

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
QUÍMICO

OPTIMIZACIÓN SISTEMA DE COALESCENCIA Y RESTAURACIÓN DE ORGÁNICO EN PLANTA SX.

Mariajosé Arancibia Urbina

Profesores Guías:
Carlos Carlesi Jara
José Torres Titus

2010



AGRADECIMIENTOS

En este momento me gustaría agradecer a mis papás, Rosa y Héctor, por siempre haber confiado en mí y en mis capacidades para sacar adelante esta carrera. A mi hermano Carlos que me apoyo siempre cuando pensé en rendirme y a mi hermana Fernanda, que tenga claro que mis papás van a estar igualmente orgullosos de ella. Los amo a todos.

Agradecer a quien me dio la oportunidad de desarrollar esta tesis, Don Nibaldo Castillo, jefe del área donde se desarrolló. Además a todas las personas que estuvieron involucradas de una u otra manera, Don Manuel Cáceres, Jorge Cortéz, también a todos los operadores de la planta SX, gracias por los conocimientos entregados que fueron de gran ayuda para mí.

Y agradecer a todas las personas de Radomiro Tomic que lograron hacer que este tiempo fuera muy ameno y enriquecedor no solo de forma profesional, sino que también de forma personal.

A mis amigas, Ana y Pamela, espero que aunque tomemos caminos diferentes en la vida, sigamos en contacto y recordando viejos tiempos.

A mis profesores guías, Carlos Carlesi y José Torres por la dedicación y ayuda para realizar un buen trabajo.



RESUMEN

La planta de extracción por solventes del Centro de Trabajo Radomiro Tomic es de gran importancia en el proceso hidrometalúrgico ya que es la etapa en donde se recupera el cobre presente en el PLS (Pregnant Leaching Solution) proveniente de la etapa de lixiviación.

Existen condiciones en las que se ve perjudicado el normal funcionamiento de la planta, entre las más importantes se encuentran los arrastres de acuoso en el orgánico de planta que son los responsables de la contaminación del electrolito rico que se dirige a la nave de electroobtención y la condición física en que se encuentra la fase orgánica disminuyendo su capacidad extraer y reextraer el cobre en el sistema.

Para disminuir los arrastres de acuoso se cuenta con 10 coalescedores en la planta los cuales presentan una eficiencia de alrededor de un 53%, para mejorar el funcionamiento de estos equipos fue posible cambiar su lecho coalescedor de HDPE (High Density Polyethylene). Al trabajar con una nueva viruta con superficie estriada con mayor área expuesta al flujo de fase orgánica se tiene un aumento de hasta 3 veces en la purga de cada equipo, lo que significa un ahorro de US\$1.529.546 sólo en la reposición y mantención de placas en la nave de electroobtención.

Una segunda viruta con mayor área de contacto no presenta un aumento consecuente en la purga del equipo, obteniéndose resultados similares a los conseguidos con la viruta anteriormente probada.

Respecto a la mantención de la condición física de la fase orgánica, se utiliza madera de coihue, esta es utilizada en dos equipos diferentes, un soyuz (coalescedor de menor dimensión) y un filtro prensa.

Con respecto a su utilización en un soyuz, la madera tiene forma de viruta con la cual se constituye un lecho, este presenta una mayor eficiencia a medida que el tiempo de residencia en el equipo es mayor.

Para el filtro prensa, la madera se utiliza pulverizada o como aserrín, esta es potenciada por una dosis de kieselgur, obteniéndose mejores resultados que sólo con kieselgur, aditivo comúnmente utilizado para este fin.

Este tratamiento continuo se ve reflejado en un aumento de la transferencia neta en 0.86 g/l lo que corresponde a un aumento de US\$ 10.414,60 al día debido a la mayor capacidad de la fase orgánica de extraer el cobre presente en el PLS (Pregnant Leaching Solution).



ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE TABLAS	V
ÍNDICE FIGURAS	VII
ÍNDICE GRÁFICOS	VIII
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 INTRODUCCIÓN.....	1
1.2 OBJETIVO GENERAL	2
1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	2
1.4 ANTECEDENTES GENERALES CODELCO CHILE.....	2
1.5 DIVISIÓN CODELCO NORTE	3
1.6 ANTECEDENTES GENERAL RADOMIRO TOMIC.....	5
CAPÍTULO II: ANTECEDENTES TEÓRICOS	10
2.1 GENERALIDADES EXTRACCIÓN POR SOLVENTE	10
2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	10
2.3 CONCEPTOS FUNDAMENTALES	12
2.3.1 <i>Transferencia de Masa</i>	12
2.3.2 <i>Mecanismo de Extracción y Reextracción</i>	13
2.3.3 <i>Coeficiente de Distribución</i>	14
2.3.4 <i>Influencia del pH</i>	14
2.3.5 <i>Continuidad de Fases y Coalescencia</i>	15
2.3.6 <i>Degradación fase orgánica</i>	17
2.3.7 <i>Características que afectan el proceso</i>	19
2.4 QUÍMICA Y CARACTERÍSTICAS DE LA FASE ORGÁNICA	20
2.4.1 <i>Extractante</i>	20
2.4.2 <i>Diluyente</i>	21
2.4.3 <i>Modificadores</i>	22
2.5 PÉRDIDAS DE REACTIVO ORGÁNICO.....	22
2.6 FORMACIÓN DE EMULSIONES	23
2.7 TRATAMIENTO DE BORRAS Y RECUPERACIÓN DE REACTIVO ORGÁNICO	24
CAPÍTULO III: DESCRIPCIÓN PLANTA EXTRACCIÓN POR SOLVENTE	26
3.1 PLANTA EXTRACCIÓN POR SOLVENTE CENTRO DE TRABAJO RT.....	26
3.2 TIPO DE EXTRACTANTE Y DILUYENTE UTILIZADOS.....	28
3.3 DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS	29
3.3.1 <i>Decantador</i>	29
3.3.2 <i>Bomba DOP</i>	30
3.3.3 <i>Spirok</i>	30
3.3.4 <i>Coalescedor Chuquicamata</i>	31
3.3.5 <i>Soyuz</i>	33
3.3.6 <i>Columnas de Flotación</i>	34
3.3.7 <i>Filtros Chuquicamata</i>	35
3.3.8 <i>Filtro Prensa</i>	37
3.3.9 <i>Planta de Borrás</i>	37
3.4 ADITIVOS UTILIZADOS EN PLANTA SX PARA EL TRATAMIENTO DE ORGÁNICO.....	39
3.5 RESUMEN PROPIEDADES ORGÁNICO DE PLANTA	43



CAPÍTULO IV: DISEÑO DE PRUEBAS INDUSTRIALES	45
4.1 PLAN DE TRABAJO.....	45
4.1.1 <i>Procedimiento de Trabajo para la optimización de Sistema de Coalescencia.....</i>	<i>45</i>
4.1.2 <i>Procedimiento de Trabajo para la capacidad de restauración de las propiedades físicas de la fase orgánica que presenta la madera de coihue</i>	<i>48</i>
4.2 PROTOCOLO DE LABORATORIO	54
4.2.1 <i>Procedimiento General Toma de Muestras.....</i>	<i>54</i>
4.2.2 <i>Procedimiento para realizar controles físicos en orgánico de Planta.....</i>	<i>54</i>
a) <i>Tiempo de Separación de Fases.....</i>	<i>54</i>
b) <i>Tensión Superficial e Interfacial</i>	<i>55</i>
c) <i>Medición de Viscosidad</i>	<i>56</i>
d) <i>Control diario de viscosidad para muestras orgánicas y acuosas.....</i>	<i>57</i>
CAPÍTULO V: RESULTADO Y ANÁLISIS PRUEBAS INDUSTRIALES	58
5.1 ANÁLISIS DE CAPACIDAD DE COALESCENCIA DE DISTINTAS VIRUTAS DE HDPE EN COALESCEDORES PLANTA SX.....	58
5.1.1 <i>Determinación días óptimos de operación.....</i>	<i>60</i>
5.1.2 <i>Cálculo de Aumento en la purga de Equipo</i>	<i>67</i>
5.1.3 <i>Impacto Económico</i>	<i>69</i>
5.2 ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE RESTAURACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LA FASE ORGÁNICA QUE PRESENTA LA MADERA DE COIHUE	71
5.2.1 <i>Restauración de orgánico por medio de viruta de coihue.....</i>	<i>71</i>
a) <i>Viscosidad</i>	<i>72</i>
b) <i>Tensión Interfacial.....</i>	<i>74</i>
c) <i>Tiempo Separación de Fases, Continuidad Orgánica</i>	<i>76</i>
5.2.2 <i>Restauración de orgánico por medio de aserrín de coihue</i>	<i>80</i>
a) <i>Viscosidad</i>	<i>80</i>
b) <i>Tensión Interfacial.....</i>	<i>82</i>
c) <i>Tiempo Separación de Fases, Continuidad Orgánica</i>	<i>83</i>
5.2.3 <i>Impacto Económico</i>	<i>85</i>
CAPITULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	87
6.1 CONCLUSIONES	87
6.2 RECOMENDACIONES	89
BIBLIOGRAFÍA	90
GLOSARIO.....	91
ANEXOS	94
ANEXO A: COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS AL MEDIR LAS PROPIEDADES FÍSICAS DEL ORGÁNICO LUEGO DE PASAR POR LECHO RESTAURADOR DE SOYUZ.	94
<i>Ubicación: TREN D, Etapa Extracción 1</i>	<i>94</i>
<i>Ubicación: TREN D, Etapa de Lavado.....</i>	<i>95</i>
<i>Ubicación: TREN D, Etapa de Lavado.....</i>	<i>96</i>
<i>Ubicación: TREN D, Etapa Stripping 1.....</i>	<i>96</i>
<i>Ubicación: TREN C, Etapa de Lavado.....</i>	<i>97</i>
<i>Ubicación: TREN A, Etapa de Lavado.....</i>	<i>97</i>
ANEXO B: COMPARACIÓN RESULTADOS MEDICIÓN PROPIEDADES FÍSICAS DE ORGÁNICO.....	98
<i>FILTRO PRENSA N°1.....</i>	<i>98</i>
<i>FILTRO PRENSA N°2.....</i>	<i>99</i>
ANEXO C: DATOS PURGA COALESCEDORES.....	100
ANEXO D: CONDICIONES ORGÁNICO DE PLANTA SX ENERO – AGOSTO 2009	103



ÍNDICE TABLAS

TABLA 1.1. RESERVAS Y RECURSOS CODELCO NORTE	3
TABLA 2.1. COMPARACIÓN ALDOXIMAS Y CETOXIMAS.....	20
TABLA 3.1. FICHA TÉCNICA EXTRACTANTE	28
TABLA 3.2. FICHA TÉCNICA DILUYENTE	29
TABLA 3.3. DATOS DE ARRASTRE A/O	33
TABLA 3.4. DATOS DE ARRASTRE O/A EN AVANCE	37
TABLA 3.5. CARACTERÍSTICAS OPERACIONALES FILTRO PRENSA	37
TABLA 3.6. COMPOSICIÓN MADERA.....	41
TABLA 3.7. COMPOSICIÓN COMPUESTOS DE LA MADERA	41
TABLA 3.8. RESUMEN CONDICIONES ORGÁNICO PLANTA SX	43
TABLA 4.1. CARACTERÍSTICAS LECHO COALESCEDOR	45
TABLA 4.2. REGISTRO PESO CANASTILLOS	46
TABLA 4.3. PARÁMETROS ENTREGADOS POR LABORATORIO.....	49
TABLA 4.4. REGISTRO PROPIEDADES ORGÁNICO	51
TABLA 4.5. ESPECIFICACIONES DE MEZCLAS A UTILIZAR	52
TABLA 5.1. CARACTERÍSTICAS LECHO DISPUESTO	58
TABLA 5.2. PESOS DE VIRUTA CARGADOS A CADA CANASTILLO EN KILOS.....	59
TABLA 5.3. CONTROL COALESCEDOR 7	60
TABLA 5.4. CONTROL COALESCEDOR 8	61
TABLA 5.5. CONTROL COALESCEDOR 9.....	62
TABLA 5.6. PESOS DE CANASTILLOS RETIRADOS LUEGO DE 4 MESES EN KILOS	63
TABLA 5.7. PESOS DE VIRUTA CARGADOS A CADA CANASTILLO EN KILOS.....	64
TABLA 5.8. CONTROL COALESCEDOR 1	64
TABLA 5.9. CONTROL COALESCEDOR 5	66
TABLA 5.10. EFICIENCIA COALESCEDORES CON VIRUTA ESTRIADA PLANA A PRUEBA	67
TABLA 5.11. EFICIENCIA COALESCEDORES CON VIRUTA ESTRIADA EN CRUZ A PRUEBA.....	68
TABLA 5.12. INVERSIÓN PARA CAMBIO DE LECHO COALESCEDOR.....	69
TABLA 5.13. DATOS EW, PLACAS RECHAZADAS POR MES Y GASTO ASOCIADO A SU REPARACIÓN	70
TABLA 5.14. VARIACIÓN VISCOSIDAD, SOYUZ TREN D	72
TABLA 5.15. VARIACIÓN TENSIÓN INTERFACIAL, SOYUZ TREN D	74
TABLA 5.16. VARIACIÓN T.S.F, CONTINUIDAD ORGÁNICA, SOYUZ TREN D	76
TABLA 5.17. RESUMEN RESULTADOS OBTENIDOS SOYUZ TREN D	78
TABLA 5.18. DATOS PURGA SOYUZ CON HDPE Y MADERA DE COIHUE	79
TABLA 5.19. VARIACIÓN VISCOSIDAD, FILTRO PRENSA	80
TABLA 5.20. VARIACIÓN TENSIÓN INTERFACIAL, FILTRO PRENSA	82
TABLA 5.21. VARIACIÓN TSF, CONTINUIDAD ORGÁNICA, FILTRO PRENSA	83
TABLA 5.22. RESUMEN RESULTADOS OBTENIDOS FILTRO PRENSA	85
TABLA 5.23. INVERSIÓN EN MATERIAL RESTAURADOR	86
TABLA 5.24. DATOS TRANSFERENCIA NETA COBRE	86
TABLA 5.25. BENEFICIO OBTENIDO DEBIDO A LA RESTAURACIÓN DE ORGÁNICO	86



ÍNDICE FIGURAS

FIGURA 1.1. YACIMIENTOS CODELCO NORTE	4
FIGURA 1.2. PRODUCCIÓN CODELCO.....	5
FIGURA 1.3. DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO RT	9
FIGURA 2.1. DIAGRAMA GENERAL PROCESO HIDROMETALÚRGICO.....	10
FIGURA 2.2. DIAGRAMA PROCESO SX.	11
FIGURA 2.3. PERFIL DE CONCENTRACIONES EN LA TRANSFERENCIA DE MASA EN LA INTERFASE.....	12
FIGURA 2.4. ESTRUCTURA MOLECULAR COMPLEJO ORGANOMETÁLICO.	13
FIGURA 2.5. EFECTO DEL PH EN EL COEFICIENTE DE DISTRIBUCIÓN.....	14
FIGURA 2.6. REPRESENTACIÓN GRÁFICA CONCEPTO DE CONTINUIDADES	16
FIGURA 2.7. DEGRADACIÓN HIDROLÍTICA	17
FIGURA 2.8. DEGRADACIÓN POR ALCOHOLISIS.....	17
FIGURA 2.9. DEGRADACIÓN POR ACCION DE UN OXIDANTE	17
FIGURA 2.10. ESTRUCTURA MOLECULAR DE LAS OXIMAS	20
FIGURA 3.1. DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA SX, RT	27
FIGURA 3.2. ESTRUCTURA QUÍMICA ACORGA M 5774.....	28
FIGURA 3.3. DECANTADOR TECNOLOGIA VSF.....	29
FIGURA 3.4. DOP (DISPERSION OVERFLOW PUMP).....	30
FIGURA 3.5. ESTANQUE-MEZCLADOR SPIROK	31
FIGURA 3.6. COALESCEDOR CHUQUICAMATA	32
FIGURA 3.7. SOYUZ	34
FIGURA 3.8. COLUMNA DE FLOTACIÓN COMINCO.....	34
FIGURA 3.9. FILTRO CHUQUICAMATA	36
FIGURA 3.10. TRATAMIENTO DE BORRAS	38
FIGURA 3.11. CORTE TRANSVERSAL MADERA SIN TRATAMIENTO Y CON TRATAMIENTO	42
FIGURA 4.1. VIRUTA UTILIZADA EN COALESCEDOR CHUQUICAMATA.	46
FIGURA 4.2. MINICOALESCEDOR.....	48
FIGURA 4.3. ESQUEMA PARA LA RESTAURACIÓN DE ORGÁNICO.	49
FIGURA 4.4. ESQUEMA PARA LA RESTAURACIÓN DE ORGÁNICO EN FILTRO PRENSA.....	52
FIGURA 4.5. REACTOR ANETICH.	55
FIGURA 4.6. TENSÍOMETRO.....	56
FIGURA 4.7. VISCOSÍMETRO.....	57
FIGURA 5.1. COMPARACIÓN VIRUTAS.	58
FIGURA 5.2. DESARME COALESCEDOR.....	59
FIGURA 5.3. VIRUTA LUEGO DE 4 MESES DE OPERACIÓN.....	63
FIGURA 5.4. VIRUTA CON MAYOR ÁREA.	64
FIGURA 5.5. CAMBIO LECHO SOYUZ.....	71
FIGURA 5.6. LECHO SOYUZ LUEGO DE SU OPERACIÓN	71



ÍNDICE GRÁFICOS

GRÁFICO 3.1. RESUMEN CONDICIONES EXTRACCIÓN PLANTA.....	44
GRÁFICO 5.1. CONTROL COALESCEDOR 7.....	60
GRÁFICO 5.2. CONTROL COALESCEDOR 8.....	61
GRÁFICO 5.3. CONTROL COALESCEDOR 9.....	62
GRÁFICO 5.4. CONTROL COALESCEDOR 1.....	65
GRÁFICO 5.5. CONTROL COALESCEDOR 5.....	66
GRÁFICO 5.6. COMPARACIÓN PURGA ENTRE DISTINTAS VIRUTAS.....	67
GRÁFICO 5.7. COMPARACIÓN PURGA ENTRE DISTINTAS VIRUTAS.....	68
GRÁFICO 5.8. VARIACIÓN VISCOSIDAD, SOYUZ E1 TREN D.....	74
GRÁFICO 5.9. VARIACIÓN VISCOSIDAD, SOYUZ 1 LAVADOR TREN D.....	75
GRÁFICO 5.10. VARIACIÓN VISCOSIDAD, SOYUZ 2 LAVADOR TREN D.....	75
GRÁFICO 5.11. VARIACIÓN TENSIÓN INTERFACIAL, SOYUZ E1 TREN D.....	76
GRÁFICO 5.12. VARIACIÓN TENSIÓN INTERFACIAL, SOYUZ 1 LAVADOR TREN D.....	77
GRÁFICO 5.13. VARIACIÓN TENSIÓN INTERFACIAL, SOYUZ 2 LAVADOR TREN D.....	77
GRÁFICO 5.14.. VARIACIÓN TSF CONTINUIDAD ORGÁNICA, SOYUZ E1 TREN D.....	78
GRÁFICO 5.15.. VARIACIÓN TSF CONTINUIDAD ORGÁNICA, SOYUZ 1 LAVADOR TREN D.....	79
GRÁFICO 5.16. VARIACIÓN TSF CONTINUIDAD ORGÁNICA, SOYUZ 2 LAVADOR TREN D.....	78
GRÁFICO 5.17. COMPARACIÓN PURGA SOYUZ.....	79
GRÁFICO 5.18. RESUMEN VARIACIÓN VISCOSIDAD FILTRO PRENSA.....	81
GRÁFICO 5.19. RESUMEN VARIACIÓN VISCOSIDAD FILTRO PRENSA.....	81
GRÁFICO 5.20. RESUMEN VARIACIÓN TENSIÓN INTERFACIAL FILTRO PRENSA.....	84
GRÁFICO 5.21. RESUMEN VARIACIÓN TENSIÓN INTERFACIAL FILTRO PRENSA.....	84
GRÁFICO 5.22. RESUMEN VARIACIÓN TSF CONTINUIDAD ORGÁNICA FILTRO PRENSA.....	84
GRÁFICO 5.23. RESUMEN VARIACIÓN TSF CONTINUIDAD ORGÁNICA FILTRO PRENSA.....	84
GRÁFICO D1. TSF, ENERO – AGOSTO 2009.....	103
GRÁFICO D2. VISCOSIDAD, ENERO – AGOSTO 2009.....	103
GRÁFICO D3. TENSIÓN INTERFACIAL, ENERO – AGOSTO 2009.....	104
GRÁFICO D4. TENSIÓN SUPERFICIAL, ENERO – AGOSTO 2009.....	104
GRÁFICO D5. CARGA MÁXIMA, ENERO – AGOSTO 2009.....	105
GRÁFICO D6. % EXTRACTANTE.....	105



CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN.

1.1 Introducción.

En las plantas de extracción por solventes el extractante orgánico es considerado como el constituyente más importante de la fase orgánica, y su pérdida equivale a miles de dólares anuales, estas pérdidas principalmente son del tipo: arrastres de orgánico en acuoso (O/A), las cuales van a parar a las pilas con el refinado o a las celdas electrolíticas en el electrolito, mermando el desempeño de las operaciones de lixiviación y de electroobtención.

También se generan pérdidas desde el punto de vista químico, donde la fase orgánica se degrada por la acción de agentes externos, los cuales afectan sus propiedades físicas.

Los agentes externos pueden aumentar a niveles tales que pueden distintos causar problemas:

- Disminución de la velocidad de separación de fases.
- Disminución de la cinética de extracción, por lo tanto, una disminución de la capacidad de carga del reactivo y menor recuperación de la especie de interés.
- Algunas veces favorece la formación de borra.
- Un aumento en los arrastres A/O y O/A.

Es muy importante trabajar con una fase orgánica adecuada para el posterior proceso de separación de fases, por lo que es necesario mantener sus propiedades físicas dentro de un rango óptimo, para ver beneficiado el proceso de transferencia de masa.

Para restaurar la fase orgánica, la planta de extracción por solventes del Centro de Trabajo Radomiro Tomic cuenta con 15 equipos en los que se requiere el desarrollo de pruebas industriales con diferentes tipos de viruta de madera.

Además de esto, tienen gran importancia los arrastres de acuoso en orgánico (A/O), ya que constituyen el principal mecanismo de traspaso de impurezas desde las soluciones de lixiviación al electrolito afectando la calidad del cátodo, generando un mayor costo debido a la reposición de aditivos en el electrolito, y la eficiencia de la corriente. Esto también puede afectar la calidad del orgánico cargado.

En la planta se utilizan equipos contenedores de estos arrastres, los que no tienen la eficiencia deseada, contaminando el electrolito con concentraciones de ión cloruro que produce corrosión del tipo "pitting" que produce que el desmontaje de los cátodos sea más difícil. Para esto, se trabaja con rellenos de HDPE que presentes distintas formas geométricas que variarán el área expuesta al flujo de orgánico, generando una mejor coalescencia, disminuyendo así los arrastres de acuoso.



1.2 Objetivo General.

Evaluar y proponer mejoras en el funcionamiento de los equipos utilizados para la retención de arrastres y equipos usados para la restauración de orgánico, presentes en la planta de Extracción por Solvente pertenecientes al Centro de Trabajo Radomiro Tomic, esperando disminuir la cantidad de placas rechazadas, y mantener las propiedades físicas de la fase orgánica usada en planta dentro de los márgenes aceptados por laboratorio.

1.3 Objetivos Específicos.

- Evaluar las condiciones de operación actuales.
- Evaluar la eficiencia de los rellenos actuales y estudiar alternativas en el mercado o in situ mediante pruebas industriales.
- Realizar pruebas a nivel industrial con rellenos de HDPE distintas características.
- Determinar las características óptimas que deben presentar el lecho coalescedor con el fin de aumentar la eficiencia del equipo.
- Comparar la capacidad de restaurar la fase orgánica usada en planta que presenta el kieselgur (tierra de diatomea) y el coihue en sus distintas formas.

1.4 Antecedentes Generales Codelco Chile ⁽¹⁾.

La Corporación Nacional del Cobre de Chile, Codelco, se formalizó por decreto el 1 de Abril de 1976. Fue constituida como una empresa del Estado que agrupaba los yacimientos existentes en una sola corporación minera, industrial y comercial, con personalidad jurídica y patrimonio propio, su primera misión fue profundizar la transformación administrativa dando continuidad a la explotación de los yacimientos nacionalizados, sus establecimientos, sus faenas y servicio anexos.

Hoy en día, es una empresa autónoma, dedicada a la exploración, desarrollo y explotación de recursos mineros metálicos (cobre y subproductos), hasta su procesamiento y comercialización en el mercado internacional.

En el 2003 la Corporación logró la mayor producción de su historia, con 1.840.000 toneladas métricas de cobre fino. En mayo de 2008, finalizó con éxito el Proyecto Gaby, convirtiéndose en la segunda faena minera desarrollada por Codelco desde su ingeniería hasta su puesta en marcha.



Codelco, es el primer productor de cobre en el mundo y una de las empresas más rentables de la industria. Posee el mayor nivel de reservas y recursos conocidos en el planeta (Tabla 1.1), con los niveles de producción actuales los yacimientos que están siendo explotados tienen una proyección superior a 70 años de vida útil, y posee activos propios por más de US\$ 13.707 millones y un patrimonio que en 2008 ascendió a US\$ 3.876 millones.

Las operaciones son realizadas, principalmente, por sus divisiones operativas: Codelco Norte, Salvador, Andina, El Teniente y Refinería Ventanas.

Divisiones	Total Reservas Y Recursos		
	Mineral (Mill. Ton)	Ley Cu (%)	Cu Fino (Mill. Ton)
Codelco Norte	5163	0,66	34
Salvador	63	0,61	0,4
Andina	5698	0,78	44,3
El Teniente	4204	0,91	38,3
Minera Gaby S.A	602	0,41	2,5
Codelco	15730	0,76	119,5

Tabla 1.1. Reservas y recursos Codelco Norte.

En 2009 Codelco produjo 1.871.604 toneladas métricas de cobre fino, incluyendo la participación del 49% del yacimiento El Abra, lo que corresponde al 11% de la producción mundial de cobre de mina. En relación con la producción de molibdeno, fue una de las primeras compañías en el mundo en producir este metal, alcanzando en el 2009 una producción de 21.556 toneladas de molibdeno fino, consolidándose como uno de los principales productores de este metal en el mundo.

Durante 2009, aumento su producción en 16%, siendo responsable de más de 33% de la producción de cobre de Chile. Esto significó un aumento en la producción de cobre de yacimientos propios en 235.548 TMF respecto del año anterior, la mayor producción de Codelco se debió a mejores leyes de mineral tratados en planta, que contribuyeron con 78.000 toneladas de mayor producción, un aumento en la cantidad de mineral procesado y el impacto positivo de otras variables operacionales. La ley promedio del mineral tratado, en tanto, subió desde 0.78% en 2008 a 0.83% en 2009

1.5 División Codelco Norte.

El 1 de Agosto de 2002 con el propósito de introducir un reordenamiento estructural operacional, se unen las ex Divisiones Chuquicamata y Radomiro Tomic, creándose así la División Codelco Norte. En la figura 1.1 se detallan los yacimientos que pertenecen a la División de Codelco Norte y las características que presentan.

El complejo minero de Chuquicamata está ubicado a 1650 km al norte de Santiago, a 2870 m.s.n.m. Consta de dos minas a rajo abierto, “Chuquicamata” y “Mina Sur”. Considera las plantas industriales de Concentración, Fundición y Refinería en su línea de producción pirometalúrgica; y las plantas industriales de Hidrometalurgia Sur en su línea de producción hidrometalúrgica.

Radomiro Tomic se ubica a 1670 km al norte de Santiago, a 3000 m.s.n.m. Se trata de un yacimiento a rajo abierto del que se obtienen minerales oxidados que tras su procesamiento produce cátodos de cobre de alta pureza. Considera las operaciones del rajo Radomiro Tomic (óxidos) y la planta industrial Hidrometalurgia Norte en su línea de producción hidrometalúrgica. Fue descubierto en la década de 1950, su operación comenzó en 1995, luego de que Codelco actualizara los estudios sobre la factibilidad de su explotación y se contara con la tecnología necesaria para hacer su explotación económicamente rentable.

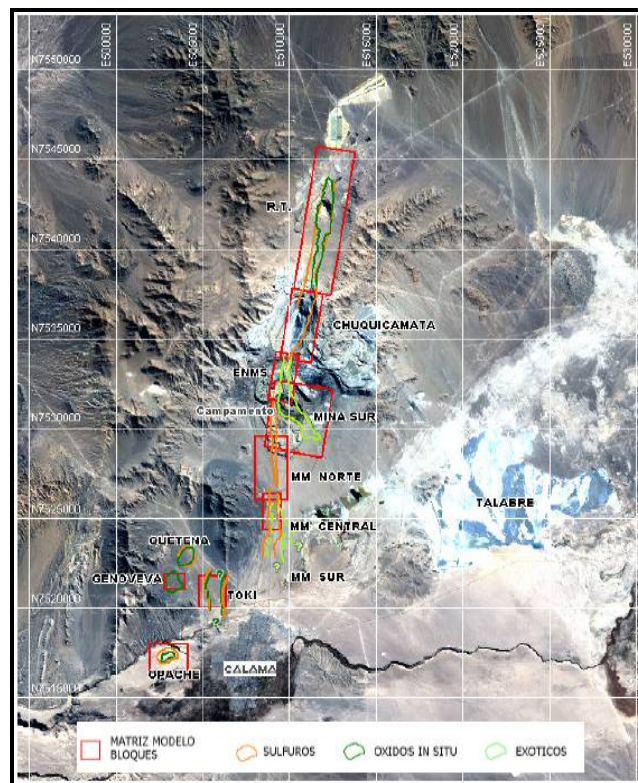


Figura 1.1. Yacimientos Codelco Norte.

La producción de Codelco Norte el año 2009 fue de unas 874.748 toneladas métricas finas de cobre, mediante cátodos electrorefinados y electroobtenidos con una pureza de 99.99% de pureza. La producción de molibdeno fue de 13.670 toneladas métricas finas.



En la figura 1.2 se compara la capacidad productiva de la División Codelco Norte, alcanzando más del 50% de la producción de todo Codelco Chile.

La División Codelco Norte cuenta con un potencial de recursos disponibles sobre 80 millones de toneladas de cobre fino, un esquema de explotación integrado y el conocimiento minero en diversas disciplinas de más de 8000 personas.

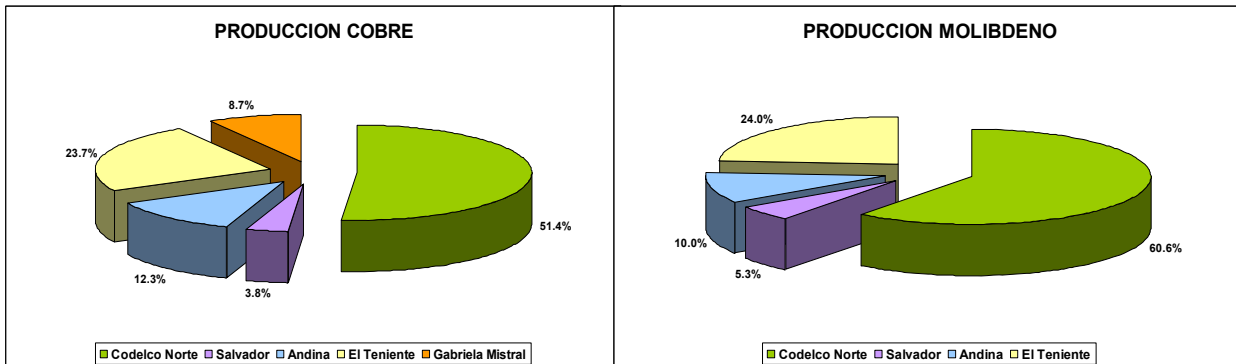


Figura 1.2. Producción Codelco.

1.6 Antecedentes General Radomiro Tomic

El Yacimiento Radomiro Tomic fue descubierto en 1952, como parte de un programa de exploraciones de posibles extensiones de la mineralización de óxidos bajo el área denominada Pampa Norte, inmediatamente al norte del rajo de Chuquicamata, llevado a cabo por la empresa Chile Exploration Company.

Desde su descubrimiento hasta 1993, se realizaron labores de exploración en forma discontinua, hasta que en septiembre de 1994 el gobierno apruebo el plan estratégico de Codelco, plan de inversiones en el que se contemplaba llevar a cabo este proyecto. Es por esto que, en septiembre de 1995, se define a Radomiro Tomic como la 5° División de Codelco Chile. Finalmente, se inauguró oficialmente el 1° de Mayo de 1998. Este yacimiento está ubicado bajo una cubierta de gravas de origen aluvial con un espesor promedio de 100 m, cuenta con recursos geológicos que se clasifican entre:

- Óxidos: que ascienden a 802 millones de toneladas, con una ley media de 0.59% de Cu total. Mineralógicamente se tienen óxidos superiores, siendo estos de carácter homogéneo, predominando la atacamita y arcillas de cobre, con menores cantidades de crisocola y bajos contenidos de copper wad.
- Sulfuros Secundarios: alcanzan a 201 millones de toneladas, con una ley de 0.73% de Cu total. Conformado principalmente por 94.02% de calcosina, 4.38% de covelina y 1.6% de calcopirita.



- Sulfuros Primarios: alcanzan 1.109 millones de toneladas, con una ley media de 0.52% de Cu total.
- Minerales Mixtos: alcanzan 39 millones de toneladas, con una ley promedio de 0.85% de Cu total, constituido principalmente por calcopirita, calcosina, covelina y bornita.

Proceso Extracción de Cobre, Radomiro Tomic ⁽²⁾.

La extracción de cobre se lleva a cabo mediante la vía hidrometalurgia en la cual se distinguen 4 grandes etapas, las que son chancado, lixiviación, extracción por solventes y electroobtención. En la figura 1.3 se ilustra el proceso productivo del Centro de Trabajo Radomiro Tomic.

En la etapa de chancado el mineral proveniente de la mina es depositado mediante palas mecánicas sobre camiones de alto tonelaje para ser llevado al proceso de chancado.

La primera etapa de chancado consiste en un chancador Giratorio Fuller 60" x 110". OSS 10", que tiene una capacidad de 10.000 ton/h y entrega un producto 100% -12".

El chancado secundario consiste en 7 líneas de 1400 ton/h cada una de ellas alimenta a 7 harneros vibratorios Tyler de 8' x 24', con doble malla 4" y 2", el sobretamaño se dirige a 7 chancadores de cono Nordberg de 7', el 100% del producto final está bajo de 2".

El chancado terciario consta de cinco líneas de 1.600 ton/h, cada una de ellas alimenta 5 harneros tipo banana de 10"x 24" de cubierta simple con malla de corte de 36 mm y un chancador tipo Svedala H – 8000.

El producto del chancado, es un mineral cuya granulometría es de un 95% bajo 1.5", este mineral contiene una cantidad importante de finos que deben ser aglomerados a mayor tamaño, por lo cual es humedecido con agua de proceso y luego curado con ácido sulfúrico concentrado al 98%.

En la etapa de lixiviación, se trabaja con un sistema de pilas dinámicas. Se efectúa riego por goteo, con solución de refino a una tasa de 10 l/h/m², con un ciclo de lixiviación de 45 días, la solución lixivante contiene 16,7 g/l de ácido sulfúrico y 0.55 g/l de cobre. La solución percola a través de la pila consumiendo de 2 a 4 kg de ácido/ton.

La lixiviación primaria consiste en pilas de lixiviación dinámicas de 1.350 m de largo x 383 m de ancho, con un apilamiento máximo de 10 m de altura, divididas en 13 módulos cada una. El mineral que ha cumplido su ciclo en la lixiviación primaria recibe el nombre de ripio el cual una vez descargado es transportado por correas hacia un sprader.



La lixiviación secundaria se efectúa mediante la preparación de la superficie por módulos 100 x 100 m², con una tasa de riego de 8 l/h/m² por goteros. Con una razón de lixiviación de 0.65 m³/ton.

En la lixiviación de óxidos de baja ley y mixtos, el ciclo de lixiviación es de 300 días aproximadamente y el ciclo de riego de 200 días aprox. El mineral es colocado en capas y regado mediante. La solución de refino, es impulsada mediante bombas desde la poza de reimpulsión que riega los botaderos de ripios.

La cancha de acopio se divide en 45 módulos en el primer piso, 32 en el segundo y 11 en el tercer piso. Los módulos cargados son de 100 m largo* 80 m ancho y 20 m de alto con capacidad de 330.000 ton promedio cada uno.

Los ripios finales son excavados y enviados a botadero de 50 a 120 m. se logra una extracción del 45% del cobre total.

Las soluciones de lixiviación ricas en cobre y con altos niveles de cloruro son procesadas en la planta de extracción por solventes.

La planta de extracción por solvente, diseñada con la tecnología VSF Outokumpu, está constituida por cuatro trenes, tres de configuración 2E-1W-1S y uno de configuración 2E-1W-2S, cada uno de ellos con una capacidad nominal de 1500 m³/h.

Para controlar las impurezas en el electrolito y de los arrastres de A/O se utilizan coalescedores para el orgánico cargado y una etapa posterior de lavado con agua desmineralizada.

