

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
QUÍMICO

**REUTILIZACIÓN DEL LICOR DE PRENSA EN
EL TRATAMIENTO DE RESIDUOS
INDUSTRIALES LÍQUIDOS DEL PROCESO DE
PRODUCCIÓN DE CARRAGENINA**

Alexis González Sepúlveda

Profesor Guía:
Javier Silva Campino

2015

AGRADECIMIENTOS

Me gustaría que estas líneas sirvieran para expresar mi más profundo y sincero agradecimiento a todas aquellas personas que me han acompañado durante mi carrera universitaria y en la realización del presente trabajo, en especial a María Sepúlveda y Manuel González, mis padres, que con el esfuerzo de sus vidas han logrado entregarme todo su apoyo, motivación y amor incondicional para obtener mi título profesional.

Especial reconocimiento merecen mis amigas de la vida Ingrid Marisol y Sharoni Cuevas, quienes han sido testigo de mi esfuerzo y cuán difícil ha sido esta larga carrera, muchísimas gracias por esas conversaciones motivacionales y por no dejarme de caer nunca, enseñándome siempre que el esfuerzo realizado tarde o temprano se materializa. A sus papás Tía Yasna, Tío Toño y Luchita; que siempre tenían una palabra de aliento o experiencias de vida que me alentaban a seguir adelante.

Quiero dar las gracias a mis amigos de la Universidad, a Erick González, Héctor Domínguez, Sergio Méndez, Cristian Marcelo, Xiao Luy, Eliezer Velásquez, Sebastián Gatica, Héctor Arellano y David Araya; con los que siempre pude contar para estudiar o pasar un rato agradable en los momentos de ocio; sobre todo en esas largas jornadas de estudio exponencial, trabajos interminables y noches de distracción.

Párrafo aparte merece mi compañera de vida Abigail Bustos, gracias por hacer cada experiencia única, apoyarme, acompañarme y por sobre todo amarme siempre; en las buenas y en las malas siempre he contado contigo; espero que con esta finalización de mi carrera, podamos dar inicio a una abundancia de momentos felices y poder cumplir nuestros objetivos de vida, como siempre, juntos.

También quisiera hacer extensiva mi gratitud a mis compañeros del Departamento de Tecnología de Procesos de DuPont, a mi primera jefa Renata Gutiérrez por entregarme la oportunidad de memoria, al jefe Ronald Cruces y Camilo Ángel, por la confianza entregada en mí y su constante preocupación y colaboración en esta memoria, a Jorge Hidalgo por sus correcciones y consejos muy asertivos, y a mi colega y compañera de hogar Camila Lecaros,

con quien nos apoyamos constantemente en el día a día. No menos importante, es la gente conocida en DuPont y en Puerto Montt, en especial Francisco, Pauli, Marcelo y Fran quienes hacían la estadía más acogedora y lograban hacerme sentir como en casa.

Muchas gracias la Universidad y a la escuela de Ingeniería Química, por todos los recursos emprendidos en mi formación como profesional, en especial a sus profesores y mi profesor guía Javier Silva, quien confió en mí y me recomendó para desarrollar esta memoria de título en DuPont.

Estoy enormemente agradecido de todas las otras personas que me apoyaron y acompañaron en este proceso, que por cuestión de espacio no puedo seguir nombrando, sin embargo, estoy seguro que cada uno de ellos se sentirá identificado, gracias por sus granitos de arena que lograron aportar para hacerme mejor profesional y persona.

Para finalizar, volver a destacar la labor de mis padres, quienes con poco, nos han entregado mucho a mí y a mis hermanos; estaré toda mi vida en deuda con ustedes, por lo que espero, que de aquí en adelante nos mejore la calidad de vida y poder retribuirles en parte todo su esfuerzo en la formación del Ingeniero íntegro que desde ahora soy.

RESUMEN

Esta memoria de título presenta el estudio de la implementación de un proyecto de mejora continua en el tratamiento de residuos industriales líquidos (RILes) de la planta de Danisco Chile S.A.; cuyo objetivo principal es disminuir el consumo de cloruro férrico (FeCl_3) en el tratamiento del licor producido en la filtración de los lodos.

