5 Dosificación de polímero catiónico.....	59
4. OPTIMA OPERACION DE LOS PROCESOS UNITARIOS.....	60
4.1 TRATAMIENTO FISICOQUIMICO	60

4.1.1 Trampa grasas.....	61
4.1.2 Sistema de agitación tanque de acidificación.	61
4.1.3 Efectos de la temperatura y el pH en la acidificación.....	61
Efectos del pH en la acidificación.....	62
Efectos de la temperatura en la acidificación.	63
Requerimiento de temperatura proceso anaerobio	63
Aumento de la temperatura con vapor.	64
Costos energéticos por aumento de la temperatura.	65
4.1.4 Sistema de flotación DAF.....	65
4.1.5 Reactor UASB.....	66
Purga de exceso de lodos.	67
Aumento de la carga hidráulica.....	68
5. RECUPERACIÓN DE AGUA INDUSTRIAL.....	69
5.1 FUENTES DEL AGUA RESIDUAL INDUSTRIAL	70
5.1.1 Zona de pasteurización.....	70
5.1.2 Zona de ultrapasteurización.....	70
5.1.3 Envasadoras asépticas.....	70

5.2 TRANSPORTE Y TRATAMIENTO DEL AGUA RECUPERADA.....	72
5.2.1 Sistema de captación.....	72
5.2.2 Trampa grasas.....	72
5.2.3 Líneas de conducción de agua.	73
5.2.4 Tanque de aireación.	73
5.2.5 Filtración.	73
Filtros multicapa.....	74
Filtros de carbón activado.....	74
Microfiltración.....	74
5.2.6 Control microbiológico.....	74
5.3 FALENCIAS OPERATIVAS DEL SISTEMA	74
5.3.1 Lavado de pisos en áreas de producción.	75
5.3.2 Capacidad de las cajas receptoras.	75
5.3.3. Conexiones erradas del sistema.....	75
5.3.4 Conductividad del agua residual.....	76
Variación de la conductividad por leche.....	77

Variación de la conductividad por ácido nítrico (HNO_3)	78
Variación de la conductividad por soda cáustica (NaOH)	79
Variación de la conductividad por peróxido de hidrógeno	80
5.4 USOS POSIBLES DEL AGUA RECUPERADA	81
5.4.1 Utilización en enfriamiento	82
5.4.2 Limitaciones de empleo del agua segura	82
5.4.3 Limitaciones en comercialización	82
5.4.4 Sistema cerrado de refrigeración	83
5.4.5 Recuperación del efluente del reactor de metanización	83
6. ANÁLISIS DE RESULTADOS	85
6.1 TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL	85
6.1.1 Trampa grasas	85
Remoción de contaminantes	85
Caudales de tratamiento	85
Barredores y tolva de sólidos sedimentables	85
6.1.2 Caudal de tratamiento	86

6.1.2 Tanque de acidificación	86
Acidificación química	86
Actividad biológica en tanque de acidificación	86
Sistema de aireación	87
Homogenización en tanque de acidificación	87
6.1.3 Reactor de metanización	87
Carga orgánica	87
Ausencia de AGVs a degradar.....	88
Remoción de sólidos.....	88
6.2 CONSUMO DE QUIMICOS.....	88
6.2.1 Consumo de ácido nítrico	88
6.2.2 Ahorro en consumo de ácido nítrico	89
6.2.3 Dosificación de cloruro fèrrico.....	89
6.2.4 Costos por consumo de cloruro fèrrico	90
6.2.5 Consumo de soda cáustica.....	90
6.2.6 Ahorro en consumo de soda cáustica.....	90
6.3 PRUEBASDE ACIDIFICACIÓN.....	91

6.3.1 inoculación durante 48 horas	91
6.3.2 Generación de AGVs ante el aumento de la temperatura	91
6.3.3 Calentamiento con vapor de agua.	92
7. CONCLUSIONES	93
8. RECOMENDACIONES	96
BIBLIOGRAFÍA.....	97
ANEXOS.....	98

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Características fisicoquímicas de la leche	27
Tabla 2. Generación de DBO en mg/L de productos lácteos	35
Tabla 3. Litros de leche recibida y producida en la industria	40
Tabla 4. Producción y consumo de agua	41
Tabla 5. Programas de limpieza CIP ejecutados en la industria	45
Tabla 6. Agua residual tratada por turnos de operación en m ³	47
Tabla 7. Principales parámetros y remoción del trampa grasas	48
Tabla 8. Porcentajes de nivel y volumen de agua residual	49
Tabla 9. Principales parámetros y remoción del tanque de acidificación	49
Tabla 10. Principales parámetros y remoción del DAF	51
Tabla 12. Principales parámetros y remoción del reactor de metanización	53
Tabla 13. Principales parámetros operativos del reactor anaerobio	54

Tabla 14. Dosificación de ácido nítrico y valores de DQO a diferentes pHs	56
Tabla 15. Coagulación con FeCl_3 del afluente principal de la PTAR	57
Tabla 16. Parámetros operativos propuestos para el sistema DAF	66
Tabla 17. Disminución de costos en la floculación.....	66
Tabla 18 Resultados del perfil de lodos del reactor UASB en mg/L.....	67
Tabla 19 Cantidad de lodos a remover del reactor UASB	68
Tabla 20. Características del agua residual industrial a tratar	69
Tabla 21. Calidad del agua tratada	71
Tabla 22. Parámetros del agua Industrial contaminada con leche.....	78
Tabla 23. Parámetros del efluente del reactor UASB y los requeridos en el sistema de recuperación	84

LISTA DE GRÁFICAS

	Pág.
Gráfica 1. Distribución porcentual y consumos de agua en m ³ /día.....	42
Gráfica 2. Consumo de agua en zonas de producción en m ³ /día.....	43
Gráfica 3. Dosificación de ácido nítrico v _s pH	55
Gráfica 4. Dosificación de soda cáustica v _s pH.....	59
Gráfica 5. Caudales históricos promedios de agua residual	60
Gráfica 6. Comportamiento de AGVs a variación de pH.....	62
Gráfica 7. Comportamiento del pH en muestras de pH (4), (5.5) y (10.5).....	63
Gráfica 8. Comportamiento de AGVs y pH _a a 37°C	64
Gráfica 8. Variación de la conductividad por Leche	77
Gráfica 10. Variación de la conductividad por ácido nítrico	79
Gráfica 11. Variación de la conductividad por soda cáustica	80
Gráfica 12. Variación de la conductividad por peróxido de hidrogeno	81

.LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A Diagrama de la pasteurización	98
Anexo B Diagrama del condensador evaporativo y calderas.....	99
Anexo C Diagrama del sistema de Limpieza CIP	100
Anexo D Permiso de vertimientos	101
Anexo E Diagrama de flujo, tratamiento PTAR	102
Anexo F Fotos PTAR	103
Anexo G Fotos Análisis de laboratorio, trampa grasas y pozo de inspección	104
Anexo H Gráfica de aforo bomba cloruro férrico	105
Anexo I Cálculo del consumo y costos del fuel oil.....	106
Anexo J Cálculo de la extracción de lodos del reactor anaerobio.....	107
Anexo K Zonas generadoras de vertimientos de agua industrial	108
Anexo L Diagrama del sistema de recuperación	109
Anexo M Diagrama del sistema de enfriamiento propuesto	110
Anexo N Costos por consumo de energía en sistema de aireación.....	111
Anexo O Cálculo de los parámetros operativos del DAF.....	112

GLOSARIO

AGVs: sigla de ácidos grasos volátiles. Subproducto de la acidificación de macromoléculas desarrollada por microorganismos acidogénicos en condiciones anaeróbicas.

BIODEGRADACIÓN: degradación de la materia orgánica por acción de microorganismos sobre el suelo, aire, cuerpos de agua receptores y en general en todo medio cargado de microorganismos.

CARGA HIDRAULICA: volumen por unidad de área y tiempo, que se emplea para dimensionar sistemas de tratamiento expresado en términos de $m^3/m^2.d$.

CIP: sigla de “clean in place” o “cleaning in place”, sistema en el cual el agua de enjuague y las soluciones de limpieza se hacen circular a través de los equipos sin necesidad de que estos se desmonten.

CONDUCTIVIDAD: habilidad de los iones para moverse a través de una solución, además permite determinar las variaciones de los sólidos disueltos en aguas residuales, la conductividad se da en unidades de $\mu s/cm$.

DEMANDA BIOQUIMICA DE OXIGENO (DBO_5): cantidad de oxígeno usado por los microorganismos en condiciones de tiempo y temperatura determinados (5 días y $20^\circ C$) para la degradación de la materia orgánica carbonácea y nitrogenada.

DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO (DQO): cantidad de oxígeno necesario para la oxidación química de la materia orgánica presente en el agua residual.

SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES: sólidos suspendidos volátiles (SSV), cantidad de microorganismos presentes en un medio de tratamiento medido en mg/L.

TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO: Tiempo promedio que un volumen de agua residual permanece en un tanque, desde la entrada hasta la salida.

UASB: reactor anaerobio de flujo ascendente (upflow anaerobic sludge blanket). Tanque que contiene lodo anaeróbico el cual tiene buenas propiedades de sedimentación. El afluente del agua residual es suministrado desde el fondo del tanque, de este modo se inicia el contacto con el lodo biológico. La degradación anaeróbica de los sustratos orgánicos ocurre en el lecho del fondo, donde se produce el biogás.

UHT: sigla en Ingles de "ultra high hemperature". Proceso de esterilización de un producto alimenticio líquido, mediante la exposición térmica para inactivar los microorganismos y las enzimas resistentes al calor. El tratamiento UHT permite la conservación de los alimentos a temperatura ambiente por un periodo mas prolongado.

RESUMEN

La investigación determinó falencias operativas en los procesos unitarios de la PTAR de la industria láctea. En el tratamiento fisicoquímico existen caudales superiores al de diseño y tiempos de retención bajos que impiden la eficiencia de remoción. La dosificación de ácido se realiza manualmente ante la inexistencia del electrodo de pH requerido por el controlador en línea, incrementando el consumo de ácido en \$ 4'781.587.5 al mes. En la coagulación y floculación se emplea cloruro férrico en baja concentración (5%), requiriendo un pH de trabajo de 3.6. Este bajo valor demanda un consumo de ácido con un costo de \$11'475.810 al mes.

El proceso biológico anaerobio se lleva en dos fases. La fase inicial en un tanque de acidificación que presenta una baja generación de AGV's, originada por los cortos tiempos de retención de la unidad y la ausencia de microorganismos. La segunda fase se desarrolla en un reactor de metanización UASB. La unidad presenta arrastres de lodo en el efluente, bajos valores de carga hidráulica volumétrica (2.65 Kg DQO/m³/día) y una lenta velocidad ascensional (0.2 m³/m²/h), originados por el bajo caudal de tratamiento (7 m³/h) y la poca DQO de alimentación al reactor (1500 mg/L).

El diagnóstico realizado a la PTAR, permitió establecer una disminución del caudal de tratamiento de un máximo de 18.5 m³/h a 13.26 m³/h, garantizando los tiempos de retención requeridos en los procesos unitarios. Se determinó que un incremento de la temperatura de 7°C, mejora el proceso biológico al aumentar la generación de AGVs y disminuir el pH en el tanque de acidificación, posibilitando la disminución de costos por consumo de ácido y soda cáustica en \$16.800.000 mensuales. Los análisis de laboratorio establecieron pHs de floculación superiores

al presentado actualmente en la PTAR. El rompimiento de la emulsión de grasa en las muestras con pHs altos, se presenta al aumentar la dosificación de ácido y cloruro férrico y permitir la disminución en costos de químicos, no obstante, es necesario corroborar este comportamiento a escala real en el sistema DAF.

El alcance de la investigación también incluyó el tratamiento de vertimientos industriales en una planta de recuperación. Durante la fase de construcción y puesta en marcha del sistema, se identificaron las variables que impiden obtener las características del agua requeridas en el tratamiento. Pruebas de laboratorio determinaron que la soda cáustica, el ácido nítrico, el peróxido de hidrógeno y la temperatura, interfieren en la conductividad del agua a tratar. La principal variable de control del sistema la da un conductímetro, el cual descarta el tratamiento de agua con una conductividad superior a 300 $\mu\text{S}/\text{cm}$, sin embargo, a este valor de conductividad generado por la presencia de leche, existe una carga contaminante de 3000 mg/L de DQO superando los parámetros de calidad requeridos.

La planta de recuperación, está habilitada tratar diariamente 150 m^3 de agua industrial generada, pero las calidades del agua obtenida limitan la utilización de tan solo 38 m^3 en el sistema de enfriamiento de equipos de producción. Ante esto fue propuesto incluir al actual sistema cerrado de enfriamiento, los equipos de proceso que emplean agua potable. Finalmente se estableció que el sistema de recuperación puede cumplir con los principales parámetros legales al resolver las causales de contaminación; y que la calidad del efluente del reactor de metanización, impiden su inclusión en el sistema de recuperación, sumados a las limitaciones de empleo de agua segura en la industria láctea.

SUMMARY

The investigation determined operative deceit in the unitary processes in the milk industry WWTP (Waste Water Treatment Plant). In the phisic and chemic treatment exists high volume different to desing and low times of retention of that prevent the removal efficiency. The acid metering is made manually before the no existence of the electrode of pH required by the controller in line, increasing the acid consumption in \$ 4`781.587.5 per month. In the coagulation and flocculation is used ferric chloride in low concentration (5%), this situation require pH of work of 3.6. This low value demands an acid consumme with a cost of \$11`475.810 per month.

The anaerobic biological process is carried out in two phases. The initial phase in a acidificación tank that displays a low generation of VFA's, originated by short times of retention in the unit and without microorganisms. The second phase is developed in a reactor of metanización (UASB). The unit displays drags of sludge in the water exit, low values of volumetric hydraulic work (2,65 kg COD/m³/day) and slower rate of climb (0,2 m³/m²/h), originated by the low volume of treatment (7 m³/h) and low COD of feeding to the reactor (1500 mg/L).

The diagnostic made to the WWTP, allowed to establish a diminution of the volume to 18,5 m³/h to 13,26 m³/h, guaranteeing the required times of retention in the unitary processes. One determined that an increase of the temperature of 7°C, improves the biological process when increasing the generation of VFA's and diminish pH in the acidity tank, being made possible the diminution of costs by acid consume and caustic soda water in \$16.800.000 per month. The analyses of laboratory established pH's of flocculation at the moment superior to the presented one in the WWTP. The breaking of the fat emulsion in the high samples with pH's, appears when increasing the metering of

acid and ferric chloride and to allow the diminution in costs of chemistries, however, is necessary to corroborate this behavior on accommodation ladder in DAF system.

The reach of the investigation also included the treatment of industrial pourings in a recovery plant. During the phase of construction and beginning of the system, the items were identified that they prevent to obtain the required characteristics of the water in the treatment. Laboratory tests determined that the caustic soda water, the nitric acid, peroxidize of hydrogenate and the temperature, interfere in the conductivity of the water to treat. The main control variable of the system gives samples of conductivity, which discards the water treatment with a conductivity over to 300 uS/cm, nevertheless, to this value of conductivity generated by the milk presence, exists a polluting load of 3000 mg/L of COD surpassing the required parameters of quality.

The recovery plant, is qualified to daily deal with 150 m³ generated industrial water, but the qualities of the obtained water limit the use of 38 m³ in the system of cooling of production equipment. Before this it was proposed to include the present closed system of cooling, the process equipment that uses drinkable water. Finally one settled down that the recovery system can fulfill the main legal parameters when solving the causal ones of contamination; and that the quality of the water exit of the metanización reactor, prevents their inclusion in the recovery system, added to the limitations of safe water use in the milky industry.

INTRODUCCION

La producción de leche es una actividad milenaria en la que el hombre ha evolucionado las técnicas de producción. La crianza selectiva, los procesos de enfriamiento, transporte y empaclado de la leche son actividades en las que se emplean una gran variedad de insumos, además de un indispensable talento humano que ha permitido que la producción de leche se convierta en uno de los pilares del desarrollo económico de nuestro país.

La industria láctea objeto de la presente investigación no ha sido ajena al crecimiento económico del sector, de este modo ha aumentando su producción al inaugurar hace 3 años una planta ultrapasteurizadora de Leche en la sabana de Bogotá. Dentro de los elementos empleados para la producción de la leche, se destaca el agua potable con un consumo promedio de 569 m³/día empleados en diversas zonas administrativas, en lavado de carrotanques, en enfriamiento y lavado de equipos de producción entre otros. El agua empleada de forma directa en la producción de la leche, se convierte en agua residual industrial que debe ser tratada antes de ser vertida a la red del alcantarillado municipal. Para este fin, la industria cuenta con una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR), donde se realiza un tratamiento preliminar, fisicoquímico y biológico, además de una deshidratación de los lodos generados en el proceso fisicoquímico. La Corporación Autónoma Regional de Cundinamarca, es la entidad ambiental reguladora de la industria láctea, ante la cual se debe certificar el cumplimiento de las normas ambientales, además desarrollar las exigencias establecidas en el permiso de vertimientos donde se establecen los porcentajes de remoción de contaminantes que debe tener la PTAR.

Considerando que el efluente de la PTAR, cumple satisfactoriamente con el permiso de vertimientos, además de presentarse un alto consumo de agua potable en la Industria; las directivas consideran la alternativa de incluirlo en un sistema de tratamiento de agua industrial, el cual ha sido construido durante el desarrollo del presente proyecto y en la actualidad se encuentra en la fase de arranque y puesta en marcha. El sistema de recuperación es alimentado desde la zona de producción por agua empleada en la lubricación de equipos además de condensados de vapor.