Para la remoción de orgánico en el electrolito rico, se emplean columnas de flotación Cominco y filtros Chuquicamata. Para la recuperación de orgánico de la borra, se utiliza el proceso de ruptura mecánica completándose el tratamiento del orgánico con arcillas. Este último es rutinario también para tratamiento de orgánico en operación.

La nave de electroobtención utiliza el proceso Kidd, de tecnología de cátodos permanentes. La nave, cuyas dimensiones son de 493 m de largo por 40 m de ancho, contiene 1000 celdas dispuestas en 6 bancos, estas celdas están colocadas en la disposición llamada espalda contra espalda.

Existe un sistema de celdas Scavenger, compuesto por 148 celdas, que reciben la alimentación de electrolito de avance de la planta de extracción por solventes. Las 852 celdas restantes, son comerciales la cuales reciben el electrolito rico proveniente del estanque de recirculación.

Cada celda contiene 60 cátodos de acero inoxidable 316-L y 61 ánodos laminados de una aleación de Pb-Sn-Ca, el área de depósito es de 1 m² y el ciclo de cosecha de 5 a 7 días. El espaciamiento entre cátodos es de 100 mm aprox. La corriente es alimentada a través de 6



rectificadores, con una corriente máxima de 37 kA y una densidad de corriente que varía de 270 a 290 A/m².

Para la operación de cosecha de cátodos se dispone de 4 puentes grúa automáticos Femont, de 8 TON de capacidad, las cuales por la disposición de las celdas levantan 40 cátodos por vez. Las grúas pueden moverse a lo largo de toda la nave, sirviendo 2 a los bancos pares (bancos 2, 4 y 6) y las 2 restantes a los bancos impares. Se operan según un plan de cosecha coordinado con la operación de las 3 máquinas despegadoras de cátodos.

Los cátodos son conducidos a las cámaras de lavado, donde se limpian y enjuagan con agua tratada. Una vez lavados los cátodos, estos ingresan al carrusel de la máquina despegadora, en donde se separa el depósito de cobre del cátodo permanente. Las láminas permanentes retornan al proceso y las placas de cobre son empaquetadas, previo muestreo aleatorio. Un transportador de cadena saca los cátodos fuera del edificio hacia el patio de almacenamiento, donde son pesados y se preparan paquetes de 30 piezas de alrededor de 2 a 2,5 toneladas para luego ser enviados por camión al puerto Angamos en Mejillones para su traslado en barco a su destino final.

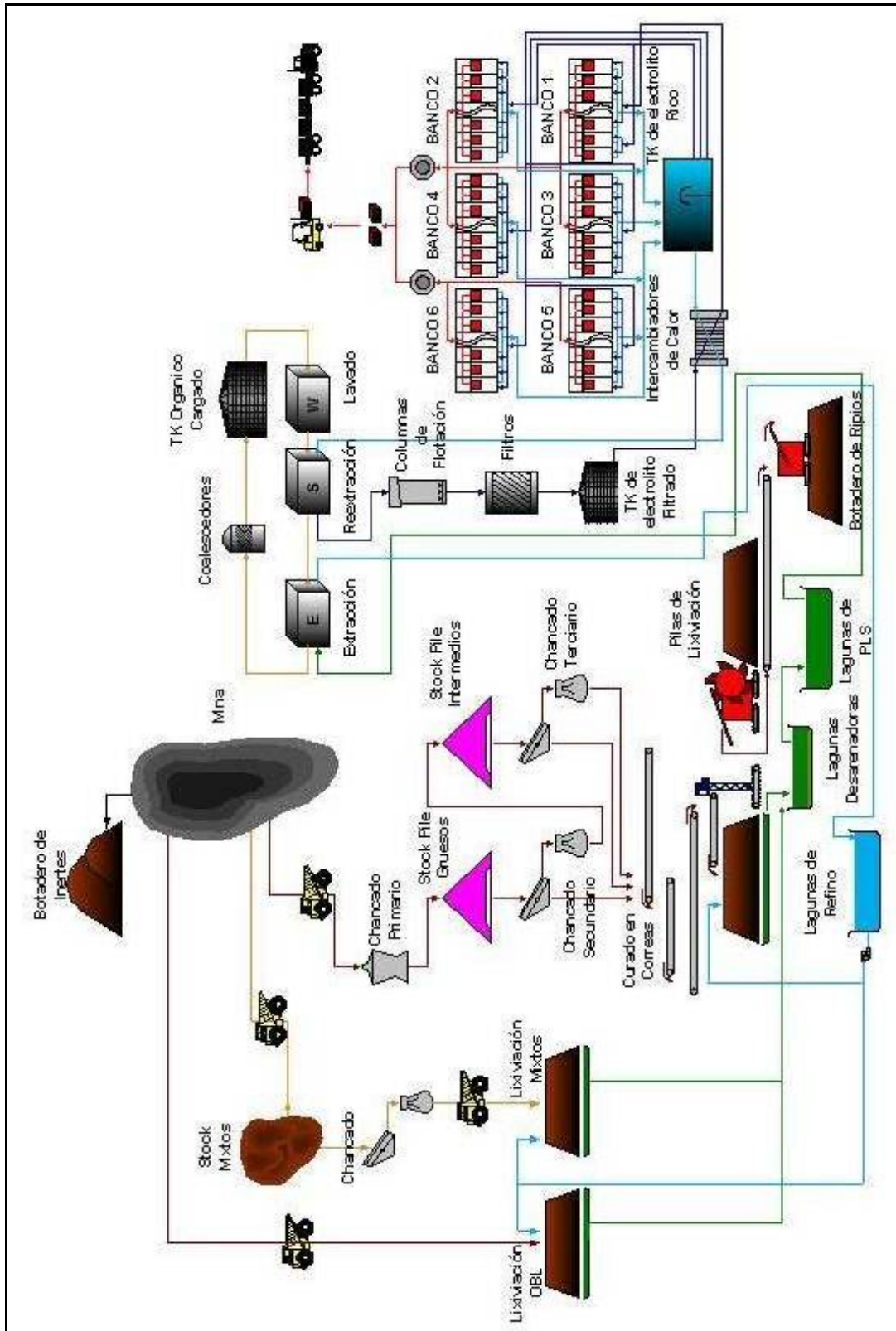


Figura 1.3. Diagrama de Flujo Proceso RT.

CAPÍTULO II: ANTECEDENTES TEÓRICOS.

2.1 Generalidades Extracción por Solvente. ⁽⁵⁾

La extracción por solvente es un proceso físico-químico de separación que forma parte de la extracción hidrometalúrgica del cobre, con ella se busca purificar y concentrar una fase líquida haciéndola reaccionar con un complejo organometálico, que actúa como medio de intercambio para efectuar la partición selectiva de un componente dado.

Es importante entender que la extracción por solvente no puede considerarse como un sistema independiente, si no que se trata de un proceso más, incluido en una serie de varios procesos unitarios (figura 2.1), es por esto que debe cuidarse, en primer lugar, de mantener la adecuada compatibilidad de la planta de extracción por solvente con el proceso de lixiviación y luego, debe ser complementaria con el proceso de recuperación final del metal, que por vía hidrometalúrgica es la electroobtención.

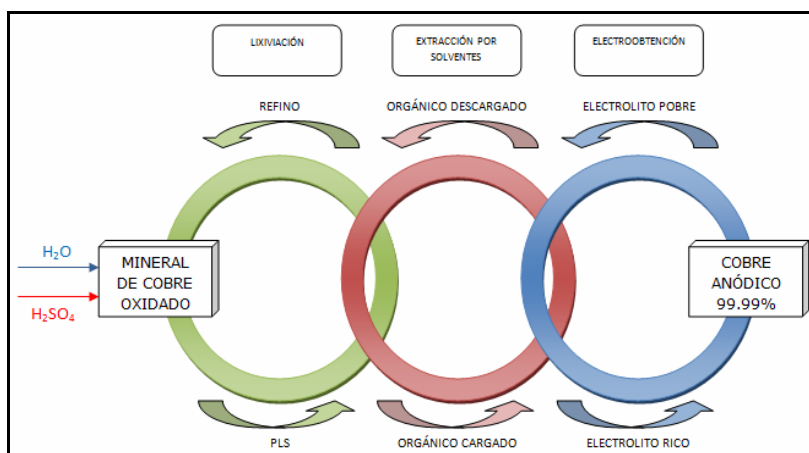


Figura 2.1. Diagrama General Proceso Hidrometalúrgico.

2.2 Descripción del Proceso. ⁽⁵⁾

El mineral extraído de la mina es regado con una solución diluida de ácido sulfúrico, que actúa como medio lixivante disolviendo las sales de cobre a medida que avanza por el mineral, esta solución se conoce como PLS (pregnant liquid solution) y alimenta a la planta de extracción por solvente.

Esta solución rica en cobre entra en contacto, en un equipo mezclador, con una fase orgánica formando así un complejo organometálico, esta fase orgánica está conformada por uno, dos o tres componentes: el extractante, el diluyente y algún modificador. La etapa en la cual sucede la formación del complejo se denomina extracción o carga de la fase orgánica.



La descarga de este equipo mezclador se alimenta a un decantador donde se produce la separación de fases, debido a la propiedad de inmiscibilidad que presentan ambas fases, quedando en la parte superior la fase orgánica por tener una densidad menor que la fase acuosa. Usualmente esta etapa es repetida en dos o más mezcladores/decantadores para lograr una mayor extracción del ión metálico deseado. Generalmente, cuando dos o más etapas de extracción son utilizadas, las fases operan en flujo contracorriente.

Luego de la extracción, la fase acuosa agotada o refino es recirculada a las pilas de lixiviación.

La fase orgánica que abandona la etapa de extracción, se alimenta a un mezclador donde se pone en contacto con el electrolito agotado o spent proveniente de la etapa de electroobtención. Esta solución al tener una alta concentración de ácido sulfúrico rompe los complejos del extractante liberando así los iones de cobre presentes en la fase orgánica. Después de producirse este fenómeno la solución es alimentada a un decantador donde se separan ambas fases, esta etapa es conocida como reextracción o stripping.

La fase orgánica ya descargada es enviada a los equipos mezcladores de la etapa de extracción, mientras que la fase acuosa que sale de esta etapa denominada electrolito rico o avance se dirige al siguiente proceso denominado electroobtención.

En este proceso, se lleva a cabo una etapa de lavado, utilizada como intermediaria entre la etapa de extracción y la etapa de reextracción, con el objetivo de eliminar impurezas presentes en la fase orgánica, que pueden afectar la electroobtención, como el ión cloruro.

En la Figura 2.2 se detalla un diagrama simplificado de los flujos de una planta de extracción por solventes.

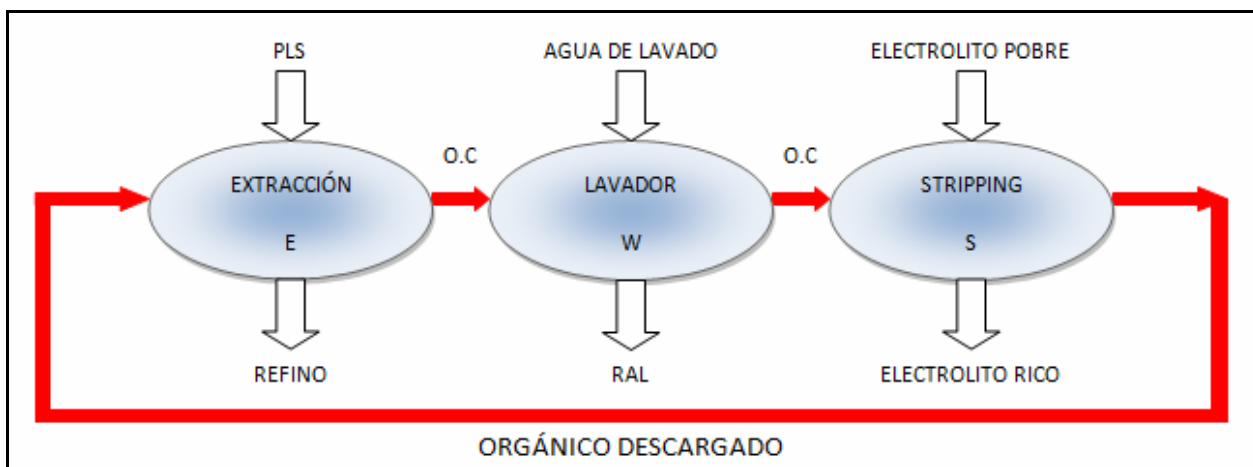


Figura 2.2. Diagrama Proceso SX.

2.3 Conceptos Fundamentales.

2.3.1 Transferencia de Masa. ⁽⁶⁾

Para producir una óptima transferencia de masa entre la fase acuosa y la fase orgánica se requiere que entren en contacto de forma adecuada, y luego su separación mediante decantación.

La velocidad de transferencia de masa tiene gran importancia en el diseño y/o operación de procesos de extracción. En un proceso batch, esta velocidad determina el tiempo de contacto requerido, y en un proceso continuo, el tamaño del equipo para un tiempo de residencia determinado.

La teoría clásica de la doble capa ha sido usada para explicar el mecanismo de transferencia de masa de un soluto entre 2 fases líquidas. La teoría, dice que las dos fases están en equilibrio en la interfase, y que hay una resistencia a la transferencia de masa en las capas a cada lado de la interfase. Esta teoría está ligada a los perfiles de concentración que se generan en un proceso de transferencia de masa. (Figura 2.3)

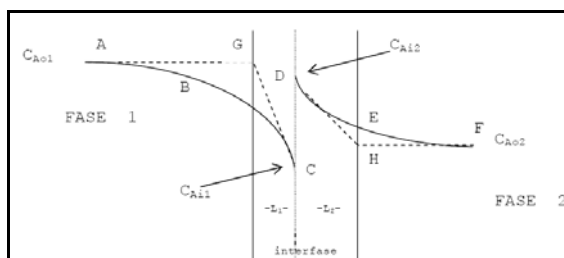


Figura 2.3. Perfil de Concentraciones en la Transferencia de Masa en la Interfase.

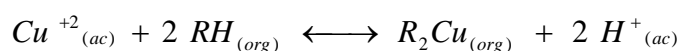
Factores que afectan la velocidad de transferencia de masa:

- a. Coeficiente de Transferencia de Masa.
 - Composición de fase. Causa turbulencia interfacial.
 - Temperatura. Afecta la velocidad de difusión.
 - Grado y tipo de agitación. Influye en la temperatura interfacial.
 - Dirección de la transferencia de masa.
 - Propiedades físicas del sistema. Densidad, viscosidad, tensión interfacial.
- b. Área Interfacial.
 - Composición de la fase. Afecta la densidad y tensión interfacial.
 - Temperatura. Afecta la tensión interfacial.
 - Grado y tipo de agitación. Crea dispersión más íntima entre ambas fases.
 - Razón de fases.

- Propiedades físicas del sistema.
- c. Gradiente de concentración.
- Concentración de soluto.
 - Coeficiente de distribución
 - Temperatura.

2.3.2 Mecanismo de Extracción y Reextracción. ⁽⁷⁾

El proceso de la extracción por solvente se basa principalmente en dos mecanismos de intercambio iónico. En el caso de la extracción, cada ión de cobre se intercambia con dos iones de hidrógeno que pasan a la fase acuosa donde se regenera ácido sulfúrico en una proporción 1.54 (kg de ácido / kg de cobre). En la reextracción, debido al aumento de la acidez en la fase acuosa, se revierte la reacción, generando un electrolito de alta concentración de cobre y de alta pureza. Este mecanismo se puede describir por la siguiente ecuación:



$Cu^{+2}_{(ac)}$: concentración del ión cobre disuelto en la fase acuosa.

$R_2Cu_{(org)}$: concentración de cobre disuelto en la fase orgánica.

$RH_{(org)}$: concentración del extractante en la fase orgánica.

$H^+_{(ac)}$: concentración de ácido libre en la fase acuosa.

El extractante se enlaza químicamente al ión metálico por lo menos en dos puntos, para lograr esto cada molécula de extractante libera un ión hidrógeno, el que pasa a la solución acuosa que contiene el metal (figura 2.4). Este tipo de extractante orgánico se denomina de tipo quelante, y tiene como características que opera bien en soluciones ácidas como soluciones amoniacaes y tiene buenas características operacionales respecto al tiempo de separación de fases.

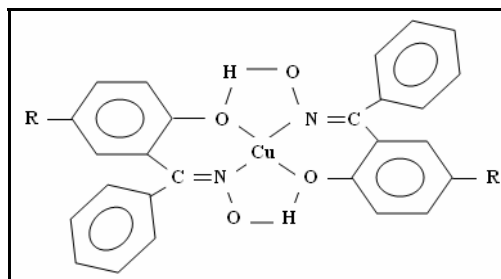


Figura 2.4. Estructura molecular complejo organometálico.

La transferencia neta de cobre de un reactivo es la diferencia efectiva que hay entre el cobre completamente cargado y el cobre completamente descargado, contenidos en la fase orgánica, cuanto mayor sea la transferencia neta de cobre, menor será la cantidad de reactivo que se

necesita para transferir una cantidad dada de cobre. Hay variables que aumentan la transferencia neta de cobre, tales como, alto pH de la solución de lixiviación, alto contenido de ácido en la solución acuosa de descarga, menor contenido de cobre en la solución acuosa de descarga, mayor número de etapas en contracorriente, menor exigencia de recuperación de cobre desde la solución de lixiviación, alta eficiencia medida en una mayor aproximación al equilibrio, en las diversas etapas.

2.3.3 Coeficiente de Distribución. ⁽⁸⁾

La extracción de una determinada sustancia se denomina, coeficiente de distribución, que es la relación entre las concentraciones de una determinada sustancia en la fase orgánica y la misma en la fase acuosa.

$$D = \frac{[\text{fase orgánica que se carga}]}{[\text{fase acuosa que se extrae}]}$$

Para la operación inversa, la relación anterior se invierte, quedando siempre la fase receptora en el numerador y la fase portadora de la transferencia en el denominador.

El valor de D depende de muchos factores, tales como razón de fases (A/O), concentración del extractante, temperatura, pH, formación de complejos metálicos en ambas fases y de la concentración del metal en la fase acuosa.

2.3.4 Influencia del pH. ⁽⁵⁾

La variación del coeficiente de distribución, como se observa en la figura 2.5, está determinada por la variación del contenido del reactivo de la fase orgánica, y muy significativamente por el pH de la fase acuosa. A medida que varía el pH, hay un aumento sostenido del coeficiente de extracción, en el punto D=1 se igualan las concentraciones del metal en cada una de las dos fases y un 50% del metal se encuentra en equilibrio en cada una de ellas.

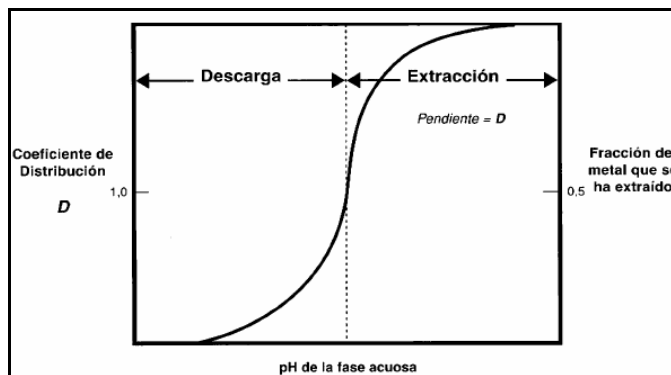


Figura 2.5. Efecto del pH en el Coeficiente de Distribución.



2.3.5 Continuidad de Fases y Coalescencia.

Cuando se mezclan dos fases inmiscibles, una de las fases mantiene su continuidad, mientras que la otra se dispersa en pequeña gotas que dependen del grado de agitación empleado para realizar la mezcla.

Si se encuentra mayoritariamente con la fase orgánica, se habla entonces de “continuidad orgánica”, y si es la fase acuosa de “continuidad acuosa”, como se observa en la figura 2.6.

La continuidad es determinante para lograr una eficiente y rápida separación de fases, más precisamente depende de la viscosidad de la fase continua. Además, tiene una gran influencia en los arrastres físicos de la fase dispersa en la fase continua.

La coalescencia es la separación natural o espontánea de dos líquidos, en el decantador la mezcla comienza rápidamente a separarse, juntándose las gotitas de la fase dispersa hasta tener un tamaño y peso suficiente para desplazarse a la interfase, uniéndose así con el resto de su fase. Si la dispersión es muy fina, las gotas tienen un menor peso, por lo que requieren mayor tiempo para que decanten, es por esto que la distancia a recorrer es crítica para que la gota alcance a unirse con su propia fase antes de que abandone el decantador. Igual situación ocurre con la fase acuosa que pueden arrastrar microgotas de orgánico. Ambos tipos de arrastres tienen gran importancia, debido a las consecuencias que traen. ⁽⁴⁾

- **Arrastres de acuoso en orgánico (A/O):** la contaminación del orgánico con microgotas de acuoso con altos niveles de impurezas que pueden pasar al electrolito rico en la etapa de reextracción dirigiéndose a la etapa de electroobtención.

Cuando el nivel de iones de cloruro en el electrolito es alto se puede producir una acumulación de gas de cloruro sobre la línea de la solución. Este cloruro es transportado en el vapor ácido que se desprende al liberarse oxígeno en el ánodo.

El vapor que se deposita en el cátodo contiene o acumula suficiente cantidad de cloruro como para empezar el proceso de corrosión.

La corrosión por cloruros se debe a la picadura del metal. Una vez formada, la picadura sigue expandiéndose; por lo tanto, la única medida preventiva es evitar la elevación de nivel de cloruros.

El aumento en la concentración de iones de cloruro, cobre y hierro aumenta significativamente la velocidad a la que se extiende la picadura.

Se ha comprobado que la tasa de crecimiento de la picadura aumenta al subir la temperatura pero que es independiente de la acidez.

Cuando hay una picadura en el nivel del electrolito, el cobre se introduce en la picadura y se amalgama con la placa. Cuando esto ocurre, el desmontaje se hace difícil, sobre

todo si el nivel del electrolito es constante. Con esto el cátodo pierde verticalidad, se favorecen cortocircuitos, baja eficiencia de corriente, aumenta el consumo de energía en el proceso y los costos asociados. ⁽³⁾

Los niveles de cloruros se pueden controlar reduciendo la cantidad de cloruros que entra en el electrolito.

- **Arrastres de orgánico en acuoso (O/A):** estas pequeñas gotas pueden traspasarse al proceso de electroobtención o al de lixiviación, produciéndose la contaminación de los cátodos de cobre electroobtenido o el deterioro de los sistemas de riego en lixiviación.

La presencia de pequeñas cantidades de orgánico en el electrolito causa descoloración de los depósitos catódicos. Se puede observar principalmente en la parte superior del cátodo donde el orgánico menos denso se acumula sobre el electrolito debido a la abrasión que causa el oxígeno que desprende el ánodo.

Este depósito es suave, poroso y de color chocolate oscuro. La textura blanda y porosa provee un área apropiada para atrapar impurezas sólidas. El análisis de esta descoloración indica que consiste en una mezcla compleja de cobre y orgánico. Los estudios han demostrado que se debe a la presencia del extractante y no del diluyente. Algunas veces el efecto se extiende a lo largo del cátodo adhiriéndose firmemente lo que dificulta su desmontaje. Se dice que a causa de la película de orgánico la distribución de corriente es desigual y que hace variar la morfología del cátodo de cobre. Cabe notar que la presencia de arrastre de orgánico en las celdas electrolíticas también constituye riesgo de incendio.

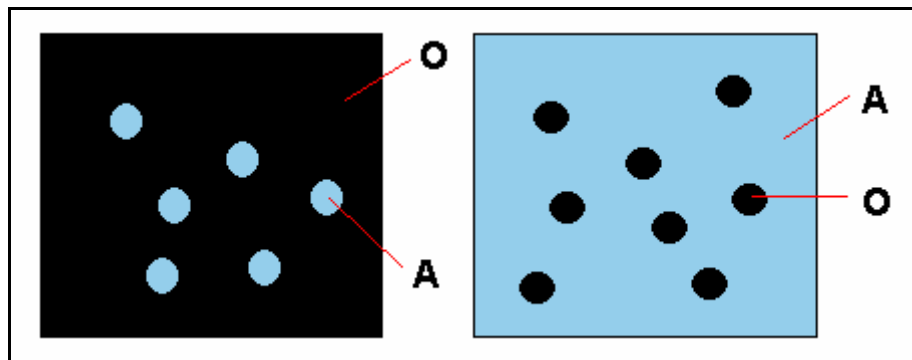


Figura 2.6. Representación Gráfica Concepto de Continuidades.

2.3.6 Degradación fase orgánica.

El reactivo orgánico extractante se degrada químicamente con el tiempo y comienza a contaminarse con materias extrañas de fuentes externas (surfactantes, aceites y similares).

La acumulación de productos de degradación y de contaminantes foráneos causa un deterioro gradual de la capacidad extractiva del reactivo y de las características de decantación de las fases orgánico/acuoso, lo que se traduce en pérdidas química del orden del 10 al 30% de las pérdidas totales de extractante.

El efecto de la acumulación de estos contaminantes son una disminución de la tensión interfacial, lo que se traduce en un retardo de la velocidad de la separación de fases o coalescencia, generando una disminución en la producción. También se genera una cinética de extracción más lenta, lo que trae como consecuencia una deficiente recuperación del elemento de interés o una menor transferencia neta, debido a que estos contaminantes ocupan sitios interfaciales que debería ser ocupado con la aldoxima.

En la degradación química las aldoximas se degradan a aldehídos y las cetoximas se degradan a cetonas.

La degradación del extractante puede deberse principalmente a:

- La acción del ácido sulfúrico que ocurre mayormente en la etapa de stripping, la hidroxilamina liberada por descomposición del grupo oximino, posee dos heteroátomos electronegativos, fácilmente protonables. Por lo cual, mientras mayor es la acidez del medio, mayor es la tasa de degradación resultante (figura 2.7). Esta es una de las razones por las que se aconseja disponer de un estanque de orgánico cargado, cuyo contacto previo fue con soluciones de lixiviación, en lugar de un estanque de orgánico descargado, cuyo último contacto fue con un electrolito de alta acidez. Otra razón es la mayor estabilidad que presenta el quelato oxima-cobre comparado con la oxima libre.

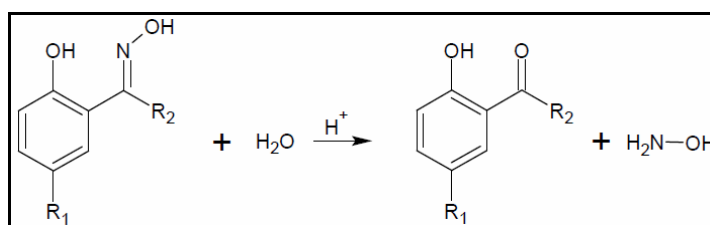


Figura 2.7. Degradación Hidrolítica.

- Además de la acidez, la hidrólisis de las oximas también se acelera al elevar la temperatura, en el rango de 40 a 45°C el incremento en la degradación es bajo. Temperaturas por sobre este rango producen incrementos significativos en la velocidad de hidrólisis y además activan la ocurrencia de otras reacciones degradativas de mayores energías de activación.
- Un incremento en el uso de alcoholes como el tridecanol, usado como agente modificador, reduce la estabilidad de las oximas. El alcohol juega el mismo rol que el agua juega en la hidrólisis, con la diferencia que, con el alcohol, los dos reactantes principales están en la misma fase, mientras que con el agua, la transformación ocurre en la interfase.

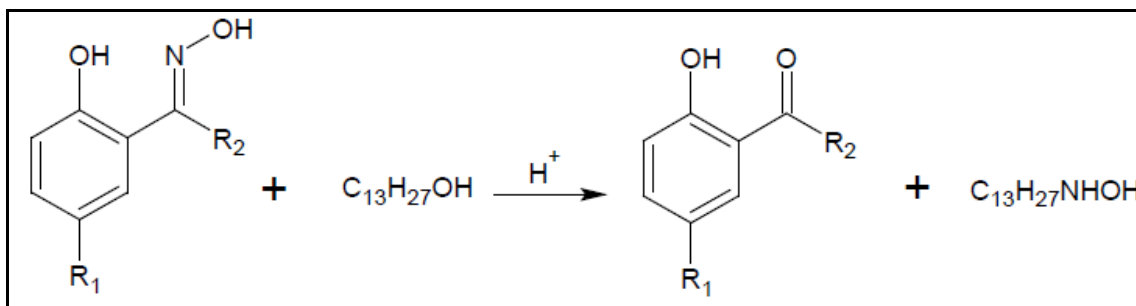


Figura 2.8. Degradación por Alcohólisis.

- Presencia de elementos de carácter oxidante. (nitratos, permanganato de potasio, ión férrico, etc.)

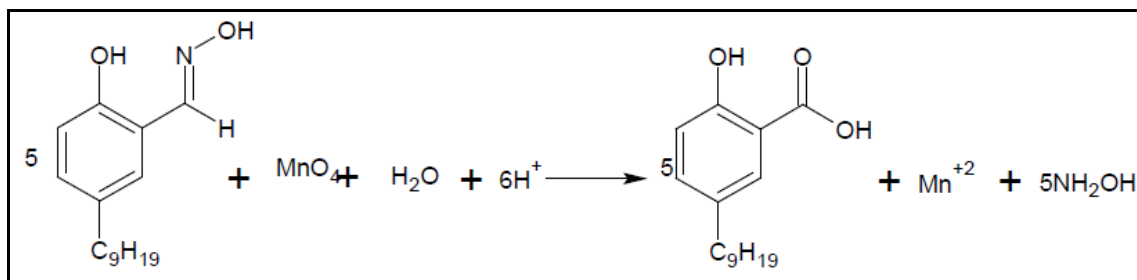


Figura 2.9. Degradación por Acción de un oxidante.

- Degradación fotolítica, descomposición de sustancias químicas debido a la prolongada exposición a la luz solar.
- Elevado potencial de oxidación de las soluciones electrolíticas.



- Mayor estabilidad del compuesto órgano-metálico en comparación con el de la oxima libre.

Todo esto puede causar que ciertas propiedades físicas de la fase orgánica se vean modificadas, entre estas se pueden nombrar las siguientes:

- a) **Gravedad Específica:** la densidad de la fase orgánica juega un rol importante en el fenómeno de la coalescencia o separación de las fases. Mientras mayor sea la diferencia de densidades entre ambas fases, mayor será la velocidad de separación de las fases. La degradación de la fase orgánica se manifiesta con un incremento en la densidad, igualándola a la fase acuosa, disminuyendo la velocidad de separación de fases.
- b) **Viscosidad:** También tiene una gran influencia en la separación de las fases, mientras mayor sea la diferencia de viscosidad, mayor será la velocidad de separación de fases. La degradación de la fase orgánica se manifiesta con un incremento en la viscosidad de esta fase, con la consecuente disminución en la velocidad de separación de las fases, debido a que se estrecha la diferencia de viscosidad entre ambas fases.
- c) **Tensión Interfacial:** la importancia de ella en sistemas inmiscibles es la influencia que tiene sobre la velocidad de separación de fases, con una menor tensión interfacial las fases se emulsionan más fácilmente y se incrementa el tiempo de separación para ambas continuidades, lo que es poco favorable para el proceso de extracción por solventes. La tensión interfacial depende del tipo y la concentración de impurezas contenidas en cada fase.

2.3.7 Características que afectan el proceso. ⁽⁵⁾

Existen cuatro características de la solución acuosa que pueden ser controladas y, por esto, usadas para lograr una separación más eficiente:

- Acidez libre, pH.
- Potencial Óxido-Reducción, Eh.
- Concentración de aniones complejantes.
- Temperatura: existen varias maneras en que la temperatura puede afectar al proceso de extracción
 - Equilibrio de la extracción, la velocidad de reacción química se duplica por cada 10°C que se eleve la temperatura, entonces la eficiencia crece con el aumento de la temperatura.

- Solubilidad de las especies extraídas.
- Separación de fases, siendo más rápida a altas temperaturas.
- Pérdidas por atrapamiento y arrastres, los que son más bajos.

2.4 Química y características de la fase orgánica.

2.4.1 Extractante.

Todos los extractantes orgánicos usados en procesos de recuperación de cobre pertenecen a la familia química de las oximas. En la figura 2.8 se ilustra la estructura molecular de las oximas.

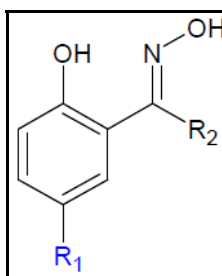


Figura 2.10. Estructura molecular de las oximas.

Propiedad	Aldoxima	Cetoxima
Extracción	Alta	Moderada
Reextracción	Moderada	Alta
Cinética	Muy rápida	Rápida
Selectividad Cu/Fe	Alta	Moderada
Separación de fases	Buena	Buena
Estabilidad	Moderada	Buena
Generación borra	Moderada	Moderada

Tabla 2.1. Comparación Aldoximas y Cetoximas.

Desde el punto de vista químico, se clasifican en:

- Cetoximas. ($R_2=CH_3$): se comportan muy bien con soluciones de lixiviación algo templadas, sobre $15^\circ C$, obteniendo altas recuperaciones de cobre desde PLS con gran cantidad de cobre o pH bajo.
- Aldoximas. ($R_2=H$): tienen alta fuerza extractiva de cobre, el lado negativo es que requieren mayor concentración de ácido en el stripping, por lo que presentan una degradación hidrolítica levemente mayor que las cetoximas. Como la transferencia neta es baja se usan en combinación con algún modificador o una cetoxima.

Aldoximas y cetoximas tienen dos posibles sustituciones en el grupo funcional R_1 , puede ser un sustituyente nonil (C_9H_{19}) o un radical dodecil ($C_{12}H_{25}$).



Mezcla Aldoxima/Cetoxima: la aldoxima y la cetoxima se cargan y reextraen independiente la una de la otra, la selectividad que presenta esta mezcla es baja y la cinética que presenta es aceptable excepto en climas fríos.

Mezcla modificada Aldoxima/Cetoxima: al agregar el modificador seleccionado, este optimiza la acción de la aldoxima presente en la mezcla.

En hidrometalurgia para que un reactivo sea económicamente aceptable debe tener las siguientes características:

- Extraer selectivamente el cobre presente en las soluciones provenientes de la lixiviación.
- Permitir la reextracción de cobre en forma compatible con la recuperación del metal hasta una forma comercial.
- Ser de fácil restauración en sus características físico-químicas, ser estable a las condiciones del circuito y frente al ataque de ambientes ácidos o alcalinos, para que pueda ser recirculado muchas veces.
- Ser no volátil, no inflamable, no tóxico, no cancerígeno, no contaminante.
- Ser lo más inmiscible posible con las soluciones acuosas presentes, o que su separación se logre en tiempos razonables.
- Cumplir con una capacidad de carga aceptable, y que se pueda carga y descargar el metal con facilidad.
- Debe tener un costo aceptable y ser soluble en diluyente orgánico de precio razonable.
- No promover emulsiones estables y no transfiera especies nocivas desde la extracción a la reextracción y viceversa.

2.4.2 Diluyente.

Debido a la alta viscosidad que posee el extractante, es necesario el uso de un diluyente para que fluya fácilmente y, también para llevar esta fase orgánica a una concentración óptima de extractante orgánico; el diluyente es el componente de la fase orgánica que está presente en mayor proporción en la fase orgánica. Generalmente, este diluyente es un kerosene, que puede ser adquirido con facilidad. Un buen diluyente debe cumplir con la mayoría de las siguientes características:

- Disolver el reactivo de extracción y al complejo metálico formado por la reacción del metal con el extractante.
- No ser soluble en la fase acuosa, para evitar pérdidas por disolución.



- Baja viscosidad y densidad adecuada para favorecer la separación de fases y reducir los arrastres de una fase a otra.
- Tener una pureza adecuada y estar libre de impurezas, para evitar la formación de borras.
- Estabilidad química en un amplio margen de condiciones de operación.
- Alto punto de inflamación, para evitar riesgos de incendios.
- Bajas pérdidas por evaporación.
- No interferir perjudicialmente en la química de las reacciones de extracción y descarga del metal.
- Estar disponible con facilidad, en grandes cantidades y a un bajo costo.

2.4.3 Modificadores.

Un modificador es cualquier compuesto orgánico que al ser añadido a la fase orgánica altera el comportamiento del extractante. Puede desplazar los equilibrios de extracción y reextracción, y también actúa facilitando la coalescencia y minimizando los arrastres, controlando la generación de borra y/o terceras fases, mejorando la solubilidad del extractante cargado en la fase orgánica.

Los modificadores más usados son alcoholes de cadena larga (tri-decil-alcohol=TDA) y ésteres, que en medio ácido hidrolizan a ácido y alcohol (TXIB).

Los grupos -OH de los alcoholes y los ácidos forman puentes de hidrógeno que facilitan los arrastres de acuoso.

2.5 Pérdidas de Reactivo Orgánico.

Todos los circuitos industriales de SX, durante su operación, generan pérdidas del reactivo orgánico lo que puede alterar seriamente los costos de operación del proceso.