Se estudió la opción de utilizar el licor en la etapa de neutralización en el proceso de floculación y coagulación de la planta de tratamiento; ya que debido a su alto valor de pH podría servir como agente neutralizante y así reemplazar la adición de soda caustica, reactivo utilizado para neutralizar.

Para esto se realizaron pruebas de laboratorio (pruebas de jarras), en donde se utilizó el licor de prensa como agente neutralizador. Estas pruebas resultaron exitosas, ya que se logró realizar la separación de sólidos con el licor de prensa, por lo que se procedió a diseñar un sistema de recirculación del licor de prensa hasta el reactor tubular, donde se definieron los lineamientos generales del proyecto desde el punto de vista del proceso: descripción del proceso, diagrama de flujo, lógica de control, equipos e instrumentación, suministros requeridos y la distribución del sistema en la planta de tratamientos.

Luego de tener el sistema implementado, se realizaron pruebas de puesta en marcha, de acuerdo a la metodología experimental. Del resultado de estas pruebas se puede concluir que se puede ahorrar cerca del 67% de hidróxido de sodio. Además se proyecta dejar de consumir aproximadamente 60% del cloruro férrico utilizado en el proceso. Junto con esto, del análisis de los resultados, se obtuvieron los valores de las variables operacionales como la de adición de cloruro férrico a 25%, la adición de hidróxido de sodio a 11%, la adición de polímero a 40% y la velocidad de la bomba de licor de prensa a 180 RPM.

De esta forma y analizando el efecto en el producto de la planta, se puede concluir que el proyecto además de ser una mejora al proceso, es además económicamente viable, ya que el VAN aumenta en 11 [MUSD] a diez años.

LISTA DE CONTENIDOS

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN	1
1.1 CONTEXTO.....	1
1.2 OBJETIVO GENERAL.....	2
1.2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	2
1.3 PLAN DE TRABAJO.....	3
CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES DE LA EMPRESA.....	5
CAPÍTULO 3: DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE RILES.....	7
3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	7
3.1.1 PRETRATAMIENTO	10
3.1.2 COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN.....	12
3.1.3 FLOTACIÓN.....	16
3.1.5 FILTRACIÓN A PRESIÓN	20
3.1.6 NEUTRALIZACIÓN DE LICOR DE PRENSA	23
3.1.7 EMISARIO SUBMARINO	25
3.2 CARACTERIZACIÓN DEL RIL	27
3.3 BALANCE DE MASA PLANTA TRATAMIENTO DE RILES.....	30
3.3.1 CONSIDERACIONES DE CÁLCULO	30
3.3.2 DIAGRAMA DE FLUJO PARA BALANCE DE MASA.....	31
3.3.3 DATOS PARA CÁLCULO.....	34
3.3.4 ECUACIONES DE BALANCE DE MASA	35
3.3.5 RESULTADO BALANCE DE MASA	36
3.4 ANÁLISIS DEL PROCESO	37

CAPÍTULO 4: DISEÑO DE RECIRCULACIÓN LICOR DE PRENSA	38
4.1 SELECCIÓN DEL DISEÑO	38
4.1.1 DISEÑO DE EXPERIMENTOS	38
4.1.2 RESULTADOS	39
4.1.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS	41
4.2 DISEÑO RECIRCULACIÓN LICOR DE PRENSA	43
4.2.1 ALCANCE	43
4.2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO A IMPLEMENTAR	44
4.2.3 LÓGICA DE CONTROL	46
4.2.4 SELECCIÓN DE EQUIPOS	48
4.2.5 SERVICIOS Y/O SUMINISTROS	59
4.2.6 LAYOUT DEL SISTEMA	60
CAPÍTULO 5: PUESTA EN MARCHA DEL SISTEMA IMPLEMENTADO	61
5.1 PRE-ARRANQUE	62
5.2 PUESTA EN MARCHA	62
5.3 PRUEBAS	63
5.3.2 PROCEDIMIENTO	65
5.3.3 RESULTADOS	67
5.3.4 ANÁLISIS RESULTADOS	68
5.4 ANÁLISIS DE PUESTA EN MARCHA	72
CAPÍTULO 6: EVALUACIÓN ECONÓMICA	74
6.1 CONSIDERACIONES	74
6.2 ESTADO ACTUAL DEL FLUJO DE CAJA	75
6.2.1 VALOR ACTUAL NETO	76