Es cierto que se cumple satisfactoriamente con lo establecido en el permiso de vertimientos, sin embargo existen procesos unitarios en la PTAR donde la utilización de químicos se realiza sin los criterios técnicos necesarios para su dosificación, generando sobrecostos en el tratamiento del agua residual, además existen unidades subutilizadas como los son el tanque de acidificación y el reactor de metanización, incumpliendo con los requerimientos biológicos necesarios dentro del proceso de tratamiento. Existe además un desconocimiento de las cantidades de agua residual que se tratan de las zonas de producción, zonas en las que se emplean soda cáustica y ácido nítrico en el lavado de líneas y equipos de proceso, de este modo se generan variaciones significativas de pH que alteran el tratamiento de las aguas. Ante esto, si el efluente de la PTAR presenta características que hacen viable su tratamiento para ser reutilizado en la industria al incluirse en el afluente de la planta de recuperación de agua industrial, se deben optimizar los actuales procesos y garantizar un efluente homogéneo con la máxima eficiencia de remoción de sus unidades; además de determinar las variables incidentes en la calidad del agua industrial recuperada que impiden la puesta en marcha y reutilización.

1. GENERALIDADES

1.1 PRODUCCIN DE LECHE

1.1.1 Química de la leche. Los principales constituyentes de la leche son agua, grasa, proteínas, lactosa y sales minerales¹, también contiene trazas de otras sustancias tales como pigmentos, enzimas, vitaminas, fosfolípidos y gases. La leche de vaca está compuesta en un 87% de agua y el resto es materia seca, la materia seca está suspendida o disuelta en el agua. Las características principales de la leche se presentan en la Tabla 1.

Tabla 1. Características fisicoquímicas de la leche

	Composición Media %
Humedad	87.0
Grasa	4.0
Proteínas	3.5
Lactosa	4.7
Cenizas	0.8

Fuente: Dairy Processing Handbook. p. 15.

1.1.2 Composición de la leche de vaca. Las cantidades de los distintos componentes principales de la leche pueden variar considerablemente entre vacas

¹ Tetra Pack Processing Systems AB. Dairy Processing Handbook. Sweden. Teknotext AB. 1995. p.13

de diferentes razas o incluso entre individuos de la misma raza. El pH de la leche normal generalmente oscila entre 6.5 y 6.7, siendo el valor más común el de 6.6¹, estos valores corresponden a una temperatura media de 25°C, aproximadamente.

1.1.3 Estructura química de la grasa de la leche. Todas las grasas pertenecen al grupo de sustancias químicas llamadas ésteres, que se forman a partir de alcoholes y ácidos. La grasa de la leche es una mezcla de diferentes ésteres de ácidos grasos llamados triglicéridos, que están compuestos por un alcohol llamado glicerol y distintos ácidos grasos, Los ácidos grasos representan alrededor del 90% de la grasa de la leche¹. Una molécula de ácido graso está compuesta por una cadena hidrocarbonada y un grupo carboxílico. En los ácidos grasos saturados los átomos de carbono están unidos en la cadena por enlaces simples, mientras que en los ácidos grasos insaturados hay uno o más enlaces dobles en la cadena. Cada molécula de glicerol se puede unir a 3 moléculas de ácidos grasos y como estos no tienen que ser necesariamente del mismo tipo, el número de glicéridos diferentes presentes en la leche es muy amplio. La grasa de la leche se caracteriza por la presencia de cantidades relativamente importantes de ácido butírico y ácido caprónico. Los cuatro ácidos más abundantes de la leche son los ácidos mirístico, palmítico, esteárico y oleico.

1.1.4 Las proteínas de la leche. Las proteínas son moléculas formadas por unidades más pequeñas llamadas aminoácidos. Una molécula de proteína consta de una o más cadenas entrelazadas de aminoácidos, donde estos están dispuestos según un orden específico. Una molécula de proteína contiene normalmente alrededor de 100-200 aminoácidos unidos. Los aminoácidos: forman parte de las proteínas y se distinguen por la presencia simultánea en su molécula

¹ Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.18.

de un grupo amino (NH_2) y un grupo carboxílico (COOH)². La leche contiene cientos de tipos distintos de proteínas, muchas de las cuales se encuentran en pequeñas cantidades. Los tres principales grupos de proteínas presentes en la leche se distinguen por su diferente comportamiento y por su forma de existencia. Las caseínas son fácilmente precipitadas en la leche por diversos procedimientos, mientras que las proteínas del suero normalmente permanecen en solución, las proteínas de las membranas de los glóbulos de grasa se adhieren a la superficie de dichos glóbulos y solamente se pueden separar mediante acciones mecánicas.

Caseína. Son un grupo de proteínas dominantes en la leche, forman fácilmente polímeros que contienen diversos grupos de moléculas idénticos o diferentes, sus moléculas presentan grupos ionizables y de polos hidrófobos e hidrófilos que forman una solución coloidal, estos complejos moleculares se conocen como micelas de caseína. Una propiedad característica de la caseína es su capacidad para precipitar, esta precipitación se genera por diferentes agentes, dada la naturaleza compleja de las moléculas de caseína y de las micelas formadas con ellas.

Proteínas del suero de la leche (seroproteínas). Resulta de la eliminación de la caseína del suero de la leche desnatada por algún método de precipitación, mientras no sean eliminadas por calor estas proteínas no precipitan en sus puntos isoeléctricos, sin embargo son habitualmente precipitados por polielectrolitos.

Proteínas de la membrana del glóbulo graso. Constituyen un grupo que se caracteriza por formar una capa protectora alrededor de los glóbulos de grasa.

¹ Ibid., p.19.

² Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.21.

Algunas de estas proteínas contienen residuos de lípidos, que junto con los aminoácidos hidrófobos hacen que las moléculas dirijan sus puntos hidrófobos hacia la superficie de la grasa, mientras que las partes menos hidrófobas se dirijan hacia el agua.

1.1.5 Propiedades como solución tampón de la leche. La leche contiene una gran cantidad de sustancias que pueden actuar bien como ácidos débiles o como bases débiles. Este sistema es conocido como solución tampón por que dentro de ciertos límites, hace que el valor del pH permanezca constante cuando se añaden ácidos o bases¹. Sin embargo la capacidad de actuar como solución tampón de la leche se pierde casi por completo cuando ésta se acidifica debido a un largo almacenamiento a altas temperaturas. En este caso con sólo una pequeña adición de ácido se podrá cambiar el valor del pH.

1.1.6 Enzimas de la leche. Son un grupo de proteínas que tienen la capacidad de provocar reacciones químicas y afectar el curso y velocidad de tales reacciones. Dos factores influyen de forma importante sobre la acción enzimática, y estos son la temperatura y el pH, además algunas funcionan mejor en soluciones ácidas, mientras que otras lo hacen mejor en medios alcalinos². Las enzimas presentes en la leche tienen su origen en la ubre de la vaca, denominadas enzimas originales, otras denominadas enzimas bacterianas varían en tipo y abundancia según la naturaleza de la población bacteriana.

1.1.7 Minerales y sales de la leche. Su concentración total es inferior al 1%. Las sales minerales se encuentran disueltas en el suero de la leche o formando compuestos de caseína. Las sales más importantes son las de calcio, sodio,

¹ Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.28.

² Ibid., p.29.

potasio y magnesio. Se encuentran como fosfatos, cloruros, citratos y casinatos. Las sales de potasio y calcio son más abundantes en la leche normal. Las cantidades de sales presentes en las mismas no son constantes.

1.1.8 Otros constituyentes de la leche. La leche contiene siempre células somáticas en bajo contenido cuando provienen de ubres sanas, la leche también contiene gases disueltos que significan del 5 al 6% en volumen de la leche fresca. Principalmente se trata de anhídrido carbónico, nitrógeno y oxígeno.

1.1.9 Productos lácteos pasteurizados. Son productos líquidos que están hechos a partir de leche y nata, este grupo de productos incluye la leche entera, leche desnatada, leche normalizada y distintos tipos de nata¹. La pasteurización de la leche incluye dentro de sus equipos un pasteurizador, un depósito de regulación y una maquina envasadora. El esquema de la pasteurización se presenta en el Anexo A.

La pasteurización de la leche es uno de los procesos más importantes de su tratamiento, si se efectúa correctamente, este proceso consigue que la leche tenga una vida útil mayor y la temperatura para leche normal pasteurizada y homogenizada es de 72 – 75°C durante 15 – 20 segundos, en este tratamiento térmico se debe garantizar la destrucción de los microorganismos indeseables y de bacterias patógenas sin perjudicar la calidad del producto.

1.1.10 Leche de larga vida. A través de este procedimiento se somete un producto a un tratamiento térmico para inactivar todos los microorganismos resistentes al calor presentes en el mismo.

¹ Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.202.

Los productos de larga vida suelen tener un excelente comportamiento en cuanto a mantenimiento de su calidad, que pueden mantener durante un periodo de tiempo bastante largo a temperatura ambiente. En este proceso la leche se bombea a través de un sistema cerrado. En el camino recorrido se procede de forma sucesiva a su precalentamiento, esterilización a alta temperatura, homogeneización, enfriamiento y envasado aséptico.

El producto se trata normalmente a 135 – 150 °C durante unos pocos segundos, bien por calentamiento indirecto o por inyección directa de vapor o infusión¹. El tratamiento UHT es una técnica de conservación de los productos alimenticios líquidos que consiste en someterlos a una exposición calorífica breve pero de forma intensa.

El tratamiento destruye los microorganismos existentes en el producto, una vez sometido a este tratamiento el producto debe permanecer en condiciones asépticas, ya que es necesario prevenir la reinfeción. Para ello se envasa el producto en un envase previamente esterilizado, que una vez lleno y cerrado garantiza las condiciones asépticas de conservación. Por esta razón el proceso UHT se denomina también proceso aséptico.

1.2 PROGRAMAS DE LIMPIEZA CIP

Los programas CIP en las industrias lácteas difieren según el circuito o equipo al cual se le realice la limpieza, que contenga superficies calientes o no. Los programas CIP se distinguen entre:

¹ Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.216.

1.2.1 CIP para equipos con superficies calientes. Incluye los pasteurizadores y ultrapasteurizadores que entran en contacto con la leche a altas temperaturas¹.

1.2.2 CIP para equipos sin superficies calientes. Incluye los circuitos con redes de tuberías, tanques y otros equipos de proceso sin superficies calientes¹.

La diferencia principal entre los dos tipos es que la circulación de ácido se debe incluir siempre en el primer tipo para eliminar las proteínas y las sales incrustadas en las superficies de los equipos de tratamiento térmico. Un programa CIP para un circuito con pasteurizador de componentes calientes, puede consistir en las siguientes etapas:

1. Enjuagado con agua caliente durante unos 10 min.
2. Circulación de una solución de detergente alcalino (0.5-1.5%) durante unos 30 min. a 75°C.
3. Enjuagado del detergente alcalino con agua caliente durante unos 5 minutos.
4. Circulación de una solución de ácido nítrico (0.5-1%) durante unos 20 min. a 70°C.
5. Enjuagado con agua fría.
6. Enfriamiento gradual con agua fría durante unos 8 min.

El pasteurizador normalmente se desinfecta antes de iniciar la producción. Esto se suele hacer mediante la circulación de agua caliente a 90 – 95°C durante 10 – 15 minutos después que la temperatura de retorno sea al menos 85°C.

¹ Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.404.

En algunas industrias, tras el preenjuagado con agua, el sistema CIP se programa para comenzar con el detergente ácido para eliminar primero las sales precipitadas y romper así las capas de suciedad para facilitar la disolución de las proteínas mediante la solución alcalina que se aplicará después².

Un programa CIP para un circuito con tuberías, tanques y otros componentes fríos puede comprender las siguientes etapas:

1. Enjuagado con agua cliente durante 3 min.
2. Circulación de un detergente alcalino al 0.5 – 1.5% a 75°C durante unos 10 min.
3. Enjuagado con agua caliente durante unos 3 minutos.
4. Desinfección con agua caliente a 90-95°C durante unos 5 minutos.
5. Enfriamiento gradual con agua fría durante unos 10 minutos

1.3 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES LACTEAS

1.3.1 Aguas residuales lácteas. Las aguas residuales industriales proceden de derrames de leche y productos así como la limpieza de los equipos que han estado en contacto con los productos lácteos. La concentración y composición de esta agua residual depende de los planes de producción, los métodos de operación y el diseño de las plantas de proceso. Algunos productos lácteos presentan la siguiente DBO.

¹ Ibid., p.405.

² Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.405.

Tabla 2. Generación de DBO en mg/L de productos lácteos

Producto	DBO ₅ mg/L	DBO Tot mg/L
Leche entera 4% grasa	120.000	135.000
Leche desnatada 0.05% grasa	70.000	80.000

Fuente: Dairy Processing Handbook. P. 416.

1.3.2 pH de efluentes lácteos. Varía entre 2 y 12 como resultado del uso de detergentes ácidos y alcalinos en la limpieza de los equipos¹, tanto los valores altos como bajos interfieren la actividad de los microorganismos que descomponen los contaminantes orgánicos en la etapa de tratamiento biológico de la planta de tratamiento de las aguas residuales.

1.3.3 Coagulación y floculación del agua. La coagulación es el fenómeno de desestabilización de las partículas coloidales, que puede conseguirse por medio de la neutralización de sus cargas eléctricas². Se llama coagulante al producto utilizado para esta neutralización. La agrupación de las partículas descargadas al ponerse en contacto unas con otras constituye la floculación, que da lugar a la formación de flóculos capaces de ser retenidos en una fase posterior del tratamiento del agua. La formación de los flóculos es favorecida mediante la adición de polímeros que complementan el proceso.

1.3.4 Flotación por aire disuelto. En este proceso se utilizan burbujas de aire muy finas o microburbujas de 40 a 70 micras de diámetro. La separación por flotación de las partículas sólidas en suspensión en un líquido sigue las mismas leyes de la sedimentación, pero en un campo de fuerza invertido, la variación de la velocidad

¹ Tetra Pack Processing Systems AB, Op cit., p.418.

² DEGREMONT. Manual Técnico del Agua. 1978. p.135

ascensional de las burbujas de aire se da en función de su diámetro, si se emplean burbujas de algunos milímetros de diámetro exigirá un caudal de aire mucho mayor que en el caso de microburbujas, además este aumento del caudal del aire generará corrientes turbulentas que dificultan la separación y crean una especie de agitación mecánica¹. Las burbujas solo producen un efecto de flotación, solo si se fijan a las partículas, Esto supone que generalmente que su diámetro sea inferior al de las materias o flóculos en suspensión.

La técnica más extendida de la producción de microburbujas es la de presurización. Las burbujas se obtienen por expansión de una solución enriquecida de aire, disuelto en una presión de varias atmósferas. Como líquido presurizado se utiliza el agua bruta o agua tratada recirculada. El consumo de aire comprimido entre 15 y 50 Litros normales de aire por m³ de agua tratada.

1.3.5 Descomposición anaerobia. La descomposición anaerobia de la materia orgánica involucra procesos metabólicos que son menos eficientes que el metabolismo aeróbico. Los organismos anaeróbicos liberan materia orgánica rica en el sustrato, el proceso de fermentación resulta en la descomposición de azúcar a alcohol y ácido acético; el proceso de metanogénesis resulta de la descomposición de ácido acético a metano². Los microorganismos anaeróbicos producen menos materia celular por unidad de sustrato consumido que los microorganismos aeróbicos, esta baja producción de materia celular minimiza la cantidad de lodo que debe ser eliminado. La liberación de productos metabólicos ricos en energía puede ser muy útil para minimizar los gastos de energía. La baja velocidad de crecimiento y actividad de las bacterias anaeróbicas es una

¹ D DEGREMONT, Op cit., p. 191.

² LUND UNIVERSITY. Intensification of the biogas process by improved process monitoring and biomass retention. 2000. p. 4–5.

desventaja para el tratamiento de aguas residuales, sin embargo esta baja actividad se compensa manteniendo un alto nivel de lodo microbial en el reactor.

Transformaciones de la DQO – Substrato. Compuestos orgánicos que eventualmente pueden ser utilizados como substrato en un determinado ambiente anaeróbico son degradados por la combinación de la actividad de cuatro tipos de bacterias anaeróbicas. Se degradan substratos poliméricos, proteínas y grasas. Los substratos poliméricos son inicialmente hidrolizados por enzimas extracelulares, estas enzimas son producidas dentro de las bacterias fermentativas y son excretadas fuera de la célula. En el exterior, estas pueden atacar los substratos poliméricos e hidrolizarlos hasta monómeros más pequeños que pueden atravesar fácilmente la membrana celular de las bacterias fermentativas¹.

Las bacterias fermentativas metabolizan estos substratos monoméricos dentro de la célula que posteriormente es excretada fuera de ella en forma de alcoholes, ácidos grasos volátiles y gas hidrógeno. El resultado total de la fermentación es la conversión de substratos neutros, tal como azúcares y aminoácidos, en ácidos orgánicos relativamente fuertes.

Al final de la fermentación, la mayoría de la DBO se encuentra en 4 compuestos: ácido acético, propiónico, butírico y gas hidrógeno². Otro grupo de organismos denominados bacterias acetogénicas toman el ácido propiónico y butírico dentro de sus células y los oxidan a ácido acético e hidrógeno que son excretados fuera de la célula. El ácido acético y el hidrógeno provienen de la fermentación y de la acetogénesis. Estos dos compuestos son los verdaderos substratos

¹ Ibid., p. 5.