Estas pérdidas de reactivo orgánico pueden ser atribuidos a distintos factores físicos o químicos, entre los cuales se puede distinguir los siguientes:

- **Arrastres de orgánico en acuoso.**
- **Evaporación.**
- **Degradación hidrolítica.**
- **Adsorción de sólidos.**
- **Formación de borra.**
- **Derrames y muestreo.**



2.6 Formación de emulsiones.

Las emulsiones son una condición indeseada en las plantas de extracción por solventes, estas se forman debido a la presencia de emulsionantes o tensoactivos que son moléculas que poseen una cabeza polar (hidrofílica) unida a una cola apolar (hidrofóbica).

Las emulsiones son sistemas termodinámicamente inestables, la excepción a esto son las microemulsiones.

Las fuentes de emulsificación pueden ser las siguientes:

- a) Coloides o Dispersiones Coloidales: la definición se basa en el tamaño de las partículas que la conforman, llamadas micelas. Poseen un tamaño bastante pequeño, tanto que no pueden verse con los mejores microscopios ópticos, aunque son mayores que las moléculas ordinarias. Las partículas que forman los sistemas coloidales tienen un tamaño comprendido entre 50 y 2000 Å.
- b) Emulsiones Trifásicas (borra).
- c) Extractante Degradado.
- d) Contaminantes químicos tensoactivos: los tensoactivos se adsorben en la interfase formando una película densa alrededor de las gotas de la fase dispersa, lo que hace imposible el mecanismo de la coalescencia. Los compuestos tensoactivos se clasifican en:
 - Compuestos Aniónicos: asociados a los ácidos carboxílicos y sus sales (sódicas o potásicas), con un contenido de doce a dieciocho carbonos en la cadena.
 - Compuestos Catiónicos: las aminas primarias, secundarias, terciarias y las sales amoniacaes cuaternarias que se disocian en agua formando electrolitos fuertes.
 - Compuestos no ionizantes: compuestos que contienen los grupos etéricos, $\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O}-n$, obtenidos del óxido de etileno. También se clasifican los compuestos de tipo alcohólico.
 - Compuestos Antóferos: se clasifican las sustancias que contienen en su estructura, grupos catiónicos como aniónicos. Un representante sería un compuesto de estructura $\text{RNHCH}_2\text{COOH}$, que se comporta ante un ácido como una base y viceversa.



2.7 Tratamiento de Borrás y Recuperación de Reactivo Orgánico.

Las borras se componen de solución de orgánico, emulsiones estables de acuoso/orgánico extremadamente finas y estables, materiales coloidales inorgánicos, sólidos y aire.

La composición típica de la borra corresponde a:

Orgánico	:	50 - 65% v/v
Acuoso	:	27 - 37% v/v
Sólidos	:	3 - 17% v/v

Característica de los sólidos que la componen:

Componentes principales: Arcillas y Micas.

Elementos principales: Si – Al – Cu – Fe.

Granulometría: Inferior a 5 μm .

La tasa de formación y las características de las borras en los circuitos de extracción por solventes es una variable que depende principalmente de la falta de clarificación de las soluciones de lixiviación, que hace que pasen sólidos finos al circuito, además de los niveles de arrastre de acuoso en los flujos de orgánico, arrastre de aire, condiciones ambientales como polvo, bajas temperaturas, etc.

Si se deja que la borra se acumule en los decantadores, las borras pueden desestabilizar la operación de SX y disminuir el área efectiva de decantación, aumentando con ello las pérdidas de orgánico en el refinado y en el electrólito de avance.

En las plantas de SX tasas normales de formación de borra se encuentra entre los 0.15 a 0.30 l/m^3 PLS y en periodos críticos puede llegar a 0.70 l/m^3 PLS.

Tratamiento de Orgánico con Arcillas.

Este tratamiento consiste en tratar parte del orgánico, mediante filtración a través de un lecho de arcillas, este tratamiento cuenta con amplia aceptación en la industria cuprífera como un medio de remover aceites, grasas, reactivos orgánicos degradados y otros compuestos orgánicos que se hayan disueltos en la fase orgánica.

La arcilla es retenida en el elemento filtrante como una capa porosa y el orgánico a regenerar se bombea a una velocidad de 10 m^3/h a través de un filtro. Durante el filtrado el orgánico se contacta con la arcilla activada y regenera sus propiedades químicas necesarias para una buena extracción de cobre de la solución rica.



El consumo de arcilla depende del orgánico que sea tratado. La práctica industrial normal ha mostrado que el orgánico de un circuito relativamente limpio requiere de unos 2 gramos de arcilla por litro de orgánico tratado. Sin embargo, un orgánico recuperado requiere una cantidad significativamente mayor de arcilla (normalmente 50 g/l) para restaurar las propiedades de separación de fases.

Si la arcilla no se remueve completamente de la fase orgánica, se provoca un estímulo temporal referente al TSF, sin embargo, posteriormente dará origen a la formación de borra en los decantadores.



CAPITULO III: Descripción Planta Extracción por Solvente.

3.1 Planta Extracción por Solvente Centro de Trabajo RT.

La extracción por solventes (SX) transfiere selectivamente los valores de cobre desde la solución rica de cobre (PLS) hacia la solución electrolítica alimentada a electroobtención (EW), mediante una fase orgánica, compuesta por un extractante orgánico y un diluyente, la cual extrae y libera el cobre vía ajuste de pH en las soluciones de contacto. El mecanismo de transferencia selectiva es el intercambio iónico líquido. Este proceso físico-químico se desarrolla en equipos denominados mezcladores-decantadores. En la Figura 3.1 se presenta el diagrama de flujos perteneciente a la Planta de Extracción por Solventes en el Centro de Trabajo RT.

Esta planta opera con un diseño Outokumpu, con un flujo de diseño 1750 m³/h. Las instalaciones principales de la planta comprenden los trenes A, B, C y D, los tres primeros trenes poseen 4 decantadores, dos utilizados para la etapas de extracción, uno para la etapa de reextracción y uno en la etapa de lavado, el tren D consta de 5 decantadores, utilizados para dos etapas de extracción, dos etapas de reextracción y una etapa de lavado.

En las etapas de extracción y reextracción se encuentra una unidad DOP y dos unidades Spirok, en la etapa de lavado solo hay una unidad Spirok.

Los conceptos básicos de operación son los mismos para todas las plantas de Extracción por Solventes, según la configuración de la planta, varían algunos valores operacionales.

En la Planta de Extracción por Solventes, se procesa un flujo promedio de 6475 m³/h. Los niveles de cobre en el PLS promediaron 7,1 g/l y el pH varía entre 1.08 a 1.49.

El PLS se pone en contacto, en la etapa E-1, con un orgánico semicargado, para luego pasar como semirefino a la segunda etapa de extracción, E-2, donde el orgánico descargado se encarga de extraer la mayor cantidad de cobre presente en él, finalmente abandona esta etapa como refino, que se utiliza para el riego de las pilas de lixiviación con un flujo promedio de 6932 m³/h, con un contenido aproximado de cobre y de ácido, de 1.15 g/l y 18.22 g/l, respectivamente.

El spent o electrolito pobre, en la etapa de reextracción, S, se contacta con el orgánico cargado, esta solución es altamente ácida producto de las reacciones químicas en la electrodeposición. El flujo de spent promedio es de 2300 m³/h, el ácido en el electrolito promedia 203 g/l y su contenido de cobre 37.9 g/l.

El electrolito de avance o rico que abandona la Planta de Extracción por Solvente, es aproximado a 2400 m³/h, con un contenido aproximado de cobre de 54 g/l y de ácido de 55 g/l.

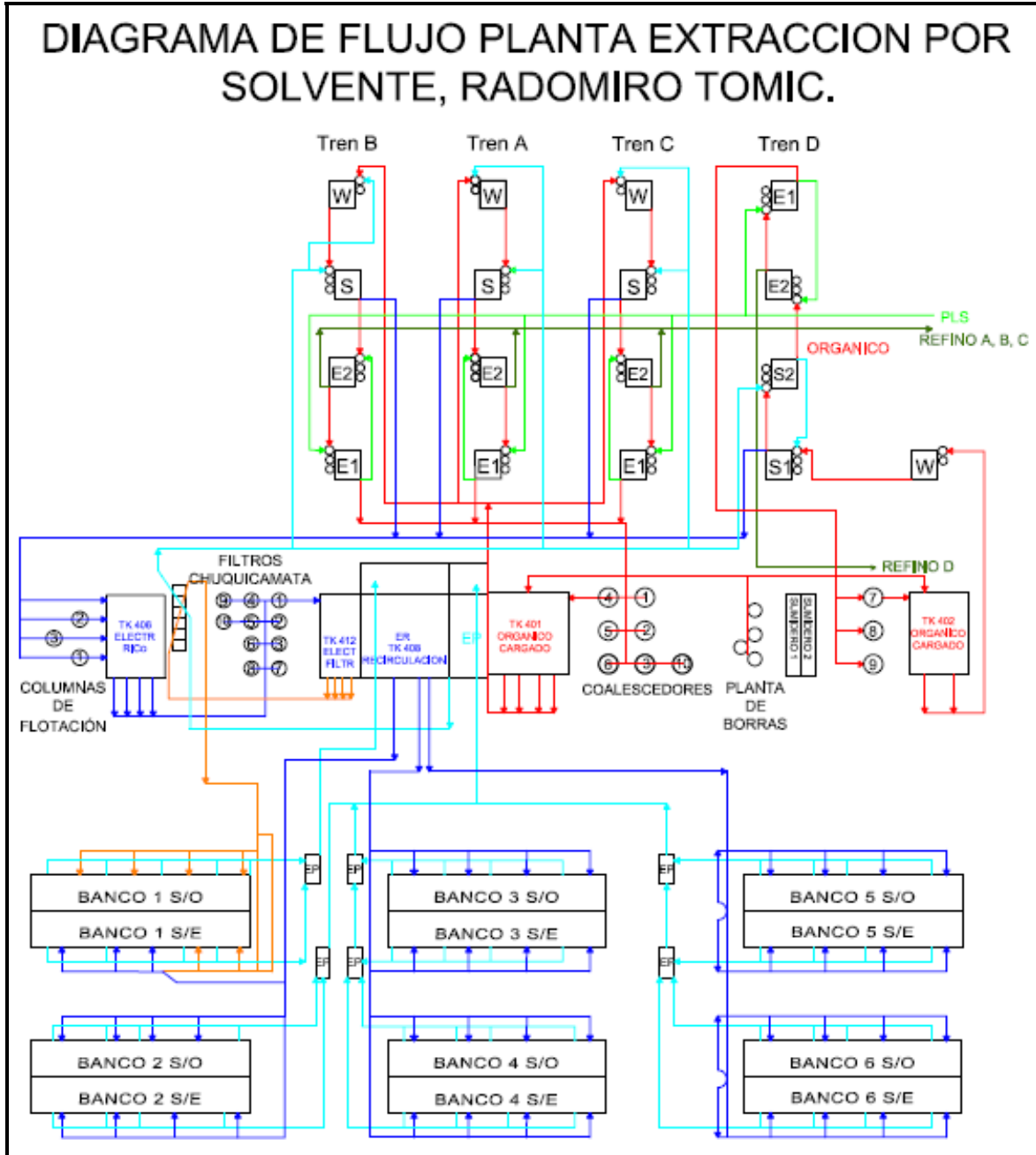


Figura 3.1. Diagrama de flujo Planta SX, RT.

Para el control de las impurezas del electrolito y de los arrastres de A/O se utilizan coalescedores para el orgánico cargado y una etapa posterior de lavado con agua desmineralizada o RAL. Para la recuperación del orgánico presente en la borra, se utiliza el proceso de ruptura mecánica, que consiste en mezclar la borra con orgánico de planta, agitarlo y separar dos fases: la orgánica, que se devuelve a la planta SX, y la acuosa, que junto con la borra se descarta.

Por otra parte, para la remoción del orgánico arrastrado por el electrolito rico, proveniente de SX, se emplean columnas de flotación Cominco y filtros de electrolitos Chuquicamata.

La planta incluye además los estanques de orgánico cargado, de alimentación a filtros, de recirculación del electrolito, intercambiadores de calor, bombas, cañerías y sus correspondientes válvulas.

3.2 Tipo de Extractante y diluyente utilizados.

Extractante: Acorga M-5774.

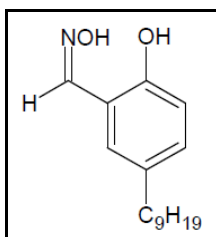


Figura 3.2. Estructura química Acorga M 5774.

Composición Extractante: 2- hidroxí – 5 – nonilbenzaldoxima: 30 – 60% v/v
 Petroleum distillate hydrotreated light: 7 – 13%

Características del Extractante Acorga M-5774	
Propiedad	5 - Nonyl – Salicylaldoxima Acorga M-5774
Gravedad Especifica, 25°C	0.96 - 0.98
Punto de Inflamación, °F	190
Factor de Carga, g/l Cu/v/o	0.56 - 0.59
Punto isoterma de extracción, g/l Cu	
Orgánica	No menor a 4.2
Acuosa	No mayor a 1.6
Selectividad Cu/Fe, g/l	No menor a 3000
Cinética de Extracción (30 s)	No menor a 95%
Separación de fases extracción, s	No mayor a 60
Punto isoterma de reextracción, g/l Cu	
Orgánica	No mayor a 2.1
Acuosa	No mayor a 32
Cinética de Reextracción (15 s)	No menor a 95%
Separación de fases reextracción, s	No mayor a 60
Apariencia	Líquido transparente color ámbar sin impurezas visibles.
Solubilidad Compleja (0°C), 24 horas	No hay precipitación

Tabla 3.1. Ficha Técnica Extractante.

Diluyente: ExxonMobil Chemical Escaid – 100.

Características del Solvente Escaid - 100			
Propiedad	Mínimo	Máximo	Típico
Gravedad Específica, 25°C	0,8	0,82	0,814
Punto de Inflamación, °C	75		77
Índice de Br, mg / 100 g		700	350
Contenido de Aromáticos, % peso	18		24
Viscosidad 25°C, cSt		2,1	1,99
Contenido de S, ppm	0	5	1
Separación de Fases, s			
Acuosa		60	22
Orgánica		60	21
Cinética de Extracción, %			
15 s	80		95
30 s	90		98

Tabla 3.2. Ficha Técnica Diluyente.

3.3 Descripción de los equipos. ⁽⁹⁾

3.3.1 Decantador.

Cada decantador, figura 3.3, tiene un área de 28,5 x 28,5 mt, la dispersión proveniente de los mezcladores entra al decantador, en el que se dispone de un distribuidor de flujo, al que le siguen dos picket fence colocados de forma transversal en todo el ancho del decantador, los que tienen como finalidad disminuir la velocidad del flujo dentro del decantador.

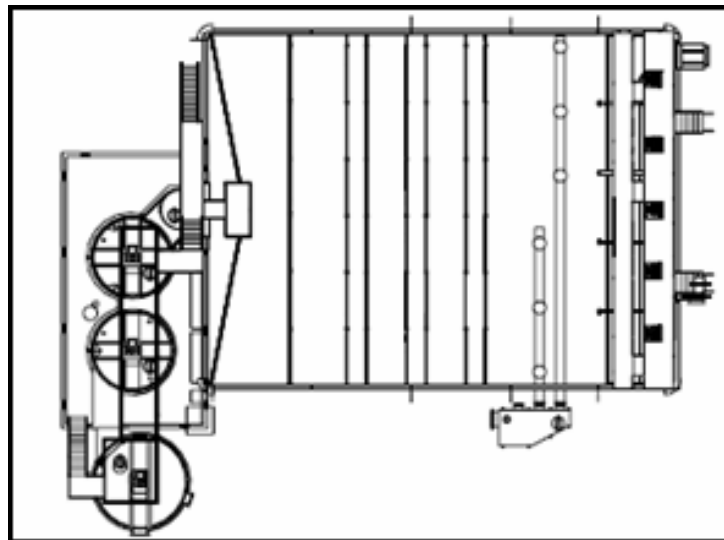


Figura 3.3. Decantador Tecnología VSF.

3.3.2 Bomba DOP

Se instalan delante de cada unidad mezclador-decantador. Se basa en la utilización de una turbina relativamente grande y de baja velocidad de rotación. Introduce una presión positiva en los mezcladores, evitando la entrada de aire y produciendo el movimiento de la dispersión a través de las unidades mezclador-decantador respectivo.

El estanque de alimentación esta equipado con cañerías de entrada para flujos de orgánico, acuoso y recirculación.

La alimentación se introduce por debajo de un impeller cerrado y de álabes radiales. El impeller del DOP está montado dentro de un cono, por debajo de un borde de rebose, que le rodea. El cono está cubierto con una tapa horizontal con deflectores (baffles), que sirven como estabilizadores del flujo.

Todas las bombas DOP, figura 3.4, están equipadas con instrumentos de medición de nivel que están conectados al sistema de control. La dispersión bombeada fluye a través de un canal de conexión, desde el DOP a estanques Spirok.

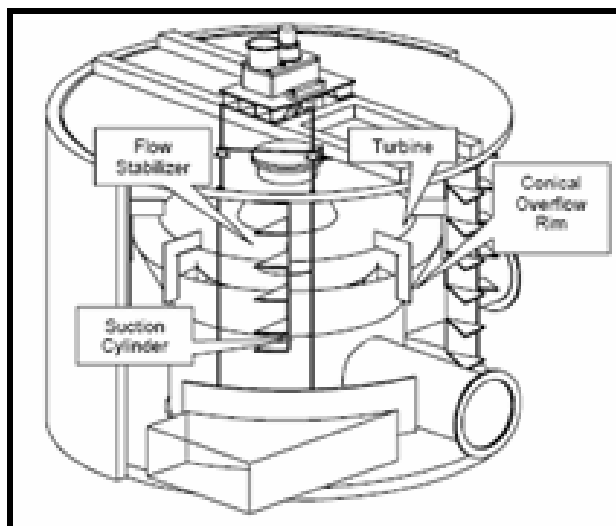


Figura 3.4. DOP (Dispersion Overflow Pump).

3.3.3 Spirok

Los estanques mezcladores están equipados con dispositivos de agitación Spirok, figura 3.5, construido y ensamblado con tubos helicoidales, que opera de un modo ascendente. De esta manera se crea dentro del estanque una circulación de dispersión en dirección vertical tangencial. Posee una velocidad tangencial en los extremos de la hélice de sólo 2-4 m/s, garantiza una operación eficiente y suave.

Los estanques mezcladores de todas las etapas de extracción y reextracción están conectados en pareja por una cañería de diámetro relativamente grande. En la etapa E1, la cañería de conexión se ubica en la sección superior del cuerpo del estanque, mientras en las etapas E2, S1 y para el tren D S2 la cañería está en la sección inferior.

Todos los estanques vienen también equipados con instrumentos medidores de conductividad, para permitir el monitoreo de la continuidad de dispersión.

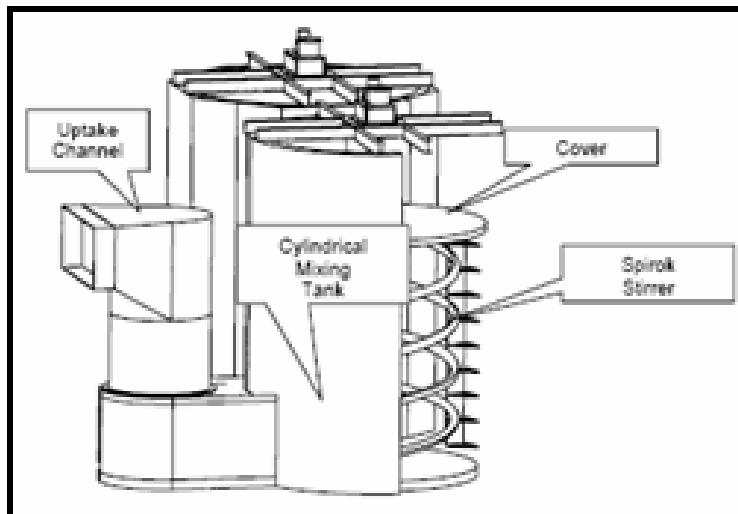


Figura 3.5. Estanque-mezclador SPIROK.

3.3.4 Coalescedor Chuquicamata.

El alto contenido de cloro de la solución rica obliga el uso de coalescedores, figura 3.6, para reducir los arrastres de acuoso en el orgánico, los coalescedores Chuquicamata son equipos diseñados para remover acuoso, sólidos y crud dispersos en el orgánico cargado.

Consiste en hacer pasar la fase orgánica contaminada en forma ascendente por un lecho coalescedor constituido por viruta de HDPE, que presenta una baja densidad aparente, alta porosidad y alta superficie específica. El HDPE, es un material hidrófobo que permite ser mojado por el orgánico y no por el agua, por lo tanto es encargado de inducir la coalescencia y con esto el crecimiento de las microgotas de acuoso, mientras mayor sea el área de HDPE expuesta al flujo de orgánico, mayor es la probabilidad de que el acuoso que trae este se ponga en contacto con el HDPE produciendo así su coalescencia. Después de un tiempo se formarán gotas grandes que decantarán hacia el fondo del coalescedor, estas son despichadas a través de una válvula ubicada a nivel de piso y el orgánico abandona el estanque por la parte superior, libre de microgotas de acuoso u otros elementos ajenos a la fase orgánica, y fluye por gravedad hacia el estanque de orgánico cargado.

Las virutas de HDPE usadas como medio coalescente tienen un porcentaje de vacío del orden de 90% y ocupan el 40% del volumen útil. La operación se realiza a presión atmosférica.

Se han diseñado los coalescedores para un contenido de acuoso en orgánico a la entrada de hasta 5000 ppm, y una salida de hasta 150 ppm. Su caudal específico nominal es de 22,1 m³/h/m², con un máximo permisible de 30 m³/h/m².

En la operación actual se utilizan diez coalescedores en total, siete de estos operan en el circuito de los trenes A, B, C, y los 3 restantes se encargan del orgánico del tren D. Por circuito permanece un coalescedor en retrolavado, siendo las unidades restantes capaces de tratar todo el caudal de orgánico.

Cada coalescedor requiere un retrolavado aproximadamente una vez por mes.

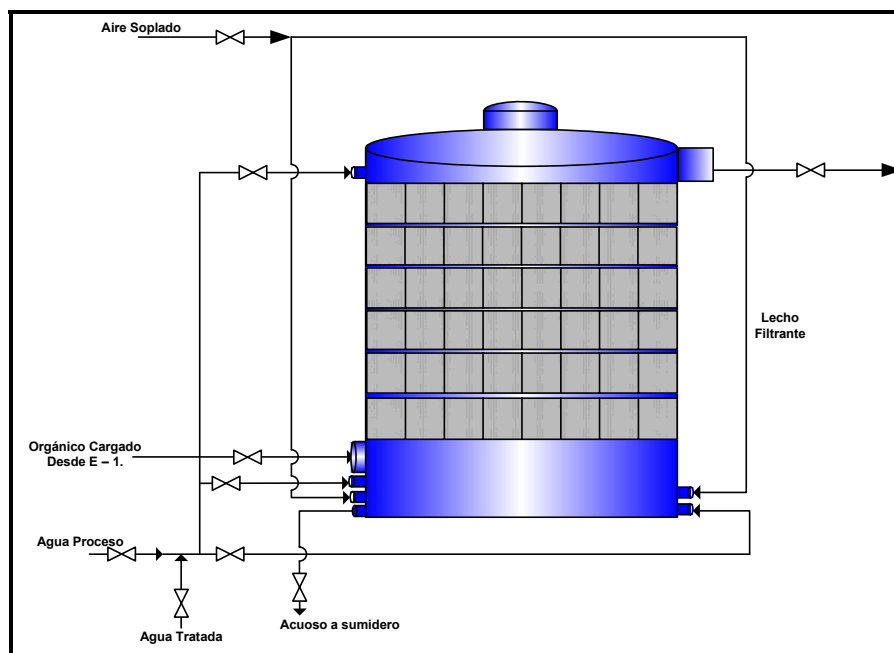


Figura 3.6. Coalescedor Chuquicamata.

Las altas concentraciones de cloruro (Cl⁻) produce corrosión en los cátodos de acero inoxidable que se utilizan en el proceso de electroobtención lo que compromete la continuidad operacional, en algunos casos se debe detener el normal funcionamiento y purgar o descartar electrolito rico, reponer inventario de soluciones con agua en bajo contenido de cloro (menor a 10 ppm), reponer reactivos, ácido sulfúrico, gastar gas para calentar las nuevas soluciones. Este descarte de electrolito rico significa una cantidad de cobre que se deja de producir y se recircula a la etapa de lixiviación.

La contaminación del electrolito rico se debe a que el proceso de separación de fases, que ocurre dentro del decantador, no es 100% eficiente, siempre se tiene un arrastre de ión cloruro



hacia el electrolito y para mantener la concentración constante o dentro del rango (30 ppm) óptimo es necesario controlar y maximizar la purga de estos equipos.

	Arrastres A/O							
	E1				W			
	Tren A	Tren B	Tren C	Tren D	Tren A	Tren B	Tren C	Tren D
Julio 2008	27,30	22,63	30,25	43,94	280,03	201,35	346,31	264,07
Agosto 2008	28,28	15,33	20,82	42,93	222,90	168,58	325,24	268,96
Septiembre 2008	22,59	17,83	13,62	21,43	200,45	217,14	189,68	243,73
Octubre 2008	29,95	30,34	19,01	16,87	189,11	150,58	131,67	196,77
Noviembre 2008	35,39	21,39	14,16	29,72	203,27	219,10	129,17	359,49
Diciembre 2008	31,45	25,36	23,84	28,73	134,93	235,08	79,86	432,43
Enero 2009	32,02	23,37	31,44	31,79	147,07	194,67	136,21	345,29
Febrero 2009	26,98	55,77	86,79	24,04	132,90	199,92	132,17	302,05
Marzo 2009	44,02	33,18	36,09	45,29	138,87	149,43	153,32	301,21
Abril 2009	131,51	67,74	66,93	54,94	388,65	172,58	237,99	291,72
Mayo 2009	40,57	26,04	46,92	33,72	322,45	408,67	249,45	479,96
Junio 2009	89,88	60,22	60,31	47,40	191,50	447,15	310,06	464,03
Julio 2009	98,21	61,44	57,04	90,66	431,19	550,65	303,85	485,80

Tabla 3.3. Datos de Arrastre A/O.

Durante Julio 2008 a Julio 2009, se tiene como promedio un arrastre A/O de 260 ppm a la salida de la etapa de lavado, con una concentración de cloruros en el agua de 136 ppm.

En la etapa de stripping el contenido de cloruro en el electrolito pobre (entrada) y electrolito rico (salida) presenta un incremento en promedio de 5 ppm, con un flujo de 600 m³/h equivalen a 3 kg Cl⁻ /h, este aumento se debe al arrastre de A/O.

3.3.5 Soyuz.

El orgánico de planta presenta gran cantidad de contaminantes, borra, sólidos en suspensión y/o arrastres de acuoso. Para restablecer sus propiedades físicas y limpiar este orgánico, se hace pasar a través de un lecho de viruta de madera de coihue previamente tratado con ácido, dejando expuestas las fibras de celulosa proporcionando así un medio coalescedor y filtrante potenciado.

Estos equipos de HDPE, figura 3.7, operan de igual manera que un coalescedor industrial sólo que tiene menores dimensiones, presentando un volumen útil de 1.6561 m³. Se encuentran ubicados en la etapa de lavado de cada tren, existiendo una totalidad de 15 equipos en planta.

La succión es directa desde el decantador más específicamente desde el vertedero de orgánico del, ingresando al equipo por la parte inferior de este, ascendiendo a través del lecho de madera. Este lecho es el responsable de retener gran cantidad de elementos externos presente

en la fase orgánica, retornando al decantador luego de permanecer 28,4 minutos al interior de él.

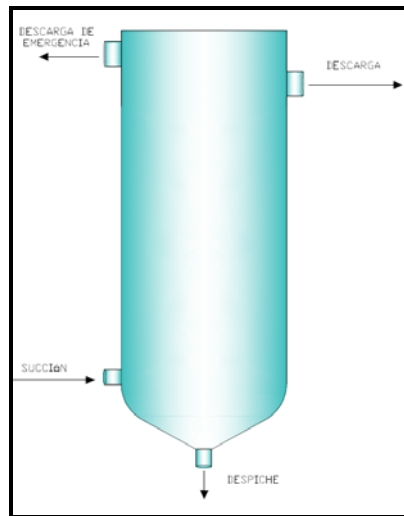


Figura 3.7. Soyuz.

3.3.6 Columnas de Flotación.

Se dispone de tres columnas de flotación en la planta, figura 3.8. En la parte inferior de ella se dispone de un difusor encargado de alimentar el aire, el que asciende verticalmente, produciendo un contacto en contracorriente con el electrolito rico que es alimentado por la parte superior de la columna.

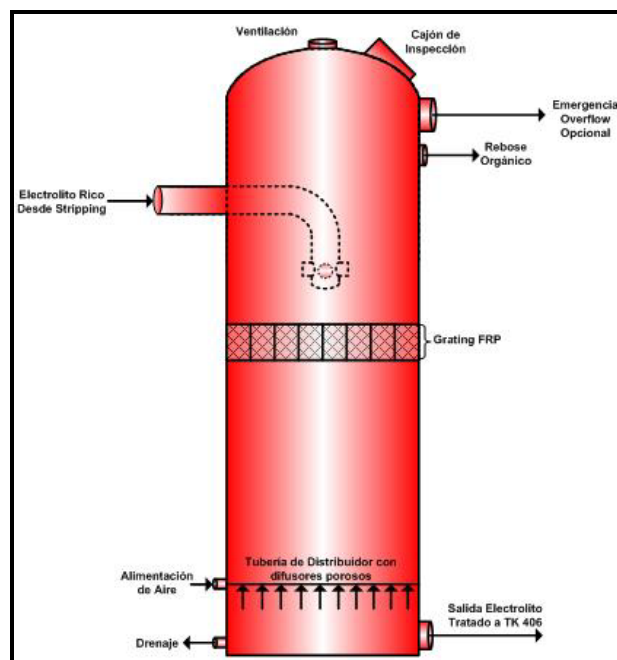


Figura 3.8. Columna de Flotación COMINCO.



Las pequeñas burbujas de aire que viajan a través del electrolito son capaces de atrapar las gotas de orgánico, haciéndolas flotar hacia la parte superior de la columna. Es ahí donde las burbujas de aire revientan, formándose una capa de orgánico recuperado.

El orgánico recuperado rebosa con una frecuencia programada, entrando a un canal de recolección y posteriormente fluyendo hacia el estanque de rebalses de la columna. El electrolito rico sale por el fondo de la columna y fluye por gravedad hacia el estanque de alimentación de filtros. Las columnas de flotación recuperan aproximadamente el 80% del orgánico contenido en el electrolito rico.

El tiempo de residencia en la columna es de 4,6 minutos, no obstante la duración del ciclo de recuperación de orgánico puede ser modificada, dependiendo de la cantidad de orgánico que se está recuperando.

El diseño de estas columnas permite un flujo máximo de electrolito rico de 733 m³/h, con un flujo de aire de 144 m³/h a 290 KPa.

3.3.7 Filtros Chuquicamata.

Los filtros son equipos diseñados para la remoción de orgánico y sólidos desde el electrolito, figura 3.9, se caracterizan por pasar la solución a través de un lecho filtrante constituido por mallas de polipropileno de baja densidad aparente, alta porosidad y superficie específica que retiene estos contaminantes, los cuales son removidos posteriormente por un retrolavado con agua y aire.

Se espera que estos filtros sean capaces de remover el 90% del orgánico y un 77% de los sólidos presente en el electrolito rico.

Se cuenta con 10 filtros de los cuales 9 operan a presión atmosférica capaces de tratar todo el flujo de electrolito, mientras uno de ellos se encuentra en retrolavado.

Las mallas de polipropileno usadas como lecho filtrante tienen un porcentaje de vacío del orden del 91% cuando están limpias, actuando como coalescedor de las gotas de orgánico y de los sólidos en suspensión presentes, este lecho ocupa un 92.1% del volumen útil.

El electrolito rico es alimentado por la parte superior del filtro a través de un distribuidor de admisión. En las condiciones de operación normales se espera que cada unidad filtre 244 m³/h de electrolito con un flujo específico normal de 11,3 m³/h/m². Este flujo de alimentación se puede ver incrementado durante el ciclo de lavado de un filtro para compensar la unidad que se ha retirado de la línea hasta 293 m³/h con un flujo específico máximo de 13,6 m³/h/m².

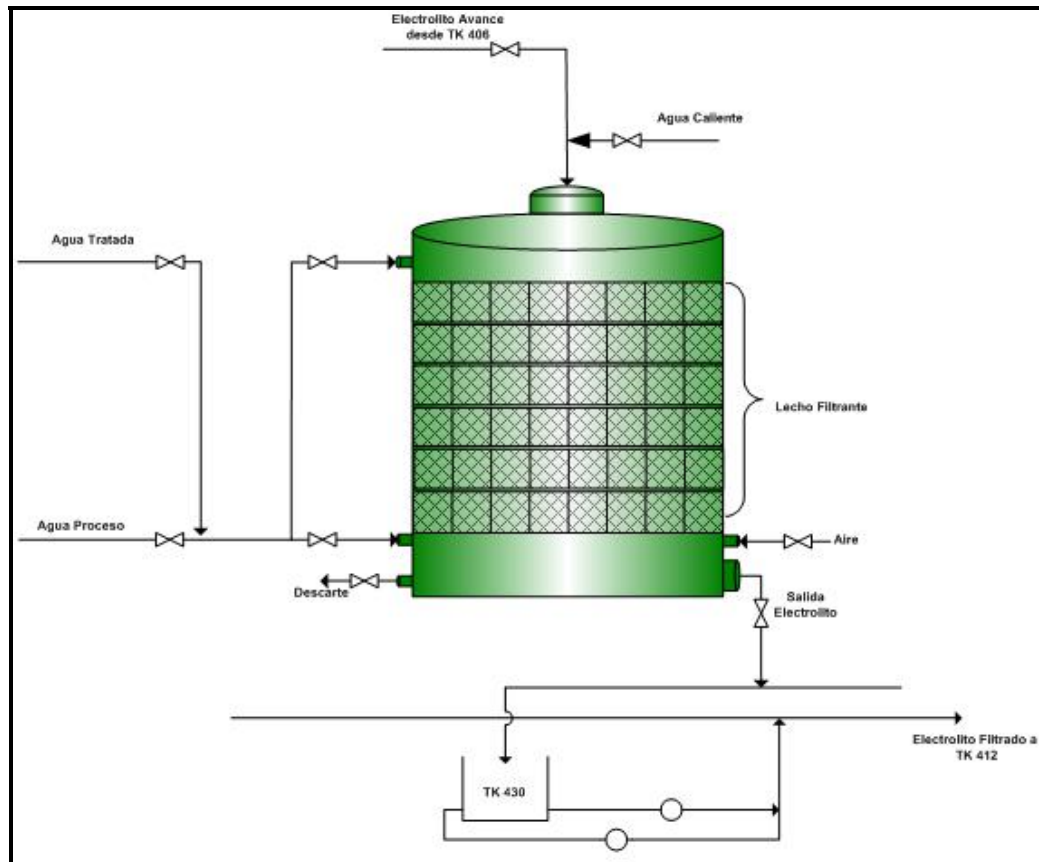


Figura 3.9. Filtro Chuquicamata.

El objetivo de estos filtros es disminuir los arrastres O/A en los flujos de alimentación a la nave de electroobtención.

Durante Julio 2008 y Julio 2009 promediaron 6.74 ppm, esto significa una importante perdida de fase orgánica que tiene un 23% de extractante.

$$6.74 \frac{cm^3}{m^3} \times 4 \text{ Trens} \times 600 \frac{m^3}{h} \times \frac{1l}{1000cm^3} = 16.176 \frac{l}{h} \times 0.23 = 3.72 \frac{l \text{ extractante}}{h}$$

Además de esta pérdida de orgánico también se debe considerar el arrastre que se produce hacia lixiviación.



	Arrastres O/A			
	Avance, ppm			
	Tren A	Tren B	Tren C	Tren D
Julio 2008	5,89	6,09	5,99	5,81
Agosto 2008	5,95	5,96	6,07	6,03
Septiembre 2008	6,49	6,30	6,22	6,33
Octubre 2008	5,43	5,37	5,45	5,29
Noviembre 2008	6,78	6,93	6,86	6,68
Diciembre 2008	5,96	6,08	6,00	5,96
Enero 2009	5,11	5,15	5,18	5,15
Febrero 2009	5,04	5,05	5,32	5,28
Marzo 2009	5,63	5,93	5,90	5,99
Abril 2009	9,94	9,78	10,07	9,37
Mayo 2009	9,23	9,51	8,47	8,68
Junio 2009	8,30	9,70	7,10	7,30
Julio 2009	8,30	9,70	7,10	7,30

Tabla 3.4. Datos de Arrastre O/A en Avance.

3.3.8 Filtro Prensa.

Los filtros prensa son equipos utilizados para deshidratar la borra, que se encuentra en diferentes sectores de la planta como decantadores o sumidero.

Este tipo de filtros tiene una operación muy sencilla, el líquido con sólidos, en este caso orgánico de planta, es bombeado a las cámaras que se encuentran rodeadas por telas filtrantes de polipropileno. Los sólidos son retenidos por las telas filtrantes formando una torta filtrante de espesor creciente. Con el aumento del espesor de la torta también aumenta su resistencia hidráulica. Debido a esto se alcanza una presión máxima, y evidencia el término de la etapa útil de filtración y se procede al desarme del filtro para extraer la torta filtrante.

Flujo	336 m ³ /día
Presión Máxima	6 bar
N° Placas	78
Precapa	Aserrín de Coihue - Kieselgur

Tabla 3.5. Características operacionales filtro prensa.

3.3.9 Planta de Borrás.

Este proceso comienza con la recuperación de orgánico desde sumideros y canaletas, utilizando como herramientas de apoyo bombas de diafragmas, mangueras flexibles e infraestructura de la planta, para enviar el orgánico hasta planta de borra donde es recepcionado en el estanque TK 414, cuya capacidad es de 20 m³. Posteriormente el orgánico es enviado al TK 417, de donde pasa al estanque TK 415 ó TK 416 , aquí se le aplican de tres a

cinco lavados con lluvia de refino de 30 minutos cada uno provocando que los sólidos en suspensión en el orgánico depresen. Se da un tiempo aproximado de 1 hora de decantación, posterior a esto se purga el acuoso acumulado en el estanque.

Cuando el estanque se encuentra libre de acuoso, se procede a adicionar 4 kg de kieselgur/m³ cúbico de orgánico a tratar, la adición se realiza con el respectivo agitador en funcionamiento.

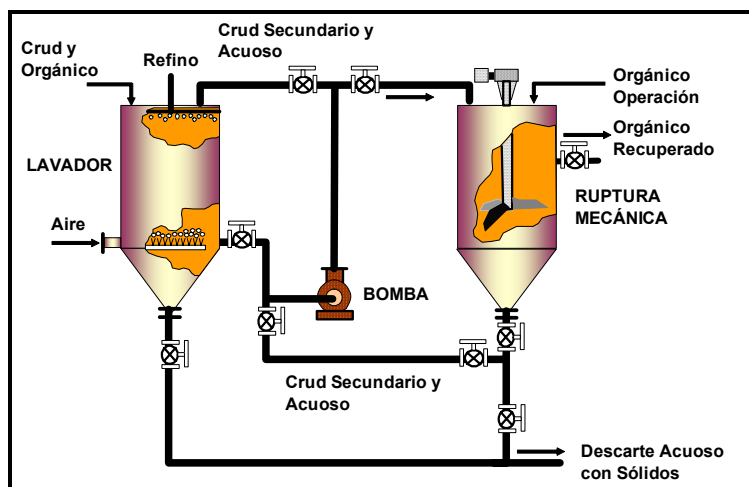


Figura 3.10. Tratamiento de Borras.

Paralelo a esto se debería proceder a efectuar la precapa del filtro Sperry, lo que actualmente no ocurre debido a que se encuentra no operativo.

- En el TK 403 se le agrega orgánico de operación, que es alimentado por válvula que se encuentra en el lugar.
- Con agitador funcionando de TK 403, el operador de la planta procede adicionar 20 kg de kieselgur, en forma lenta.
- Durante unos 30 minutos este estanque se mantiene agitándose.
- Se abre válvula de retorno de orgánico desde filtro Sperry.
- El filtro Sperry es puesto en modo filtrado.
- Mediante forma manual el operador abrirá válvula que alimenta a filtro Sperry.
- Para que se forme una precapa homogénea dentro de las placas del filtro, esta se realiza por un tiempo estimado de 30 minutos.

Ya formada la precapa, el operador abre válvula manual del estanque que es de retorno de filtro Sperry, a continuación abrirá la válvula que alimenta al TK 403, desde este estanque el orgánico pasará a filtro sperry, iniciándose el ciclo de filtrado-reactivación de orgánico (recirculación).



En periodos establecidos se solicitará a personal de laboratorio, que tome muestras para ver el estado del orgánico (viscosidad, tensión interfacial, etc).

Cuando el orgánico se encuentra en condiciones de ser alimentado al sistema, se determina a que estanque de orgánico va ha ser enviado (TK 401 ó TK 402).

3.4 Aditivos utilizados en planta SX para el tratamiento de orgánico.

Los aditivos utilizados para la restauración de orgánico en la planta SX de Radomiro Tomic son: la tierra de diatomea “Kieselgur” y la madera de coihue.

Kieselgur: la tierra de diatomea es un fósil silíceo de grano fino que se formó por la acumulación de grandes esqueletos de microorganismos o algas acuáticas unicelulares, conocidas como diatomeas. Estos esqueletos fosilizados están conformados por un ópalo de cristabalita o sílice hidratada de composición $\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$.

Según su composición las especies principales lo constituyen el cuarzo y el agua. El cuarzo se puede encontrar en grandes cantidades, superando incluso el 65%, en cristobalita, normalmente fluctuando entre un 4 y un 9%, aunque en algunos casos alcanza hasta un 20%. El agua que se encuentra distribuida entre los cristales puede ser fácilmente adsorbida por la tierra de diatomea, como también fácilmente liberada. Además de estos dos constituyentes, encontramos otras especies, tales como: Al_2O_3 , Fe_2O_3 , CaO , Na_2O , MgO y álcalis. La presencia de estos últimos constituyentes, se atribuye en forma total o parcial a la presencia de arcillas, silicatos, feldespatos, micas, carbonatos, geles de coprecipitados de $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ y $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$, y también a otras impurezas (Dana, 1980).

El Kieselgur es un producto purificado mediante el siguiente tratamiento: chancado, afinado y selección de material contaminante mediante harneros vibratorios, lavado y secado.

Madera de coihue: ⁽¹⁰⁾

En términos generales, las células vegetales, se distinguen de las células animales por la presencia de una pared celular, que le confiere forma a la célula y le da textura a cada tejido, siendo el componente que le otorga protección y sostén a la planta.

El principal componente estructural de la pared celular es la celulosa. Las cadenas de celulosa se agrupan en haces paralelos o microfibrillas de 10 a 25 nm de espesor. Las microfibrillas se combinan mediante las hemicelulosas. Estas se unen químicamente a la celulosa formando una estructura llamada macrofibrillas de hasta medio millón de moléculas de celulosa en corte



transversal, formando una estructura altamente sólida. Las hemicelulosas y la pectina contribuyen a unir las microfibrillas de celulosa y al ser altamente hidrófilas, contribuyen a mantener la hidratación de las paredes jóvenes. Entre las sustancias que se encuentran en la pared se encuentra la lignina, molécula compleja que le otorga rigidez, impermeabilidad y protección contra ataque microbiano.

- **Celulosa:** es un hidrato de carbono complejo, que constituye el principal componente de las membranas primarias y secundarias de todas las células vegetales. Es insoluble en todos los disolventes comunes, lo que permite separarla fácilmente de los demás componentes de las plantas. La celulosa es un polisacárido lineal, cuya fórmula es $(C_6H_{10}O_5)_n$, conteniendo el valor de n varios miles de unidades.

Dependiendo de la concentración y la temperatura, el ácido sulfúrico actúa sobre la celulosa y produce glucosa, almidón soluble o amiloide. Cuando la celulosa se trata con un álcali y se expone a continuación a los vapores del disulfuro de carbono (CS_2), se obtiene una solución que puede estirarse en películas e hilarse, como el rayón y el celofán. Con una mezcla de ácidos nítrico y sulfúrico, la celulosa forma una serie de compuesto inflamables y explosivos conocidos como nitratos de celulosa o nitrocelulosas.

Además, la celulosa es sensible a álcalis calientes, dimetilformamida ($HCON(CH_3)_2$) y ácido nítrico (HNO_3) en frío. Es resistente a disolventes orgánicos como acetona (CH_3COCH_3) y se solubiliza en ácido fórmico.

- **Hemicelulosa:** se componen de varios azúcares diferentes. Algunos son hexacarbonados como la glucosa, y otros pentacarbonados, llamados genéricamente como pentosas. Estos compuestos también conforman largas cadenas con patrones repetitivos de varios azúcares y originan una red ramificada que atrapa las moléculas de agua. La pared primaria de la célula puede contener entre el 40 y 50% de las hemicelulosas, las que son ligeramente más solubles en ácido que la celulosa.

Son consideradas como los agentes cementantes que mantienen aglomeradas las microfibrillas y evitan fisuras cuando las fibras de la madera son sometidas a esfuerzos mecánicos de torsión, flexión o compresión.

Las hemicelulosas son también un polímero, con fórmulas preferente $(C_5H_8O_4)_n$ y $(C_6H_8O_4)_n$, siendo el valor de n de varios miles de unidades. Su grado de polimerización, sin embargo, es menor que el de la celulosa.



- **Lignina:** es un polímero complejo formado por varios compuestos aromáticos que en su mayor parte son polímeros mixtos de fenilpropano y pueden constituir hasta un 50% de las paredes celulares de las plantas.

La lignina actúa como impermeabilizantes de las cadenas de celulosa y como aglomerante de las estructuras fibrilares de las células, por tanto le confiere rigidez a las plantas y unión entre sus células. La principal función de la lignina es proteger a los polisacáridos vegetales contra el ataque microbiano. A diferencia de las moléculas filiformes de celulosa, las moléculas de lignina presentan abundante ramificación.

Las especies de madera difieren mucho en cuanto a contenido de lignina, pero la madera de gimnospermas contiene, en general, más lignina que las especies de angiospermas, lo que se traduce, como se mencionó antes, en una mayor protección hacia el ataque microbiano.

La lignina es absolutamente indigestible y también disminuye la digestibilidad de la celulosa y de la hemicelulosa, actuando como obstáculo físico a las enzimas que descomponen la celulosa.

Compuesto	%
Celulosa	40 – 45
Lignina	25 – 30
Hemicelulosa	20 – 25
Resinas, taninos, grasas	

Tabla 3.6. Composición madera.

Estos compuestos están constituidos a su vez de elementos esenciales en un 90% y otros compuestos en un 10%.

Elementos Esenciales (90%)	%
Carbono	46 – 50
Oxígeno	38 – 42
Hidrógeno	6
Nitrógeno	1
Otros compuestos (10%)	
Cuerpos simples (P, S)	
Compuestos minerales (K, Ca, Na)	

Tabla 3.7. Composición compuestos de la madera.

La madera es previamente tratada con una solución ácida de 80 g/l, a partir de esto se puede comentar lo siguiente:

- El tratamiento ácido disuelve principalmente lignina y hemicelulosas, Figura 3.11, siendo estas últimas las más susceptibles a la hidrólisis, dejando expuestas las fibras de celulosa, proporcionando un medio coalescedor y filtrante potenciado, que retiene microgotas de acuoso, partículas en suspensión y borra finamente dispersada y también la fijación de compuestos polares como nitrilos y ácidos carboxílicos detectados.
- El contacto posterior de la madera tratada con el orgánico no produce liberación significativa de compuestos provenientes de la madera hacia la fase orgánica y/o acuosa.
- El tratamiento ácido produce cambios en la composición química, apareciendo lignina de menor peso molecular y la disminución en el porcentaje de hemicelulosas producto de su solubilización.

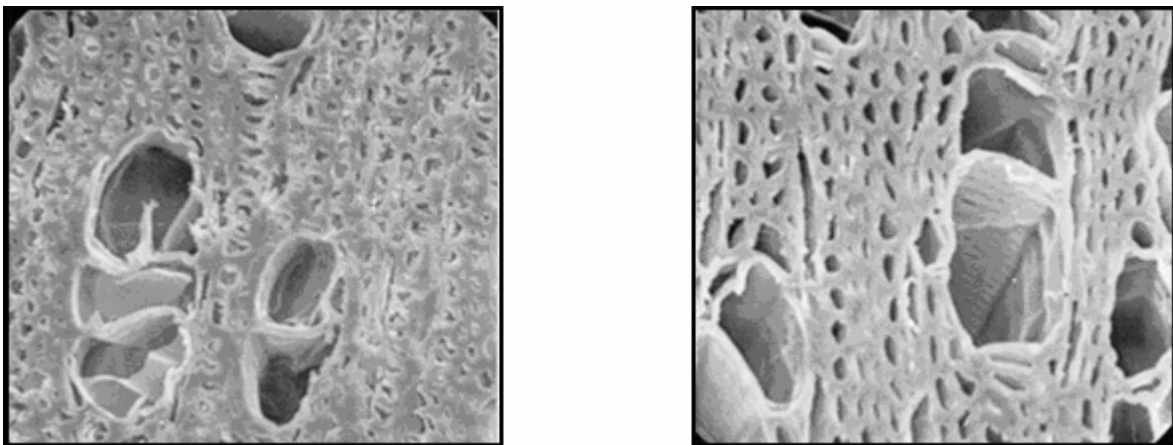


Figura 3.11. Corte Transversal Madera sin Tratamiento (izquierda) y con Tratamiento (derecha).



3.5 Resumen Propiedades Orgánico de Planta.

Se recopiló información histórica de los meses de enero a agosto del 2009, para elaborar gráficos que permitan visualizar los comportamientos operacionales de la planta de SX con el fin de determinar las condiciones que presenta la planta antes de comenzar con la implementación de viruta de HDPE para disminuir los arrastres A/O y el uso de madera de coihue para la restauración de las propiedades físicas del orgánico de planta.

A continuación se muestra un resumen de las variables consideradas. (Detalle Anexo D).

Variables	Enero – Agosto 2009							
	Trenes A, B, C				Tren D			
Carga Máxima	12.89 g/l				12.88 g/l			
Extractante	22.53 %				22.73 %			
Viscosidad, cP	Enero	3.69	Mayo	3.86	Enero	3.94	Mayo	4.03
	Febrero	3.65	Junio	3.89	Febrero	3.87	Junio	4.14
	Marzo	3.69	Julio	3.83	Marzo	3.89	Julio	4.15
	Abril	3.75	Agosto	3.80	Abril	3.89	Agosto	4.20
Tensión Superficial, dinas/cm	Enero	30.90	Mayo	30.40	Enero	31.30	Mayo	30.20
	Febrero	30.30	Junio	30.70	Febrero	30.10	Junio	30.30
	Marzo	30.30	Julio	30.70	Marzo	30.20	Julio	30.50
	Abril	30.20	Agosto	30.10	Abril	30.00	Agosto	29.80
Tensión Interfacial, dinas/cm	Enero	24.10	Mayo	23.90	Enero	23.50	Mayo	23.20
	Febrero	23.90	Junio	24.10	Febrero	22.90	Junio	23.30
	Marzo	23.60	Julio	24.00	Marzo	23.10	Julio	23.30
	Abril	24.00	Agosto	23.70	Abril	23.30	Agosto	22.80
TSF Etapa Extracción, seg	Enero	78	Mayo	115	Enero	88	Mayo	140
	Febrero	86	Junio	131	Febrero	104	Junio	156
	Marzo	96	Julio	106	Marzo	112	Julio	129
	Abril	97	Agosto	144	Abril	119	Agosto	184
Adición Extractante	39.5 m ³ /mes				13.38 m ³ /mes			
Adición Diluyente	270 TM/mes							

Tabla 3.8. Resumen Condiciones Orgánico Planta SX.

Para lograr la transferencia de cobre necesaria es preciso aumentar el flujo de PLS, con esto se obtiene un ingreso mayor de cobre al sistema, pero al no modificarse el flujo de orgánico este no es capaz de captar todos los iones presentes, disminuyendo así la diferencia entre el cobre presente en el PLS y en el refino, esto debería evidenciarse con la respectiva disminución en la eficiencia de extracción de los trenes de la planta.

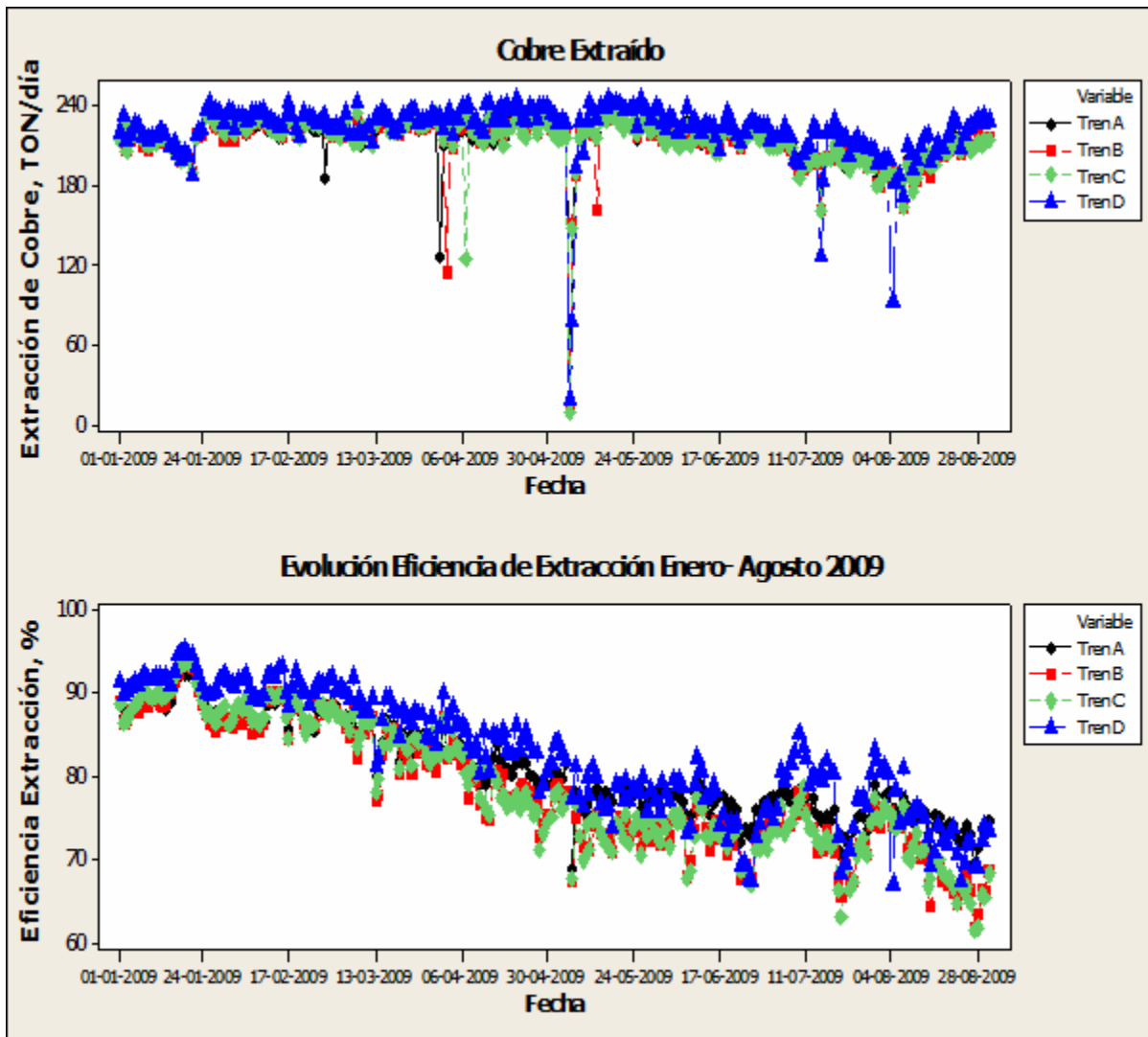


Gráfico 3.1. Resumen condiciones extracción planta.

La finalidad de recopilar estos datos es tener una visión general del estado en que se encontraba la planta antes de comenzar con las pruebas con madera de coihue y viruta de HDPE, se espera una mejoría en las características que presenta el orgánico de planta lo que a su vez debería verse reflejado con un aumento en la eficiencia de extracción de cada uno de los trenes y también con un aumento del cobre que se puede extraer desde el PLS.



CAPITULO IV: DISEÑO DE PRUEBAS INDUSTRIALES.

En este capítulo se describirá la metodología a seguir para el cumplimiento de cada uno de los objetivos propuestos, también los métodos utilizados para la toma de muestras y análisis de estas.

4.1 Plan de Trabajo.

4.1.1 Procedimiento de Trabajo para la optimización de Sistema de Coalescencia.

Con el fin de optimizar la eficiencia del relleno de los coalescedores presentes en la planta de Extracción por Solvente, se llevará a cabo un estudio estadístico de las purgas que presentan estos equipos, luego de esto se realizarán diversas pruebas a nivel industrial con relleno de HDPE que presenten diferentes geometrías, con el fin de evaluar y determinar cuales son las características con las que debe cumplir el lecho filtrante a la hora de armar y poner en operación dichos equipos con el fin de obtener una elevada eficiencia.

A su vez se determinará cuál es el tiempo óptimo de operación antes de que sea necesario realizar un retrolavado al equipo debido a la acumulación de borra presente en el orgánico cargado de la planta SX.

Para el relleno de este equipo se consideraron las características de diseño que presenta el lecho del coalescedor:

Material	HDPE
Forma	Cintas enroscadas resultantes de torneó mecánico de tuberías en desuso
Densidad Aparente	0.05 – 0.08 Ton/m ³
Tamaños Típicos	Ancho: 12 mm
	Espesor: 1 mm
	Largo: variable
Rango Superficie Específica	±38 cm ² /g
Flujos Específicos Aceptables	30m ³ /h*m ²

Tabla 4.1. Características Lecho coalescedor ^[11].



Figura 4.1. Viruta utilizada en coalescedor Chuquicamata.

Procedimiento de Trabajo.

- 1) Tomar medida de los canastillos utilizados, y determinar su volumen.
- 2) Determinar la densidad aparente del lecho deseada y el respectivo peso de viruta que se necesita para obtenerla.
- 3) Pesaje de canastillo vacío.
- 4) Llenado de los canastillos, realizar inspección visual de que el lecho sea uniforme y no presente intersticios por donde se pueda canalizar el flujo de orgánico.
- 5) Desarme y limpieza del coalescedor.
- 6) Armado del equipo, registrando el peso de viruta cargada en cada canastillo en la siguiente tabla:

$$\text{Peso viruta} = \text{Peso canastillo cargado} - \text{Peso canastillo vacío.}$$

Coalescedor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Canastillo 1										
Canastillo 2										
Canastillo 3										
Canastillo 4										
Canastillo 5										
Canastillo 6										

Tabla 4.2. Registro peso canastillos.

- 7) Monitoreo de la purga que presenta cada equipo.
- 8) Determinar cual es la configuración de armado de optimiza la purga que presenta el equipo.



Procedimiento para determinar purga del equipo.

- 1) Se necesita una probeta de 1 l. Ubicarse en la parte inferior del coalescedor donde se encuentra la válvula por donde se evacua el acuoso acumulado durante la operación.
- 2) Con un cronómetro registrar tiempo que se demora en llenar la probeta. Determinar flujo de acuoso.
- 3) Calcular ppm.

$$Flujo\ acuoso\ (FA) = \frac{1(l) * 3600(s)}{t(s) * 1(h)}$$

$$ppm = \frac{FA(l/hr) * h_{op}}{\left[\frac{FO(m^3/h) * h_{op}}{n^{\circ}\ coalesc\ operando} \right]}$$

t: tiempo registrado en segundos.

FO: Flujo de orgánico total (m³/h).

h op: horas de operación del coalescedor.

Este procedimiento se debe realizar con los 10 coalescedores que existen en la planta.

En caso de que la viruta receptionada no sea suficiente para rellenar la totalidad de los equipos, se utilizaran distintas configuraciones para el llenado de los coalescedores.

Para calcular la eficiencia del equipo (η) es necesario cuantificar la cantidad de acuoso que trae el orgánico desde la etapa anterior, en este caso, la etapa de extracción 1.

$$\eta = \frac{FA(l/h) * h_{op}}{\left[\frac{FO(m^3/h)}{n^{\circ}\ coales\ op} \right] * h_{op} * ppm_{E-1} \left(\frac{cm^3}{m^3} \right) * \frac{1l}{1000\ cm^3}} * 100$$

Para esto se ha dispuesto de minicoalescedores en cada etapa E1, los que operan bajo la misma lógica que un coalescedor industrial.

El control de la purga del coalescedor debe realizarse cada 4 hs, el procedimiento es el siguiente:

- 1) Medir el tiempo que se demora en llenarse una probeta de 1 l.
- 2) Detener la bomba neumática durante 15 min. para separar las fases orgánica/acuosa dentro del minicoalescedor.
- 3) Purgar el acuoso por la parte inferior del minicoalescedor, registrando este valor.

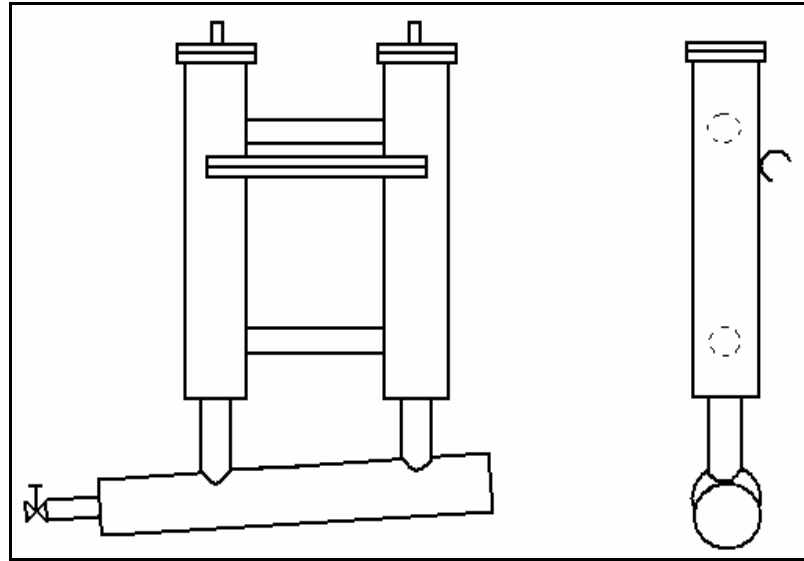


Figura 4.2. Minicoalescedor.

Cálculo de flujo de orgánico.

$$\text{Flujo orgánico (lt / min)} = \frac{1l}{t(s)} * \frac{60(s)}{1 \text{ min}}$$

t: tiempo que se demora en llenarse la probeta de 1 l.

Cálculo de ppm de acuoso.

$$\text{ppm} = \frac{VA(\text{cm}^3) * 1000(l)}{\text{Flujo orgánico (l/min)} * H} * \frac{1000(l)}{1(\text{m}^3)}$$

VA: volumen de acuoso purgado por parte inferior del minicoalescedor.

H: 3.75 hs = 225 min

4.1.2 Procedimiento de Trabajo para la capacidad de restauración de las propiedades físicas de la fase orgánica que presenta la madera de coihue.

El objetivo de utilizar la madera de coihue, ya sea como viruta y aserrín, radica principalmente en la influencia que tiene sobre la restauración de algunas propiedades físicas de la fase orgánica; tales como la viscosidad, tensión interfacial, tensión superficial y

el tiempo de separación de fases en ambas continuidades, es por esto que durante este estudio el análisis de estas variables serán relevantes a la hora de determinar la carga de los equipos utilizados para este fin.

Los parámetros para considerar que el orgánico de planta se encuentra en buen estado o sin degradación son los rangos entregados por laboratorio.

Viscosidad, cP	Tensión, dinas/cm		T.S.F, s	
	Interfacial	Superficial	Continuidad Organica	Continuidad Acuosa
3.9 – 4.2	> 24.5	30 - 31	120 -130	60 - 70

Tabla 4.3. Parámetros entregados por laboratorio.

También será posible comparar la capacidad que posee el coihue como agente coalescedor y determinar si es más eficiente que el HDPE, si es así este relleno se puede usar a escala industrial utilizándose en los coalescedores presentes en la planta.

Madera de coihue como viruta.

Este se realiza en un estanque de tratamiento especialmente diseñado para este proceso, “Soyuz”, el cual permite maximizar la eficiencia y capacidad de tratamiento, la viruta está dispuesta en “paquetes” que permiten su fácil manipulación y también el retrolavado del filtro, esto permite que el equipo de restauración trabaje de manera continua.

El siguiente esquema muestra los elementos que componen el equipo de restauración y su localización.

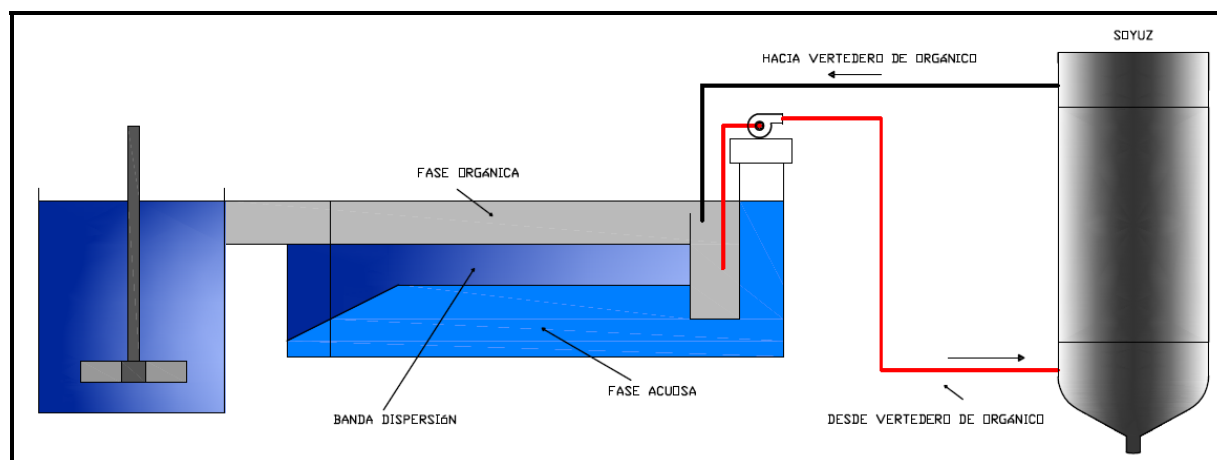


Figura 4.3. Esquema para la restauración de orgánico.



$$\rho_{VIRUTA} = 0.6273 \frac{ton}{m^3}$$

$$V_{\acute{u}til} = \Pi * \frac{D^2}{4} * h = \Pi * \frac{(1.113)^2}{4} * 1.703 = 1.6561 m^3$$

El tratamiento de restauración del orgánico de operación en este equipo, considera lo siguiente:

- 1) Acondicionamiento de viruta de madera de coihue.
- 2) Formación de lecho filtrante de viruta.
- 3) Toma de muestras de orgánico.
- 4) Análisis de datos.
- 5) Determinar cuál es la densidad del lecho que posee mayor capacidad restauradora.

Procedimiento acondicionamiento de viruta.

- 1) En un isocontenedor se adicionan 500 l de agua tratada y 45 l de ácido sulfúrico lográndose una concentración de 147 g/l. (Características ácido sulfúrico, $\rho = 1.854 \text{ g/cm}^3$; % v/v = 96)
- 2) Preparada la solución acidulada, se disponen en el interior del isocontenedor de 44 a 46 sacos de viruta de madera. Se coloca sobre los sacos un peso para evitar la flotación de estos. Se abre la válvula de paso de aire y se cubre el isocontenedor. El curado se efectúa durante 24 hs.
- 3) Se vacía completamente el isocontenedor con los sacos en su interior y se llena con agua tratada cubriendo totalmente los sacos. Se abre la válvula de aire y se lava la viruta durante 2 hs. Esto se efectúa dos veces.

Procedimiento para la formación de lecho filtrante.

- 1) Desplazar orgánico en el interior del equipo, se le adiciona agua para abandone el equipo por la tubería de rebase.
- 2) Se retira la tapa y se procede a sacar el relleno de HDPE que se utilizaba comúnmente para la coalescencia de los arrastres A/O.
- 3) Lavado del equipo con agua a alta presión.
- 4) Llenado del equipo con sacos de viruta curada, se cargaran con diferentes pesos, entre 85 a 150 kg de madera, para determinar la influencia que presenta la densidad del lecho restaurador.



5) La disposición de los sacos de madera debe ser ordenada dejando la menor cantidad de espacios en los que la solución pueda canalizarse.

6) Se coloca la tapa, se cierra la válvula de drenaje, se abre la válvula de alimentación de orgánico y se pone en funcionamiento la bomba de impulsión.

7) Toma de muestras de orgánico.

8) La muestra de entrada al equipo será tomada directamente desde el vertedero de orgánico del decantador donde se ubique cada soyuz.

9) La muestra de salida será tomada desde la tubería especialmente acondicionada para esto.

10) Ambas muestras serán analizadas para determinar viscosidad, tensión superficial, tensión interfacial, tiempo de separación en fases en ambas continuidades, acuosa y orgánica.

Análisis de Datos.

- Para este fin se procederá a rellenar la siguiente tabla:

Ubicación equipo	Carga lecho, kg	Flujo, l/min	Viscosidad, cP		Tensión, dinas/cm				T.S.F, seg Continuidad			
					Interfacial		Superficial		Acuosa		Orgánica	
			ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF

Tabla 4.4. Registro propiedades orgánico.

Madera de coihue como aserrín.

La aplicación de este tratamiento requiere del uso de un filtro prensa al que se aplica un lecho de filtrado compuesto de kieselgur más aserrín en base a materiales lignocelulósicos.

La ubicación del filtro se determina según los datos entregados por laboratorio, basados en las propiedades del orgánico de planta.

Luego de cumplir el ciclo de filtrado, este se satura, operando ineficientemente, la cantidad de días que dure este ciclo depende de la cantidad de sólidos presentes en el sistema.

Cuando esto sucede es necesario realizar un secado y limpieza de las placas del filtro.

La metodología del tratamiento para la restauración del orgánico de operación en el filtro prensa, considera las siguientes etapas:

- a) Acondicionamiento de aserrín de madera de coihue.
- b) Formación de precapa del filtro, mediante adición de aserrín y Kieselgur al orgánico de planta.

- c) Toma de muestras de orgánico.
- d) Secado y vaciado del filtro.

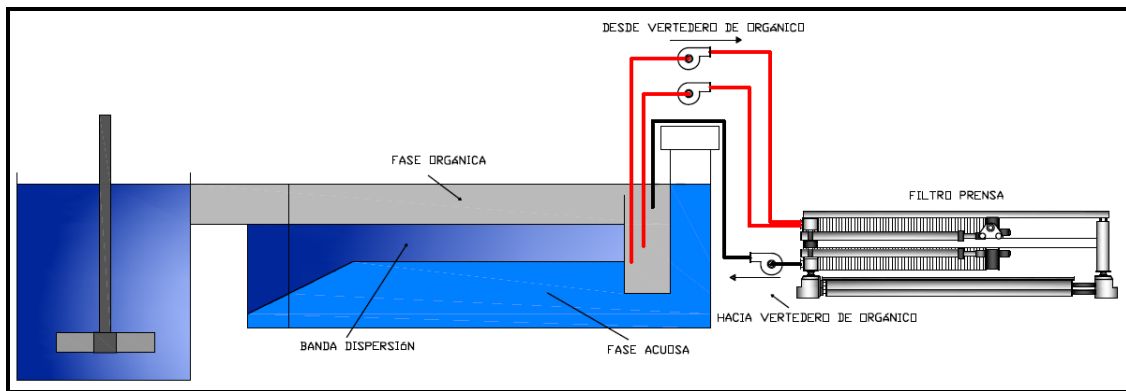


Figura 4.4. Esquema para la restauración de orgánico en filtro prensa.

Procedimiento acondicionamiento del aserrín.

Este procedimiento es similar al acondicionamiento de la viruta de coihue.

Formación de precapa y operación del filtro.

La razón de preparación de la precapa será la solicitada de acuerdo a las pruebas a realizarse.

Precapa	Aserrín	Kieselgur
1	600 kg	
2	500 kg	400 kg
3	450 kg	450 kg
4	400 kg	500 kg
5	300 kg	600 kg
6	200 kg	700 kg
7	100 kg	800 kg
8		900 kg

Tabla 4.5. Especificaciones de mezclas a utilizar.

La adición de los materiales restauradores se llevará a cabo de la siguiente manera:

- 1) El operador debe llenar el TK que posee una capacidad de 3 m³ y encender el agitador.
- 2) Una vez lleno debe adicionarse la mezcla de Kieselgur/aserrín solicitada.
- 3) Accionar bomba de traspaso a filtro y agitar mezcla para generar paulatinamente la precapa durante 15 min.



Se repetirá la secuencia hasta conformar una precapa homogénea de 900 kg de material restaurador.

La filtración termina cuando la presión dentro de él ascienda a 6 bares, o bien cuando los resultados entregados por laboratorio no presenten la mejoría esperada.

Secado y vaciado del filtro:

- 1) Primero se debe cerrar la válvula de entrada de orgánico al filtro.
- 2) Luego se procede a abrir la válvula de entrada de aire al filtro, la presión de entrada de aire debe ser superior a la presión interna del filtro.
- 3) Mantener la corriente de aire hasta que la torta quede seca o alcance los valores de humedad deseados (35-40%), chequear si sale orgánico por la válvula de drenaje a piso.
- 4) Detener el compresor de aire y cerrar la válvula de alimentación de aire al filtro.
- 5) Abrir válvulas de venteo y drenajes para asegurarse que la unidad quede despresurizada.
- 6) Instalar bandeja de recepción de sólidos.
- 7) Actuar sobre la palanca que acciona los cilindros del cierre y esperar que los vástagos se extiendan totalmente.
- 8) Una vez desprendida la torta, se debe mover la bandeja de recepción de sólidos, y se procede a lavar las placas, para asegurar una mejor limpieza de la unidad.