² LUND UNIVERSITY, Op. Cit., p. 5.

metanogénicos, tomados dentro de las células bacteriales metanogénicas y metabolizadas a metano que a su vez es excretado fuera de la célula. Las bacterias metanogénicas se clasifican en dos grupos principales las metanogénicas autotróficas que emplean H_2 y las metanogénicas acetóclásticas que utilizan ácido acético.

1.3.6 Reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB). El UASB (Manto de Lodos Anaeróbicos de Flujo Ascendente) es un tanque que contiene lodo anaeróbico el cual tiene buenas propiedades de sedimentación. El afluente del agua residual es suministrado desde el fondo del tanque, de este modo se inicia el contacto con el lodo biológico. La degradación anaeróbica de los sustratos orgánicos ocurre en el lecho del fondo, donde se produce el biogás¹. El flujo combinado del agua residual y el biogás pueden expandir algunos de los sólidos del lodo a la parte superior del reactor. Un separador de tres fases está situado en la parte superior del reactor para separar el biogás, agua y lodo.

El biogás es captado bajo una campana y conducido hacia la superficie del reactor. Algunos de los sólidos son arrastrados con el agua hacia el sedimentador, situado encima de la campana de gas donde los sólidos sedimentan, y retornan al manto de lodos. El efluente cae dentro de un canal situado en la parte superior del reactor, donde es descargado.

La digestión anaeróbica de una fase, se refiere a sistemas donde ambos estados de la digestión anaeróbica, tanto la acidificación como la metanogénica ocurre en el mismo reactor. Las digestiones de dos fases, son llevadas a cabo en dos

¹ KAUL, Nandy. Biogas Recovery from industrial wastewater. 1998. p. 113 - 189

reactores separados, uno es para la acidificación y el siguiente para la metanogénesis.

1.3.7 Acidificación de lactosa. La acidificación de la lactosa en aguas residuales depende principalmente de factores como el tiempo de retención hidráulica, la DQO, pH y temperatura. Investigaciones han demostrado que la óptima acidificación se da a un pH de 5.5 y una temperatura de 55°C¹. Durante la degradación anaerobia la lactosa es primero convertida a través de la acidogénesis en ácidos grasos volátiles que a su vez son convertidos por acetogénesis en acetato y posteriormente a metano.

¹ HERBERT H. P., Fang y H. Q.Yu. Acidification of lactose in Wastewater. En: Journal of Environmental Engineering. Vol. 127, No 9 (septiembre, 2001); p. 825.

2. PROCESOS INDUSTRIALES

2.1 PRODUCCION Y CONSUMO DE AGUA

2.1.1 Leche recibida y producida. La industria recibe diariamente en promedio 195.000 Litros de Leche, los cuales son almacenados en los silos de enfriamiento para posteriormente procesarlos como Leche Pasteurizada y Ultrapasteurizada. La tendencia de los litros de leche recibida y producida es similar los diferentes días de la semana como se presenta a continuación.

Tabla 3. Promedios de litros de leche recibida y producida en la industria

Día	Leche Recibida	Pasteurizada	UHT
L	196.344,8	50.069,9	137.538,3
M	195.824,8	49.591,0	136.318,1
W	193.448,3	46.725,4	128.089,0
J	194.573,4	48.900,8	142.987,2
V	193.687,2	63.760,3	131.613,8
S	197.353,8	23.985,5	117.106,4
D	198.834,7	40.001,4	132.698,1
Promedio	195.723,9	46.229,2	132.334,5

Fuente: El Autor 2005.

La anterior tabla presenta una producción constante los diferentes días de la semana, conllevando a que el consumo de agua potable y generación de agua residual proveniente de lavado de equipos también sea similar durante los diferentes días.

2.1.2 Consumo de agua: En la industria se desarrollan los procesos de pasteurización y ultrapasteurización, siendo el consumo de agua un aspecto ambiental significativo. Desde el inicio de operaciones en el año 2003, se presentaba un consumo de agua potable de 320 m³/día, este consumo se incrementó a 527 m³/día en el 2004 y 565 m³/día en el presente año. El incremento de agua está relacionado al aumento en la producción como se presenta en la Tabla. 4.

Tabla 4. Producción y consumo de agua

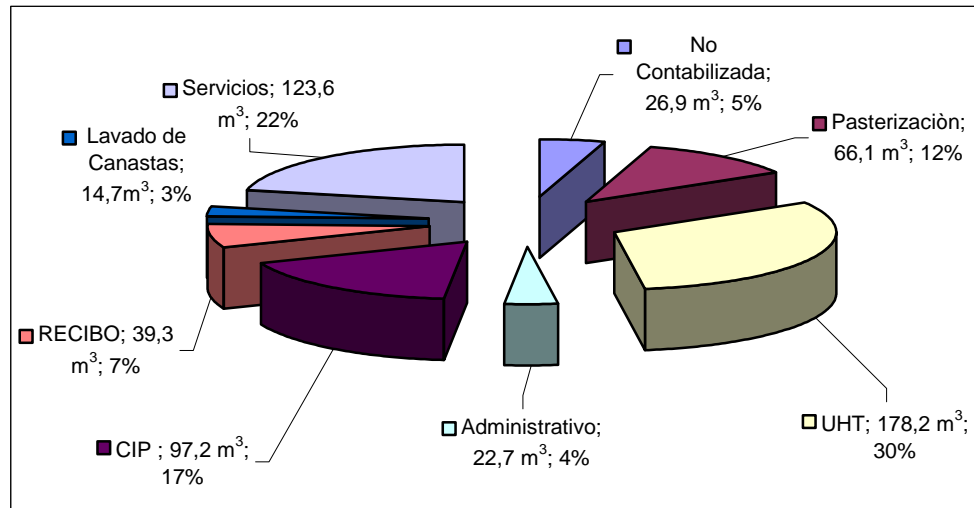
Año	Producción L/día			Consumo de Agua m ³ /día	Indicador m ³ /Ton
	Pasteurizada	UHT	Total		
2003	86.742,9	51.371,0	138.113,9	321	2,25
2004	60.012,3	108.188,3	168.200,6	527	3,03
2005	46.229,2	132.334,5	181.753,5	571	3,09

Fuente: El Autor. 2005.

El mayor consumo de agua en la industria se debe a los procesos productivos, las áreas de mantenimiento y administrativas generan el menor consumo.

La gráfica 1 presenta la distribución porcentual y consumos de agua en las diferentes zonas de la industria

Gráfica 1. Distribución porcentual y consumos de agua en m³/día



Fuente: El Autor. 2005.

2.1.3 Utilización de agua en las diferentes zonas. Se desarrolla de la siguiente manera:

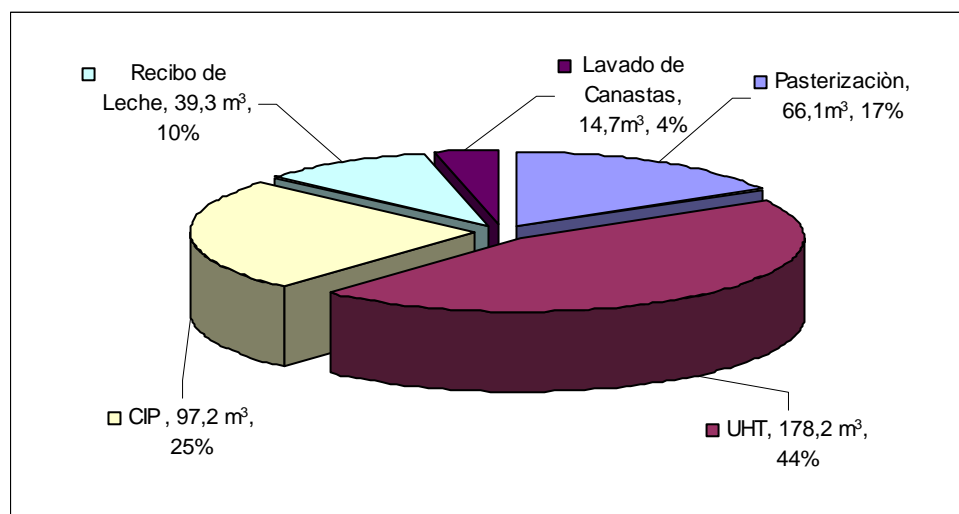
1. Zona administrativa: Uso en laboratorios, baños y restaurante.
2. Zona de Recibo: Lavado y desinfección de carro tanques transportadores de leche cruda.
3. Lavado de Canastas: Lavado de cestillos de almacenamiento de leche.
4. Zona de Servicios: Generación de agua industrial helada, vapor de agua requerido en los procesos de ultrapasteurización y pasteurización además proporciona agua de enfriamiento.
5. Zona de pasteurización: Lubricación del pasteurizador de leche y lavado de equipos.
6. Zona UHT: Lubricación de equipos, Lavado de ultrapasteurizadores y envasadoras de leche.

7. Sistema CIP: Limpieza y desinfección de silos de almacenamiento de leche, líneas de transporte y envasadoras, así como preparación de químicos de desinfección.

El agua residual que se trata en la PTAR. Proviene de las zonas de recibo, Lavado de Canastas, Pasteurización, UHT y CIP. La zona de servicios genera a través de calderas vapor requerido en el proceso productivo que se convertirá en condensados, agua para refrigeración de equipos mediante una torre de enfriamiento, además suministra agua helada de proceso por medio de un condensador evaporativo. Los sistemas de la torre de enfriamiento y el condensador evaporativo se encuentran en recirculación y se regeneran con agua potable constantemente. El diagrama de operación de la caldera y el condensador evaporativo, se presenta en el Anexo B.

En la gráfica 2 se presenta el consumo de agua de las principales zonas, que generan agua residual tratada posteriormente en la PTAR.

Gráfica 2. Consumo de agua en zonas de producción en m³/día



Fuente: El Autor. 2005.

Existen 5 zonas en las que se genera agua residual tratada en la PTAR. El volumen total agua empleado en estas zonas es de 395.5 m³, sin embargo el caudal tratado en la PTAR es menor a este valor, debido a que parte del agua es empleada en refrigeración de equipos en la zona de pasteurización y ultrapasteurización. El agua de enfriamiento es vertida posteriormente al sistema de agua industrial y posteriormente es tratada en el sistema de recuperación.

Anterior al proyecto de recuperación de agua industrial, los condensados de vapor y el agua de lubricación de sellos hacían parte del agua residual tratada en la PTAR incrementando el caudal de tratamiento. Al separar las redes de estos efluentes se disminuyó el volumen de agua afluente a la PTAR, sin embargo no se tuvo cuantificación de la disminución presentada por la separación de redes.

2.1.4 Limpieza y desinfección de equipos. Es realizado a los silos de almacenamiento, equipos de pasteurización y ultrapasteurización, envasadoras y cada una de las líneas transportadoras de leche mediante los sistemas CIP.

Químicos empleados en los sistemas CIP. La industria posee un sistema CIP que consiste en 14 programas de limpieza, en los que se emplea soda cáustica en concentraciones de 1 – 15% y ácido nítrico de 1.75 - 2.70%, además se utiliza agua de enjuague en el intermedio de cada programa.

Programas de limpieza. El sistema de limpieza CIP de la industria está diseñado para operar con 14 programas de limpieza, pero solamente se ejecutan los siguientes 4 programas:

Tabla 5. Programas de limpieza CIP ejecutados en la industria

Programa	Descripción del Programa
1	Soda
3	Soda/Ácido
6	Soda /Agua Caliente
7	Soda / Ácido / Agua Caliente

Fuente: El Autor. 2005.

Los volúmenes de agua, soda y ácido empleados en el lavado dependen del objeto CIP al cual se le realiza el ciclo de limpieza, durante la realización de la limpieza, los químicos empleados se encuentran recirculando desde el sistema central hasta el objeto CIP a la temperatura y tiempo requerido en el programa. Posteriormente son recuperados y regenerados del mismo modo en que disminuya la concentración ideal de limpieza. El diagrama básico de operación e un sistema de limpieza CIP se presenta en el Anexo C.

3. TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL

La PTAR cuenta con procesos fisicoquímicos y biológicos que garantizan la remoción del 90% de contaminantes, determinados en el permiso de vertimientos emitido por la autoridad ambiental (Anexo D). El diagrama de flujo del tratamiento se presenta en el Anexo E. El personal a cargo de la operación de la planta se encuentra conformado por 4 operarios que laboran en 3 turnos de 8 horas y dentro de las funciones principales se encuentra la deshidratación de lodo, la dosificación de ácido, el control de pH de operación del sistema de flotación de aire disuelto, además de análisis químicos de la calidad del agua.

3.1 DIAGNOSTICO DE LA PTAR

La PTAR de la industria láctea no cuenta con equipos para la cuantificación del agua residual tratada, por tal motivo se reubicó el medidor de flujo electromagnético que se empleaba para el registro del volumen de agua tratada en el reactor de Metanización a la línea de alimentación al DAF. (Anexo F Foto 1 y 2) Al trasladar el medidor se determinó que el agua tratada en la PTAR es aproximadamente un 60 % del agua de consumo general y no el 70% como se estimaba anteriormente para el cálculo de la carga orgánica generada en el tratamiento, situación que reportaba una carga orgánica mayor a la existente.

Desde la instalación del medidor de flujo se registraron datos históricos en cada turno durante 3 meses presentándose los siguientes valores promedios.

Tabla 6. Agua residual tratada por turnos de operación en m³

Turno	06 AM - 02 PM	02 PM - 10 PM	10 PM – 06 AM	Promedio
Vol. m ³	107.56	102,79	108,10	106,14

Fuente: El Autor. 2005.

La Tabla 6 presenta que en cada turno se tratan volúmenes de agua cercanos al valor promedio, lo que significa que la generación de agua residual es aproximadamente 318.4 m³/día, que al tratarse de forma constante se obtendría un caudal promedio de tratamiento de 13.26 m³/h, sin embargo este caudal no se obtiene durante la operación de la PTAR, presentando inconvenientes durante el tratamiento del agua residual.

3.1.1 Pozos de inicio. Existen 2 pozos con capacidad de 35 m³ cada uno, son operados a nivel bajo lo cual es negativo para el sistema, de modo que no se homogeniza el afluente principal y se presentan variaciones significativas de pH que afectan el proceso de tratamiento.

3.1.2 Rejillas de desbaste grueso. Se encuentran ubicadas a la llegada de la PTAR, presentaban deficiencias en su operación al ingresar residuos de gran tamaño como plásticos, pitillos y otros elementos que ocasionan obstrucciones en las bombas sumergibles de los pozos, ante esta situación se adaptaron nuevas rejillas en acero inoxidable que permiten una mejor operación de las bombas, no obstante se evidencia la necesidad de realizar una limpieza periódica para optimizar el funcionamiento de las bombas, además es necesario que en la zona de producción principalmente en la zona de envasado, los residuos sólidos no sean vertidos a los canales recolectores de lavados de equipos y evitar así la obstrucción de las bombas sumergibles.

3.1.3 Tamiz. El tamiz presenta como principal deficiencia un exceso de caudal de operación, el cual está diseñado para 13.3 m³/h y normalmente se opera a 16 m³/h e incluso a 27 m³/h.

3.1.4 Trampa Grasas. El trampa Grasas de la PTAR. es una unidad diseñada para remover de 50 a 70% de las grasas no emulsionadas y de 50 a 70% de los sólidos, que representarían una remoción de DQO del 10% y de DBO₅ del 20%, según caracterización compuesta realizada a esta unidad se encontró una remoción inferior a la de diseño.

Tabla 7. Principales parámetros y remoción del trampa grasas

Parámetro	Afluente	Efluente	% Remoción
PH	4.5	4.3	-
Sólidos Totales (mg/L)	4150	3960	5
Sólidos Suspendidos totales (mg/L)	1954	1990	-2
Sólidos sedimentables (mg/L)	4	8	-50
DQO (mg/L)	3445	2650	23
Aceites y Grasas (mg/L)	976	636	35

Fuente: El Autor. 2005.

3.1.5 Tanque de acidificación. El tanque de acidificación es una unidad en la cual debe realizarse el proceso de acidificación biológica mediante las etapas de hidrólisis y acidogénesis, no obstante la acidificación biológica no se presenta en esta unidad, siendo necesario dosificar ácido nítrico a la entrada del trampa grasas para obtener un pH de 3.6 y permitir la remoción requerida en esta unidad y en el sistema de flotación DAF. Gran cantidad de las grasas que deben ser retenidas el trampa grasas; se acumulan en la superficie del tanque de acidificación formando una capa de lodo que generan malos olores, como consecuencia de la

inexistencia de una agitación mecánica que permita la homogeneización del agua residual, sin embargo ante la ausencia de este equipo; y para evitar la acumulación de grasas en la superficie del tanque, se emplea aire comprimido suministrado por el compresor principal de la industria. El aire suministrado al agua genera oxígeno disuelto de 0.26 mg/L. La principal causa del mal funcionamiento de la unidad de acidificación, así como de los pozos de inicio y el trampa grasas, es la variación continua de los caudales de operación, además de los bajos niveles de agua en cada unidad (Tabla 8), que afectan la homogeneización requerida en el tanque de acidificación.

Tabla 8. Porcentajes de nivel y volumen de agua residual

Unidad	Nivel	m ³	Caudal Efluente	Tiempo Retención
Pozo 1	16.58%	9.45	27 m ³ /h	15.33 min.
Pozo 2	26.48%	15.09	27 m ³ /h	33.54 min.
Trampa Grasa	100 %	7	27 m ³ /h	15.5 min.
Tanque Acidificación	67 %	59.7	17 m ³ /h	3.5 H.

Fuente: El Autor. 2005.