Toma de muestras de orgánico.

- 1) La muestra de entrada será tomada directamente desde donde se encuentre la succión del filtro desde el decantador donde se ubique el filtro prensa.
- 2) La muestra de salida será tomada desde la tubería de descarga del filtro.
- 3) Ambas muestras serán analizadas para determinar viscosidad, tensión superficial, tensión interfacial, tiempo de separación en fases en ambas continuidades, acuosa y orgánica.



4.2 Protocolo de Laboratorio.

4.2.1 Procedimiento General Toma de Muestras.

- Ambientar el cucharón (cortador de muestra) introduciéndolo tres veces en el estanque de solución correspondiente.
- Antes de tomar la muestra final se debe primero ambientar el frasco 3 veces.
- Llenar botella de 250 cc. con orgánico, tapar botella y colocarla en el porta botellas.
- Una vez finalizado el muestreo, entregar muestras en laboratorio químico en Planta Piloto.

4.2.2 Procedimiento para realizar controles físicos en orgánico de Planta.

a) Tiempo de Separación de Fases.

➤ TSF Continuidad Orgánica

- Se agrega 500 ml de la solución orgánica (20°C) al Anetich graduado cada 100 ml, se verifica que el aspa este sumergido en la solución y se regula la agitación a 900 RPM.
- Agregar lentamente 500 ml de la solución acuosa (20°C) sobre la orgánica y agitar durante 3 minutos.
- Detener la agitación, encender la lámpara para visualizar mejor la separación de fases y simultáneamente comenzar a medir el tiempo de separación. Este tiempo se mide por cada 100 ml de separación (4 Tiempos).

➤ TSF Continuidad Acuosa

- La mezcla anterior de orgánico – acuoso se deja un tiempo para su separación total.
- Una vez separadas las fases se regula la agitación a 900 RPM y se agita por tres minutos.
- Detener la agitación y simultáneamente comenzar a medir el tiempo de separación de fases. El control de tiempo es por cada 100 ml de separación (4 tiempos).



Figura 4.5. Reactor Anetich.

b) Tensión Superficial e Interfacial

Tensión Interfacial y Superficial de dos soluciones líquidas inmiscibles. Primero se debe contar con un vaso precipitado de volumen aprox. 50 ml y un tensiómetro con su respectivo anillo de Platino.

Después de cada medición se debe limpiar el anillo sumergiéndolo en alcohol y agua para soluciones acuosas y en scaid, alcohol y agua para soluciones orgánicas. Para finalizar con un secado suave con toalla absorbente.

➤ Tensión Superficial

- Se agrega 40 ml de solución a medir en el vaso precipitado, luego se coloca el vaso en la plataforma móvil del tensiómetro ajustando la posición de esta, de manera tal que el anillo de platino quede sumergido unos dos milímetros desde la superficie.
- Se ajusta en cero en ambas manijas del equipo.
- Con movimiento coordinado el anillo se levanta y la plataforma del equipo se baja hasta que el anillo se desprende totalmente, todo esto siempre manteniendo la aguja paralela a la línea del espejo.
- El valor de tensión superficial de la muestra esta indicado en el reloj ubicado en la parte central del tensiómetro.

➤ Tensión Interfacial

- Primero se agrega 25 ml de solución acuosa a un vaso precipitado.

- Colocar este vaso en la plataforma móvil y sumergir lo máximo posible el anillo para que no se contacte con el orgánico que se agregara posteriormente.
- Se agrega 25 ml de orgánico al vaso con solución acuosa y se ajusta el anillo a unos mm debajo de la interface orgánico/acuoso.
- Se ajusta el equipo a cero y se comienza a retirar en sentidos opuestos la plataforma hasta que el anillo se desprende de la interface, manteniendo la aguja paralela a la línea del espejo.
- El valor de tensión interfacial es el que indica el reloj que se encuentra en la parte central del tensiómetro.



Figura 4.6 Tensiómetro.

c) Medición de Viscosidad

Antes de comenzar las mediciones se debe proceder a realizar la calibración del equipo con agua destilada de la siguiente manera:

- Se enciende el regulador de voltaje
- Se enciende baño termostático
- Se regula la temperatura a 23°C
- Se enciende viscosímetro
- Se saca spindle y se espera autorización para instalar nuevamente este.
- Viscosímetro da autorización para instalar spindle y se regula velocidad de agitación 100 RPM por 3 minutos.

- Se agrega entre 16 a 20 ml de agua destilada al vial de muestra, este se coloca con mucho cuidado en el spindle que ya esta instalado.
- Se aprieta la tecla ONN/OFF y el spindle comenzará a girar dentro del vial que contiene la muestra.
- Se deja durante 3 minutos hasta que la medición sea estable
- Si el valor de viscosidad para el agua es entre 1.25 a 1.30 cp, es que esta calibrado el viscosímetro y se puede comenzar a medir viscosidad para otras soluciones. En caso que el valor sea > 1.30 se debe repetir la calibración hasta obtener un valor de viscosidad de agua no mayor a 1.30 cp.

d) Control diario de viscosidad para muestras orgánicas y acuosas.

- Se regula velocidad de agitación a 100 RPM, con un tiempo de tres minutos.
- Se agrega entre 16 a 20 ml de solución al vial contenedor de muestra.
- Se coloca el spindle dentro del vial contenedor de muestra y se aprieta la tecla ONN/OFF.
- Una vez terminado el tiempo de agitación de la muestra el resultado es mostrado en pantalla.
- Terminada la medición se lava el spindle, si la muestra medida es orgánico se debe lavar el spindle con scaid, alcohol, agua y secar el spindle con cuidado. Si la muestra medida es acuoso se debe lavar el spindle con alcohol, agua y secar.



Figura 4.7 Viscosímetro.

CAPITULO V: RESULTADO Y ANÁLISIS PRUEBAS INDUSTRIALES.

A continuación se detallan los resultados obtenidos en las pruebas industriales y se señalan las modificaciones que se efectuaron durante la puesta en marcha de este procedimiento de trabajo.

5.1 Análisis de Capacidad de coalescencia de distintas virutas de HDPE en coalescedores planta SX.

En planta se recibió la nueva viruta de HDPE, que presenta una geometría y forma diferente a la usada habitualmente, pero mantiene sus otras características.

En la figura 5.1 se comparan ambas virutas, la viruta de la izquierda corresponde a la viruta utilizada normalmente que presenta una superficie lisa y su forma es enroscada, en cambio la viruta a prueba tiene una superficie estriada lo que significa que tiene una mayor área expuesta al flujo de orgánico y su forma se presenta como “nido de ave” con el que se asegura una menor canalización del flujo.



Figura 5.1. Comparación Virutas.

Volumen Canastillo	13.21 m ³
Peso Viruta	800 - 1000 kg
Densidad Aparente Lecho	0.061 – 0.076 Ton/ m ³

Tabla 5.1. Características Lecho dispuesto.

Cada coalescedor de la planta fue desarmado, como se muestra en la figura 5.2, y se cambió la viruta de HDPE por la recientemente recibida, como la viruta no fue suficiente para rellenar la totalidad de los equipos, se dispuso de diferentes configuraciones para formar el lecho de cada coalescedor.



Figura 5.2. Desarme coalescedor.

En la tabla de a continuación se detalla la configuración utilizada, en negrita se representan los canastillos que fueron cargados con viruta a prueba y la cantidad.

Coalescedor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
% Viruta Nueva	50	67	100	50	100	100	100	50	67	67
Canastillo 1	820	910	820	870	800	850	780	900	880	850
Canastillo 2	840	820	850	820	850	870	800	800	900	830
Canastillo 3	820	860	910	860	890	890	820	800	850	880
Canastillo 4	810	860	870	850	970	850	800	800	890	820
Canastillo 5	840	880	850	850	840	850	800	1000	800	810
Canastillo 6	820	910	890	940	910	890	830	800	920	930

Tabla 5.2. Pesos de viruta cargados a cada canastillo en kilos.

Para el análisis de los datos obtenidos se consideran sólo los coalescedores del Tren D (7, 8 y 9) que presentan la totalidad de las configuraciones realizadas.

El coalescedor 7 fue el primero en cambiarse el 12 de Agosto, en su totalidad se instaló viruta estriada, opero durante 10 días.



5.1.1 Determinación días óptimos de operación.

Los datos de la purga del equipo son monitoreados durante los 10 días que estuvo en operación antes de comenzar con el retrolavado.

Fecha	Purga (l/día)	Fecha	Purga (l/día)
12 Agosto	1046	17 Agosto	4310
13 Agosto	3222	18 Agosto	6593
14 Agosto	4128	19 Agosto	13373
15 Agosto	5868	20 Agosto	2546
16 Agosto	4905	21 Agosto	1116

Tabla 5.3. Control coalescedor 7.

En la gráfica de a continuación, se evidencia el comportamiento que registra la purga del equipo.

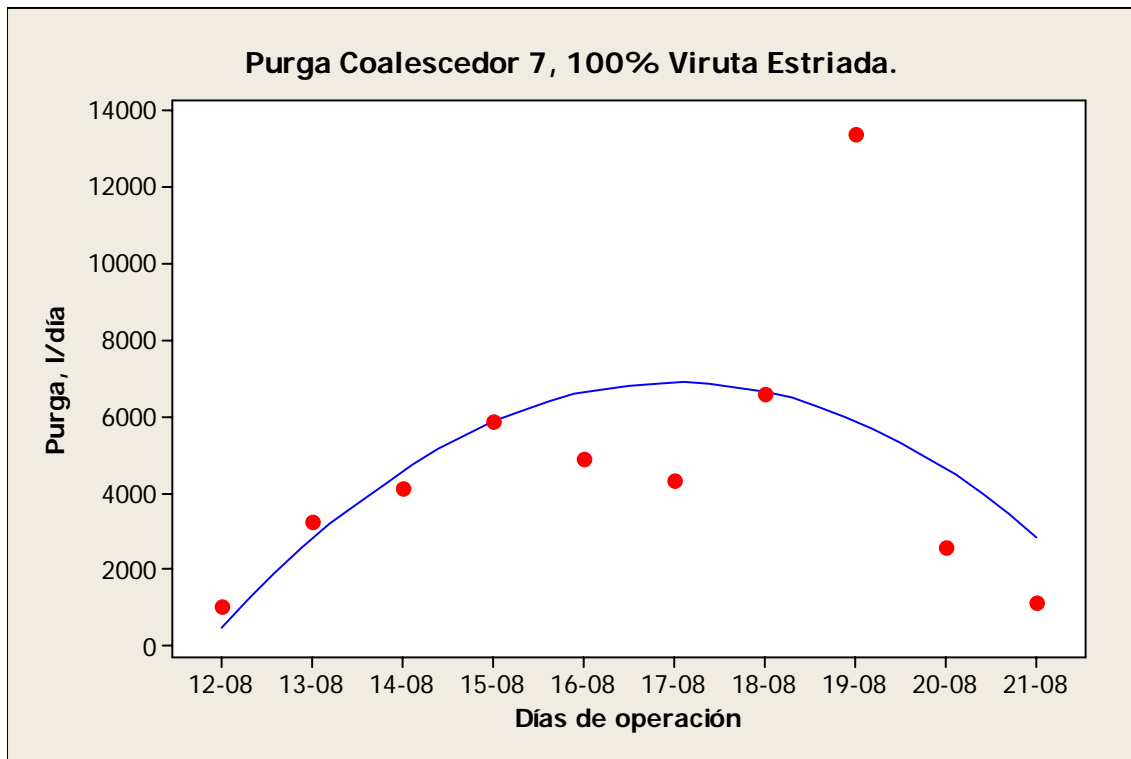


Gráfico 5.1. Control coalescedor 7.

De aquí se puede concluir que el equipo presenta el máximo de purga luego de 6 días de operación, luego de esto la purga comienza a disminuir en forma cuadrática.



El coalescedor 8, entró en operación el día 15 de agosto con 3 canastillos con viruta estriada nueva, los 3 restantes contenían viruta comúnmente utilizada, operando durante 13 días.

Fecha	Purga (l/día)	Fecha	Purga (l/día)
15 Agosto	2006	22 Agosto	2439
16 Agosto	6395	23 Agosto	2399
17 Agosto	5423	24 Agosto	4606
18 Agosto	5892	25 Agosto	2571
19 Agosto	11731	26 Agosto	4029
20 Agosto	2727	27 Agosto	2715
21 Agosto	3019		

Tabla 5.4. Control coalescedor 8.

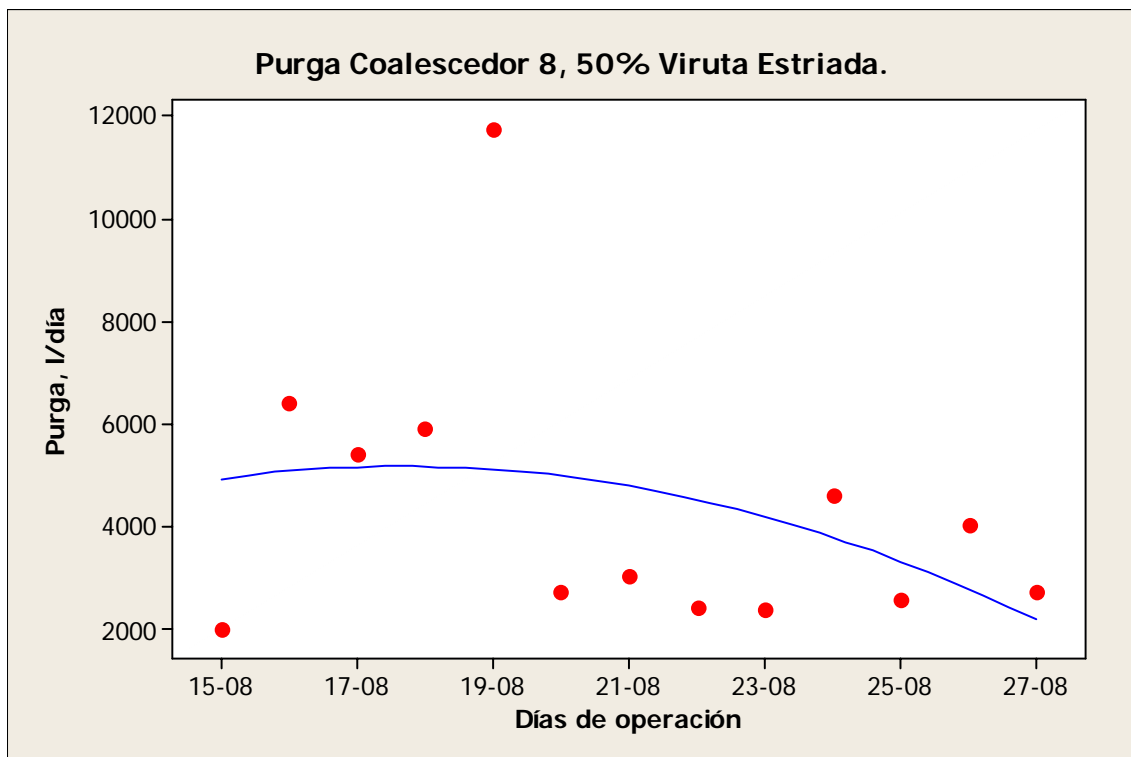


Gráfico 5.2. Control coalescedor 8.

Durante estos días la purga presenta un comportamiento más bien lineal, luego de 5 días de operación ya se registra una disminución en la purga del equipo, por lo que el retrolavado debiera efectuarse antes de lo que se realiza generalmente.



La purga del coalescedor 9 al igual que la del número 7, presenta un comportamiento cuadrático registrando su máxima luego de 6 días de operación, por lo que los otros 4 días restantes en que trabajo el equipo no se logra su máxima eficiencia, por lo que el uso de los recursos que se disponen en planta no son ocupados de la mejor manera.

Fecha	Purga (l/día)	Fecha	Purga (l/día)
27 Agosto	1845	1 Septiembre	4395
28 Agosto	2300	2 Septiembre	4504
29 Agosto	2152	3 Septiembre	12230
30 Agosto	5121	4 Septiembre	2778
31 Agosto	5281	5 Septiembre	2040

Tabla 5.5. Control coalescedor 9.

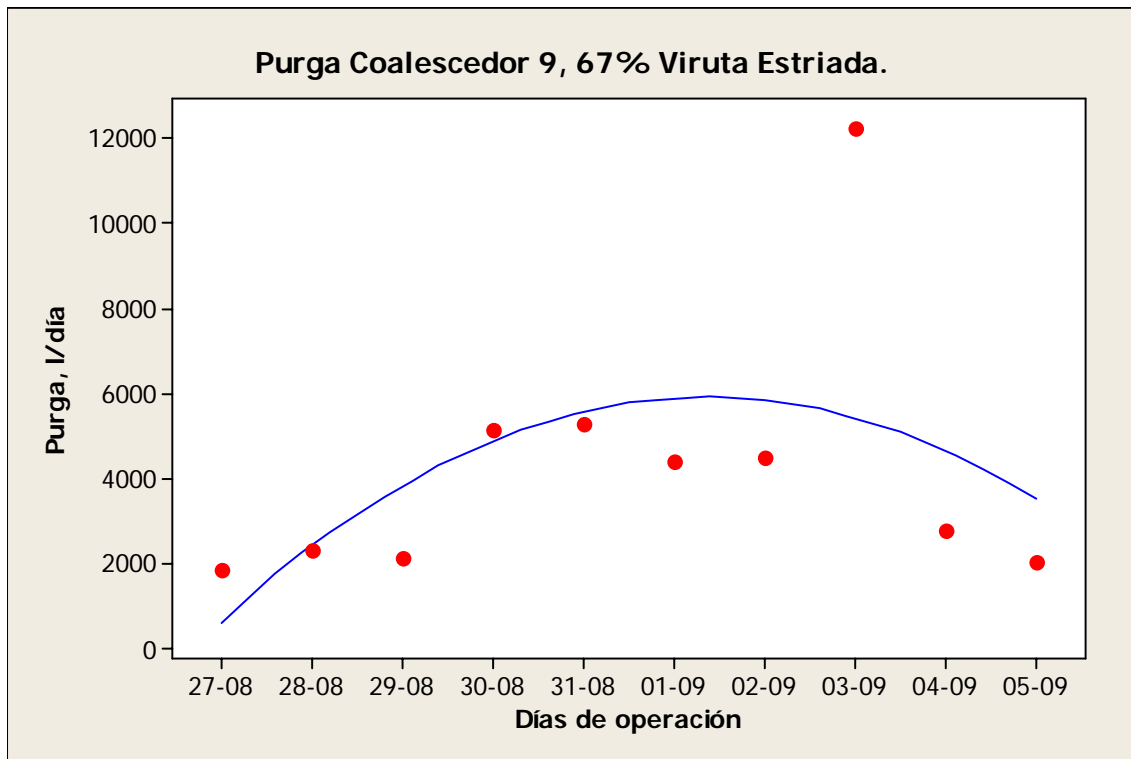


Gráfico 5.3. Control coalescedor 9.

El comportamiento de la purga de los equipos está directamente relacionada con la carga de viruta estriada, a mayor cantidad de viruta estriada el equipo trabaja durante más días hasta que comienza a disminuir la purga que presenta el equipo y necesitar un retrolavado.

Luego de 4 meses operando cada coalescedor fue desarmado para inspeccionar el estado en que encuentra la viruta de HDPE, la cual no presento degradación debido al ambiente en el que se encontraba.



Figura 5.3. Viruta luego de 4 meses de operación.

En la tabla 5.6 se detalla el peso de los canastillos que fueron retirados luego de 4 meses, evidenciando la capacidad que posee el lecho coalescedor de retener sólidos.

Esto puede entorpecer el trabajo de desarme del equipo ya que la grúa no es capaz retirar los canastillos por lo que es necesario desarmar el lecho dentro del coalescedor para disminuir la carga.

Esto sucedió con el coalescedor número 4, todo esto se puede evitar realizando un retrolavado con agua y aire durante por lo menos 48 hs. El alto peso registrado de los coalescedores 6 y 10 se deben a un inadecuado retrolavado.

Coalescedor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Canastillo 1	3000	2300	2200		2600	4500	2900	2800	2800	4700
Canastillo 2	2900	2200	3050		2550	4300	2950	2700	2700	4500
Canastillo 3	2900	2200	3050		2400	4300	2850	2800	2700	4500
Canastillo 4	2800	2100	3000		2550	4300	2850	2650	2650	4400
Canastillo 5	2700	2000	2950		2350	4200	2700	2700	2600	5900
Canastillo 6	2700	1950	2900		2300	4300	2700	2750	2650	6300

Tabla 5.6. Pesos de canastillos retirados luego de 4 meses en kilos.

Se recomienda llevar un registro de los pesos que logran los canastillos luego de estar en operación, para tener una idea de la acumulación de borra dentro del coalescedor. Así se puede determinar cuando ocurre la saturación del lecho.

En el mes de marzo se recepcionó otra viruta de HDPE con igual densidad aparente pero mayor área de exposición al flujo de orgánico.



Figura 5.4. Viruta con mayor área.

En la tabla 5.7 detalla la configuración utilizada, en negrita se representan los canastillos que fueron cargados con viruta a prueba y la cantidad de esta.

Canastillo	1	2	3	4	5	6
Coalescedor 1	800	740	655	730	760	750
Coalescedor 5	820	820	840	620	650	610

Tabla 5.7. Pesos de viruta cargados a cada canastillo en kilos.

Los datos de la purga del equipo se monitorean durante los días que estuvo en operación, en la tabla 5.8 se detallan los datos obtenidos.

Fecha	Purga (l/día)	Fecha	Purga (l/día)	Fecha	Purga (l/día)
13 Marzo	1642	22 Marzo	3065	31 Marzo	7466
14 Marzo	2711	23 Marzo	3963	01 Abril	6643
15 Marzo	3176	24 Marzo	3020	02 Abril	6091
16 Marzo	2408	25 Marzo	2248	03 Abril	3677
17 Marzo	2419	26 Marzo	650	04 Abril	3928
18 Marzo	2481	27 Marzo	4686	05 Abril	5986
19 Marzo	2995	28 Marzo	7124	06 Abril	3254
20 Marzo	3110	29 Marzo	8832	07 Abril	3262
21 Marzo	4581	30 Marzo	8373	08 Abril	4820

Tabla 5.8. Control coalescedor 1.



Aquí se evidencia la diferencia de días que opera un coalescedor del circuito de los trenes ABC que en este caso opera durante 27 días, en contra de los coalescedores del Tren D que operan máximo 15 días, a no ser que algún equipo se encuentre fuera de operación debido a problemas de mantención.

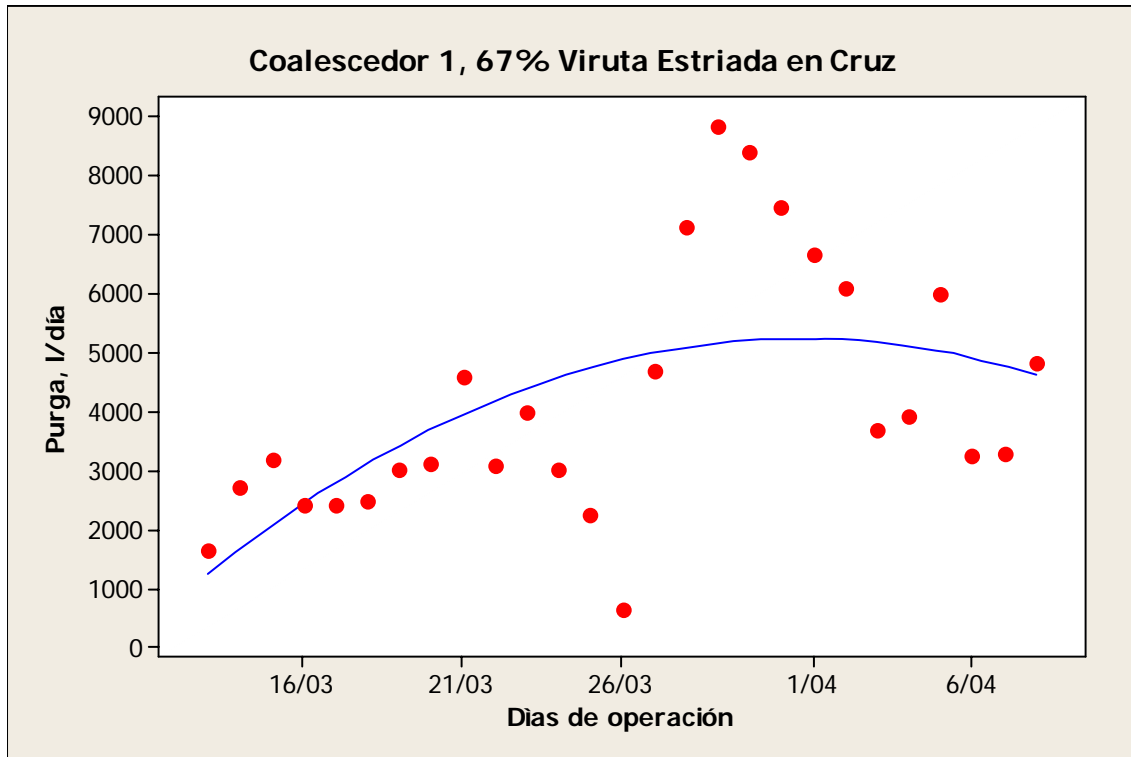


Gráfico 5.4. Control coalescedor 1.

Lo mismo sucede con el coalescedor 5 al que se le cargó 3 canastillos con viruta estriada en cruz, para los 3 restantes se utilizó viruta retirada del coalescedor 1 que fue previamente lavada.



Fecha	Purga (l/día)	Fecha	Purga (l/día)	Fecha	Purga (l)	Fecha	Purga (l/día)
24 Marzo	2668	03 Abril	3425	13 Abril	10280	23 Abril	5934
25 Marzo	2527	04 Abril	3329	14 Abril	10280	24 Abril	4965
26 Marzo	2851	05 Abril	6897	15 Abril	10280	25 Abril	10129
27 Marzo	4790	06 Abril	3169	16 Abril	2870	26 Abril	4225
28 Marzo	8068	07 Abril	4236	17 Abril	2833	27 Abril	4126
29 Marzo	9119	08 Abril	4539	18 Abril	5552	28 Abril	4561
30 Marzo	8311	09 Abril	2061	19 Abril	4649	29 Abril	7613
31 Marzo	9628	10 Abril	4330	20 Abril	5332	30 Abril	6001
01 Abril	8077	11 Abril	4013	21 Abril	13491	01 Mayo	3348
02 Abril	5225	12 Abril	10280	22 Abril	5957	02 Mayo	4730

Tabla 5.9. Control coalescedor 5.

Este equipo funcionó alrededor de un mes, lo que disminuye la eficiencia debido a la acumulación de borra en el lecho coalescedor, por lo que es importante tener un riguroso plan de mantenimiento para evitar el aumento de arrastre al sistema. Luego de 20 días de funcionamiento la purga de mantiene de manera casi constante.

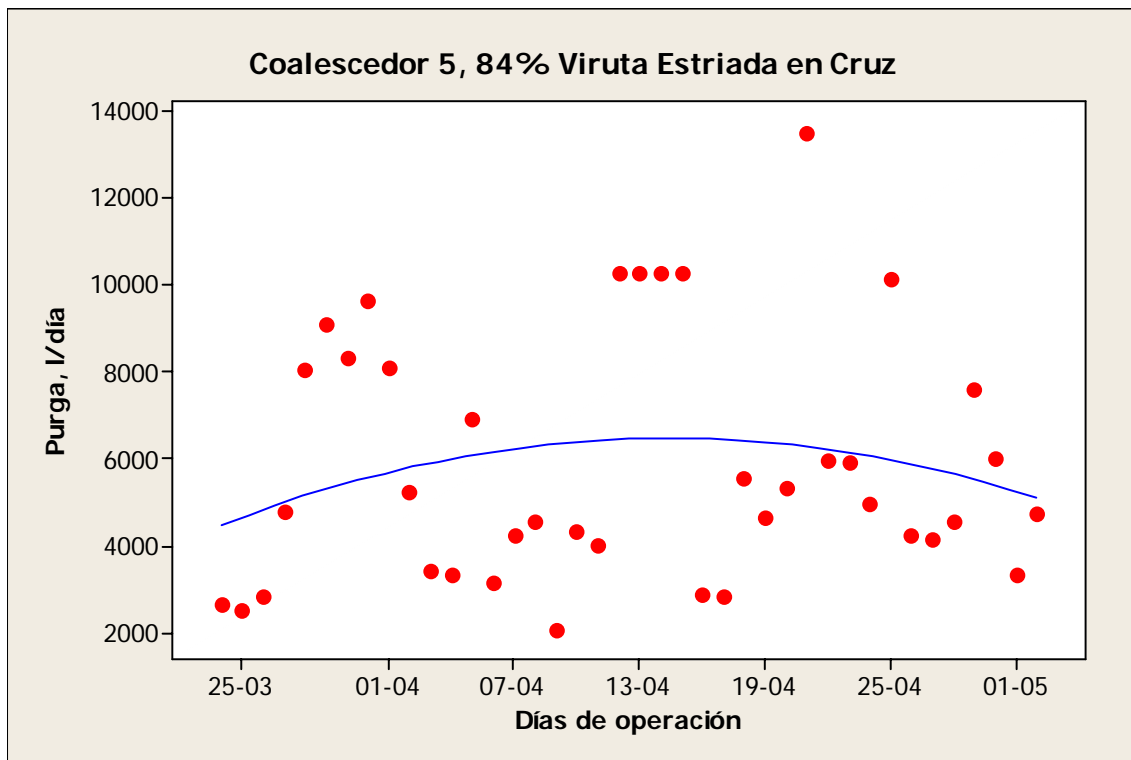


Gráfico 5.5. Control coalescedor 5.



5.1.2 Cálculo de Aumento en la purga de Equipo.

Según datos anteriores (Anexo C) al efectuarse el cambio de viruta de HDPE se espera que aumente la purga de cada equipo, debido que esta nueva viruta presenta una mayor área de contacto expuesta al flujo de orgánico. Se espera que a mayor viruta de prueba cargada, mayor sea la purga del equipo.

Coalescedor	% Viruta Estriada	Purga Anterior, l/día	Purga Actual, l/día	Variación Purga, %
1	50	3658	5880	61%
2	67	3575	6391	79%
3	100	2799	5626	101%
4	67	3403	5632	66%
5	100	2004	6153	207%
6	100	3106	5860	89%
7	100	2157	7091	229%
8	50	2344	5378	129%
9	67	1756	5153	193%
10	67	3339	5899	77%

Tabla 5.10. Eficiencia coalescedores con viruta estriada plana a prueba.

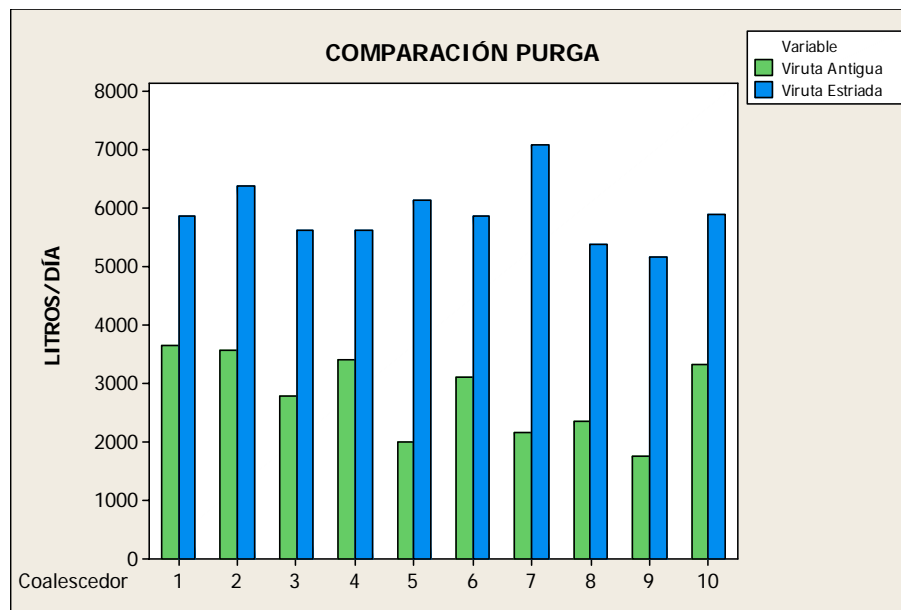


Gráfico 5.6. Comparación Purga entre distintos rellenos.

Cabe señalar que los coalescedores antes de comenzar con las pruebas industriales llevaban alrededor de 5 años sin que se le efectuara un cambio de viruta de HDPE, se le realiza retrolavado en promedio una vez al mes, por lo que es importante considerar que la limpieza de la viruta no ocurre en un 100%. Se hace esta observación debido a que influye en el cálculo de la purga anterior.



Coalescedor	% Viruta Estriada	Purga Anterior, l/día	Purga Actual, l/día	Variación Purga, %
1	84	5880	4339	-36%
5	50	6153	5128	-17%

Tabla 5.11. Eficiencia coalescedores con viruta estriada en cruz a prueba.

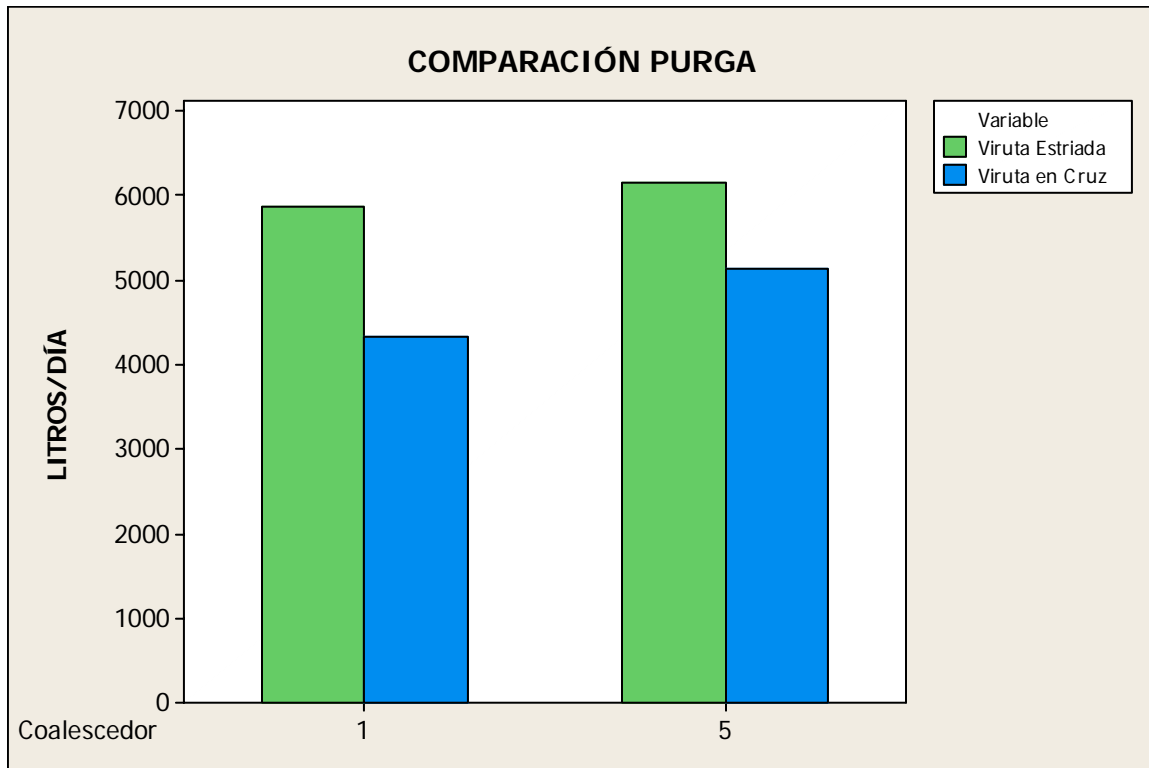


Gráfico 5.7. Comparación Purga entre distintos rellenos.

Con la viruta estriada en cruz no se obtiene una mayor purga del equipo esto puede deberse a que la densidad aparente del lecho coalescedor disminuye debido a la forma en que se presenta la viruta dejando un mayor espacio libre para el flujo de orgánico.

En este caso la comparación se efectúa entre dos rellenos completamente nuevos, por lo que los resultados son más representativos que en la comparación anterior.



5.1.3 Impacto Económico

En la tabla 5.10 se desglosa la inversión que se ha realizado para cada tipo de viruta de HDPE que se ha utilizado, se debe considerar que este gasto se produce en promedio cada 5 años de operación.

Viruta Antigua		Viruta Estriada Plana		Viruta Estriada en Cruz	
Aumento Purga	0%	Aumento Purga	123%	Aumento Purga	-26%
Canastillos por Equipo	6	Canastillos por Equipo	6	Canastillos por Equipo	6
N° Coalescedores	10	N° Coalescedores	10	N° Coalescedores	10
Viruta por Canastillo, kg	800	Viruta por Canastillo, kg	800	Viruta por Canastillo, kg	650
Precio Viruta, US\$/kg	3,55	Precio Viruta, US\$/kg	3,92	Precio Viruta, US\$/kg	4,14
Costo adquisición Viruta, US\$	170.400	Costo adquisición Viruta, US\$	188.160	Costo adquisición Viruta, US\$	161.460
Costo Anual, US\$	34.080	Costo Anual, US\$	37.632	Costo Anual, US\$	32.292

Tabla 5.12. Inversión para cambio de lecho coalescedor.

La viruta estriada plana presenta una mayor purga y su precio es menor en comparación con la viruta estriada en cruz en US\$ 0.42, por lo que es más conveniente desde el punto de vista económico. La diferencia es la cantidad ocupada de cada viruta, con la viruta en cruz se requiere un menor peso pero operacionalmente disminuye la capacidad de coalescencia del equipo.

Un alto contenido de cloruro en el electrolito, el cobre se adhiere de tal forma sobre las placas de acero inoxidable que no es posible despegarlos en la maquina despegadora y se deben rechazar a otra parte de la planta y realizar despegue manual con el respectivo costo, deterioro de las placas y riesgo a las personas.

Con el cambio de lecho coalescedor en estos equipos se espera un descenso en el contenido de cloruro que presenta el electrolito rico o avance, con la consecuencia disminución de placas rechazadas. En la tabla 5.13, se detallan las placas rechazadas y el costo que implica la mantención de ellas o su reposición, meses antes de que se comenzara con el cambio de viruta y luego de esto. Además se hace una comparación entre el gasto ocasionado en igual mes pero del año pasado.

Mes	Placa Rechazo	Placa Reemplazo	Placa a Mantención	Costo Total US\$	Mes	Placa Rechazo	Placa Reemplazo	Placa a Mantención	Costo Total US\$	Ahorro US\$
-----	---------------	-----------------	--------------------	------------------	-----	---------------	-----------------	--------------------	------------------	-------------



Sep 08	31920	1596	30324	1294356	Sep 09	27840	1392	26448	1128912	165444
Oct 08	33387	1669	31718	1353843	Oct 09	28768	1438	27330	1166542	187300
Nov 08	31800	1590	30210	1289490	Nov 09	27630	1382	26249	1120397	169094
Dic 08	32643	1632	31011	1323674	Dic 09	27404	1370	26034	1111232	212441
Ene 09	34007	1700	32307	1378984	Ene 10	29171	1459	27712	1182884	196100
Feb 09	31108	1555	29553	1261429	Feb 10	27188	1359	25829	1102473	158956
Mar 09	33077	1654	31423	1341272	Mar 10	32271	1614	30657	1308589	32683
Abr 09	37650	1883	35768	1526708	Abr 10	27600	1380	26220	1119180	407528
										1529546

Tabla 5.13. Datos EW, placas rechazadas por mes y gasto asociado a su reparación.

5.2 Análisis de la capacidad de restauración de las propiedades físicas de la fase orgánica que presenta la madera de coihue.

5.2.1 Restauración de orgánico por medio de viruta de coihue.

Las pruebas se realizaron en el Tren D de la planta debido a que se tiene un circuito de orgánico independiente a los demás trenes.

Se retira la viruta de HDPE que contenían los equipos y se armó un lecho restaurador con madera de coihue.



Figura 5.5. Cambio lecho SOYUZ.

Se instaló un soyuz en la etapa E1, dos soyuz en la etapa de lavado y un equipo en la etapa S1, con el fin de determinar en que etapa se obtienen mejores resultados.

Las pruebas se iniciaron en el mes de agosto y en el mes de octubre se realizó el primer cambio de lecho aumentando la cantidad de madera dispuesta en cada equipo.



Figura 5.6. Lecho SOYUZ luego de su operación.

En la figura 5.6 se muestra la viruta retirada de los equipos, la cual presenta una gran capacidad para retener borra y sólidos presente en el orgánico.



En el anexo A, se detallan la totalidad de los datos obtenidos durante el tiempo en que se realizó la prueba en el Tren D. Mediante estadística descriptiva se puede visualizar el comportamiento de los resultados.

Actualmente en planta se encuentran 15 soyuz disponibles para utilizar como restauradores de orgánico, en la etapa que se observen los mejores resultados se instalaran 4 equipos con excepción del tren D, donde no se cuenta con el espacio disponible por lo que se instalaran sólo 3 equipos.

a) Viscosidad.

En la tabla 5.14 se resumen los resultados obtenidos para la variación de la viscosidad en Soyuz instalados en el Tren D.

RESUMEN DATOS OBTENIDOS SOYUZ TREN D								
Etapa	Carga	Flujo	↵	VISCOSIDAD, CP				
				ON	OFF	Delta (?)	% Variación	
E1 Tren D	85 kg	3 m3/h	30 min	Promedio	4.39	4.37	-0.03	-0.61
				Desv. Est $\sqrt{\sum x^2/n}$	0.08	0.07		
				Promedio $+ \sum x$	4.47	4.44		
	Promedio $- \sum x$	4.32	4.29					
	130 kg	5 m3/h	26 min	Promedio	4.29	4.26	-0.03	-0.61
				Desv. Est $\sqrt{\sum x^2/n}$	0.23	0.23		
Promedio $+ \sum x$				4.52	4.49			
Promedio $- \sum x$	4.06	4.03						
W1 Tren D	75 kg	4,8 m3/h	19 min	Promedio	4.41	4.36	-0.05	-1.07
				Desv. Est $\sqrt{\sum x^2/n}$	0.08	0.10		
				Promedio $+ \sum x$	4.48	4.46		
	Promedio $- \sum x$	4.33	4.25					
	140 kg	3 m3/h	29 min	Promedio	4.30	4.22	-0.08	-1.78
				Desv. Est $\sqrt{\sum x^2/n}$	0.22	0.24		
Promedio $+ \sum x$				4.51	4.46			
Promedio $- \sum x$	4.08	3.98						
W2 Tren D	95 kg	5 m3/h	18 min	Promedio	4.41	4.38	-0.03	-0.78
				Desv. Est $\sqrt{\sum x^2/n}$	0.07	0.07		
				Promedio $+ \sum x$	4.49	4.45		
	Promedio $- \sum x$	4.34	4.31					
	120 kg	3 m3/h	29 min	Promedio	4.30	4.21	-0.09	-2.04
				Desv. Est $\sqrt{\sum x^2/n}$	0.22	0.22		
Promedio $+ \sum x$				4.53	4.43			
Promedio $- \sum x$	4.08	4.00						
S Tren D	150 kg	3 m3/h	28 min	Promedio				
				Desv. Est $\sqrt{\sum x^2/n}$				
				Promedio $+ \sum x$				
				Promedio $- \sum x$				

Tabla 5.14. Variación Viscosidad, Soyuz Tren D.

Los equipos con mayor tiempo de residencia, 29 min, son los que presentan una mayor variación en la viscosidad.

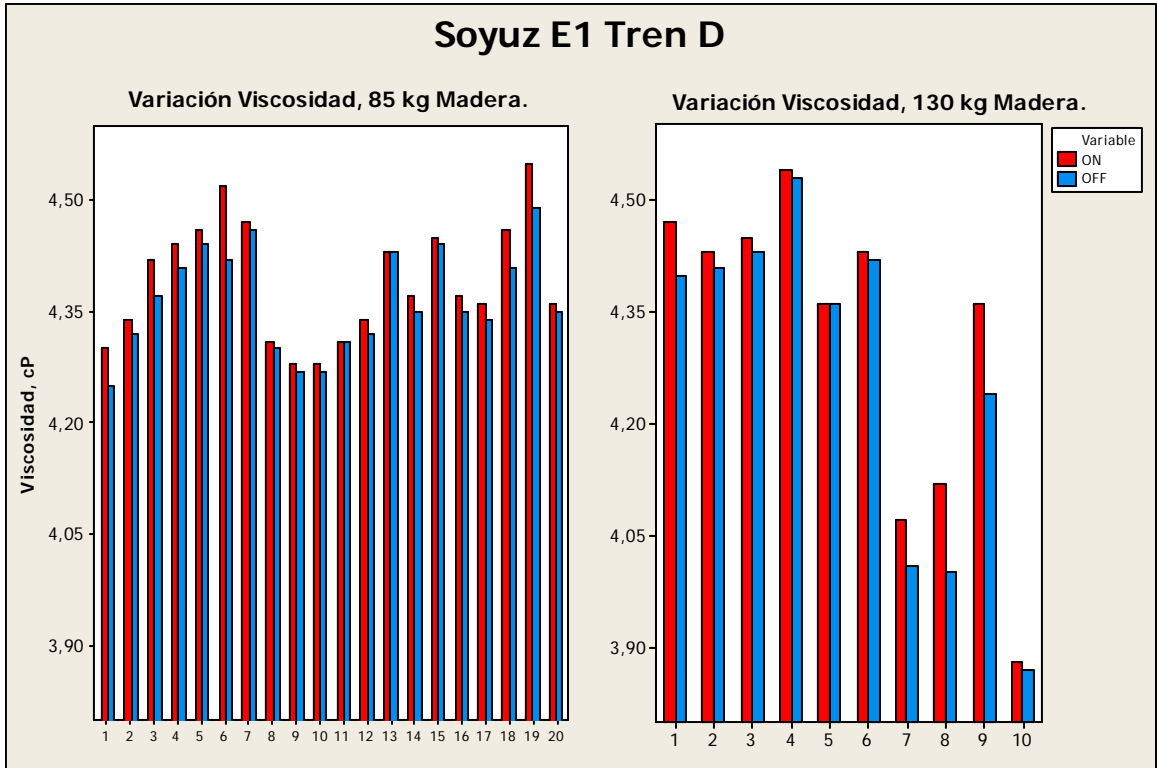


Gráfico 5.8. Variación Viscosidad, Soyuz E1 Tren D.

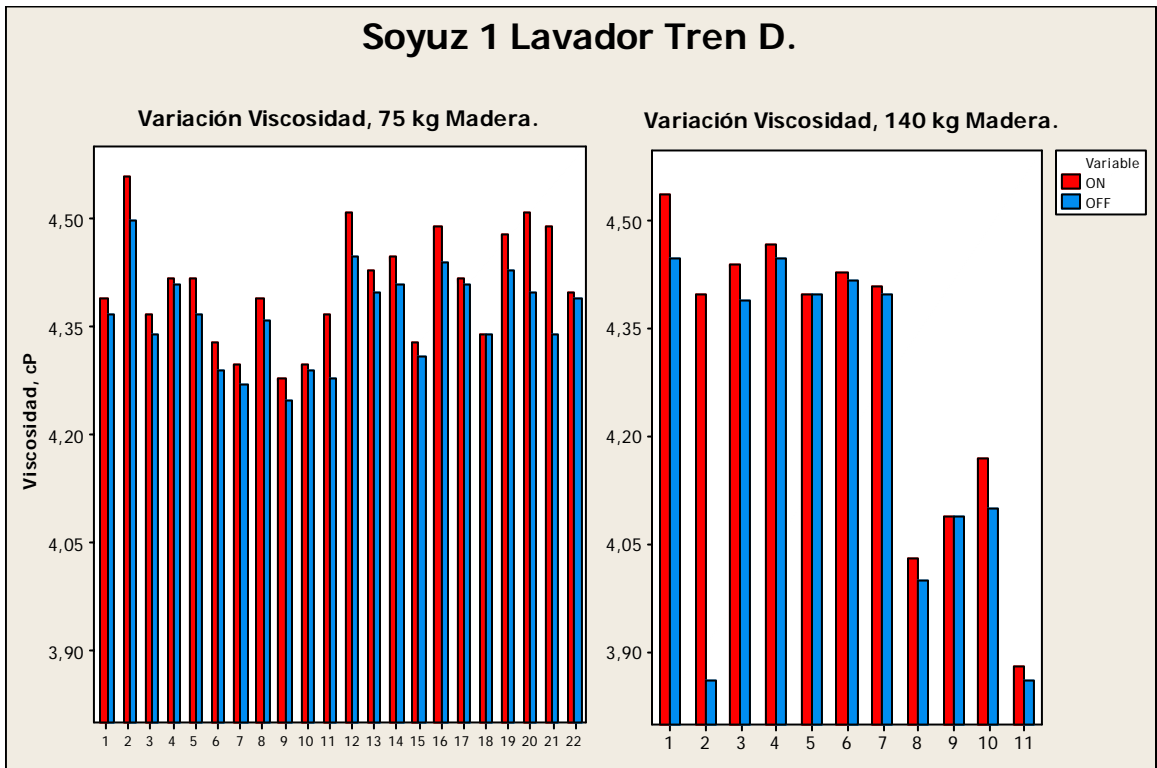


Gráfico 5.9. Variación Viscosidad, Soyuz 1 Lavador Tren D.

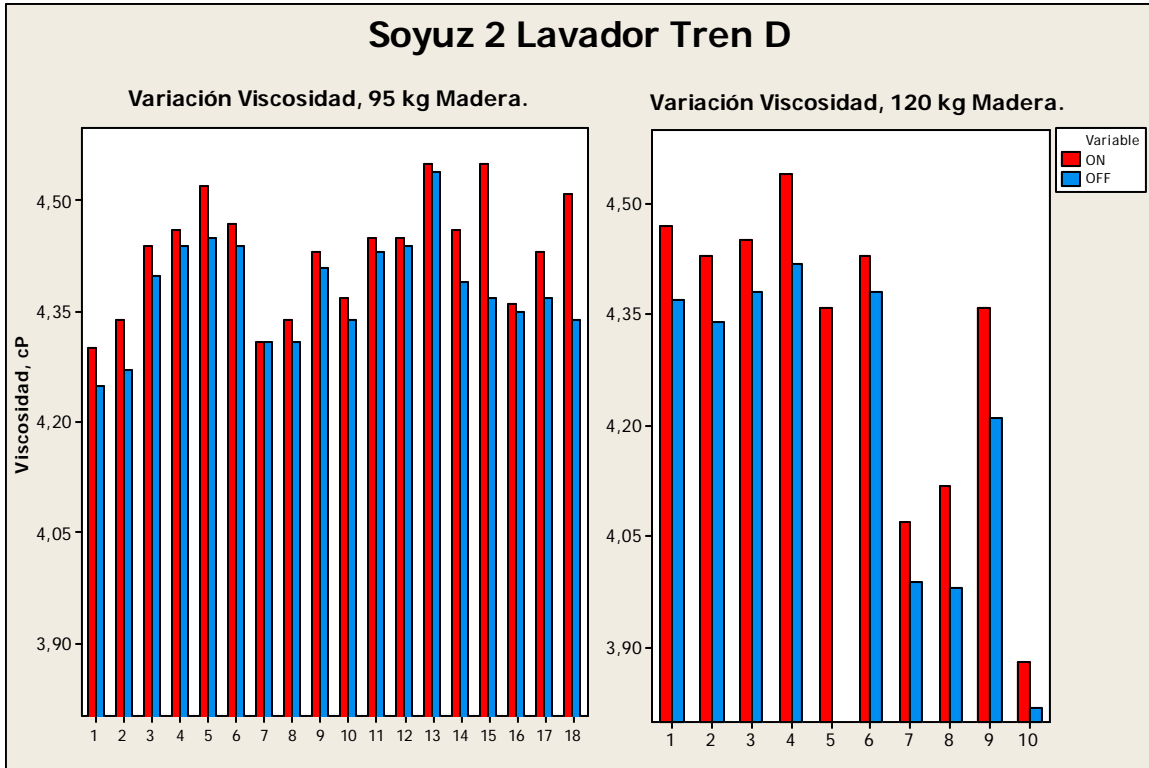


Gráfico 5.10. Variación Viscosidad, Soyuz 2 Lavador Tren D.

b) Tensión Interfacial.

En la tabla 5.15 se presenta un resumen de la variación en la Tensión Interfacial del orgánico de planta luego de pasar por un lecho filtrante de madera de coihue.

RESUMEN DATOS OBTENIDOS SOYUZ TREN D								
Etapa	Carga	Flujo	τ	T INTERFACIAL, DINAS/CM				
				ON	OFF	Delta (Δ)	% Variación	
E1 Tren D	85 kg	3 m ³ /h	30 min	Promedio	23.12	23.44	0.33	1.41
				Desv. Est (σ)	0.49	0.56		
	Promedio + σ	23.61	24.00					
	Promedio - σ	22.63	22.89					
W1 Tren D	130 kg	5 m ³ /h	26 min	Promedio	22.76	23.10	0.35	1.53
				Desv. Est (σ)	0.51	0.50		
	Promedio + σ	23.26	23.60					
	Promedio - σ	22.25	22.60					
W2 Tren D	75 kg	4,8 m ³ /h	19 min	Promedio	23.17	23.55	0.31	1.35
				Desv. Est (σ)	0.53	0.55		
	Promedio + σ	23.70	24.10					
	Promedio - σ	22.64	23.00					
W2 Tren D	140 kg	3 m ³ /h	29 min	Promedio	22.79	23.10	0.38	1.65
				Desv. Est (σ)	0.46	0.47		
	Promedio + σ	23.25	23.57					
	Promedio - σ	22.33	22.63					
S Tren D	95 kg	5 m ³ /h	18 min	Promedio	23.05	23.50	0.38	1.68
				Desv. Est (σ)	0.59	0.54		
	Promedio + σ	23.64	24.04					
	Promedio - σ	22.46	22.96					
S Tren D	120 kg	3 m ³ /h	29 min	Promedio	22.63	23.01	0.45	1.95
				Desv. Est (σ)	0.46	0.48		
	Promedio + σ	23.09	23.49					
	Promedio - σ	22.17	22.53					
S Tren D	150 kg	3 m ³ /h	28 min	Promedio	23.56	23.74	0.19	0.79
				Desv. Est (σ)	0.33	0.35		
	Promedio + σ	23.88	24.09					
	Promedio - σ	23.23	23.39					

Tabla 5.15. Variación Tensión Interfacial, Soyuz Tren D.

Nuevamente los equipos con mayor tiempo de residencia, 29 min, son los que presentan una mayor variación en la tensión interfacial, respecto a su valor inicial.

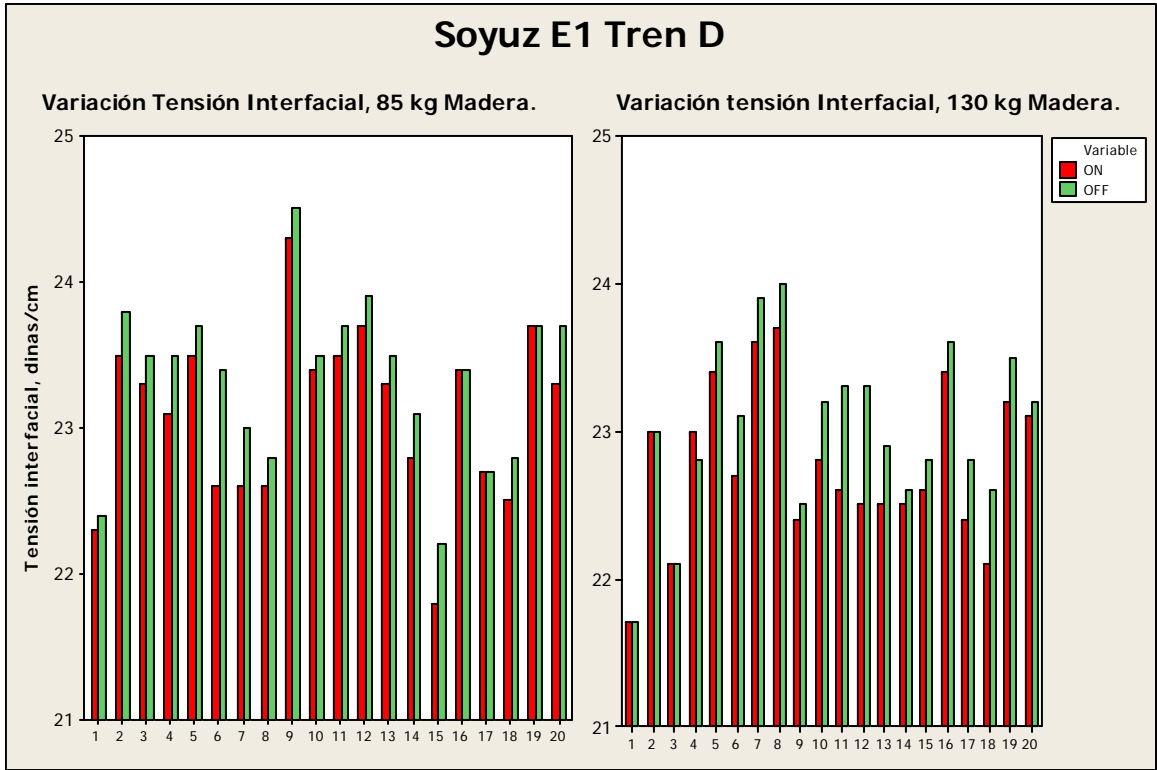


Gráfico 5.11. Variación Tensión Interfacial, Soyuz E1 Tren D.

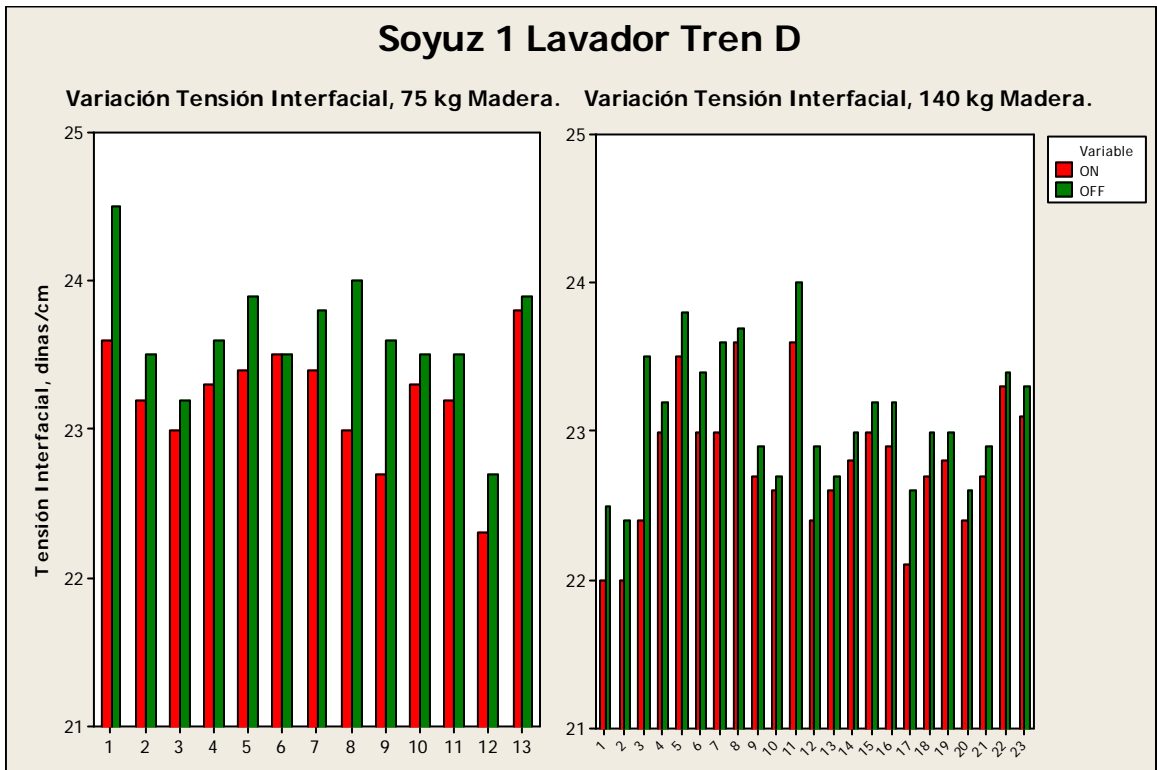


Gráfico 5.12. Variación Tensión Interfacial, Soyuz 1 Lavador Tren D.

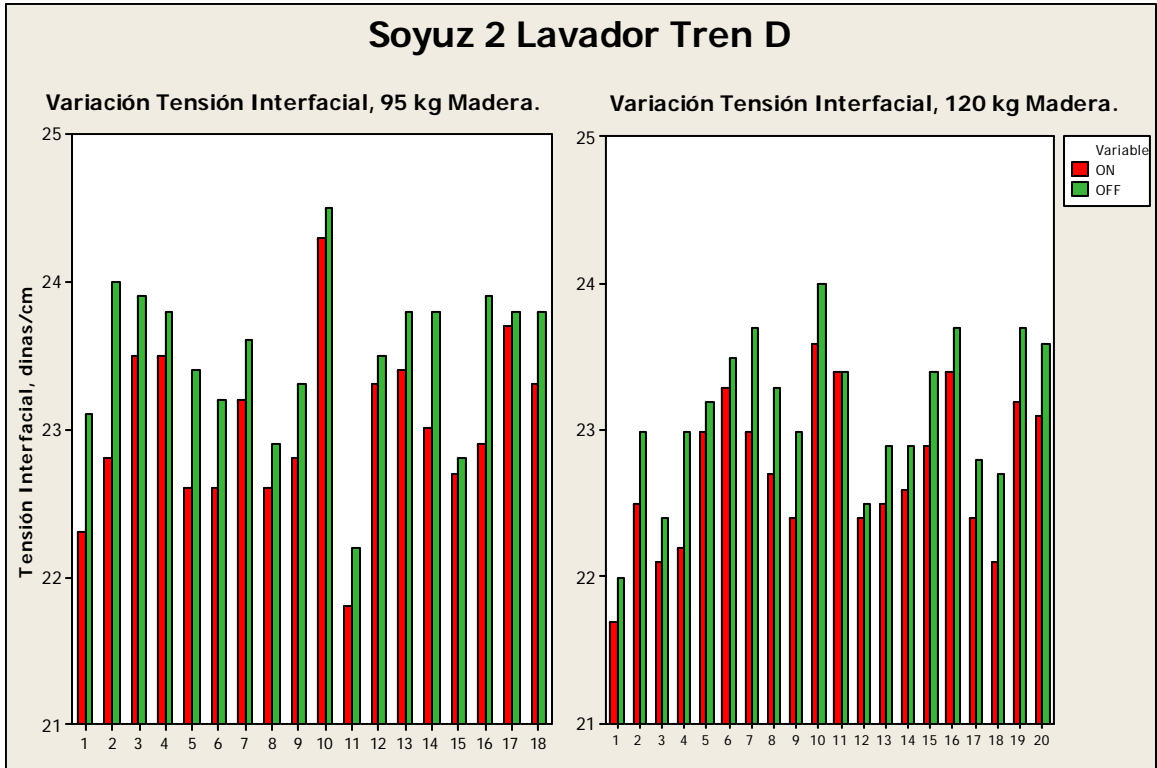


Gráfico 5.13. Variación Tensión Interfacial, Soyuz 2 Lavador Tren D.

c) Tiempo Separación de Fases, Continuidad Orgánica.

En la tabla 5.16 se resumen los resultados obtenidos para la variación del TSF en continuidad orgánica en Soyuz instalados en el Tren D.

RESUMEN DATOS OBTENIDOS SOYUZ TREN D								
Etapa	Carga	Flujo	τ	TSF CONT ORGÁNICA, S				
				ON	OFF	Delta (Δ)	% Variación	
E1 Tren D	85 kg	3 m ³ /h	30 min	Promedio	201	196	-4.74	-2.36
				Desv. Est (σ)	55	64		
				Promedio + σ	256	260		
				Promedio - σ	146	132		
W1 Tren D	130 kg	5 m ³ /h	26 min	Promedio	181	179	-1.13	-0.63
				Desv. Est (σ)	55	71		
				Promedio + σ	235	250		
				Promedio - σ	126	109		
W2 Tren D	75 kg	4,8 m ³ /h	19 min	Promedio	218	192	-26.40	-12.12
				Desv. Est (σ)	72	63		
				Promedio + σ	290	255		
				Promedio - σ	146	128		
W2 Tren D	140 kg	3 m ³ /h	29 min	Promedio	214	185	-29.26	-13.69
				Desv. Est (σ)	61	45		
				Promedio + σ	275	230		
				Promedio - σ	153	139		
W2 Tren D	95 kg	5 m ³ /h	18 min	Promedio	167	154	-13.18	-7.88
				Desv. Est (σ)	52	49		
				Promedio + σ	220	203		
				Promedio - σ	115	106		
S Tren D	120 kg	3 m ³ /h	29 min	Promedio	164	151	-13.31	-8.10
				Desv. Est (σ)	49	45		
				Promedio + σ	213	196		
				Promedio - σ	115	106		
S Tren D	150 kg	3 m ³ /h	28 min	Promedio	135	123	-12.29	-9.08
				Desv. Est (σ)	35	33		
				Promedio + σ	171	156		
				Promedio - σ	100	90		

Tabla 5.16. Variación T.S.F, continuidad orgánica, Soyuz Tren D.

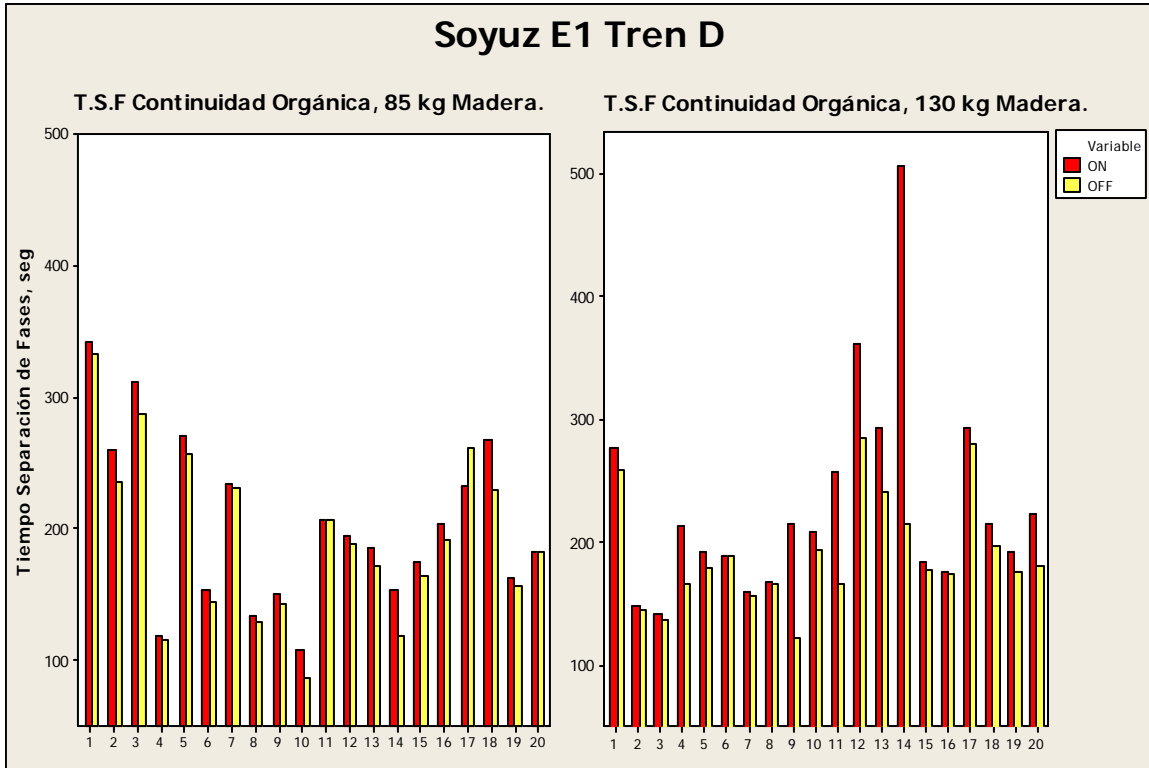


Gráfico 5.14. Variación TSF Continuidad Orgánica, Soyuz E1 Tren D.

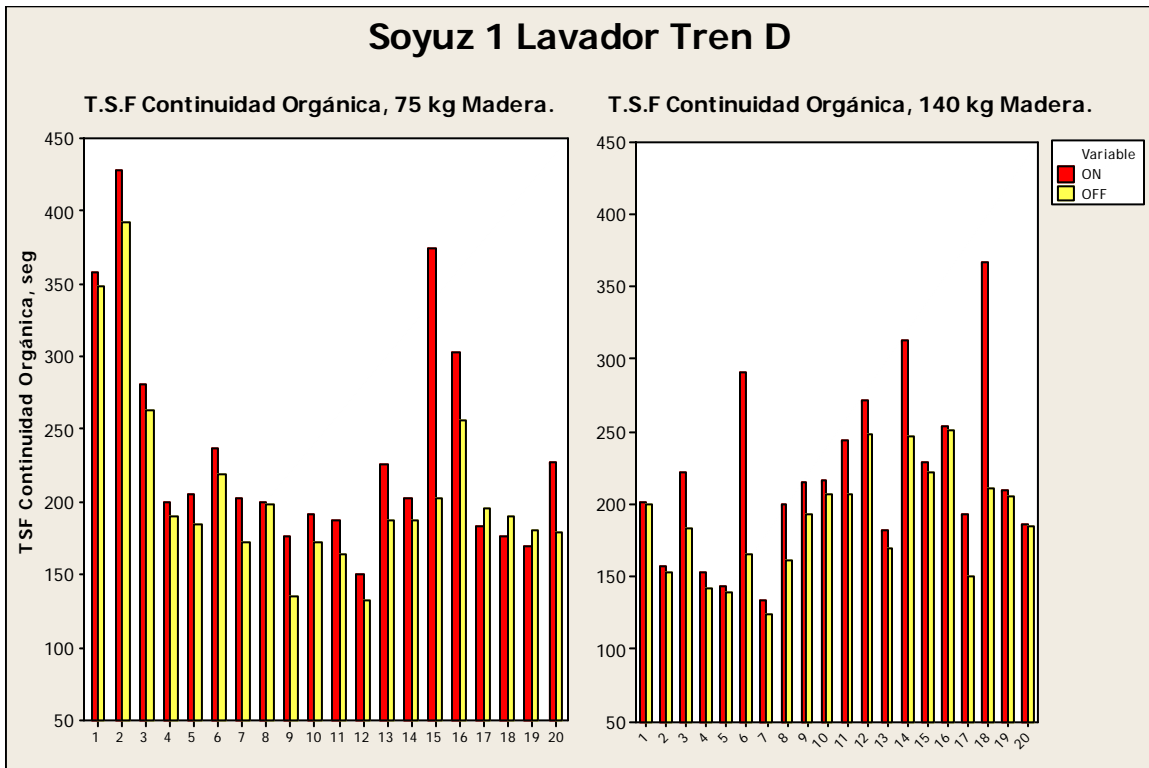


Gráfico 5.15. Variación TSF Continuidad Orgánica, Soyuz 1 Lavador Tren D.

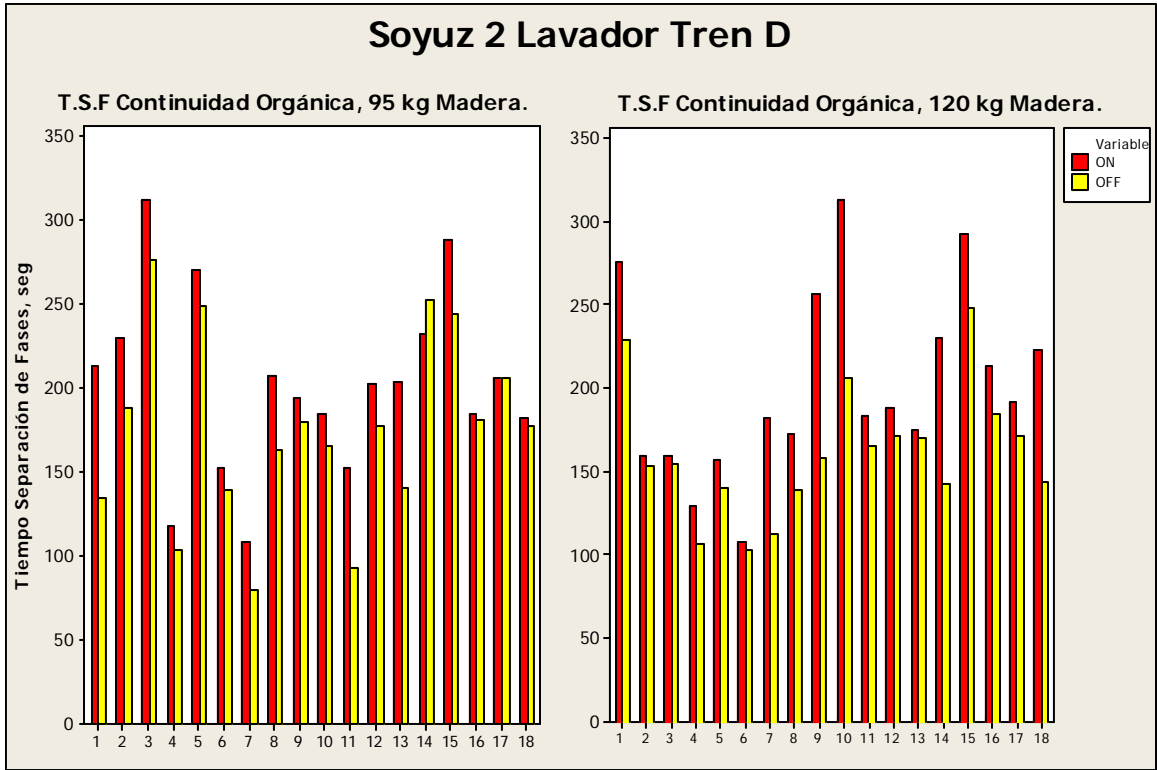


Gráfico 5.16. Variación TSF Continuidad Orgánica, Soyuz 2 Lavador Tren D.