Tabla 9. Principales parámetros y remoción del tanque de acidificación

Parámetro	Afluente	Efluente	% Remoción
pH	6,82	4,63	32,1
Sólidos Totales (mg/L)	3053	3240	-6,1
S. S Totales (mg/L)	861	1208	-40,3
S. Sed (mg/L)	0,8	0,2	75
DQO (mg/L)	2965	3825	-29,0
Aceites y Grasas (mg/L)	636	564	11,3
AGVs	49	95	-

Fuente: El Autor. 2005.

Los resultados presentados en la Tabla 9, evidencian la ineficiente homogenización del agua residual realizada por el actual sistema de aire. Los valores negativos corresponden a altos valores de sólidos totales, suspendidos totales y DQO que ingresaron al tanque de acidificación antes de realizar la caracterización a la unidad y que fueron determinados posteriormente en la muestra del efluente.

3.1.6 Acidificación química. La acidificación con ácido se realiza de forma constante y así como se citó anteriormente los niveles de pH que ingresan no son regulados en los pozos de inicio sino que igualmente fluctúan en el proceso de dosificación de ácido, la cual no es constante y por el contrario la bomba dosificadora es igualmente regulada de forma manual convirtiendo esta tarea en una de las más críticas en la operación de la PTAR, en la cual se busca mantener el valor de pH en 3.6, para la óptima operación del DAF.

El equipo de medición de pH en línea no presenta el electrodo pertinente para la correcta lectura, debido a que el actual electrodo mide el parámetro ORP (Determina el poder oxidante del Agua), por lo tanto el registro del pH detectado en el medidor no es real, ante esto el pH del proceso es controlado mediante la continua toma de muestras del efluente del tanque de acidificación y medido el valor de pH en el pH metro del laboratorio.

Al ingresar un caudal alto de agua residual, la dosificación de ácido es insuficiente para disminuir el pH, lo que conlleva a realizar una dosificación de ácido directa al tanque de acidificación. A su vez, cuando el afluente del trampa grasas presenta pH bajos, la dosificación de la bomba de ácido es excesiva lo que ocasiona una baja de pH inferior al rango de operación, generando sobrecostos por el consumo excesivo de químicos.

Las fluctuaciones de pH también originadas por la incorrecta dosificación de ácido ocasionan que el DAF no opere satisfactoriamente, conllevando a que el efluente de esta unidad no cumpla con los parámetros necesarios para continuar el tratamiento en el Reactor de Metanización, omitiéndose este proceso biológico del tratamiento.

3.1.7 Flotación por aire disuelto. El caudal de diseño del DAF es de 13 m³/h, no obstante el caudal promedio de coagulación es de 18 m³/h. La dosificación de cloruro férrico no es constante, fluctuando entre valores de 10 a 50 ppm, al no modificarse la dosificación de cloruro férrico, ante la variación del caudal del agua residual. En la unidad de flotación también se afecta la operación ante los cambios bruscos de pH, conllevando a una deficiente remoción de grasas, pues debe existir una remoción entre el 80 al 90% y esta se incumple (Tabla 10), ocasionando paros en la alimentación del reactor de metanización, ante la gran cantidad de sólidos sedimentables y grasas que no son eliminados del DAF.

Tabla 10. Principales parámetros y remoción del DAF

Parámetro	Afluente DAF	Efluente DAF	% Remoción
pH (und pH)	4,1	5	-
Sólidos totales (mg/L)	4315	2165	49,83
Sól Suspens T (mg/L)	1187	154	87,03
S Sedimentables (mg/L)	150	0,1	99,93
DQO (mg/L)	4635	1544	66,69
DBO (mg/L)	3384	1096	67,60
Aceites y Grasas (mg/L)	741,6	200,72	72,93

Fuente: El Autor. 2005.

Los sucesivos paros durante el tratamiento, generan un alto caudal de tratamiento de 18 m³/h, que influyen en la velocidad ascensional y en los principales parámetros operativos del DAF (Tabla 11).

Tabla 11. Principales parámetros operativos del DAF

Parámetro	Valor
Relación Aire/Agua	8 L/m ³
Tasa Ascensional	4.67 m/hr
Tiempo de Retención	32.76 min.
Tiempo de contacto aire-agua	4 min.
Tolva de Lodos	45°

Fuente: El Autor. 2005.

Aunque los caudales de la unidad de flotación son altos, los parámetros operativos se encuentran dentro de los valores teóricos, no obstante es necesario estabilizar los caudales y evitar la fluctuación de los mismos, garantizando la eficiencia de remoción dadas las condiciones actuales del tratamiento.

3.1.8 Reactor UASB. El reactor Anaerobio fue inoculado con lodo granular y floculento. Desde su arranque y puesta en marcha en noviembre de 2002, solo se ha realizado una purga de lodos. En la actualidad presenta exceso, ante el alto nivel de sólidos sedimentables y de lodo en el punto 5, que alcanzan los 1000 ml/L, debiendo existir una cantidad de aproximadamente 200 ml/L, demostrando el exceso del material biológico, (Anexo F Foto 3).

Inestabilidad del sistema. Al variar constantemente los valores de pH en el proceso, de igual forma se afecta la remoción del DAF, conllevando a que la carga orgánica que alimenta al reactor de metanización no sea constante, siendo

necesario regular los caudales de alimentación a la unidad, lo cual no se realiza. Por este motivo los valores de carga que alimenta el reactor no se tienen en cuenta en la operación de la PTAR. Al presentarse cambios bruscos de pH y de carga, la alimentación al reactor es suspendida hasta por 10 horas al día, y la recirculación se hace de forma esporádica. Los paros continuos de operación del reactor ocasionan que la eficiencia de remoción de la PTAR disminuya, estos paros además ocasionan que la temperatura interna del reactor descienda a valores de 28 y 30°C siendo la temperatura óptima de tratamiento en la unidad de 37°C.

Parámetros operativos. La alimentación del reactor se realiza por la parte inferior a través de 2 distribuidores en forma de “U” perforados, ingresando el agua uniformemente por toda el área del reactor. (Anexo F Foto 4). Cada Distribuidor, posee dos válvulas, en donde, una debe estar abierta y la otra cerrada y cada 24 horas se cambia su posición. Actualmente no se manipulan las válvulas con la periodicidad requerida, lo que fomenta colchones de lodo dentro del reactor, disminuyendo la expansión del lodo biológico durante la alimentación.

Tabla 12. Principales parámetros y remoción del reactor de metanización

Parámetro	Afluente Reactor	Efluente Reactor	% Remoción
pH (und pH)	5	7,78	-
Sólidos totales (mg/L)	2165	2080	3,93
Sól Sus. Totales (mg/L)	154	46	70,13
S Sedimentables (mg/L)	0,1	0,3	-200,00
DQO (mg/L)	1544	197	87,24
DBO (mg/L)	1096	138	87,42
Aceites y Grasas (mg/L)	200,72	29,55	85,28

Fuente: El Autor. 2005.

Los parámetros operativos del reactor permiten obtener eficiencias en la remoción, sin embargo, existe baja carga orgánica y baja velocidad ascensional (Tabla 13), demostrando que parte de DQO que debe degradarse en el reactor, es removida previamente en el sistema de flotación.

Tabla 13. Principales parámetros operativos del reactor anaerobio

Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura	29	°C
Carga Hidráulica Volumétrica	2.65	Kg DQO/m ³ /día
Eficiencia de Remoción de DBO	87.42	%.
Eficiencia Remoción DQO	87.24	%
Velocidad Ascensional	0.2	m ³ /m ² /h
Tiempo de Retención Hidráulico	15	Hr

Fuente: El Autor. 2005.

3.1.9 Deshidratación de lodos. Proceso desarrollado a través de un decanter Centrífugo; el cual deshidrata hasta el 80% de contenido de humedad empleando un caudal promedio de 1 m³/h. Diariamente se obtiene aproximadamente 1250 Kg de Lodo deshidratado que posteriormente es transportado y dispuesto en un relleno de seguridad. La operación de esta unidad no presenta inconvenientes durante la deshidratación, siempre y cuando sean constantes las siguientes variables operativas:

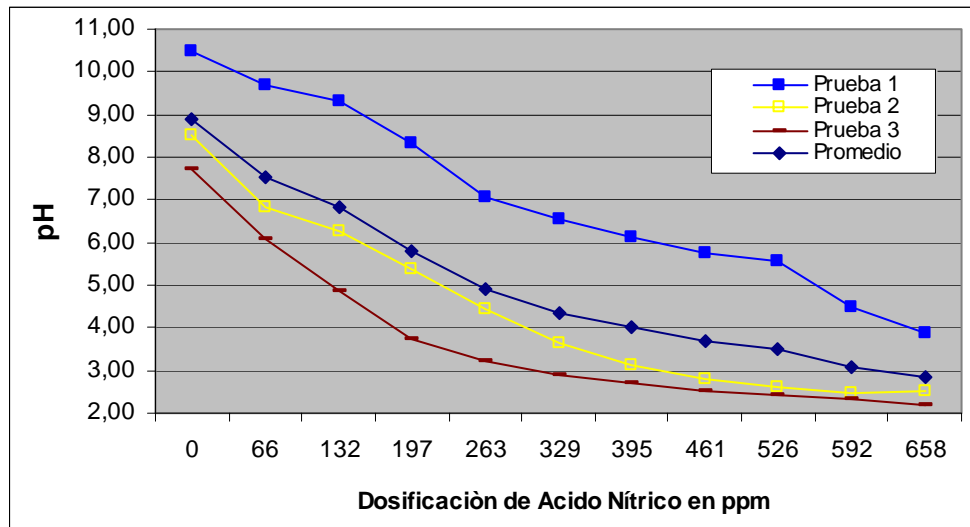
- pH del lodo a deshidratar en el rango 5.1 -5.3
- Caudal de tratamiento decantador centrifugo: 800 L/h
- Dosificación de 1200 ppm de polímero catiónico
- Revoluciones de deshidratación 3100 rpm.

3.2 DOSIFICACION DE PRODUCTOS QUIMICOS

3.2.1 Neutralización con ácido nítrico. El ácido nítrico (HNO_3) es el neutralizante empleado para la estabilización del pH a valores de 3.8. El producto presenta una concentración del 50% peso a peso (657.900 ppm); y una densidad de 1.29 Kg/L. La dosificación se realiza mediante una bomba que se encuentra ligada a un equipo de control de pH en línea de operación defectuosa.

A nivel laboratorio se determinaron las dosis óptimas de dosificación de ácido nítrico que neutralizan el agua residual a diferentes valores de pH (Gráfica 3).

Gráfica 3. Dosificación de ácido nítrico vs pH



Fuente: El Autor. 2005.

Las neutralizaciones realizadas, demostraron diferentes comportamientos de pH en cada una de las muestras, debido a que la carga orgánica y alcalinidad varía, e influye en la dosificación del ácido de forma diferente en cada muestra.

En promedio se emplean 438 ppm para disminuir el pH al valor de 3.8, sin embargo esta cantidad varía de acuerdo al pH del afluente y la cantidad de grasas emulsionadas existentes, las cuales al presentarse el pH bajo logran el rompimiento de la emulsión. La dosificación de ácido ocasiona este rompimiento cercano a pH 4 (Anexo G Foto 1), sin embargo en un rango de pH superior o inferior a una unidad, no ocurre el rompimiento (Anexo G Foto 2). En una muestra compuesta con una DQO Inicial de 4760 mg/L y pH 10.2, se determinó que la reacción óptima ocurre en el rango de pH de 3.6 – 4.6, no obstante, el clarificado obtenido presentó diferentes valores de DQO (Tabla 14).

Tabla 14. Dosificación de ácido nítrico y valores de DQO a diferentes pHs

pH Final	Dosificación de Ácido (ppm)	DQO muestra clarificada (mg/L)	% Remoción
3.6	705	2586	46
3.8	687	2380	50
4.0	661	982	79
4.2	644	1324	72
4.4	628	1689	65
4.6	611	1904	60
4.8	593	2018	58

Fuente: El Autor. 2005.

3.2.2 Coagulación con cloruro férrico. El cloruro férrico (FeCl_3) es el coagulante empleado en la operación del DAF y es complementado mediante la acción de un polímero aniónico el cual actúa como floculante. El cloruro es suministrado por el proveedor a una concentración del 42,5% peso/peso; y para el tratamiento del agua residual, se prepara al 5% (52.500 ppm), dosificándolo en promedio a 50 ppm.

Mediante test de jarras, se determinaron dosis óptimas de coagulante para una muestra del afluente principal; de modo que esta agua no presentaba los tratamientos fisicoquímicos previos a la coagulación. El agua presentaba un pH inicial de 10, alcalinidad de 732 mg/L y una DQO de 4955 mg/L

Las pruebas desarrolladas, determinaron que se logra una coagulación y remoción de DQO a diferentes pH's al variar las dosificaciones de cloruro, con remociones superiores del 70%, demostrándose que a nivel laboratorio se pueden obtener remociones a pHs altos. Los resultados de la prueba se presentan en la Tabla 15.

Tabla 15. Coagulación con FeCl₃ del afluente principal de la PTAR

pH Inicial	ppm de FeCl ₃	Rango de dosificación (ppm)	Alcalinidad mg/L CaCO ₃	DQO Final (mg/L)	% Remoción	pH Final
10	280	274 - 284	530	1250	74,8	4.44
9	250	241 – 258	388	1081	78,2	4.21
8	275	265 – 286	343	923	81,4	4.28
7	175	150 – 185	308	1341	72,9	4.09
6	125	95 – 140	213	984	80,1	4.13
5	75	40 – 85	112	1213	75,5	4.31
4	50	30 – 95	8	1234	75,1	3.92

Fuente: El Autor. 2005.

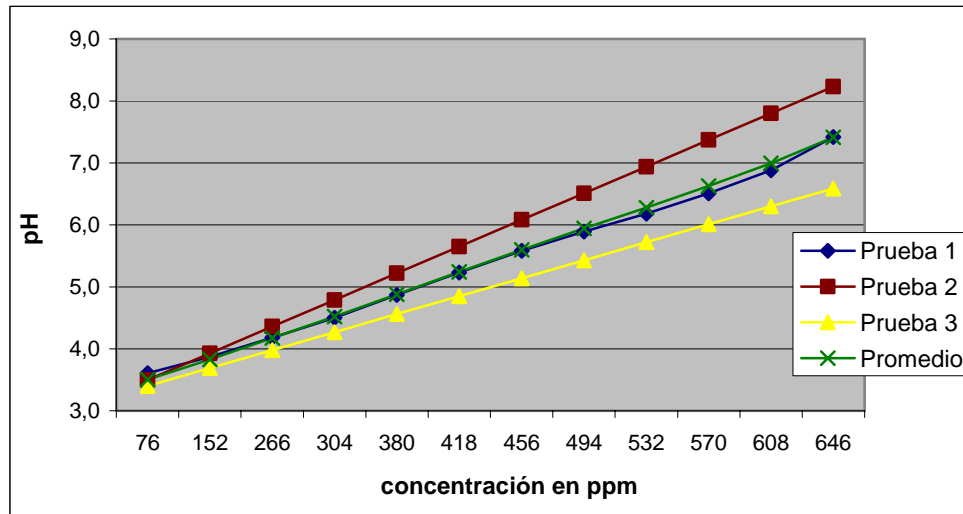
Se generó una remoción de la carga contaminante del agua residual mediante el empleo de cloruro férrico a una concentración superior a la empleada en el actual proceso de la PTAR conservando la dosis de polímero de 2 ppm, sin embargo para lograr la remoción es necesario el aumento de la dosis de coagulante, debido a la necesidad de romper la emulsión presente en el agua residual la cual normalmente es removida en el trampa grasas al neutralizar con ácido nítrico.

La variabilidad del caudal de tratamiento, ha ocasionado paros hasta de 3 horas por turno y 7 horas al día. Estos sucesivos paros afectan considerablemente la operación de las bombas y las líneas de distribución de químicos; en el caso del cloruro férrico la bomba dosificadora fue aforada en dos ocasiones con un intervalo de 2 meses, determinándose que el caudal de la bomba disminuyó aproximadamente en un tercio con respecto al primer aforo realizado (Anexo H). Esta situación se evita al dosificar cloruro férrico de forma constante, y ante los paros prolongados deberá programarse una limpieza de las incrustaciones de cloruro en la línea de distribución, al existir una disminución del caudal y dosificación de cloruro.

3.2.3 Dosificación de polímero aniónico. La dosificación del polímero aniónico en el agua residual se realiza a 2 ppm, y en su preparación se emplean 250 g de polímero sólido diluidos en 500 Litros de agua, obteniéndose una concentración de 500 ppm. La dosificación actual que se realiza es acorde con los valores experimentales obtenidos en el test de jarras. Es de resaltar, que al existir diferentes cambios de caudal de tratamiento, la diferencia de concentraciones por parte del polímero ocasiona pocas variaciones del floc formado durante el proceso de floculación, en comparación con el Cloruro férrico, el cual si genera una mayor incidencia en el proceso al variar la dosificación.

3.2.4 Dosificación de soda cáustica. La soda cáustica (NaOH), es empleada para aumentar el pH al efluente del DAF, la cual se encuentra en un pH inferior a 4. Durante esta dosificación se emplean aproximadamente 608 ppm de soda cáustica (Gráfica 4).

Gráfica 4. Dosificación de soda cáustica vs pH



Fuente: El Autor. 2005.

La dosificación de soda cáustica es constante durante el tratamiento, debido a las condiciones del agua efluente del DAF, que presentan un pH promedio de 3.6, derivadas del proceso que coagulación - floculación.