Etapa	Carga	Flujo	τ	RESUMEN DATOS OBTENIDOS SOYUZ TREN D																				
				VISCOSIDAD, CP				T INTERFACIAL, DINAS/CM				T SUPERFICIAL, DINAS/CM				TSF CONT ORGÁNICA, S				TSF CONT ACUOSA, S				
				ON	OFF	Delta (Δ)	% Variación	ON	OFF	Delta (Δ)	% Variación	ON	OFF	Delta (Δ)	% Variación	ON	OFF	Delta (Δ)	% Variación	ON	OFF	Delta (Δ)	% Variación	
E1 Tren D	85 kg	3 m3/h	30 min	Promedio	4.30	4.37			23.12	23.44			29.94	30.16			201	198			46	45		
				Desv. Est (σ)	0.08	0.07	-0.03	-0.61	0.49	0.56	0.33	1.41	0.50	0.48	0.22	0.73	55	64	-4.74	-2.36	13	13	-0.61	-1.32
				Promedio +σ	4.47	4.44			23.61	24.00			30.44	30.62			256	260			59	69		
				Promedio -σ	4.32	4.29			22.63	22.89			29.44	29.60			146	132			33	32		
W1 Tren D	130 kg	5 m3/h	26 min	Promedio	4.29	4.26			22.76	23.10			30.21	30.46			181	179			47	46		
				Desv. Est (σ)	0.23	0.23	-0.03	-0.61	0.51	0.50	0.35	1.53	0.54	0.56	0.25	0.83	55	71	-1.13	-0.63	16	15	-1.24	-2.61
				Promedio +σ	4.52	4.49			23.26	23.60			30.76	31.02			235	250			64	61		
				Promedio -σ	4.06	4.03			22.25	22.60			29.67	29.91			126	109			31	31		
W1 Tren D	75 kg	4.8 m3/h	19 min	Promedio	4.41	4.36			23.17	23.55			30.21	30.70			218	192			47	47		
				Desv. Est (σ)	0.06	0.10	-0.05	-1.07	0.53	0.55	0.31	1.35	0.43	0.47	0.26	0.87	72	63	-26.40	-12.12	14	14	0.50	1.07
				Promedio +σ	4.48	4.46			23.70	24.10			30.27	30.57			230	255			50	51		
				Promedio -σ	4.33	4.25			22.64	23.00			29.41	29.64			146	128			33	33		
W2 Tren D	140 kg	3 m3/h	29 min	Promedio	4.30	4.22			22.79	23.10			30.10	30.41			214	185			54	51		
				Desv. Est (σ)	0.22	0.24	-0.08	-1.78	0.46	0.47	0.38	1.65	0.56	0.58	0.22	0.73	61	45	-29.26	-13.69	16	15	-3.04	-5.67
				Promedio +σ	4.51	4.46			23.25	23.57			30.75	30.99			275	230			70	65		
				Promedio -σ	4.09	3.98			22.33	22.63			29.63	29.83			163	139			38	36		
W2 Tren D	95 kg	5 m3/h	18 min	Promedio	4.41	4.35			23.05	23.50			29.98	30.22			167	154			45	43		
				Desv. Est (σ)	0.07	0.07	-0.03	-0.78	0.59	0.54	0.38	1.68	0.50	0.50	0.24	0.82	52	49	-13.18	-7.88	14	13	-2.59	-5.73
				Promedio +σ	4.49	4.45			23.64	24.04			30.48	30.73			220	203			59	56		
				Promedio -σ	4.34	4.31			22.46	22.96			29.48	29.72			115	106			31	29		
S Tren D	120 kg	3 m3/h	29 min	Promedio	4.30	4.21			22.63	23.01			30.23	30.48			164	151			45	46		
				Desv. Est (σ)	0.22	0.22	-0.09	-2.04	0.46	0.48	0.45	1.95	0.59	0.62	0.25	0.83	49	45	-13.31	-8.10	14	16	0.14	0.30
				Promedio +σ	4.53	4.43			23.09	23.49			30.81	31.10			213	196			59	61		
				Promedio -σ	4.06	4.00			22.17	22.53			29.64	29.86			115	106			32	30		
S Tren D	150 kg	3 m3/h	28 min	Promedio					23.56	23.74			29.91	30.03			135	123			30	29		
				Desv. Est (σ)					0.33	0.35	0.19	0.79	0.37	0.35	0.11	0.38	35	33	-12.29	-9.08	4	3	-0.57	-1.93
				Promedio +σ					23.88	24.09			30.29	30.38			171	159			34	32		
				Promedio -σ					23.23	23.39			29.54	29.67			100	90			25	26		

Tabla 5.17. Resumen resultados obtenidos Soyuz Tren D.

En resumen, tabla 5.17, los equipos que tienen un mayor tiempo de residencia, cerca de 30 min, son los que presentan una mayor variación de las propiedades físicas respecto a su valor inicial.

El soyuz ubicado en el lavador del Tren D que posee un lecho cargado con 140 kg de madera disminuye el TSF desde 214 a 185 seg siendo la variación más alta, pero sin ser suficiente para que el valor este dentro del rango establecido que es de 120 a 130 seg.



Hay que mencionar que día por medio a estos equipos se les hace un seguimiento de las purgas que presentan, en las que se vio un aumento considerado desde el momento en que se les cambio el lecho de HDPE por viruta de madera de coihue.

En la tabla 5.18 se comparan dos equipos ubicados en la misma etapa, la diferencia que presentan es el lecho dispuesto en su interior.

Soyuz						
	HDPE			Madera de Coihue		
	Purga (cc)	Flujo (m ³)	PPM	Purga (cc)	Flujo (m ³)	PPM
8:00	32500	19,9	1633	42000	20,2	2079
12:00	17100	19,2	890	47000	20,8	2260
16:00	13450	18,6	723	39000	21,4	1822
20:00	9000	19,5	461	30000	23,6	1271

Tabla 5.18. Datos purga soyuz con HDPE y Madera de Coihue.

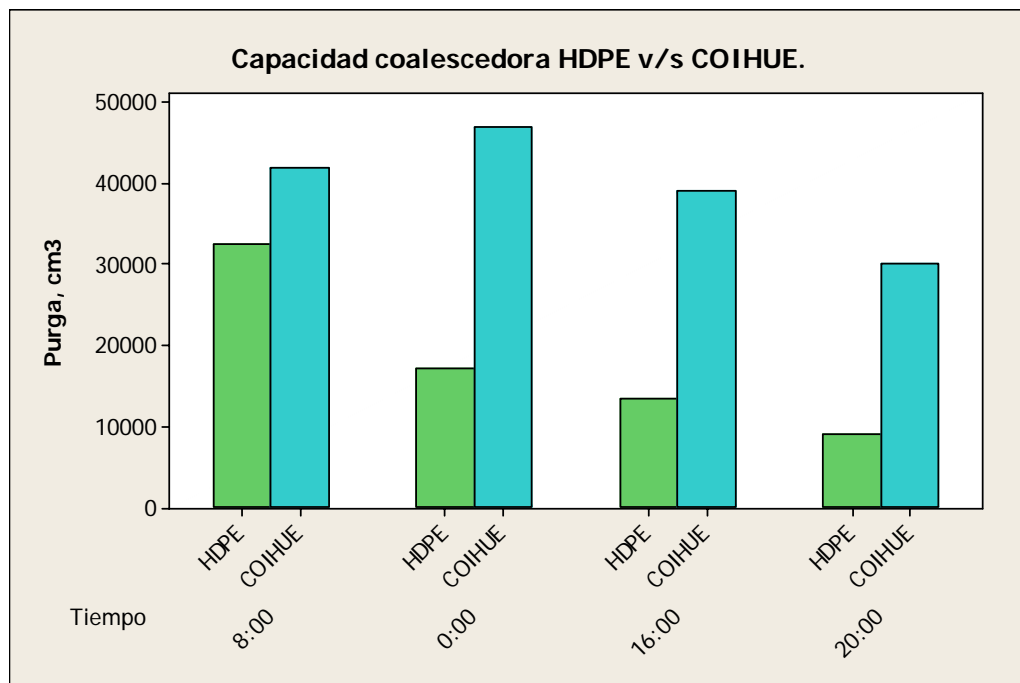


Gráfico 5.17. Comparación purga soyuz.



5.2.2 Restauración de orgánico por medio de aserrín de coihue.

Las pruebas se desarrollaron en dos filtros prensa. Los filtros son móviles por lo que se utilizaron en distintos trenes de la planta dependiendo de la condición en que se encuentre el orgánico de planta.

En el anexo B, se encuentran todos los datos obtenidos para cada filtro, se detalla la ubicación de cada filtro y la precapa utilizada.

No se analizaran los datos por separado según la etapa en que se encuentre el filtro, debido a la gran diferencia que presenta el orgánico de planta. El orgánico de la etapa de lavado se encuentra con una mayor grado de degradación si se compara con el orgánico de la etapa de extracción 1, por esto se obtendrá una conclusión a partir del % de variación que presenta cada propiedad.

Para el análisis de los datos obtenidos se consideran las precapas que se formaron, y el porcentaje de variación que presenta cada propiedad respecto a su valor inicial.

a) Viscosidad.

En la tabla 5.19 se resumen los resultados obtenidos para la variación de la viscosidad para las diferentes precapas realizadas en los filtro prensa.

RESUMEN VARIACIÓN DE PROPIEDADES FÍSICAS ORGÁNICO					
PRECAPA		VISCOSIDAD, CP			
		ON	OFF	Delta (D)	% Variación
600 kg Aserrín	Promedio	4,42	4,36		
	Desv Est (s)	0,06	0,05		
	Promedio + s	4,48	4,41	-0,06	-1,29
	Promedio - s	4,36	4,31		
500 kg Aserrín 400 kg Kieselgur	Promedio	4,03	3,90		
	Desv Est (s)	0,09	0,04		
	Promedio + s	4,11	3,95	-0,13	-3,12
	Promedio - s	3,94	3,86		
450 kg Aserrín 450 kg Kieselgur	Promedio	3,95	3,89		
	Desv Est (s)	0,06	0,06		
	Promedio + s	4,01	3,94	-0,07	-1,67
	Promedio - s	3,90	3,83		
400 kg Aserrín 500 kg Kieselgur	Promedio	3,87	3,83		
	Desv Est (s)	0,02	0,01		
	Promedio + s	3,89	3,83	-0,05	-1,20
	Promedio - s	3,85	3,82		
300 kg Aserrín 600 kg Kieselgur	Promedio	4,35	4,29		
	Desv Est (s)	0,05	0,03		
	Promedio + s	4,40	4,32	-0,06	-1,44
	Promedio - s	4,30	4,26		
200 kg Aserrín 700 kg Kieselgur	Promedio	4,05	3,89		
	Desv Est (s)	0,20	0,09		
	Promedio + s	4,24	3,98	-0,16	-4,00
	Promedio - s	3,85	3,79		
100 kg Aserrín 800 kg Kieselgur	Promedio	3,96	3,89		
	Desv Est (s)	0,03	0,08		
	Promedio + s	3,98	3,97	-0,06	-1,59
	Promedio - s	3,93	3,82		
900 kg Kieselgur	Promedio	4,38	4,31		
	Desv Est (s)	0,06	0,04		
	Promedio + s	4,45	4,36	-0,07	-1,58
	Promedio - s	4,32	4,27		

Tabla 5.19. Variación Viscosidad, Filtro Prensa.

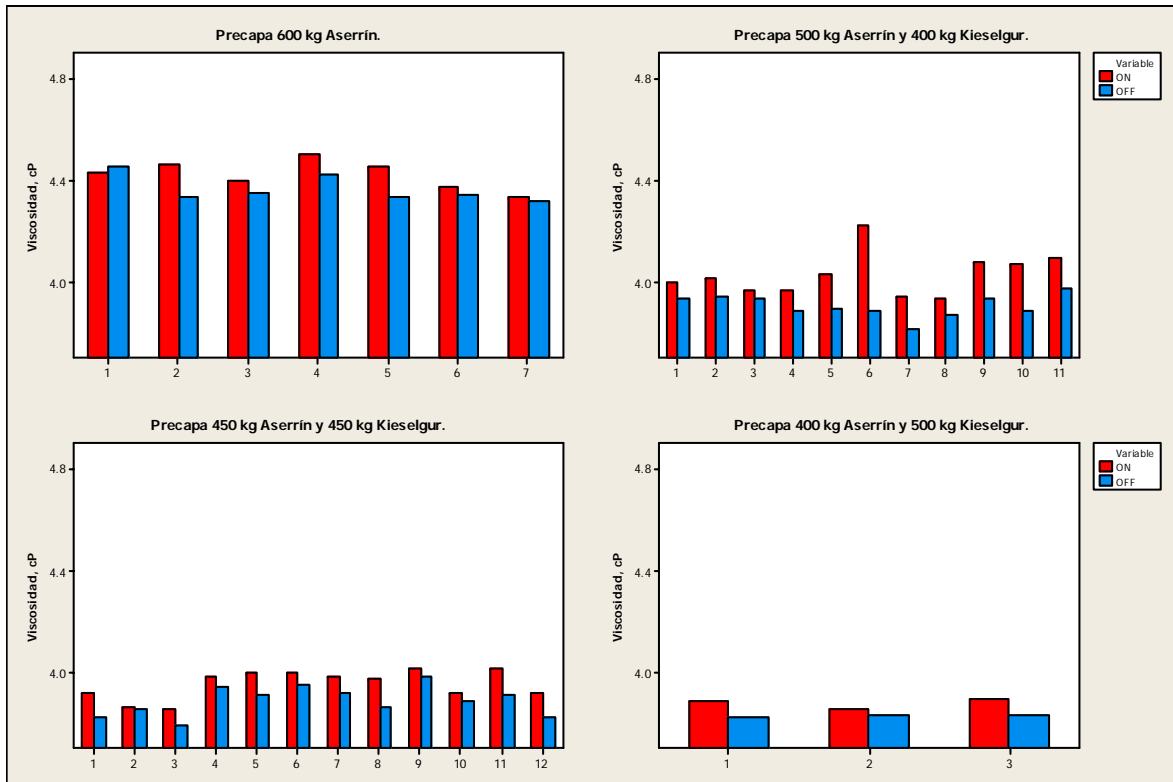


Gráfico 5.18. Resumen Variación Viscosidad Filtro Prensa.

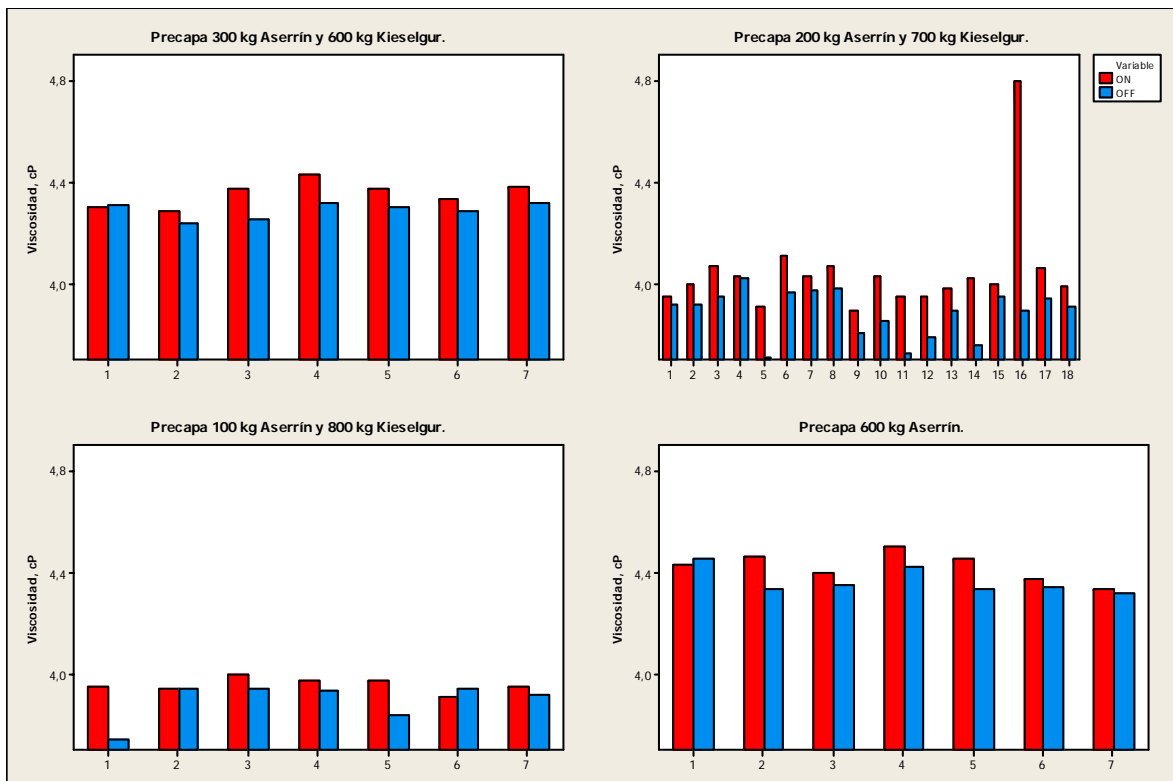


Gráfico 5.19. Resumen Variación Viscosidad Filtro Prensa.



b) Tensión Interfacial.

En la tabla 5.20 se presenta un resumen de la variación en la Tensión Interfacial del orgánico de planta.

RESUMEN VARIACIÓN DE PROPIEDADES FISICAS ORGANICO					
PRECAPA		TENSIÓN INTERFACIAL, DINAS/CM			
		ON	OFF	Delta (D)	% Variacion
600 kg Aserrín	Promedio	22,94	23,36		
	Dev Est (s)	0,43	0,46		
	Promedio + s	23,37	23,81	0,41	1,81
	Promedio - s	22,51	22,90		
500 kg Aserrín 400 kg Kieselgur	Promedio	23,15	24,15		
	Dev Est (s)	0,77	0,45		
	Promedio + s	23,92	24,60	1,00	4,32
	Promedio - s	22,38	23,70		
450 kg Aserrín 450 kg Kieselgur	Promedio	23,61	24,59		
	Dev Est (s)	0,91	0,54		
	Promedio + s	24,52	25,13	0,98	4,15
	Promedio - s	22,70	24,05		
400 kg Aserrín 500 kg Kieselgur	Promedio	24,00	25,10		
	Dev Est (s)	0,70	0,17		
	Promedio + s	24,70	25,27	1,10	4,58
	Promedio - s	23,30	24,93		
300 kg Aserrín 600 kg Kieselgur	Promedio	23,28	23,52		
	Dev Est (s)	0,24	0,21		
	Promedio + s	23,52	23,73	0,24	1,05
	Promedio - s	23,03	23,31		
200 kg Aserrín 700 kg Kieselgur	Promedio	22,74	23,28		
	Dev Est (s)	0,56	0,72		
	Promedio + s	23,30	24,00	0,53	2,34
	Promedio - s	22,19	22,56		
100 kg Aserrín 800 kg Kieselgur	Promedio	22,99	24,05		
	Dev Est (s)	0,38	0,44		
	Promedio + s	23,37	24,49	1,06	4,61
	Promedio - s	22,61	23,61		
900 kg Kieselgur	Promedio	23,02	23,71		
	Dev Est (s)	0,54	0,32		
	Promedio + s	23,56	24,03	0,69	2,99
	Promedio - s	22,49	23,39		

Tabla 5.20. Variación Tensión Interfacial, Filtro Prensa.

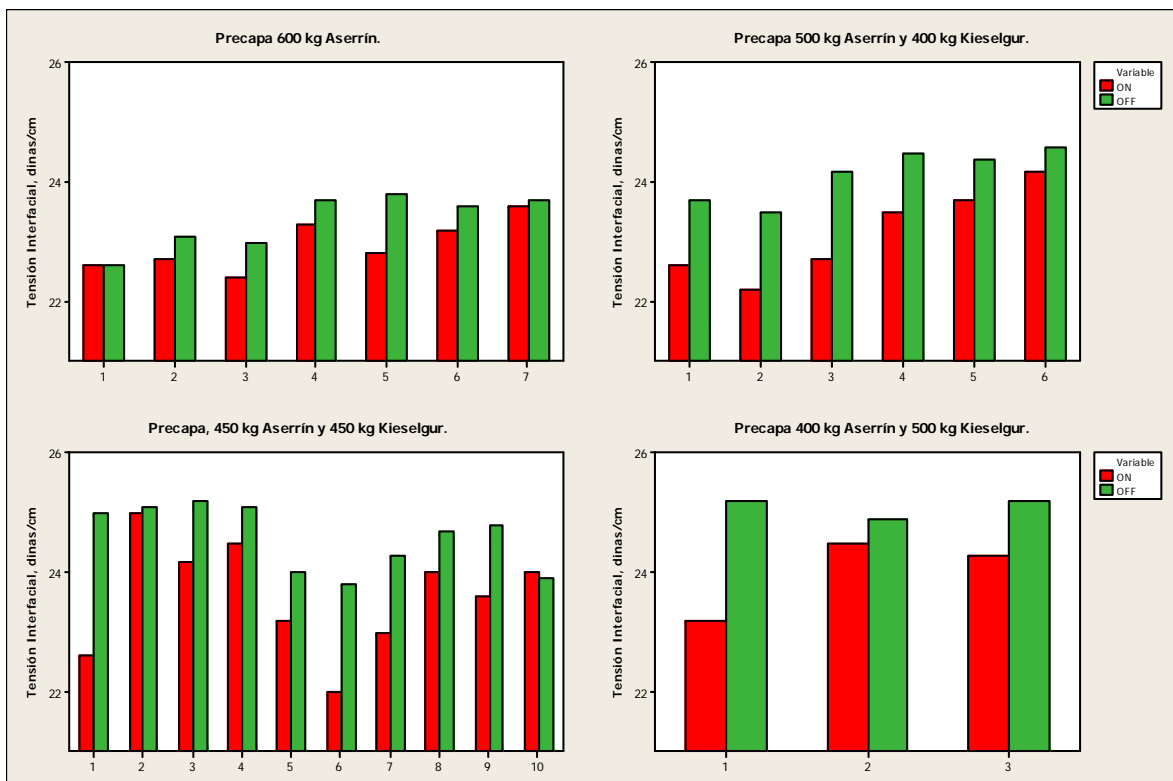


Gráfico 5.20. Resumen Variación Tensión Interfacial Filtro Prensa.

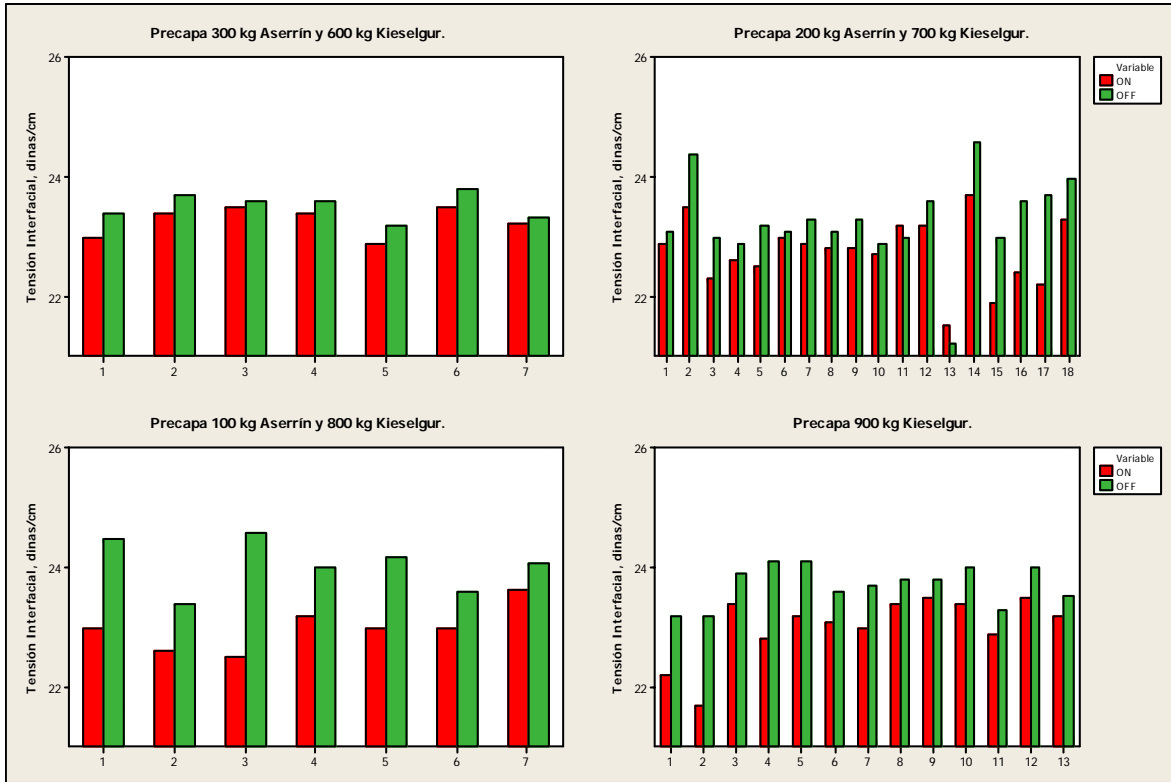


Gráfico 5.21. Resumen Variación Tensión Interfacial Filtro Prensa.

c) Tiempo Separación de Fases, Continuidad Orgánica.

En la tabla 5.21 se resumen los resultados obtenidos para la variación del TSF en continuidad orgánica.

RESUMEN VARIACIÓN DE PROPIEDADES FÍSICAS ORGÁNICO					
PRECAPA		TSF CONT ORGÁNICA, S			
		ON	OFF	Delta (D)	% Variación
600 kg Aserrín	Promedio	208	155		
	Dev Est (s)	60	38		
	Promedio + s	267	193	-52,57	-25,29
	Promedio - s	148	117		
500 kg Aserrín 400 kg Kieselgur	Promedio	140	104		
	Dev Est (s)	29	23		
	Promedio + s	169	127	-36,00	-25,80
	Promedio - s	110	80		
450 kg Aserrín 450 kg Kieselgur	Promedio	126	104		
	Dev Est (s)	36	28		
	Promedio + s	164	132	-22,17	-17,63
	Promedio - s	88	75		
400 kg Aserrín 500 kg Kieselgur	Promedio	143	92		
	Dev Est (s)	29	34		
	Promedio + s	172	126	-51,00	-35,75
	Promedio - s	114	58		
300 kg Aserrín 600 kg Kieselgur	Promedio	222	173		
	Dev Est (s)	29	22		
	Promedio + s	251	195	-49,29	-22,19
	Promedio - s	193	150		
200 kg Aserrín 700 kg Kieselgur	Promedio	171	120		
	Dev Est (s)	32	15		
	Promedio + s	203	136	-50,89	-29,71
	Promedio - s	139	105		
100 kg Aserrín 800 kg Kieselgur	Promedio	135	102		
	Dev Est (s)	20	12		
	Promedio + s	155	114	-33,00	-24,48
	Promedio - s	114	90		
900 kg Kieselgur	Promedio	227	165		
	Dev Est (s)	35	38		
	Promedio + s	262	203	-61,69	-27,22
	Promedio - s	191	127		

Tabla 5.21. Variación TSF, Continuidad Orgánica, Filtro Prensa.

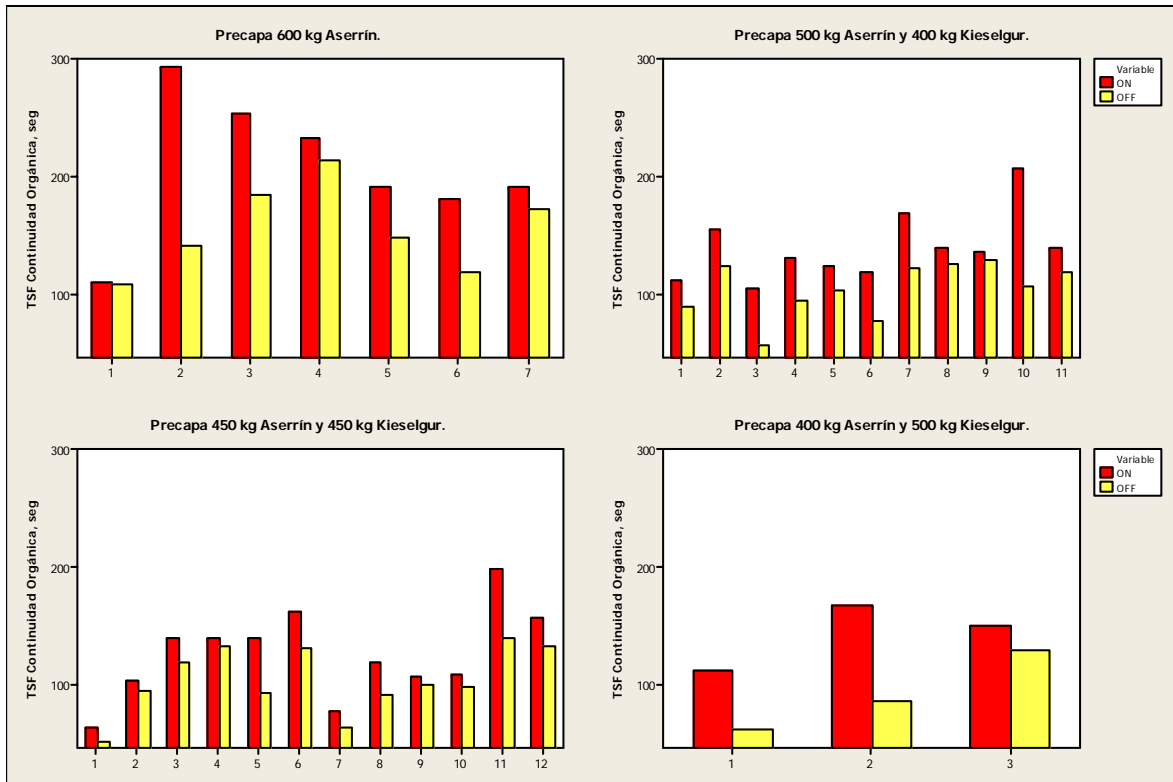


Gráfico 5.22. Resumen Variación TSF Continuidad Orgánica Filtro Prensa.

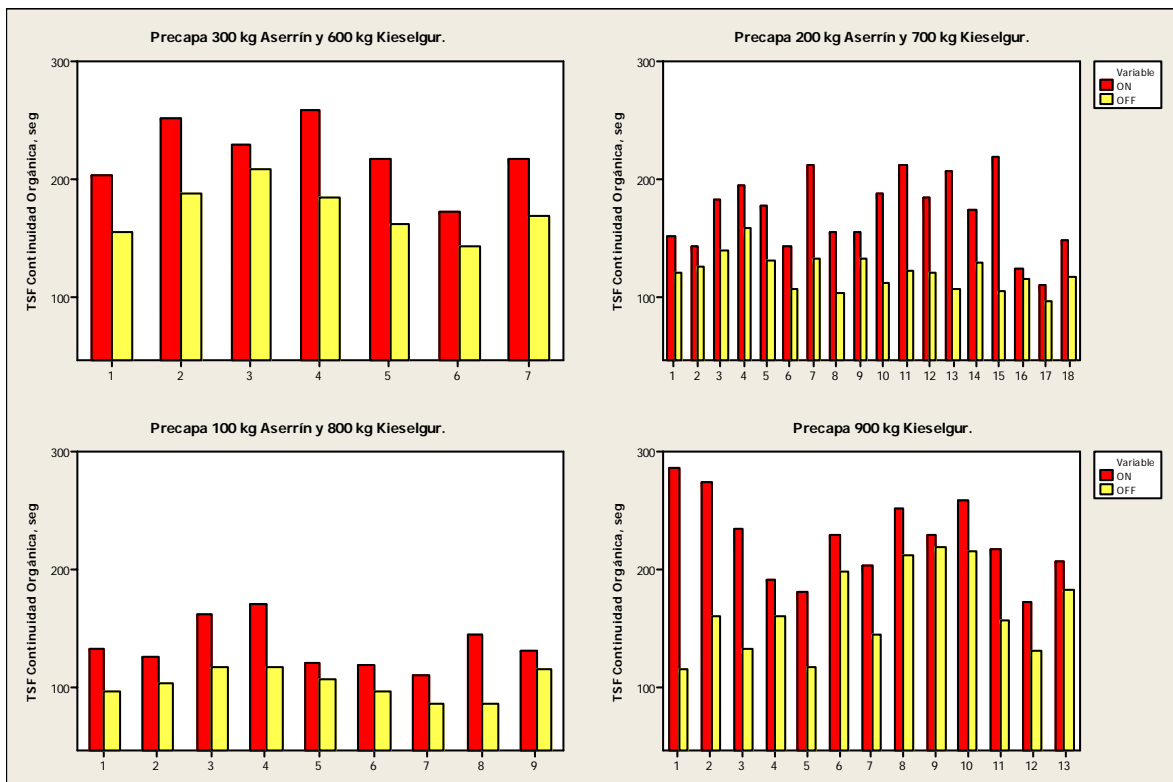


Gráfico 5.23. Resumen Variación TSF Continuidad Orgánica Filtro Prensa.



RESUMEN VARIACION DE PROPIEDADES FISICAS ORGANICO																					
PRECAPA		VISCOSIDAD, CP				TENSION INTERFACIAL, DINAS/CM				TENSION SUPERFICIAL, DINAS/CM				TSF CONT ORGANICA, S				TSF CONT ACUOSA, S			
		ON	OFF	Delta (D)	% Variacion	ON	OFF	Delta (D)	% Variacion	ON	OFF	Delta (D)	% Variacion	ON	OFF	Delta (D)	% Variacion	ON	OFF	Delta (D)	% Variacion
600 kg Aserrín	Promedio	4.42	4.36			22.94	23.36			29.59	30.03			208	155			37	43		
	Desv Est (s)	0.06	0.05	-0.06	-1.29	0.43	0.46	0.41	1.81	0.34	0.41	0.44	1.50	60	38	-22.57	-25.29	10	10	5.57	14.89
	Promedio + s	4.48	4.41			23.37	23.81			29.93	30.44			287	193			48	53		
	Promedio - s	4.36	4.31			22.51	22.90			29.24	29.62			148	117			27	33		
500 kg Aserrín	Promedio	4.03	3.90			23.15	24.15			29.62	30.58			140	104			34	40		
	Desv Est (s)	0.09	0.04	-0.13	-3.12	0.77	0.45	0.34	4.32	0.48	0.48	0.97	3.26	29	23	-36.00	-25.80	40	24	6.09	18.11
	Promedio + s	4.11	3.95			23.92	24.60			29.96	31.06			169	127			74	64		
	Promedio - s	3.94	3.86			22.38	23.70			29.27	30.10			110	80			5	15		
450 kg Aserrín	Promedio	3.95	3.89			23.61	24.59			29.59	30.10			126	104			30	31		
	Desv Est (s)	0.06	0.06	-0.07	-1.67	0.91	0.54	0.35	4.15	0.45	0.45	0.51	1.72	38	28	-22.17	-17.63	9	8	1.88	6.34
	Promedio + s	4.01	3.94			24.52	25.13			29.94	30.55			164	132			38	39		
	Promedio - s	3.89	3.83			22.70	24.05			29.24	29.65			88	75			21	24		
400 kg Aserrín	Promedio	3.87	3.82			24.00	25.10			29.57	29.93			143	92			26	30		
	Desv Est (s)	0.02	0.01	-0.05	-1.20	0.70	0.17	0.21	4.58	0.15	0.15	0.17	0.56	29	34	-51.00	-35.75	13	10	4.33	16.88
	Promedio + s	3.89	3.83			24.70	25.27			29.87	29.99			172	126			38	40		
	Promedio - s	3.85	3.82			23.30	24.93			29.46	29.68			114	58			13	20		
300 kg Aserrín	Promedio	4.35	4.29			23.28	23.52			29.63	30.08			222	173			44	49		
	Desv Est (s)	0.05	0.03	-0.06	-1.44	0.24	0.21	0.46	1.05	0.50	0.50	0.45	1.52	29	22	-49.29	-22.19	51	57	5.00	11.33
	Promedio + s	4.40	4.32			23.52	23.73			30.09	30.58			251	195			51	57		
	Promedio - s	4.30	4.26			23.03	23.31			29.17	29.58			193	150			38	42		
200 kg Aserrín	Promedio	4.05	3.89			22.74	23.28			29.94	30.40			171	120			36	46		
	Desv Est (s)	0.20	0.09	-0.16	-4.00	0.56	0.72	0.25	2.34	0.39	0.39	0.46	1.54	32	15	-50.89	-29.71	6	10	10.00	28.08
	Promedio + s	4.24	3.98			22.19	22.56			29.68	30.01			139	105			29	36		
	Promedio - s	3.85	3.79			22.30	24.00			27.45	29.97			114	90			29	30		
100 kg Aserrín	Promedio	3.98	3.89			22.99	24.05			29.49	30.59			135	102			31	31		
	Desv Est (s)	0.03	0.08	-0.06	-1.59	0.38	0.44	2.04	4.61	0.62	0.62	1.10	3.73	20	12	-33.00	-24.48	2	1	-0.22	-0.71
	Promedio + s	3.98	3.97			23.37	24.49			31.53	31.21			155	114			33	32		
	Promedio - s	3.83	3.82			22.61	23.61			27.45	29.97			114	90			29	30		
800 kg Kieselgur	Promedio	4.38	4.31			23.02	23.71			29.64	30.08			227	165			43	46		
	Desv Est (s)	0.06	0.04	-0.07	-1.58	0.54	0.32	0.36	2.99	0.39	0.39	0.44	1.49	35	38	-61.69	-27.22	10	8	3.69	8.68
	Promedio + s	4.45	4.36			23.56	24.03			30.00	30.47			262	203			52	55		
	Promedio - s	4.32	4.27			22.49	23.39			29.27	29.69			191	127			33	38		

Tabla 5.22. Resumen resultados obtenidos Filtro Prensa.