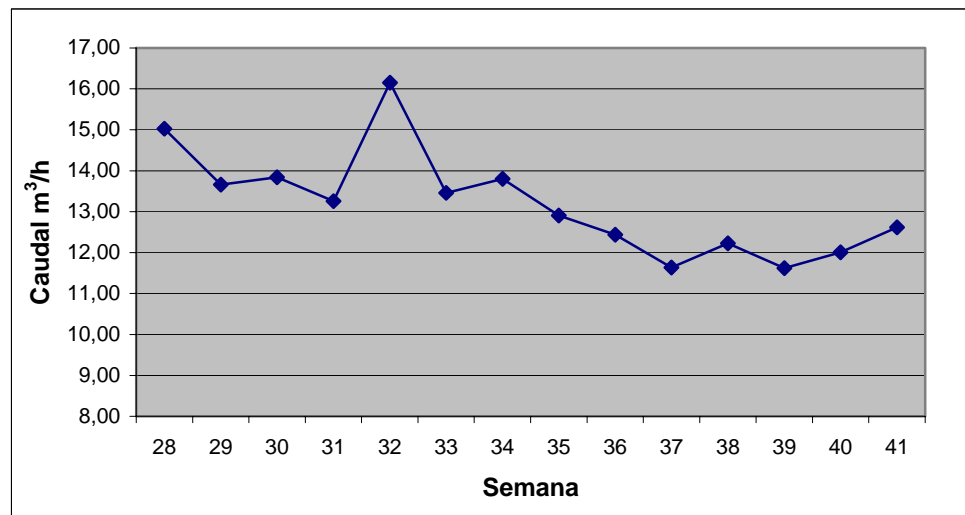
3.2.5 Dosificación de polímero catiónico. Como se describió en el numeral 3.1.9. la óptima deshidratación desarrollada por el deshidratador centrífugo, se presenta al existir una dosificación cercana a los 1200 ppm de Polímero catiónico.

4. OPTIMA OPERACION DE LOS PROCESOS UNITARIOS

4.1 TRATAMIENTO FISICOQUIMICO

El caudal histórico de tratamiento desde la instalación del medidor de flujo electromagnético a sido 13.26 m³/h y debe considerarse como un referente para el tratamiento, sin embargo la puesta en marcha de la planta de recuperación, ha permitido disminuciones durante las últimas semanas hasta valores de 12 m³/h, un 10% menos que el caudal promedio (Grafica 5).

Gráfica 5. Caudales históricos promedios de agua residual



Fuente: El Autor. 2005.

La disminución del caudal de agua residual a valores de 12 m³/h, permitirá que tanto los pozos de inicio, el trampa grasas y el tanque de acidificación se puedan

presentar tiempos de retención de más de 10 horas, generando una mejor homogenización del agua residual y estabilidad del proceso, además de eficiencias de remoción en el trampa grasas.

4.1.1 Trampa grasas. El tiempo de retención de esta unidad aumentará a más de 45 minutos si se opera al caudal propuesto, optimizando la retención de los sólidos sedimentables y flotantes. Se deben realizar purgas de los lodos que sedimentan en la tolva de la unidad durante cada turno. Ante el deterioro de los actuales cauchos del barredor de grasas (Anexo G Foto 3), se debe realizar el cambio del material para optimizar el barrido de los sólidos flotantes.

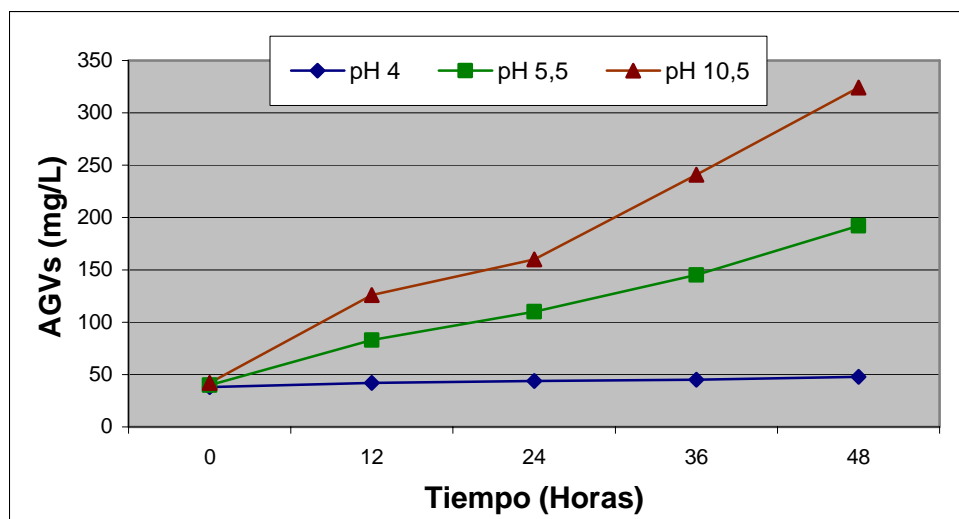
4.1.2 Sistema de agitación tanque de acidificación. Esta unidad requiere agitación constante del agua residual, para evitar la formación de lodo en la superficie además de homogenizar las características del afluente, para tal fin se emplea aire generado por compresores, no obstante es necesario que la homogenización sea realizada por un agitador mecánico que garantice la mezcla del agua residual.

4.1.3 Efectos de la temperatura y el pH en la acidificación. La temperatura del afluente de la PTAR es en promedio 31°C, valor que se conserva en la mayoría de las unidades de tratamiento y desciende en el efluente general a 29°C. Investigaciones realizadas en aguas residuales lácteas, han concluido que la óptima acidificación se puede obtener al conservar las variables de pH y temperatura en valores de 5.5 y 55°C respectivamente¹.

¹ HERBERT H. P., Fang y H. Q, Yu, Op. CIT., p. 825

Efectos del pH en la acidificación. El tanque de acidificación al no presentar actividad biológica por la baja generación de AGVs, debe ser inoculado nuevamente al dejar en reposo el agua residual durante un periodo mayor a 48 horas como se realizó en el arranque de la PTAR, así se garantizará el crecimiento de los microorganismos hidrolíticos y acidogénicos que optimizaran el proceso biológico de tratamiento. Mediante una prueba de acidificación se determinó la óptima generación de AGVs en 3 muestras de agua residual provenientes del afluente principal, con previo ajuste de pH a 3 valores diferentes. La prueba se desarrollo durante 48 horas a la temperatura promedio de tratamiento (31°C) como se presenta en la Grafica 6.

Gráfica 6. Comportamiento de AGVs a variación de pH

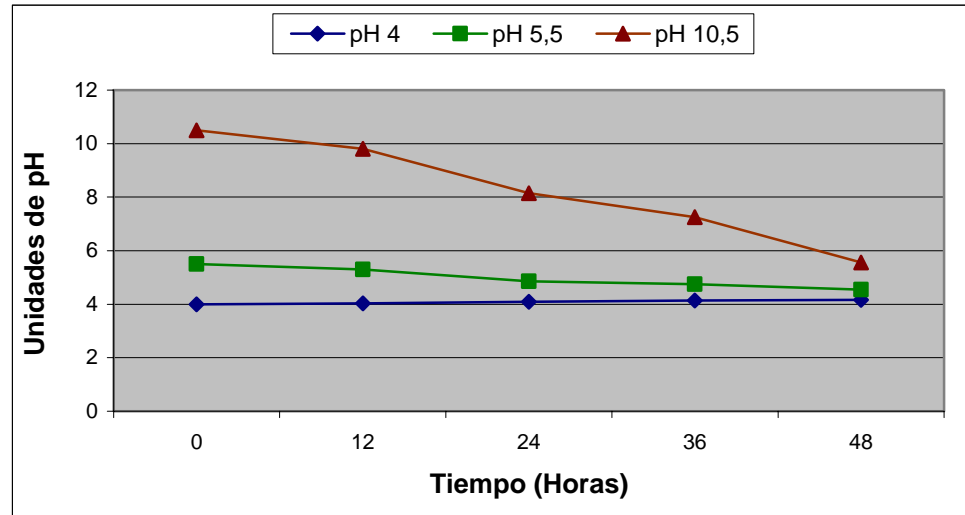


Fuente: El Autor. 2005.

En la prueba se empleó agua residual a pH 10.5 con una DQO de 5213 mg/L, y alcalinidad de 879 mg/L, los resultados determinaron que para un periodo de 48 horas el tanque de acidificación debe ser inoculado con agua residual a un pH alto de 10.5 como el presentado normalmente en el afluente principal, y de este modo obtener la actividad biológica requerida en el tanque de acidificación, al

presentarse altos valores de AGVs. Durante la prueba también se evaluó el comportamiento del pH, siendo la muestra de pH 10.5 la que mayor disminución obtuvo durante el periodo de 48 horas (Gráfica 7).

Gráfica 7. Comportamiento del pH en muestras de pH (4), (5.5) y (10.5)



Fuente: El Autor. 2005.

Efectos de la temperatura en la acidificación. La temperatura es una variable de importancia durante la acidificación del agua residual, el valor de 55 °C tomado como variable en anteriores investigaciones no debe considerarse dentro del tratamiento propuesto para la PTAR, debido a la normatividad vigente, la cual exige un vertimiento inferior a los 40 °C¹.

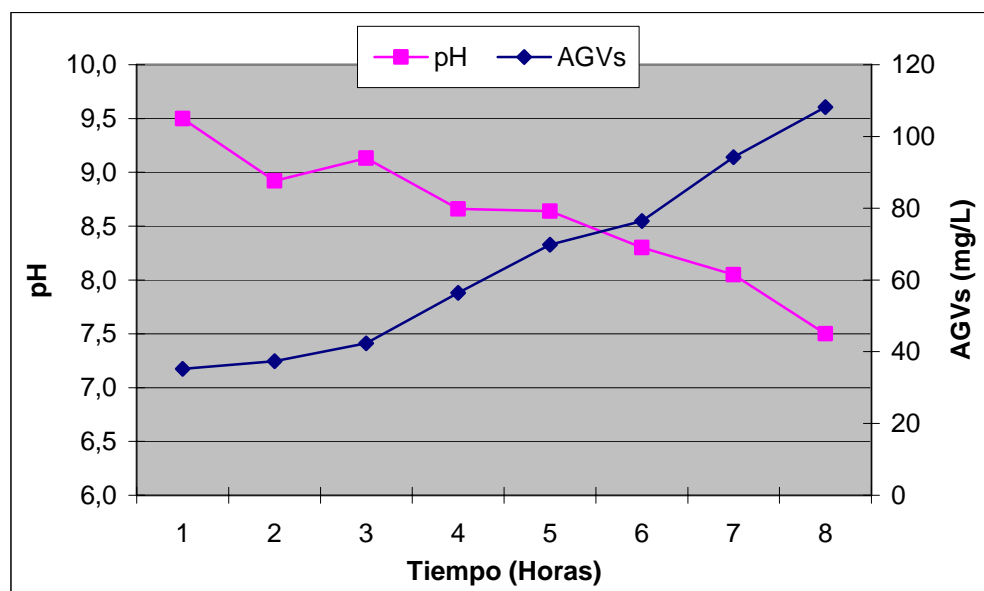
Requerimiento de temperatura proceso anaerobio. Teóricamente los valores superiores a los 40 °C² generan inconvenientes en la actividad anaerobia

¹ Art. 72. Decreto 1584 de 1984

² BALDA, Roberto. Tratamiento Anaerobio. Universidad de la Salle. Cátedra Recurso Agua.

desarrollada, ante lo cual se justifica una temperatura inferior a los 40 °C para el tratamiento anaerobio en el reactor de metanización. De este modo, se realizó una prueba de acidificación a una temperatura constante de 37°C (Gráfica 8) para una muestra con una DQO de 4578 mg/L, además, la temperatura de 37°C es ideal para la actividad anaerobia.

Gráfica 8. Comportamiento de AGVs y pH a 37°C



Fuente: El Autor. 2005.

Durante la prueba realizada, la muestra presentó una constante evolución de AGVs, hasta valores mayores a 100 mg/L, además de una disminución del pH de 2 unidades, durante un periodo de 8 horas.

Aumento de la temperatura con vapor. Para incrementar la temperatura de tratamiento en la PTAR a 37°C, es posible suministrar vapor mediante purgas ubicadas en el tanque de acidificación, de este modo, fue necesario evaluar el

efecto del vapor en el oxígeno disuelto del agua residual. En pruebas realizadas se logró incrementar la temperatura de muestras del tanque de acidificación que presentaban inicialmente valores promedio de 31.6°C de temperatura y 0.26 mg/L de oxígeno disuelto. Posterior a la adición de vapor se obtuvo una temperatura promedio de 37.7 °C y 0.39 mg/L, demostrándose que la adición de vapor es una alternativa para el aumento de la temperatura de tratamiento y que el oxígeno disuelto incrementado no interfiere en el tratamiento anaerobio durante la acidificación, debido a que las actividades aerobias se desarrollan en ambientes superiores a 1 mg/L.

Costos energéticos por aumento de la temperatura. Para generar un aumento de la temperatura de 30 a 37 °C a un litro de agua residual, se requieren aproximadamente 27.72 BTU¹, de este modo para aumentar la temperatura en 7 grados a un caudal de 13.26 m³/h. se requieren 367.567.2 BTU/h.

La industria láctea posee una caldera de 400 HP que suministraría esta energía mediante vapor a 385.39 Lb/h, generando un consumo de fuel oil de 3.38 gal/h que corresponden a un costo mensual de \$ 5`300.380 (Anexo I).

4.1.4 Sistema de flotación DAF. El sistema de flotación puede trabajar favorablemente al caudal histórico de 13.26 m³/h, presentando los parámetros operativos de la Tabla 16

¹ CENGEL, Yunus A. Termodinámica. Cuarta edición. Editorial Mac Graw Hill., 2003

Tabla 16. Parámetros operativos propuestos para el sistema DAF

Parámetro	Valor
Tasa Ascensional	3.44 m/hr
Tiempo de Retención	44.47 min.

Fuente: El Autor 2005.

Coagulación y floculación. Las dosificaciones de cloruro férrico se logran experimentalmente mediante pruebas de jarras a diferentes pHs del agua residual (Tabla 17). Si se posibilita trabajar a un pH neutro o superior al actual, la disminución de costos en ácido nítrico y soda cáustica sería significativa al presentarse un menor consumo de estos químicos

Tabla 17. Disminución de costos en la floculación

pH	Ácido Nítrico		Soda Cáustica		Total Ahorro Mensual*
	Dosificación (ppm)	Ahorro Mensual*	Dosificación (ppm)	Ahorro Mensual*	
7	99	10.511	0	6.365	16.876
6	214	9.391	114	4.883	14.274
5	329	8.271	208	3.661	11.932
4	461	6.986	399	1.177	8.163

* Miles de Pesos.

Fuente: El Autor 2005.

4.1.5 Reactor UASB: El reactor de metanización presenta un exceso de lodos que son arrastrados por el efluente de esta unidad conllevando a paros continuos y minimización de eficiencia, además de una baja carga volumétrica que debe ser incrementada.

Purga de exceso de lodos. El Reactor UASB presenta un exceso de lodos determinado por el alto nivel obtenido mediante la prueba de sólidos sedimentables en cono imhoff. A su vez, es necesario determinar la cantidad de sólidos suspendidos volátiles (SSV) presentes en el reactor y de este modo determinar la cantidad de exceso presente, que debe ser purgado.

Se realizó la determinación de SSV del lodo procedente de los 5 puntos de muestreo del reactor metanización (Tabla 16), obteniéndose un exceso con respecto a la cantidad de diseño que debe ser aproximadamente 30.200 mg/L.

Tabla 18 Resultados del perfil de lodos del reactor UASB en mg/L

Punto	SS* Totales	SS* Fijos	SS* Volátiles
1	44980	4960	40020
2	37720	2360	35360
3	39918	4061	35857
4	38440	4380	34060
5	39320	4480	34840

Fuente: El Autor 2005.

* Sólidos Suspendidos

El reactor fue inoculado inicialmente con 20 m³ de lodo granular y floculento, el cual debía degradar aproximadamente 604 kg DQO/día. Teóricamente 1 g de DQO es degradado por 1 g de SSV¹, de modo que el reactor, para remover la carga de 604 kg día, debe tener 30.200 mg/L de SSV (Anexo). Los valores obtenidos en el perfil de lodos, determinaron diferentes excesos de SSV con respecto al valor de diseño de 30.200 mg/L, ameritando realizar extracciones

¹ Manual de Operación PTAR Industria Láctea, 2002

diferentes para cada punto (Anexo J). Los lodos de exceso se calculan en Kg, sin embargo la extracción se realiza en m³ de lodo (Tabla 19).

Tabla 19 Cantidad de lodos a remover del reactor UASB

Punto	Kg Exceso	m ³ Lodo a Remover
1	196	4,9
2	103	2,9
3	113	3,2
4	77	2,3
5	93	2,7

Fuente: El Autor. 2005.

Aumento de la carga hidráulica. Dentro de los parámetros actuales de operación del reactor determinados en la Tabla 13, se presenta una carga hidráulica volumétrica de 2.65 Kg DQO/m³/día, presenta un caudal promedio de 7 m³/h y esta diseñado para recibir una carga de 604 Kg DQO/día con una DQO de 3.600 mg/L.

El caudal de alimentación actual se genera con una DQO promedio de 1500 mg/L, generando una carga de solo 252 Kg DQO/día, omitiéndose un 58.3 % de la carga total de 604 Kg DQO/día. Esta carga es posible obtenerla al aumentar al caudal general de 13.26 m³/h con una DQO de 1900 mg/L. Además es posible alimentar el reactor a este caudal, con la DQO de diseño de 3600 mg/L, obteniéndose un incremento en la carga de 1145.6 Kg DQO/día y en la carga volumétrica de 12.06 Kg DQO/m³/día. Aunque los valores aumentan de forma considerable, teóricamente los reactores anaerobios pueden recibir una carga volumétrica de hasta 30 DQO/m³/día.

5. RECUPERACIÓN DE AGUA INDUSTRIAL

El sistema de recuperación de agua surgió ante la necesidad de reducir el impacto ambiental generado por el consumo continuo y su posterior contaminación en los procesos productivos de la industria. Además de generar un ahorro mediante la reutilización del agua producida por el proceso de tratamiento implementado. Inicialmente el proyecto fue propuesto para tratar agua industrial con las siguientes características:

Tabla 20. Características del agua residual industrial a tratar

Parámetro	Unidad	Valor	Parámetro	Unidad	Valor
pH	Uni de pH	7.75	Grasas y Aceites	mg/L	5
Color Verdadero	Pt - Co	5 – 10	Sólidos Totales	mg/L	216
Turbiedad	NTU	6.3	Aluminio	mg/L	0.16
Conductividad	uS/cm	300	Hierro	mg/L	0.13
Alcalinidad Total	mg/L	121.3	Manganeso	mg/L	<0.1
Dureza Total	mg/L	49.3	Acidez	mg/L	0.9
Cloruros	mg/L	30.8	Sulfatos	mg/L	37.2
Nitratos	mg/L	4.07	Nitritos	mg/L	0.09
DBO ₅	mg/L	<1	DQO	mg/L	43
Coliformes Fales	UFC/100 ml	0	Coliformes Totales	UFC/100 ml	0
Recuento Mesófilos Aeróbicos	UFC/100 ml	9			

Fuente: Industria Láctea

5.1 FUENTES DEL AGUA RESIDUAL INDUSTRIAL

El agua industrial se encuentra conformada principalmente por condensados de vapor y agua de enfriamiento de los equipos de pasteurización. Los equipos de producción involucrados en el proyecto emplean agua de enfriamiento, lubricación y condensados de vapor. Las fuentes de estos vertimientos fueron identificadas en diferentes zonas del área productiva.

5.1.1 Zona de pasteurización. En esta zona se recolecta el agua proveniente de la desnatadora centrífuga, la cual se emplea para la lubricación de sellos mecánicos de este equipo. También se capta el agua de lubricación de sellos proveniente del homogenizador del pasteurizador y condensados del intercambiador de placas.

5.1.2 Zona de ultrapasteurización. En esta zona se recolectan los condensados de vapor que entran en contacto directo con la leche en el intercambiador tubular, el agua de lubricación de sellos de los Ultrapasteurizadores directo e indirecto, además de los homogenizadores y las bombas.

5.1.3 Envasadoras asépticas. En la zona de envasado se identificaron vertimientos provenientes de 5 envasadoras, donde se emplea agua para la lubricación de sellos y dilución del peróxido de hidrógeno utilizado en la cámara aséptica de envasado. Sin embargo en la actualidad la línea que transporta estos vertimientos hacia la caja 3 (Anexo K), es alimentada por vertimientos de 3 nuevas envasadoras que incrementan el caudal a tratar.

Con base a los requerimientos de calidad y a las condiciones iniciales de vertimiento, se establecieron los parámetros de calidad que debe tener el efluente del sistema de recuperación. La calidad del agua tratada por el sistema se presenta en la Tabla 21.

Tabla 21. Calidad del agua tratada

Parámetro	Unidades	VALOR ADMISIBLE Dec 475 Minsalud
Color verdadero	(UPC)	< = 15
Olor y Sabor		Aceptable
Turbiedad	(UNT)	< = 5
Sólidos Totales	mg/L	< = 500
Conductividad	µs/cm	50 – 1000
Sustancias Flotantes	-	Ausentes
Sustancias Activas al Azul de Metileno (SAAM)		0.5
Grasas y Aceites	mg/L	Ausentes
Alcalinidad Total	CaCO ₃	100
Cloruros	(Cl ⁻)	250
Dureza Total	CaCO ₃	160
Hierro Total Fe	mg/L	0.3
Coliformes Totales	UFC/100 ml	Ausencia
Mesófilos	UFC/100 ml	100
Cloro Residual	mg/L	0.2 y 0.1
pH	Unidades de pH	6.5 y 9.0

Fuente: Industria Láctea

5.2 TRANSPORTE Y TRATAMIENTO DEL AGUA RECUPERADA

5.2.1 Sistema de captación. La captación del vertimiento se inicia en una serie de cajas ubicadas en la descarga de cada equipo; tanto en la zona de producción como de envasado. Posteriormente el agua llega por gravedad a 3 cajas ubicadas en la parte externa de las zonas generadoras, la primera recibe el agua proveniente de la zona de pasteurización y posee un volumen de 0.375 m^3 , la segunda caja de 0.53 m^3 recibe los vertimientos de la zona de ultrapasteurización, y la tercera con un volumen igual a la anterior, recibe el agua generada en la zona de envasado. El diámetro de la tubería utilizada para conducir el agua desde las zonas de producción hacia estas cajas es de 3" en PVC. La tercera caja presenta un sistema de cribado, el cual retiene los sólidos con tamaños superiores a 0.5 cm. y evita que lleguen hasta el separador de grasas. Estas tres cajas se unen con tubería en PVC sanitario de 6"Ø que transporta el agua hasta el separador de grasas (trampa de grasas). (Anexo K)

5.2.2 Trampa grasas. El contenido de grasas que se encuentra suspendido en el agua se separa favorecido por el tiempo de retención superior a los 22 minutos la cual debe ser removida de manera manual. El volumen total de la trampa es de 9.8 m^3 . Este sistema está compuesto por un tanque rectangular con desnivel en el piso que termina en una caja colectora inferior. En esta caja se encuentra una bomba sumergible que envía el agua por tubería en PVC de 3" hasta la PTAR. La bomba es accionada automáticamente por la señal de un conductímetro que permanentemente monitorea la calidad del agua. Cuando el valor medido es superior al set point establecido (300 uS/cm) la bomba envía el agua hacia PTAR y cuando es menor a ese valor el agua continúa el proceso de tratamiento.

El agua con menor contenido de grasas y con una conductividad inferior 300 uS/cm es enviada por medio de dos (2) bombas sumergibles a través de tubería en Polipropileno de 3"Ø hasta el tanque de aireación de la planta de recuperación (Anexo L)

5.2.3 Líneas de conducción de agua. El agua es conducida hasta el Tanque de aireación ubicado en la parte posterior de la torre de enfriamiento y tanques de agua potable, a través de tubería en polipropileno de 3"Ø.

5.2.4 Tanque de aireación. A este tanque llega el agua que ha pasado por la trampa de grasa y se inyecta Aire con un compresor a través de dos difusores de burbuja fina a intervalos de tiempo determinados por la carga automática del compresor.

Este proceso busca aumentar la cantidad de oxígeno en el agua y reducir la temperatura, Además, se dosifica hipoclorito de sodio en valores inferiores a 2 ppm, para mantener el control sobre un posible crecimiento microbiológico por algún contenido orgánico de leche que pudiese estar presente.

El bombeo de agua de este tanque se realiza de forma automática hacia el tren de filtración posterior, y depende tanto del nivel del tanque a donde se va a enviar, como del nivel del tanque de aireación.

5.2.5 Filtración. El tren de filtración se encuentra conformado por filtros multicapa, de carbón activado y microfiltros.

Filtros multicapa. El agua es bombeada desde el tanque de aireación por medio de una bomba centrífuga hacia dos filtros multicapa, los cuales operan en paralelo y tienen como medio filtrante una mezcla de arena de cuarzo y carbón antracita. Este sistema retiene los sólidos suspendidos y sedimentables que se encuentran presentes.

Filtros de carbón activado. Luego de pasar por los filtros multicapa, el agua pasa a través de dos filtros de carbón activado granular en paralelo, cuya función principal es la de adsorber sabores y olores desagradables y mejorar la calidad.

Al salir de estos filtros, el agua recibe una dosis de hipoclorito de sodio que permite mantener total control sobre la contaminación microbiológica.

Microfiltración. El proceso de filtración termina con el paso del agua por tres cartuchos de microfiltración de polipropileno de 25 micras de tamaño de poro, con los cuales se pretende retirar partículas muy pequeñas que han pasado por los cuatro filtros anteriores.

5.2.6 Control microbiológico. Para esta etapa del tratamiento se emplea hipoclorito de sodio en concentración del 1.3 % v/v.

5.3 FALENCIAS OPERATIVAS DEL SISTEMA

Una vez terminado el montaje de los equipos involucrados en el sistema de tratamiento, inició la circulación por el sistema del agua residual a tratar. De este

modo, se realizó una identificación de los factores incidentes en las características de agua residual.

5.3.1 Lavado de pisos en áreas de producción. Al realizarse la identificación de los vertimientos susceptibles de ser recuperados por el sistema, se procedió a la construcción de las cajas así como a la instalación de las tuberías transportadoras del agua hacia las 3 cajas principales de recolección de agua del sistema. Al realizarse estas obras no se consideró la identificación de los accesorios pertenecientes al sistema, de este modo algunos lavados de pisos desarrollados en el área de producción, eran realizados teniendo como colector final las cajas receptoras del agua de recuperación.

5.3.2 Capacidad de las cajas receptoras. Las cajas receptoras de algunos equipos de la zona de producción y zona de envasado, no presentaban el tamaño requerido para la recepción del caudal generado, motivo por el cual se volúmenes de agua no cuantificados se rebosaban de la cajas colectoras, generando pérdidas del agua a recuperar.

5.3.3. Conexiones erradas del sistema. Al realizarse las pruebas iniciales del sistema de tratamiento, el vertimiento no presentaba las características fisicoquímicas de diseño como se establece en la Tabla 21. Existía la presencia de leche que ocasionaba contaminación por las conexiones erradas. Esta situación se derivó de la fase inicial del proyecto, en la que no se realizó una identificación correcta de los vertimientos susceptibles de ser recuperados, por tal motivo, fue necesario realizar esta actividad mediante el empleo de una solución de anilina y agua, la cual permitió identificar las conexiones que conducían los vertimientos a

las cajas recolectoras del sistema de recuperación, así como a los pozos de inspección que conducen el agua residual a la PTAR (Anexo G Foto 4).

La identificación realizada permitió diferenciar las redes que recolectan y transportan los condensados de vapor y el agua de enfriamiento, de las redes que entran en contacto con la leche durante la limpieza y desinfección de equipos. Además se separaron las conexiones erradas mediante la instalación de tuberías y cajas receptoras que desvían el agua residual hacia la PTAR (Anexo K).

5.3.4 Conductividad del agua residual. El aumento drástico de la conductividad del agua puede llevar a la no recuperación en el sistema. La existencia de una conductividad superior al valor de control, ocasiona el desvío del agua hacia la PTAR. En algunas muestras se presentaron valores superiores a 300 $\mu\text{s}/\text{cm}$ sin existir contaminación aparente por leche ante la poca turbiedad, además, en otras muestras se determinaron valores bajos de 300 $\mu\text{s}/\text{cm}$ y una notoria contaminación del agua por la presencia de leche.

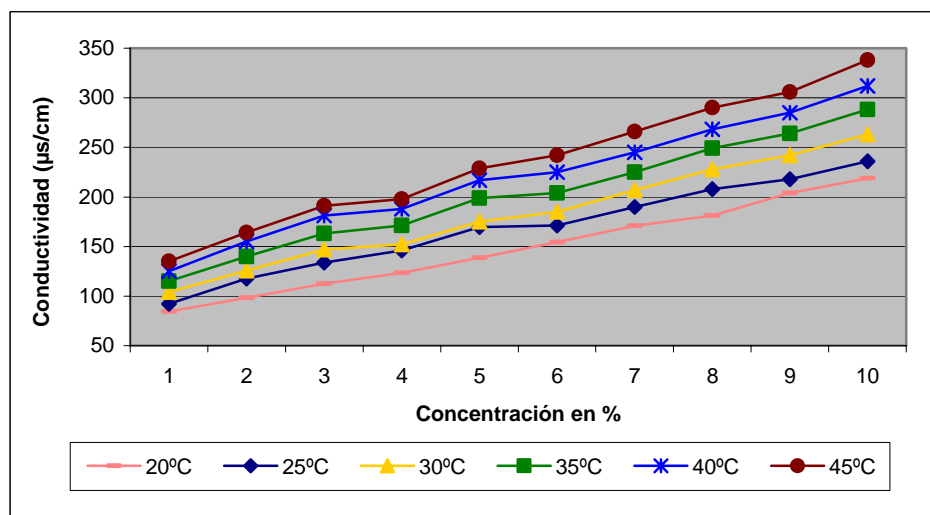
La conductividad existente ocasionaba que agua de buena calidad fuera transportada hacia la PTAR, incrementando los volúmenes del tratamiento, del mismo modo, el agua contaminada de leche era transportada hacia la planta de recuperación, generando colmatación en el tren de filtración convirtiéndolos en un medio susceptible para el crecimiento de microorganismos, debido a que el sistema llegó a registrar valores de mesófilos y coliformes de 1600 y 2400 ufc/ml respectivamente¹.

¹ Industria Láctea. Laboratorio de Microbiología. 2005.

Dada la situación, se identificaron diferentes causales de variación de la conductividad mediante ensayos de laboratorio, demostrándose que el ácido nítrico, la soda cáustica, la leche y la temperatura influyen en el aumento de la conductividad.

Variación de la conductividad por leche. El agua industrial proveniente de producción presenta un valor promedio de conductividad de 79.13 $\mu\text{s}/\text{cm}$, siempre y cuando no existan interferencias por otras sustancias o presencia de leche en los vertimientos originadas por conexiones erradas del sistema.

Gráfica 8. Variación de la conductividad por Leche



Fuente: El Autor 2005.

El Agua proveniente de condensados de vapor genera un aumento en la temperatura del agua industrial. En la gráfica se observa que a una concentración del 10 % de leche, la conductividad de 219 $\mu\text{s}/\text{cm}$ a 20 °C aumenta a 312 $\mu\text{s}/\text{cm}$ si se incrementa la temperatura a 40 °C. Estas concentraciones de leche del 10%

ocasionan contaminación del agua industrial, excediendo los parámetros de calidad del agua a tratar (Tabla 22).

Tabla 22. Parámetros del agua Industrial contaminada con leche

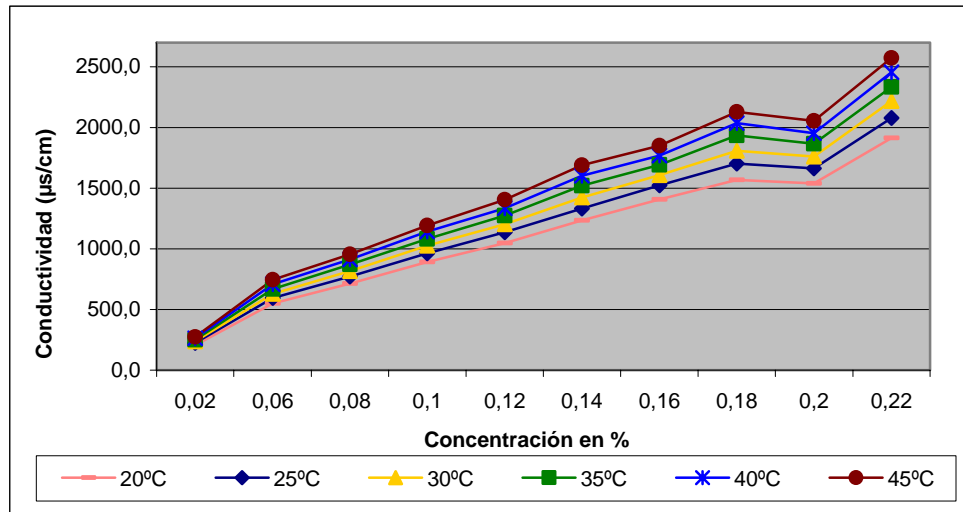
Parámetro	Sistema de Recuperación	Requerido en el Sistema
Conductividad uS/cm	312	300
DQO mg/L	2650	43
DBO5 mg/L	1750	< 1
Grasas y Aceites mg/L	340	5
Sólidos Totales mg/L	2900	216

Fuente: El Autor. 2005.

Estas características del vertimiento impiden su inclusión dentro del sistema de recuperación y deben ser consideradas para la operación correcta de la planta de tratamiento de este modo, los vertimientos contaminados con leche al 10%, presentan una conductividad similar al máximo permisible establecido para el sistema (300 uS/cm), siendo necesario replantear el valor ante los altos valores de DQO, DBO, sólidos y grasas y aceites.

Variación de la conductividad por ácido nítrico (HNO_3). En la prueba con ácido nítrico se preparo una solución de agua con leche al 5%, posteriormente se adicionaron diferentes concentraciones de ácido y se determino la variación de la conductividad a diferentes temperaturas como se presenta en la grafica 10.