La precapa constituida de 400 kg de aserrín, provoca un descenso excesivo del TSF, si este proceso ocurre demasiado rápido se produce una separación secundaria, partículas muy pequeñas de orgánico tienen problemas para coalescer aumentando los arrastres O/A, en este caso la precapa más óptima es la constituida por 200 kg de aserrín. Esta misma es capa de aumentar la viscosidad de la fase orgánica diferenciándola de la viscosidad de la fase acuosa.

5.2.3 Impacto Económico.

En la tabla 5.23 se detalla la inversión realizada en la adquisición de coihue, ya sea como aserrín o viruta. Se considera que cada soyuz es cargado dos veces en el año y que a cada filtro se le preparan 2 precapas por mes.

	Viruta de coihue	Aserrín de coihue
Valor, US\$/kg	16,48	35,28
Carga por equipo, kg	140	200
Carga anual	2	24
Numero de equipos	15	2
Costo anual adquisición, US\$	69.216	338.688
Inversión Anual Total, US\$	407.904	

Tabla 5.23. Inversión en Material Restaurador.

En la tabla 5.24 se registran los datos de transferencia neta que tiene cada tren antes y después de comenzar con las pruebas. Las que reflejan un aumento que se puede adjudicar al constante tratamiento de orgánico.



Transferencia Neta Cobre, gpl									
Mes	Tren A	Tren B	Tren C	Tren D	Mes	Tren A	Tren B	Tren C	Tren D
Agosto 2008	4,31	4,30	4,24	4,24	Agosto 2009	4,73	5,01	5,62	5,66
Septiembre 2008	4,77	4,66	4,74	4,92	Septiembre 2009	5,12	5,15	5,15	5,59
Octubre 2008	4,94	5,02	4,85	5,11	Octubre 2009	5,46	5,52	5,46	5,55
Noviembre 2008	5,03	5,01	4,92	4,83	Noviembre 2009	5,02	5,12	5,08	5,04
Diciembre 2008	4,90	4,90	4,82	4,69	Diciembre 2009	5,08	5,19	4,97	4,93
Enero 2009	4,81	4,86	4,91	5,35	Enero 2010	4,96	4,97	4,98	5,05
Febrero 2009	5,16	5,11	5,14	5,65	Febrero 2010	4,94	4,91	4,8	5,19
Marzo 2009	5,04	5,11	5,33	5,46	Marzo 2010	5,12	5,05	4,96	5,20
Abril 2009	4,97	4,97	4,97	5,20	Abril 2010	5,09	5,07	5,02	5,15
Promedio	4,88	4,88	4,88	5,05	Promedio	5,06	5,11	5,12	5,26

Tabla 5.24. Datos Transferencia Neta Cobre.

En la tabla 5.25 se considera que el flujo de orgánico por tren es de 1750 m³/h, con este aumento en la transferencia neta obtengo un aumento en la extracción de cobre de 1505 kg de Cu/h.

Considerando que la eficiencia de extracción es de 85,37%; se tiene la capacidad de extraer 1285 kg de cobre al año más en comparación con igual fecha del año recién pasado.

Extracción, kg/h	Precio Cu, US\$/kg	Beneficio, US\$/h
1285	6.92	8.892.2

Tabla 5.25. Beneficio obtenido debido a la restauración de orgánico.

Económicamente, esto se puede ver reflejado en un aumento de los ingresos en:

$$1285 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times 6.92 \frac{\text{US\$}}{\text{kg}} = 77.895.672 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

Esto se debe al funcionamiento continuo de los 15 soyuz presentes en la planta que tienen una capacidad de tratar alrededor de 1000 m³/h de fase orgánica, y también a la presencia de los filtros prensa que cada uno es capaz de tratar 336 m³/día.



CAPITULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

En este capítulo se analizarán las pruebas que obtuvieron los resultados más beneficiosos y se harán comentarios de cambios operacionales que puedan ayudar en una mejor eficiencia de la planta, disminuyendo los arrastres y mejorando las características de la fase orgánica.

A partir de este estudio fue posible obtener resultados que pueden ser de gran utilidad para mejorar la operación de la planta de extracción por solventes.

6.1 Conclusiones.

- Toda planta en operación normal debe cuidar el problema de las borras y evitar su excesiva acumulación en los decantadores, ya que impiden la buena separación de fases, al ubicarse justamente entre ellas, jugando el papel de tapón de la separación de fases, y cuando se acumulan pueden traspasarse de un equipo a otro.
- Una forma de controlar las impurezas presentes en el electrolito rico es disminuir los arrastres A/O, que son los responsables de la elevada concentración de ión cloruro que genera problemas en el normal despegue de las placas en la nave de electroobtención.
- La viruta de HDPE utilizada como prueba con su superficie estriada plana genera un aumento en la purga del equipo, que en algunas ocasiones es de 3 veces la purga que antes se tenía, lo que significa un ahorro de US\$ 1.529.546 en la reposición y mantención de las placas en la nave de electroobtención, además presenta una gran capacidad de retener sólidos presentes en el sistema que es de gran utilidad al momento de producirse una corrida de borra en la planta.
- La viruta de HDPE estriada con forma en cruz tiene aun mayor superficie de contacto pero no se tienen los resultados esperados, ya que presenta una disminución de la purga, esto puede deberse a la configuración con la que llega la viruta haciendo que ocupe un mayor espacio disminuyendo la densidad aparente del lecho. Esto produce mas intersticios dejando que el flujo ascienda sin lograr la finalidad de coalescedor los arrastres de acuoso presentes en el.
- Es por esto que la viruta que conviene desde el punto de vista económico y operacional, es aquella viruta plana y estriada, es posible que la viruta estriada con forma de cruz se pueda perfeccionar en lo que se refiere a la forma que presenta.



- Respecto a la conservación de las propiedades físicas de la fase orgánica, la velocidad de separación de fases depende de la diferencia de densidad entre las fases, así como también la viscosidad y la tensión superficial, sin embargo aumentará el TSF cuando la emulsión adquiera una mayor estabilidad ya sea por efecto de la presencia de sustancias tenso activas o por un aumento de la velocidad de agitación.
- Con respecto a la restauración de las propiedades físicas de la fase orgánica, se puede concluir que los resultados obtenidos dependen de la calidad que presenta el orgánico de planta, mientras más degradado o fuera de los rangos impuestos por metalurgia mayor es el porcentaje de restauración que presenta.
- Según los datos obtenidos, al restaurar la fase orgánica por medio de un soyuz (coalescedor de menores dimensiones) se evidencia que a mayor tiempo de residencia la restauración del orgánico de planta es mayor. Para lograr esto se puede disminuir el flujo de entrada de orgánico, pero se disminuye la capacidad de tratamiento, entonces si se desea tratar una mayor cantidad de orgánico sería necesaria la instalación de un número mayor de equipos o un equipo de mayor capacidad.
- También para aumentar el tiempo de residencia es posible aumentar la carga de madera a cada equipo lo que trae consigo un mayor gasto asociado si se considera que el valor de 1 kg de viruta de coihue es US\$ 16,49.
- Las bombas utilizadas están ubicadas sobre el vertedero de acuoso, por lo que al producirse alguna fuga de fase orgánica se contamina el acuoso que se dirige a lixiviación o a la nave electrolítica, aumentando con esto los arrastres, es por esto que se debe instalar estos equipos en la etapa de lavado, donde el RAL que abandona la etapa se dirige a la etapa E1 lo que no aumenta los arrastres.
- En lo que respecta a los resultados obtenidos en el filtro prensa se tiene que una precapa de 23% de aserrín mejora las propiedades físicas de la fase orgánica de manera considerada. Que sea menor la cantidad de aserrín es positivo debido al elevado precio que presenta US\$ 35,28 por kilo.
- También hay que considerar que una precapa dura en promedio 15 días hasta que los análisis de laboratorio no son los esperados, por lo que es preferible utilizar soyuz para la restauración de fase orgánica, ya que la viruta de coihue tiene una duración mayor a 7 meses sin necesidad de cambio de lecho o retrolavado.



6.2 Recomendaciones.

- Para tener un mejor funcionamiento del equipos y lograr que adicionalmente sean capaces de remover una gran cantidad de sólidos, se recomienda realizar cambio de lecho que sea constituido por viruta de HDPE estriada plana, con esto es posible lograr una mejor eficiencia del equipo.
- Se recomienda tener un programa de retrolavado a los coalescedores de la planta que se cumpla para asegurar que cada equipo será limpiado por lo menos una vez al mes, dejando el lecho disponible para la coalescencia y así se obtendrá una mejor eficiencia de este.
- Mayor control de los datos de las purgas que presentan estos equipos de manera de visualizar más fácilmente en que momento decae la eficiencia del equipo y requiere retrolavado o directamente un cambio de lecho coalescedor.
- Cambio de lecho coalescedor o lavado del lecho filtrante de los minicoalescedores presentes en la planta, ya que no se lleva registro de cuando fue la última vez que esto se hizo, además para obtener datos más reales de los arrastres que se producen en las etapas E1 y W.
- Utilizar soyuz con lecho de madera para obtener valores más representativos de los arrastres A/O ocasionados.
- Realizar mantención de manera regular a las bombas de los soyuz para asegurar un continuo funcionamiento.
- Para evitar aumentar los arrastres es necesario la instalación de la bomba sobre el vertedero de orgánico, con esto es posible la instalación de estos equipos en cualquier etapa del circuito sin producirse un aumento en los arrastres O/A ya sea en el refino o en el electrolito rico.
- Las instalaciones utilizadas actualmente para recuperar y tratar orgánico no son suficientes, ya que no han sido modificadas a pesar del aumento de la producción respecto a su proyecto original, por lo que se hace necesario de equipos de mayor capacidad.
- Existen equipos para este fin que se encuentran instalados en la planta pero no se encuentran operativos (filtro sperry y centrifuga), para reemplazarlos se arriendan equipos a terceros o se utiliza agua y refino para eliminar sólidos presentes en el sistema, con todo esto se aumenta el costo de las operaciones, por lo que es preciso recuperar operativamente estos equipos pertenecientes a la planta de borras operativos.



BIBLIOGRAFÍA.

1. Codelco, Corporación Nacional del Cobre, Chile; Página Web, www.codelco.com/la_corporacion/historia.asp.
2. Espinoza Carlos, Yánez Héctor. "Proceso Hidrometalúrgico. Chile situación actual y expectativas". División Radomiro Tomic, CODELCO.
3. Reghezza I, Andrés. "Efecto impurezas en sistemas hidrometalúrgicos". Instituto de Ingenieros en Minas. Santiago, Octubre 1998.
4. El Lince Planta de SX EW. Proceso ISA. "Manual de Operaciones para el uso de electrodos de acero inoxidable en operaciones de electroobtención".
5. Domic, Esteban M. "Hidrometalurgia: fundamentos, procesos y aplicaciones". Capítulo 14, Extracción por solventes. Editorial Consejo Minero de Chile, Año 2001.
6. Cornejo Rubiño, Alexandra. "Celda electrolítica agitada y ventilada en planta SX y EW de cobre". Año 2003.
7. Codelco Norte. Curso Interactivo para la operación en la unidad de extracción por solvente de Codelco Norte, Chuquicamata. Año 2004.
8. Universidad de Atacama. "Introducción a la Hidrometalurgia". Año 2000
9. Lau Olmos, Eduardo. "Empleo del Sulfato de Sodio en Operaciones de SX". Agosto 2002.
10. De Re Metallica Ltda. "Procedimiento Integral para Mejorar el Comportamiento de Sistemas Industriales de SX". Mayo, 2002.
11. Radomiro Tomic, Codelco Norte. "Sistemas industriales para el tratamiento del crud, remoción de arrastres y restauración propiedades de Coalescencia del orgánico de operación".
12. Cytec. Manual de Productos Químicos para Minería.



GLOSARIO.

- **Arrastre:** suspensión de pequeñas gotas de una fase que son arrastradas por la otra fase.

- **Angiospermas:** plantas con flores, originadas hace unos 110 millones de años de un antecesor desconocido, hoy dominan la mayor parte de la flora mundial. El gametofito masculino (de 2 a 3 células) se encuentra dentro de un grano de polen; el femenino (usualmente de 8 células) está contenido en un óvulo que se encuentra en la fase esporofítica del ciclo de vida de la planta. Planta cuyos gametos femeninos son llevados dentro de un ovario.

- **Atacamita:** Mineral del grupo halogenuros. $\text{Cu}_2\text{Cl}(\text{OH})_3$.

- **Bornita:** Mineral del grupo de los sulfuros. Cu_5FeS_4 .

- **Calcopirita:** Mineral sulfuro de cobre más ampliamente distribuido. CuFeS_2 .

- **Calcosina:** Sulfuro de cobre. CuS_2 .

- **Capacidad de carga:** cantidad máxima de la especie de interés que es capaz de contener el reactivo, por unidad de porcentaje de concentración de este reactivo en la fase orgánica (%v/v). Depende del pH y de la concentración del metal en la fase acuosa.

- **Chancado:** los métodos de reducción de tamaños se pueden agrupar de varias maneras, pero como la reducción ocurre en etapas, el tamaño de las partículas aporta el método primario de agrupamiento. El término chancado se aplica a las reducciones subsecuentes de tamaño hasta alrededor de 25 [mm], considerándose las reducciones a tamaño más finos como molienda.

- **Cinética de extracción:** expresa la transferencia de masa lograda en el sistema en función del tiempo, normalmente se expresa como una relación del orgánico en contacto con una con una solución acuosa al cabo de un tiempo t.

- **Cinética de reextracción:** se trata de evaluar la cantidad de cobre que es posible reextraer en un tiempo determinado.

- **Coalescencia:** separación natural o espontánea de dos líquidos.

- **Copper Wad:** compuesto amorfo, óxidos e hidróxidos de Mn con Cu.

- **Covelina:** Sulfuro de cobre. CuS

- **Crisocola:** Mineral del grupo de los silicatos, subgrupo filosilicatos. $(\text{Cu,Al})_4\text{H}_4(\text{OH})_8\text{Si}_4\text{O}_{10} \cdot n\text{H}_2\text{O}$.



- **Eficiencia de Corriente:** razón entre el peso de cobre realmente depositado por una cantidad de corriente y el peso que debería haberse depositado teóricamente de acuerdo a la Ley de Faraday al pasar la misma corriente.
- **Electrolito:** es cualquier sustancia que contiene iones libres, los que se comportan como un medio conductor eléctrico.
- **Electroobtención:** deposición del metal sobre una superficie catódica, por el paso de una corriente eléctrica, desde una solución que contiene el metal a depositar.
- **Emulsión:** es una dispersión estable de las fases orgánica y acuosa que requiere de un largo tiempo para la coalescencia y su separación.
- **Gimnospermas:** literalmente, semillas desnudas. Conjunto de divisiones de plantas caracterizado porque sus estructuras reproductivas tiene forma de conos que portan óvulos sin estar rodeados por un ovario. Entre los actuales grupos están las coníferas.
- **Granulometría:** medición de los granos de una formación sedimentaria y el cálculo de la abundancia de los correspondientes a cada uno de los tamaños previstos por una escala granulométrica.
 - **Grava:** rocas de tamaño comprendido entre 2 y 64 mm.
 - **HDPE:** High Density Polyethylene (Polietileno de Alta Densidad).
 - **Hidrometalurgia:** tecnología de extraer los metales, desde los materiales que los contienen, mediante medios físico-químicos acuosos.
 - **Hidroxilamina:** producto químico de fórmula NH_2OH . Puede ser considerado un híbrido de amoníaco y agua debido a los paralelos que comparte con cada uno.
 - **Inmiscibilidad:** se refiere a dos sustancias que no pueden juntarse entre sí.
 - **Intercambio Iónico:** transferencia de uno o más iones de la fase fluida al sólido por desplazamiento de iones de la misma carga que se encuentran unidos por fuerzas electrostáticas a grupos funcionales superficiales.
- **Inversión de fase:** cambio de la continuidad en la dispersión, desde una fase a la otra.
- **Ley:** es la cantidad de valores que existe en un mineral o cualquier producto de concentración metalúrgica.
 - **Lixiviación:** disolución de los constituyentes de la mena o concentrado, con el que se obtiene una solución acuosa que contienen el metal valioso y un residuo insoluble conteniendo el material sin valor.
 - **Material hidrófobo:** material el cual no se moja por el agua.



- **Mineral:** sustancia natural, homogénea, de origen inorgánico y de composición química definida.
- **Minerales Mixtos:** mezcla de minerales sulfurados y oxidados.
- **Óxidos:** mineral que se forma cuando el oxígeno se combina con otros elementos, normalmente metales. Sus propiedades varían, pero suelen ser muy duros y tener una densidad entre media y alta.
- **Oximas:** clase de compuesto orgánico de fórmula general $RR'=NOH$, donde **R** es un residuo orgánico y **R'** puede ser un hidrógeno o un grupo orgánico. Se obtienen por la reacción de aldehídos o cetonas e hidroxilamina en un medio débilmente ácido.
- **Percolación:** es un concepto fisicoquímico con el que se designa la filtración de un fluido a través de un medio porosos.
- **Pilas Dinámicas:** lecho en el que se dispone el mineral que viene de la mina mediante apilador, las cuales posee con un ciclo de lixiviación mínimo de 45 días, luego de este ciclo el mineral agotado es retirado mediante rotopala siendo enviado a ripios.
- **Pitting:** corrosión por picaduras, disolución localizada y acelerada de un metal.
- **PLS:** Pregnant Leaching Solution (solución de lixiviación cargada).
- **Selectividad:** se evalúa para el ión metálico con respecto a las impurezas de la solución. Una de las especies que debe ser evaluada es el ión férrico.
- **Solubilidad del solvente:** se necesita un alto grado de mutua insolubilidad entre el extractante y el acuoso, así es más fácil la recuperación del primero, evitándose pérdidas de orgánico en el refino.
- **Sulfuros:** minerales compuestos de azufre combinado con elementos metálicos y semimetálicos y conforman uno de los grupos minerales más extensos. Suelen ser blandos y tener un brillo metálico y una densidad alta.
- **VSF:** Vertical Smooth Fluid (Flujo Vertical Suave).
- **Yacimiento:** subsuelo o superficie donde se encuentran minerales, donde la concentración de una o más especies es lo suficientemente rica para que sea aprovechable para la minería (pueden ser explotados económicamente, si no de inmediato, si en un futuro cercano).



ANEXO B: Comparación Resultados Medición Propiedades físicas de orgánico.
FILTRO PRENSA N°1.

Table with columns for Precapa, Fecha, Etapa, Viscosidad, Tensión Interfacial, Tensión Superficial, T.S.F. (SEG) CONT ORGÁNICA, T.S.F. (SEG) CONT ACUOSA, and T.S.F. seg. It contains multiple rows of data for different products and time points.

ANEXO D: Condiciones Orgánico de Planta SX Enero – Agosto 2009.

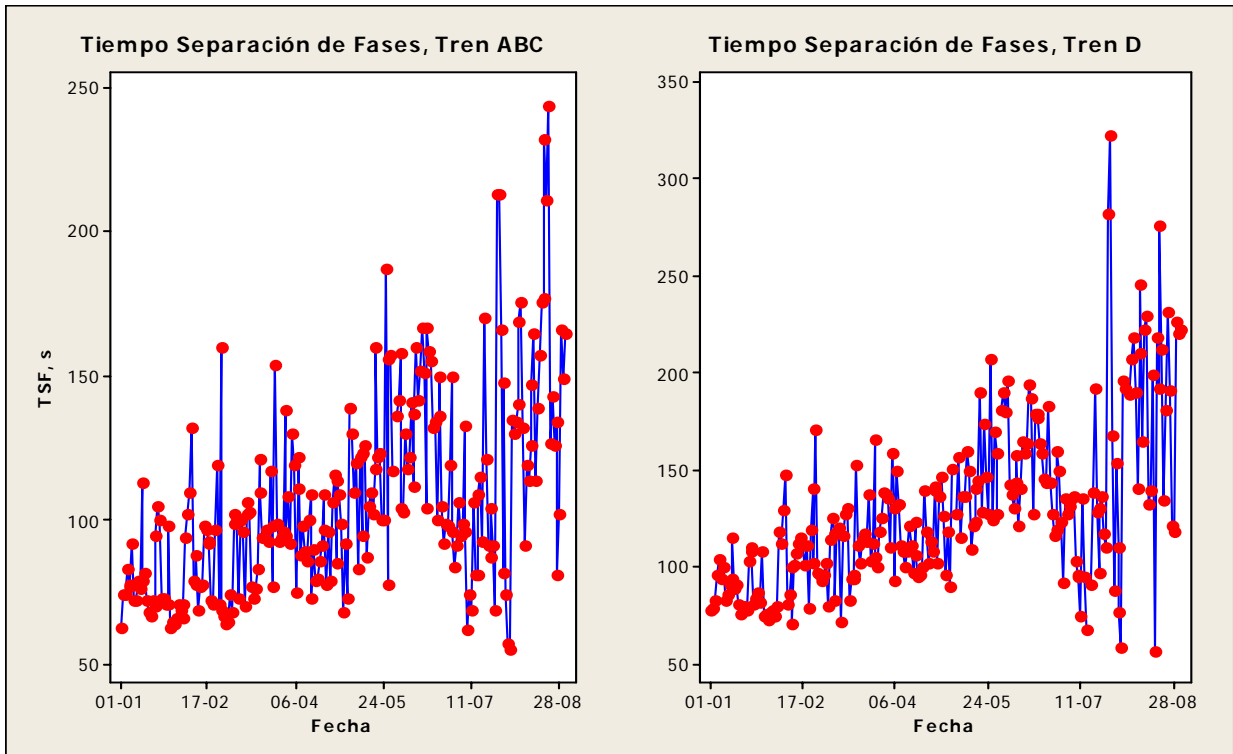


Gráfico D1. TSF, Enero – Agosto 2009.

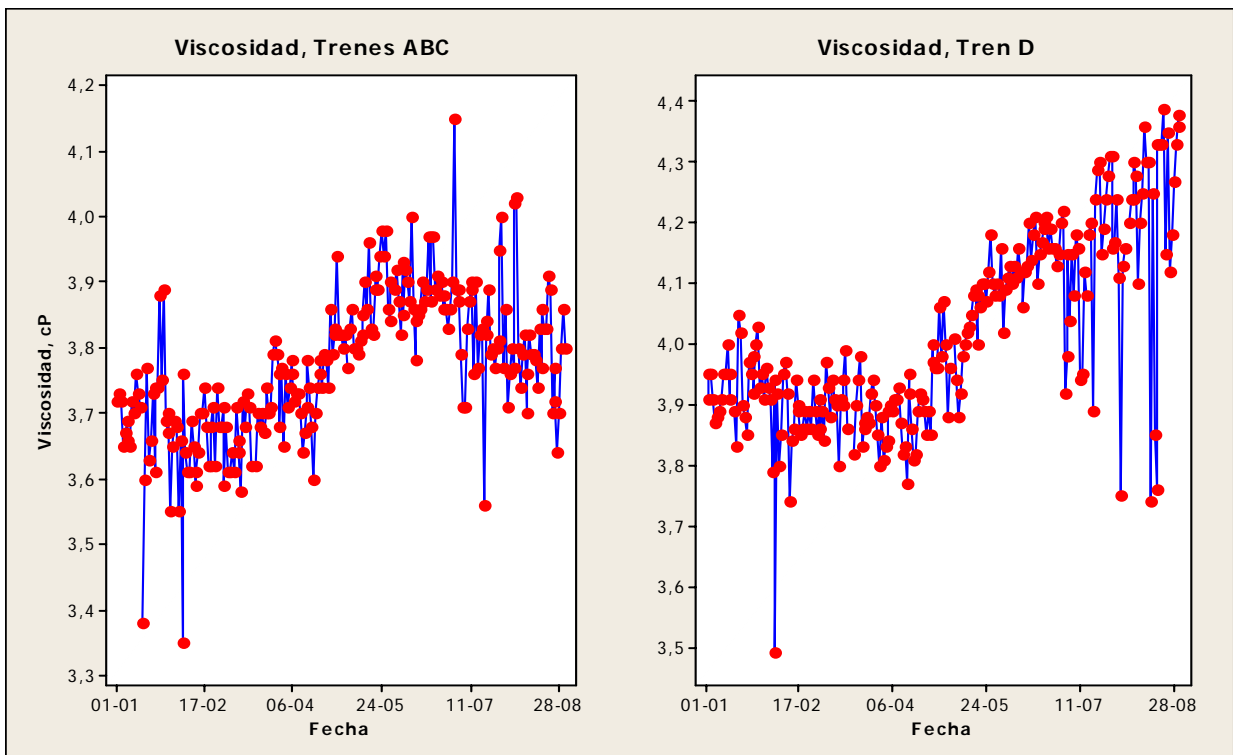


Gráfico D2. Viscosidad, Enero – Agosto 2009.

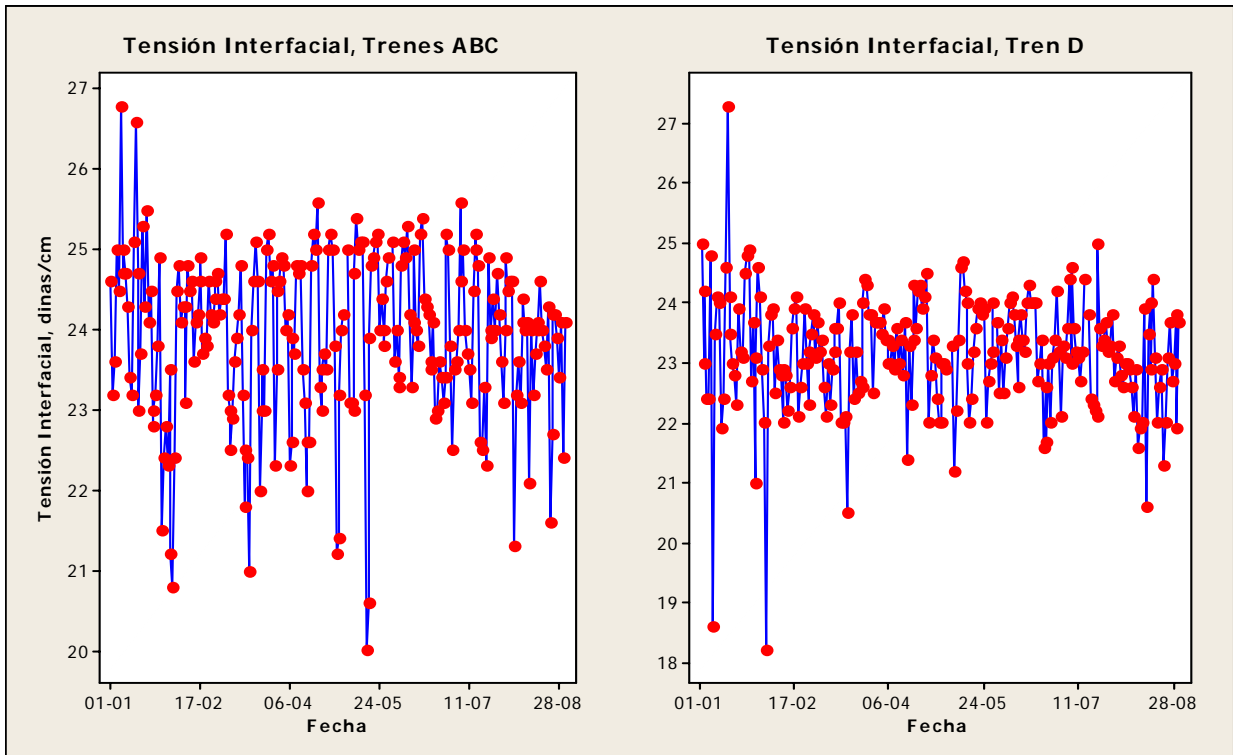


Gráfico D3. Tensión Interfacial, Enero – Agosto 2009.

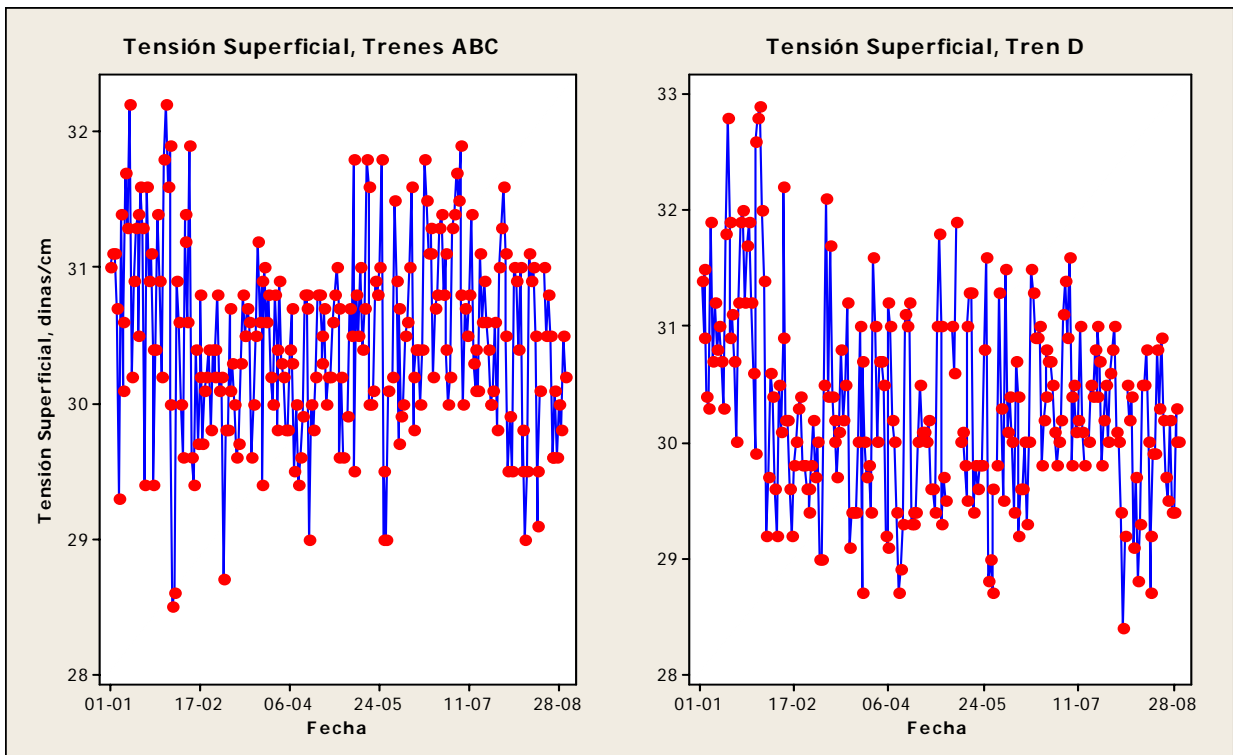


Gráfico D4. Tensión Superficial, Enero – Agosto 2009.

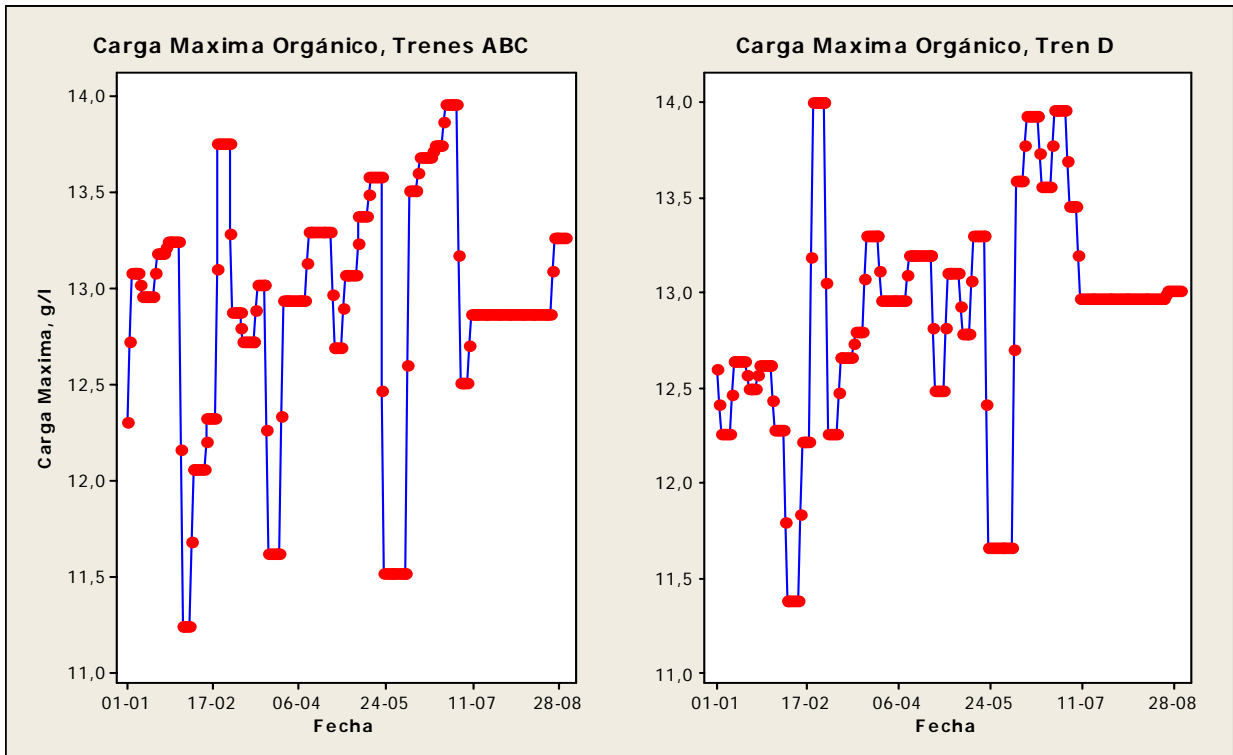


Gráfico D5. Carga Máxima, Enero – Agosto 2009.

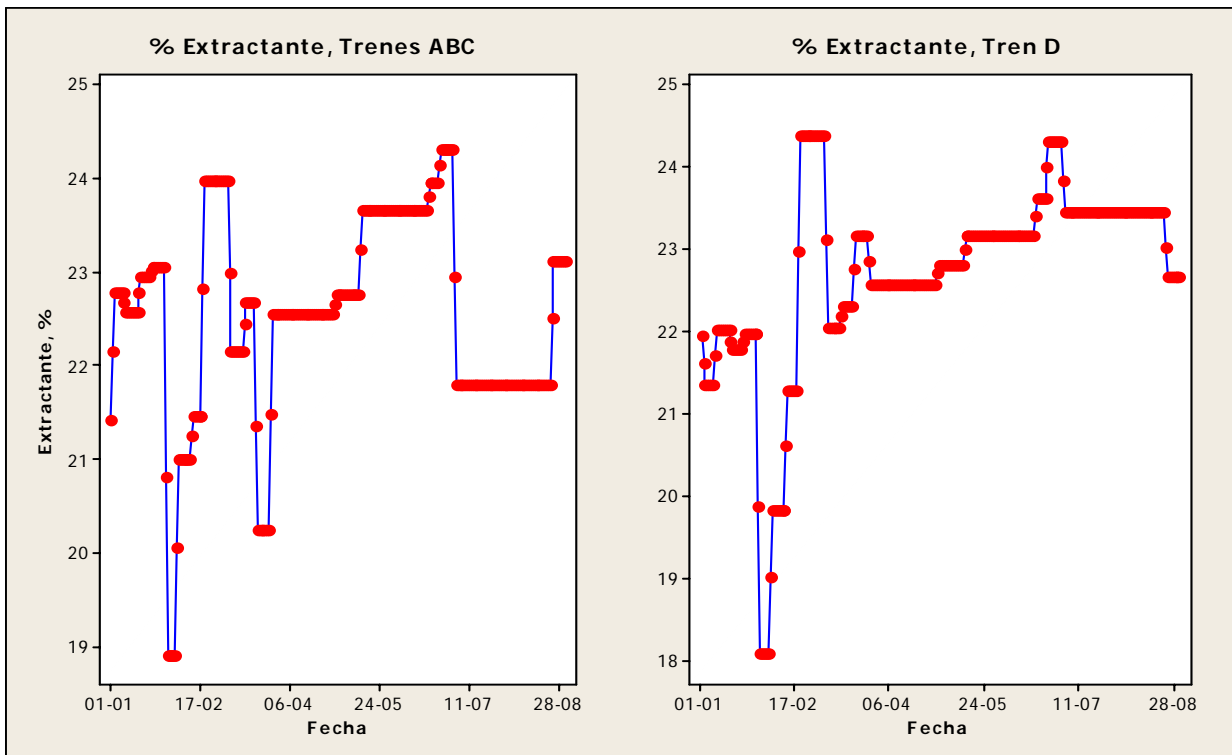


Gráfico D6. % Extractante, Enero – Agosto 2009.