Gráfica 10. Variación de la conductividad por ácido nítrico



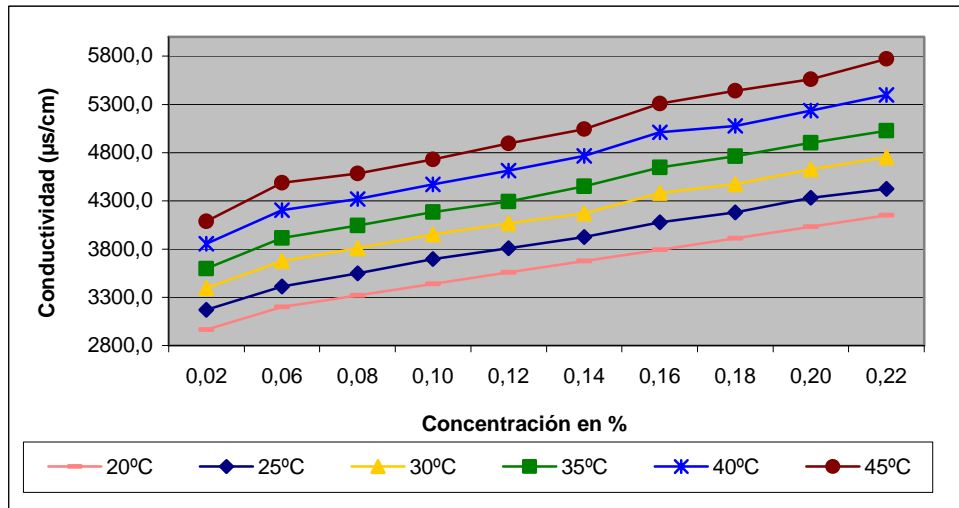
Fuente: El Autor 2005.

El ácido nítrico a bajas concentraciones genera un considerable aumento de la conductividad en el agua industrial (2500 uS/cm a 0.22 % p/p). Durante la variación de la conductividad y la temperatura el agua industrial no presenta cambios físicos relevantes, conservando la turbiedad inicial ante la existencia de materia orgánica procedente de la leche adicionada al 5%.

Variación de la conductividad por soda cáustica (NaOH). Para la prueba con soda cáustica se preparo nuevamente una solución de agua industrial con 5% de leche.

La prueba demostró que la soda cáustica es la sustancia que mayor conductividad trasmite al agua industrial, además genera un considerable cambio en las características del agua, obteniéndose un incremento de la conductividad por aumento de la temperatura como se presenta en la gráfica 11.

Gráfica 11. Variación de la conductividad por soda cáustica

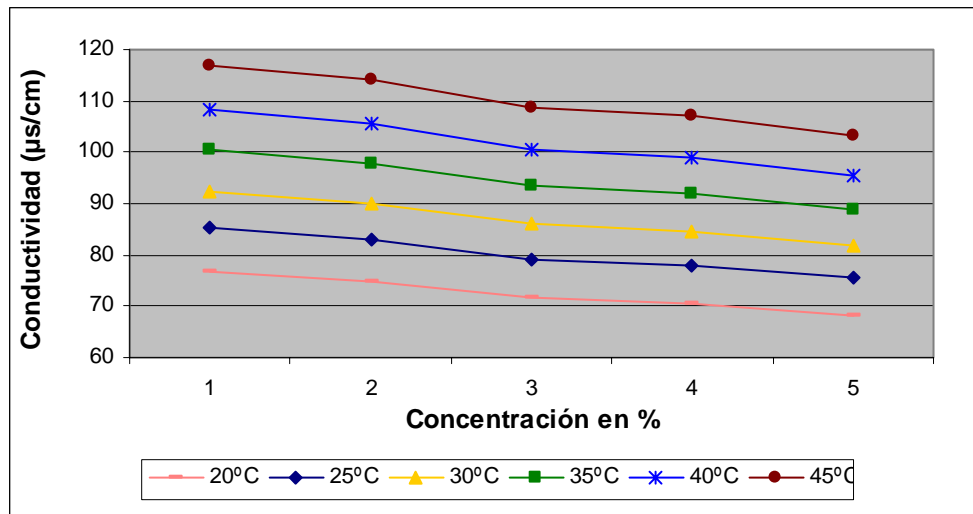


Fuente: El Autor. 2005.

Al inicio de la prueba, la solución al 5% de concentración presentaba turbiedad, demostrando la existencia de leche en la muestra, sin embargo durante el desarrollo de la prueba, la turbiedad disminuyó al aumentar la concentración de soda; obteniéndose finalmente una muestra clarificada ante una aparente floculación y suponiendo de forma cualitativa una ausencia de materia orgánica contaminante en el vertimiento.

Variación de la conductividad por peróxido de hidrogeno. La prueba de conductividad realizada, incluyó este químico empleado para el envasado aséptico de la leche ultrapasteurizada. De este modo, las variaciones de conductividad derivadas por peróxido, solo serán determinadas en la caja 3, la cual recibe los vertimientos de la zona de envasado. La prueba determinó que solamente el peróxido genera disminución en la conductividad del agua industrial (Gráfica 12).

Gráfica 12. Variación de la conductividad por peróxido de hidrogeno



Fuente: El Autor. 2005.

La solución de agua industrial con 5 % de leche presentó una disminución de la conductividad al aumentar de la concentración de peróxido y la temperatura, sin embargo las características de la solución no presentaron cambios cualitativos de consideración. Ante esto se justifican los bajos valores de conductividad y la presencia de vertimiento de baja calidad que eran tratados por el sistema de recuperación.

5.4 USOS POSIBLES DEL AGUA RECUPERADA

El agua industrial generada en las zonas de producción representa un volumen diario de 150 m³, sin embargo desde la puesta en marcha del sistema se trata un volumen menor, debido a que gran parte del consumo en la industria requiere agua potable para sus procesos.

5.4.1 Utilización en enfriamiento. En la actualidad el agua recuperada se emplea en la torre de enfriamiento, ya que en este proceso el agua refrigera equipos que no entran en contacto directo con la leche, sin embargo el consumo de la torre con respecto al general es de tan solo un 6.7%, que representan 38 m³ al día. Considerando los 150 m³ del agua recuperada, 112 m³ se convertirán en excedentes de la torre de enfriamiento.

5.4.2 Limitaciones de empleo del agua segura. Los 150 m³ diarios de agua industrial, representan un 26.3% del consumo general de la industria. Gran parte de la demanda de agua en el sistema productivo requiere agua potable para el desarrollo de sus procesos incluyendo el lavado de pisos, ante los requerimientos legales de septicidad en las principales zonas de la industria. Además en la zona administrativa, laboratorios y casino, también se requiere agua potable. La planta de recuperación permite obtener agua segura; estas características limitan su empleo y no puede ser utilizada en procesos en los que se presenta contacto directo con la leche o requieren agua potable; estos procesos consumen aproximadamente un 81% del agua general. De esta manera los 112 m³ de agua excedente que representan un 20% del consumo general pueden ser tratados por la planta de recuperación pero no ser empleados en los actuales procesos industriales.

5.4.3 Limitaciones en comercialización. El agua generada por la planta de recuperación pueda ser vendida a industrias que presenten procesos que requieran agua con características seguras y no emplear agua potable que incrementan los costos operativos. Sin embargo la zona en la que se encuentra ubicada la industria láctea es residencial, siendo una limitante para esta alternativa.

5.4.4 Sistema cerrado de refrigeración. En la actualidad la torre de enfriamiento permite la refrigeración de los intercambiadores de placas de los ultrapasteurizadores en la zona de producción. La refrigeración de estos equipos se realiza mediante un ciclo cerrado y diariamente se deben reponer al sistema un promedio de 38 m³ originadas por pérdidas por vapor.

El agua industrial es generada en la lubricación y refrigeración de equipos en zonas de pasterización y ultrapasterización zonas es uno de los más altos de la industria y la lubricación y refrigeración de los equipos no se encuentran en ciclo cerrado como ocurre con los intercambiadores. Ante esto, se debe considerar el implementar un sistema cerrado con la actual torre de enfriamiento y minimizar en gran proporción el consumo actual de agua potable (Anexo M).

5.4.5 Recuperación del efluente del reactor de metanización. El Reactor de metanización es una unidad biológica que representa las falencias operativas en la PTAR. Al ser el último proceso unitario se convierte en el más sensible, debido a que la baja eficiencia presentada en las unidades previas de tratamiento fisicoquímico impedirá la alimentación al reactor, situación que se ve reflejada con la operación intermitente de la unidad.

El caudal de diseño de la planta de recuperación es de 20 m³/h, sin embargo el agua industrial generada en producción, presenta un caudal de 6.2 m³/h, ante esto, se planteo la posibilidad de que el efluente del reactor de metanización de 7 m³/h fuese incluido dentro del sistema de recuperación. Sin embargo las condiciones anaerobias dadas en el reactor deben considerar un tratamiento previo de oxidación y una remoción de la alta cantidad de sólidos presentes en el

vertimiento. Además el agua de esta unidad incumple con algunos parámetros que debe tener el agua afluente del sistema de recuperación (Tabla 23).

Tabla 23. Parámetros del efluente del reactor UASB y los requeridos en el sistema de recuperación

Parámetro	Sistema de Recuperación	Efluente Reactor UASB
Conductividad uS/cm	441.0	689
Alcalinidad Total mg/L	121.3	750
DQO mg/L	43	197
DBO5 mg/L	<1	138
Grasas y Aceites mg/L	5	29.55
Sólidos Totales mg/L	216	2080

Fuente: El Autor 2005.

La Tabla 19 presenta las características finales del efluente del reactor de metanización. Los resultados evidencian que la calidad del efluente la hacen no aptas para el sistema de recuperación, además de la alta presencia de microorganismos al ser una unidad biológica. Otro aspecto de importancia es la carencia de procesos en la industria en los que sea viable emplear el agua recuperada, que sumados con el efluente del reactor generarían un volumen diario de 279 m³. Este volumen representa el 50% teniendo en cuenta que el reactor de metanización presente un proceso estable y opere de forma continua.

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1 TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL

6.1.1 Trampa grasas

Remoción de contaminantes. Los análisis de laboratorio (Tabla 7), evidencian que la unidad solamente cumple con el parámetro de la DQO, pero no se remueve la cantidad de las grasas para la cual fue diseñado el sistema. La baja remoción de este parámetro, se debe principalmente a que el caudal de diseño de este sistema es de 20 m³/h y se opera a caudales superiores.

Caudales de tratamiento. Normalmente se presentan caudales de 16, 27 y hasta 33 m³/h, ocasionando que las grasas no sean retenidas en esta unidad y por el contrario son transportadas al tanque de acidificación, a su vez, a la unidad ingresan en promedio 650 mg/L de grasa y de SST de 1890 mg/L, superando en un 30% la capacidad de SST del sistema. Estos altos valores y el alto caudal permiten que grasas y sólidos continúen hacia el tanque de acidificación.

Barredores y tolva de sólidos sedimentables. Los cauchos del barredor se deforman constantemente por un exceso de la longitud de contacto, ante lo cual, gran cantidad de material flotante no es removido de la unidad. El trampa grasas presenta en su parte inferior una tolva, donde sedimentan sólidos que no se

remueven con periodicidad o criterios establecidos, ocasionando taponamientos de la tubería de descarga hacia el pozo de lodos.

6.1.2 Caudal de tratamiento. El caudal histórico medido de 13.26 m³/h, no se cumple en ninguna de las unidades. El exceso conlleva a paros operativos disminuyendo la eficiencia de los sistemas, originado por el corto tiempo de retención que impiden obtener homogéneos los principales parámetros como DQO, grasas, pH y temperatura

6.1.2 Tanque de acidificación

Acidificación química. La acidificación realizada es en su totalidad química; al no existir parte de acidificación biológica se genera un consumo mayor de ácido, teniendo en cuenta que el pH de entrada en promedio es superior a 10 y en la operación de dosificación de ácido se busca neutralizar para lograr un pH de 3.8, evidenciándose los sobrecostos en consumo de ácido.

Actividad biológica en tanque de acidificación. En la unidad no se presenta el proceso biológico requerido, principalmente por la inexistencia de un tiempo de retención amplio que permita el crecimiento de los microorganismos transformadores de la materia orgánica. Los cambios bruscos de pH y carga orgánica por parte de los caudales variables, ocasionan la inhibición de los microorganismos acidogénicos. Los bajos volúmenes presentados del 10%, evidencian la extracción de los microorganismos en el efluente de la unidad de acidificación, conllevando a bajos valores de AGVs en el orden de 95 mg/L.

Sistema de aireación. La aireación actual no genera consecuencias negativas para la actividad anaerobia ante la baja presencia de oxígeno disuelto en la unidad, la cual representó un valor promedio de 0.26 mg/L en las mediciones realizadas, no obstante, el aire suministrado por el compresor, genera costos significativos por consumo de energía de aproximadamente 2 millones de pesos mensuales (Anexo N). El valor reportado es mayor a la cantidad de oxígeno disuelto encontrada en la unidad sin suministro de aire (0.18 mg/L); pero es inferior al valor del afluente medido a la salida del trampa grasas (3.71 mg/L). El sistema de aireación permite homogenizar el lodo flotante de la unidad, pero no el agua residual, siendo necesario reemplazarlo por un correcto sistema de agitación.

Homogenización en tanque de acidificación. La baja remoción del tanque de acidificación (Tabla 9) evidencia la deficiente operación del sistema al presentarse remociones negativas. Cabe resaltar que los procesos biológicos llevados a cabo en la unidad transforman la materia a otro estado, por lo cual no debe existir remoción de esta. Las remociones negativas indican que anterior a la caracterización realizada existieron altas cargas orgánicas que quedaron retenidas en la unidad, y que posteriormente fueron determinadas en la muestra efluente. Esta situación refleja la poca homogenización que existe en la unidad, existiendo picos no solo de pHs, sino también de carga orgánica, que afectará los procesos posteriores.

6.1.3 Reactor de metanización

Carga orgánica. El reactor está diseñado para remover una carga orgánica de 3600 mg/L. El afluente presenta una DQO de 1544 mg/L, evidenciando el ingreso de menos de la mitad de la carga orgánica de diseño. Es importante resaltar que

los sucesivos paros en la alimentación del sistema, han ocasionado que la temperatura interna del reactor disminuya en ocasiones hasta valores de 25°C, siendo los 37°C la temperatura óptima de operación de las bacterias presentes en el reactor.

Ausencia de AGVs a degradar. Ante la deficiente acidificación, no existen ácidos grasos volátiles para ser transformados por el lodo biológico del reactor de metanización, originando poco biogás metano para ser quemado en la antorcha de combustión. Los procesos metabólicos desarrollados en el reactor no corresponden a la metanización; dadas las características del agua se presume una actividad fermentativa, sin embargo debe corroborarse esta teoría.

Remoción de sólidos. El reactor de metanización presenta una remoción aceptable de los parámetros DQO, DBO y Aceites y Grasas (Tabla 12), pero presenta una falencia en la remoción de sólidos, principalmente en los sedimentables. La diferencia de sólidos totales y suspendidos totales, se debe a los sólidos disueltos no removidos por el reactor. Los sedimentos en el efluente se originan por arrastre de lodo biológico de exceso en la unidad.

6.2 CONSUMO DE QUIMICOS

6.2.1 Consumo de ácido nítrico. En la actualidad en el tratamiento se consumen aproximadamente 570 Litros diarios de ácido nítrico para un caudal de 319 m³/día, que corresponden a una dosificación de 1178 ppm. Este consumo equivale a \$11`475.810 al mes. Al manipularse de forma manual la bomba de dosificación de ácido ante la inexistencia del electrodo, se presenta un consumo innecesario de

este químico, generando bajos valores de pH que perjudican la operación del DAF.

6.2.2 Ahorro en consumo de ácido nítrico. Se logra un ahorro de \$ 10`511.000 millones mensuales si se flocula a un pH neutro a una dosificación de 99 ppm. La prueba de laboratorio también determinó que si se logra una dosificación controlada de ácido para obtener valores de pH de 3.8, existiría una dosificación de 687 ppm de ácido y un consumo de 333 litros del químico, generando un ahorro de \$ 4`781.587.5 pesos mensuales.

Además también se determinó mediante las pruebas de laboratorio, que el pH óptimo para el rompimiento de la emulsión de grasa ocurre a 4.2. (Tabla 14) Para bajar el pH a esta unidad se requieren 644 ppm de ácido nítrico que corresponden a un ahorro de \$ 5`204.380.5 pesos mensuales.

6.2.3 Dosificación de cloruro fèrrico. La dosificación realizada con cloruro fèrrico (Tabla 15), determinó que la coagulación se obtiene a cualquier pH, al lograr neutralizar el agua residual con cloruro fèrrico a un valor promedio de pH de 4.2, demostrando que el producto coagulante puede lograr a nivel experimental una óptima coagulación del agua residual láctea. No obstante, se debe corroborar que el proceso de floculación se pueda lograr en el DAF, debido a que el floc formado a pHs altos es inestable y puede romperse al entrar en contacto con las microborbujas inyectadas a alta presión.

Los análisis de laboratorio determinaron efectividad del cloruro fèrrico, para coagular a diferentes pHs, sin embargo la disminución del rango de dosificación se

convierte en una variable operativa crítica, debido a la necesidad de mantener un caudal de tratamiento y de dosificación del cloruro constante y poco variable; lo cual es difícil de obtener teniendo en cuenta que en cada turno de ocho horas, se presentan variaciones de hasta un 30% del caudal, originadas principalmente por la obstrucción de los filtros de las bombas.

6.2.4 Costos por consumo de cloruro férrico. La dosificación de cloruro férrico aumentará al presentarse un aumento de pH durante la floculación. A pH neutro se requiere un consumo de 175 ppm de cloruro férrico (Tabla 15), que corresponden a \$1`938.000/mes. El consumo anterior promedio de cloruro férrico era de 50 ppm, a un costo de \$553.737/mes, ante lo cual existirá un incremento de \$ 1`384.000/mes.

6.2.5 Consumo de soda cáustica. Para el caudal promedio de tratamiento, los consumos del producto indican que se emplean aproximadamente 610 ppm que corresponde a \$ 7`931.095 mensuales, no obstante este consumo puede minimizarse al emplearse un pH de coagulación superior al actual.

6.2.6 Ahorro en consumo de soda cáustica. El ahorro se obtiene, al lograr un aumento en el pH de floculación en el DAF, de modo que a un pH neutro, no existirá un consumo de soda, generando un ahorro de 6.365.000 mensuales.

6.3 PRUEBAS DE ACIDIFICACIÓN

6.3.1 Inoculación durante 48 horas. Durante este periodo de tiempo, a pH 10.5 se obtuvo la mayor variación de pH comparadas a las otras 2 muestras, evidenciando la alta formación de AGVs y el crecimiento de los (Gráfica 7).

La muestra de pH 4 demostró que en este valor existe poca actividad biológica generadora de AGVs, presentándose al final de la prueba un incremento de pH al valor de 4.16. Debido al rompimiento de las emulsiones de grasa a este pH, se genera sedimentación del floc formado y una remoción de la DQO del 79% (Tabla 15). existiendo poca materia orgánica susceptible de ser transformada a AGVs

A pH 5.5 se obtuvo al final de la prueba un pH de 4.54 y una tendencia lineal de generación de AGVs, sin embargo es necesario para este pH incrementar el tiempo de inoculación y obtener la óptima actividad biológica y generación de AGVs. Además se debe considerar la temperatura a la cual se realizó la prueba de acidificación, la cual difiere al valor de 55 °C obtenido por los investigadores Herbert y H. Q, Yu¹.

6.3.2 Generación de AGVs ante el aumento de la temperatura. En el análisis de generación de AGVs (Gráfica 8), se condicionó la temperatura a valores de 37°C, obteniéndose una disminución considerable de pH con tendencia lineal, este comportamiento también se observó en la muestra de pH 10.5 inoculada durante un periodo de 48 horas (Gráfica 7).

¹ HERBERT H. P., Fang y H. Q, Yu, Op. CIT., p. 825

Cabe resaltar que a 37°C existió una disminución de 2 unidades de pH en un tiempo de 8 horas, igual disminución ocurrió en la muestra de pH 10.5 pero en un periodo de inoculación de 48 horas.

Se debe considerar que en las dos pruebas se fomento el crecimiento microbiano y la generación de AGVs; a diferencia del proceso de acidificación llevado a cabo en el tratamiento, donde la existencia de AGVs y material biológico deben complementar la acidificación del agua residual afluyente a la unidad.

6.3.3 Calentamiento con vapor de agua. El calentamiento con vapor de agua es una alternativa para el aumento de la temperatura en 7°C, la generación de vapor estaría dada por la caldera de la industria, que requeriría un consumo de fuel oil de 3.38 galones por minuto, con un costo de combustible de \$5.300.380 mensuales. Este consumo se justifica ante el consumo de químicos, de modo que al mejorar las condiciones de acidificación biológica, disminuirá el consumo de ácido nítrico y de soda cáustica.

7. CONCLUSIONES

El pH es la principal variable de tratamiento en la PTAR, como consecuencia del consumo de soda cáustica y ácido nítrico en los sistemas de limpieza de los equipos de producción.

Existen unidades de tratamiento como el trampa grasas, tanque de acidificación y reactor anaerobio; que no presentan las remociones, ni los parámetros operativos de diseño, ante el exceso del caudal promedio de tratamiento. El caudal de tratamiento debe normalizarse a los valores promedios registrados y garantizar la homogenización de los principales parámetros operativos.

Las dosificaciones de los productos químicos del agua residual no son las óptimas para el tratamiento, ante la variabilidad de la dosificación del ácido nítrico y del cloruro férrico; originadas por el pH bajo de floculación e 3.8 en el sistema DAF.

Las dosificaciones propuestas a pH neutro, generarían un ahorro aproximado de \$16.800.000 de pesos mensuales en consumo de soda cáustica y ácido nítrico, y un incremento de \$1.380.000 de pesos mensuales por el aumento en el consumo de cloruro férrico.

La operación del tanque de acidificación es deficiente, ante la baja generación de AGVs, la acidificación química y la agitación por aire. El sistema de aireación no homogeniza eficientemente el agua residual y genera costos por consumo de

energía de 2 millones de pesos mensuales. El actual sistema debe suprimirse e implementar una agitación que permita la homogenización óptima del agua residual.

La adición de vapor al agua residual, es una alternativa para optimizar la actividad biológica al aumentar en 7 °C la temperatura. La generación de vapor tendrá un costo de \$5.300.380 mensuales por consumo de fuel oil en las calderas, no obstante, se sugiere realizar pruebas de adición de vapor a escala evaluando las variables de caudal de tratamiento, tiempos de retención, generación de AGVs y principalmente disminución de pH.

La baja generación de AGV en la acidificación, evidencia la poca transformación de la materia orgánica a metano en el reactor de metanización, además de la baja carga orgánica de alimentación, requiriéndose un aumento del caudal total de la PTAR y una DQO superior a la actual. El efluente de la unidad presenta una baja calidad, que determina su exclusión del sistema de recuperación de agua industrial, además de existir pocas alternativas de reutilización.

Para el aumento del caudal de tratamiento del reactor de metanización, el sistema de succión desde el tanque de desgasificación requiere modificaciones para suplir el caudal actual de 7 m³/h, al promedio de 13.26 m³/h y de este modo, generar un aumento en la carga de alimentación a la unidad.

El sistema de recuperación, al presentar los problemas identificados, no cumple legalmente con los parámetros de grasas y aceites, sólidos totales y mesófilos,

además, de DQO, DBO y conductividad, considerados dentro de los parámetros de diseño del sistema

Las variaciones en la conductividad del agua industrial, se da por la presencia de leche, soda cáustica y ácido nítrico procedentes de las zonas de pasteurización y ultrapasteurización, además, la disminución de la conductividad, es generada por la presencia de peróxido de hidrógeno, procedente de la zona de envasado aséptico.

Las características de agua segura el sistema de recuperación, limita su utilización en la industria. Las circunstancias posibilitan emplearla solo en el sistema cerrado de refrigeración, que se desarrolla mediante la torre de enfriamiento. El sistema además puede ser ampliado para la refrigeración de los equipos de pasteurización y ultrapasteurización que en la actualidad emplean agua potable.

8. RECOMENDACIONES

Se sugiere complementar las pruebas de acidificación desarrolladas con vapor de agua, mediante un sistema a escala que garantice controlar las variables de caudal, tiempo de retención y pH de entrada.

Se recomienda desarrollar un estudio microbiológico que permita el aislamiento y la adaptabilidad de los microorganismos acidogénicos a las actuales características del agua residual de la industria.

La dosificación de químicos determinada a nivel laboratorio, debe corroborarse a través de pruebas en cada una de las unidades de la PTAR

Para el sistema cerrado de enfriamiento propuesto en la investigación, se sugiere el desarrollo de un diagnóstico que identifique las calidades y caudales del agua; así como las redes de los vertimientos del sistema. El diagnóstico permitirá establecer las unidades de tratamiento que deban anexarse o modificarse al actual sistema de tratamiento.

Es necesario realizar una prueba de actividad metanogénica que determine la capacidad de biodegradación del lodo y la adaptabilidad a las actuales características del agua residual. De este modo, se logrará establecer la generación real de gas metano y la eficiencia del reactor.

BIBLIOGRAFÍA

BALDA, Roberto. Tratamiento Anaerobio. Universidad de la Salle. Cátedra Recurso Agua. 2003.

CENGEL. Yunus A. Termodinámica. Mac Graw Hill. Cuarta edición. 2003

DECRETO 1584. Ministerio De Desarrollo Económico, 1984.

DEGREMONT. Manual Técnico del Agua de Degremont. Edición en español. 1978.

HERBERT H. P., Fang y H. Q, Yu. Journal of Environmental Engineering. Acidification of lactose in Wastewater. Vol. 127, No 9. 2001.

KAUL, Nandy. Biogas Recovery from industrial wastewater. 1998

LUND UNIVERSITY. Intensification of the biogas process by improved process monitoring and biomass retention. 2000.

MANUAL DE AIRE COMPRIMIDO. C & D Publicidad. Kaeser Compresores.

OROZCO. Alvaro. Bioingeniería de Aguas Residuales. Bogotá D.C, .Ejemplar sin editar. 2003

TETRA PACK Dairy Processing Handbook Processing Systems AB. Sweden. Teknotext AB. 1995.

ANEXOS

Anexo A Diagrama de la Pasteurización

Anexo B Diagrama del condensador evaporativo y calderas

Anexo C Diagrama del sistema de limpieza CIP

Anexo D Permiso de vertimientos

Siguiendo el trámite y procedimiento administrativo a la petición de la industria láctea. La autoridad ambiental profirió la resolución en octubre de 2002, estableció aceptar el sistema de tratamiento de las aguas residuales de la industria, fijando el cumplimiento de la norma de vertimiento dentro de los siguientes parámetros:

PARÁMETRO	TEMPERATURA
pH	5 a 9 unidades
Temperatura	< 40 °C
Material Flotante	Ausente
Grasas y Aceites	Remoción > 90 %
Sólidos Suspendidos	Remoción > 90 %
DBO ₅	Remoción > 90 %

Anexo E Diagrama de flujo, tratamiento PTAR

Anexo F Fotos PTAR



Foto 1 Anterior ubicación del medidor de flujo electromagnético



Foto 2 Traslado del medidor de flujo a la alimentación del DAF



Foto 3 Lodos sedimentables en los puntos 1 - 4



Foto 4 Alimentación al reactor de metanización

Anexo G Fotos análisis de laboratorio, trampa grasas y pozo de inspección



Foto 1 Dosificación de ácido
pH 3.6 – 4.8



Foto 2 Dosificación de ácido
pH 3.0 – 10

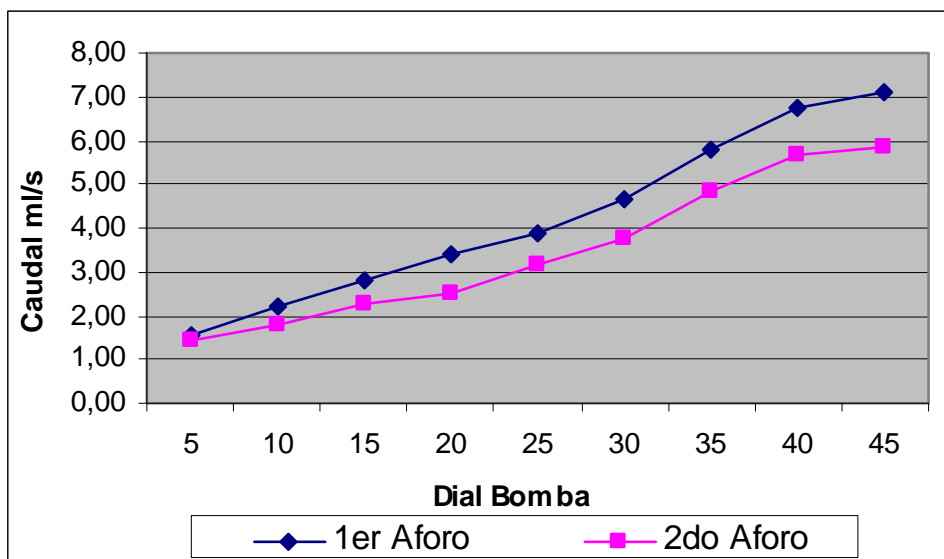


Foto 3 Cauchos trampa grasa



Foto 4 Identificación de vertimiento
en pozo de inspección con anilina

Anexo H Gráfica de aforo bomba cloruro férrico



El aforo de la bomba de cloruro férrico, determino que el caudal disminuye por los paros sucesivos en el tratamiento, interfiriendo en la óptima dosificación del coagulante. De este modo las variaciones del caudal ocasionan una disminución de las ppm

Anexo I Cálculo del consumo y costos del fuel oil

El caudal de agua residual es de 13.26 m³/h, requiere una energía de 367.567.2 BTU/h para aumentar en 7 °C su temperatura. La energía requerida puede generarse por adición de vapor al agua residual, a través de las calderas ubicadas en la zona de servicios. La caldera de 400 HP de la industria genera 34.5 lb/h de vapor, a través de un consumo de 33.500 BTU/h de energía. Esta relación nos permite obtener el vapor necesario para adicionar al agua residual y aumentar en 7 °C su temperatura.

$$\text{Vapor} = 367.567.2 \text{ BTU} \frac{34.5 \text{ Lb/h}}{33500 \text{ BTU/h}} = 385.39 \text{ lb/h}$$

La caldera deberá generar 385.39 lb/h de vapor, que se emplearan en el aumento de la temperatura del agua residual. Para generar 12.347 lb/h de vapor, la caldera de la industria requiere 108.5 galones por hora de fuel oil.

$$\text{Consumo de Fuel Oil} = 385.39 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} \times \frac{108.5 \text{ gal/h}}{12.347 \text{ Lb/h}} = 3.386 \text{ gal/h}$$

El vapor de agua requerido es generado mediante el consumo de 3.386 gal/h de fuel oil. El costo promedio del galón del combustible, es de \$2.178, de modo que el consumo mensual del combustible requerido será el siguiente.

$$\text{Costo de Fuel Oil} = 3.38 \text{ gal/h} \times \frac{\$ 2.178 \text{ gal}}{\text{gal}} \times 24 \text{ h} \times 30 \text{ días} = \$ 5\text{ }300.380/\text{mes}$$

Anexo J Cálculo de la extracción de lodos del reactor anaerobio

El perfil de lodos realizado al lodo granular al reactor anaerobio, determinó valores de sólidos suspendidos volátiles para cada punto, mayores al valor de diseño de 30.200 mg/L. la diferencia del valor obtenido en el perfil con respecto al valor de diseño, será la cantidad de SSV de exceso en cada punto, que con respecto al volumen inoculado en el arranque de la planta (20 m³) genera los kilogramos de exceso.

Al determinar la cantidad de kilogramos de exceso, obtendremos el volumen que representa de acuerdo a la concentración dada en cada punto en SSV.

Punto	SSV mg/L	SSV mg/L Exceso	Kg de Exceso	m3 a Remover
1	40020	9820	196	4.9
2	35360	5160	103	2.9
3	35857	5657	113	3.2
4	34060	3860	77	2.3
5	34840	4640	93	2.7

Fuente: El Autor 2005

Ejemplo de extracción de lodos para el punto 1

$$\text{m}^3 \text{ a Remover punto 1} = 9820 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ Kg}}{10^6 \text{ mg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{40 \text{ Kg}} = 4.9 \text{ m}^3$$

Anexo K Zonas generadoras de vertimientos de agua industrial

[Anexo L Diagrama sistema de recuperación](#)

Anexo M Diagrama del sistema de enfriamiento propuesto

Anexo N Costos por consumo de energía en sistemas de aireación

El compresor general de la industria suministra aire a diferentes zonas a una presión de 110 psi a través de una red principal. La inyección de aire al tanque de acidificación se realiza por medio de una manguera de $\frac{3}{4}$ de pulgada de diámetro y 25 metros de longitud. Esta conexión de aire es considerada como una fuga de la red principal, que genera una pérdida de caudal, empleada en la aireación del tanque de acidificación.

Una línea principal de aire a 110 psi de presión, presenta una fuga de aire de 1016 ft³/min, si la conexión de fuga es una tubería de $\frac{3}{4}$ con una longitud de 320 metros.¹ Para la tubería de 25 metros la fuga sería:

$$\text{Caudal} = \frac{1016 \text{ ft}^3/\text{min}}{320 \text{ m}} \times 25 \text{ m} = 79.375 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Para producir un caudal de 4 ft³/min se requiere 1 kwh de energía, por lo cual:

$$\text{Energía} = \frac{1 \text{ kwh}}{4 \text{ ft}^3/\text{min}} \times 79.375 \text{ ft}^3/\text{min} = 19.845 \text{ kwh}$$

El costo de kwh en la industria es de \$143.5, ante esto, el consumote energía por generación de aire en el tanque de acidificación es:

$$\text{Costo de energía} = 19.85 \text{ kw} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} \times \frac{30 \text{ días}}{\text{mes}} \times \frac{\$143.53}{\text{kwh}} = \$2\ 051.331/\text{mes}$$

¹ KAESER. Compresores. Manual de aire comprimido. p. 9-3

Anexo O Cálculo de los parámetros operativos del DAF

El sistema de Flotación DAF es de forma troncocónica, con un volumen de 12.76 m³. Los valores actuales y propuestos de la tasa ascensional y el tiempo de retención, se calculan con las dimensiones del sistema y el caudal de tratamiento más la recirculación de agua del 30%.

El caudal actual de 18 m³/h y la recirculación, generan un total de 23.4 m³/h. Conllevando a que los parámetros operativos sean los siguientes:

$$\text{Tasa Ascensional} = \frac{\text{Caudal}}{\text{Area}} = \frac{18 \text{ m}^3/\text{h}}{1.012 \text{ m}^2} = 4.67 \frac{\text{m}}{\text{h}}$$

$$\text{Tiempo de Retención} = \frac{\text{Volumen}}{\text{Caudal}} = \frac{12.776 \text{ m}^3}{23.4 \text{ m}^3/\text{h}} = 32.76 \text{ min}$$

El caudal propuesto de 13.26 m³/h y la recirculación, generan un total de 17.238 m³/h. Conllevando a que los parámetros operativos sean los siguientes:

$$\text{Tasa Ascensional} = \frac{\text{Caudal}}{\text{Area}} = \frac{13.26 \text{ m}^3/\text{h}}{1.012 \text{ m}^2} = 3.44 \frac{\text{m}}{\text{h}}$$

$$\text{Tiempo de Retención} = \frac{\text{Volumen}}{\text{Caudal}} = \frac{12.776 \text{ m}^3}{17.238 \text{ m}^3/\text{h}} = 44.47 \text{ min}$$