6.3 RENTABILIDAD ECONÓMICA CON LA DISMINUCIÓN DE CONSUMO DE REACTIVOS.....	77
6.3.1 INVERSIÓN.....	77
6.3.2 PROYECCIÓN ESTIMADA ANUAL CON EL SISTEMA DE RECIRCULACIÓN IMPLEMENTADO	78
6.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	80
6.4.1 EFECTO DEL AHORRO DE CLORURO FÉRRICO SOBRE EL VAN.....	80
6.4.2 EFECTO DEL AHORRO DE SODA SOBRE EL VAN.....	81
6.4.3 EFECTO DEL COSTO DE $FeCl_3$ SOBRE EL VAN.....	81
6.4.4 EFECTO DEL COSTO DE SODA SOBRE EL VAN.....	82
6.5 ANÁLISIS EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	84
CAPÍTULO 7: CONCLUSIONES	86
BIBLIOGRAFÍA	89
GLOSARIO DE TÉRMINOS	90
ANEXOS	92
ANEXO A. Análisis químico al RIL crudo efectuado 10/07/2013 por AQUAGESTION S.A.	92
ANEXO B. Tabla N°5 del Decreto Supremo N° 90.....	93
ANEXO C. Análisis químico al lodo tratado con Cal efectuado el 10/07/2013 por AQUAGESTION S.A.....	94
ANEXO D. Análisis químico al lodo filtrado (Tortas Filtradas) efectuado el 10/07/2013 por AQUAGESTION S.A.....	95
ANEXO E. Procedimiento Pruebas de Jarras	96
ANEXO F. Balance de Masa Licor de Prensa.....	97
ANEXO G. Diagramas de Flujo del Sistema Recirculación	100
ANEXO G.1 Diagrama de alimentación a estanque de licor de prensa.	100

ANEXO G.2 Diagrama de alimentación a reactor tubular.	101
ANEXO G.3 Diagrama de dosificación bomba Hidróxido de Sodio.	102
ANEXO H. Diseño Estanque y Dique Licor de Prensa.....	103
ANEXO H.1 Diseño Estanque Cilíndrico	103
ANEXO H.2 Diseño Dique contención.....	104
ANEXO I. Diseño tuberías HDPE.....	105
ANEXO I.1 Selección del diámetro	105
ANEXO I.2 Cálculo Pérdidas de Carga:	107
ANEXO I.3 Golpe de Ariete.....	110
ANEXO J. Diseño Bomba Licor de prensa	111
ANEXO J.1 Determinación Punto Operación:	111
ANEXO J.3 Potencia requerida	115
ANEXO J.4 Determinación tiempo vaciado estanque con flujo de Bomba a 2,5 [m ³ /h]:	116
ANEXO J.5 Recalculo golpe de ariete con caudal bomba	117
ANEXO K. Dimensionamiento de válvulas	118
ANEXO K.1 Válvulas de Control	118
ANEXO K.2 Válvula de Retención.....	123
ANEXO L. Metodología Experimental	126
ANEXO L.1 Creación arreglo ortogonal de Taguchi en Minitab.....	126
ANEXO L.2 Creacion de Metodologia Taguchi en Minitab.....	127
ANEXO L.3 Análisis resultados en Minitab para SST	127
ANEXO L.4 Análisis resultados en Minitab para %Humedad	131
ANEXO L.5 Análisis resultados en Minitab para pH DAF	134
ANEXO M. Estimación de ahorro de hidróxido de sodio.....	137

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de Flujo Planta de RILes	9
Figura 2. Esquema del Sistema de Rejillas.....	10
Figura 3. Reactor Tubular	12
Figura 4. Planta Modelo de Flotación.....	16
Figura 5. Modelo Filtro de Prensa Marco y Platos	20
Figura 6. Diagrama de Flujo para balance de masa.	31
Figura 7. Resultados Test de Jarra con NaOH (izquierda) y Licor de Prensa (derecha).	41
Figura 8. Línea descarga de licor desde el filtro de prensa a intervenir	43
Figura 9. P&ID de Recirculación Licor de Prensa	45
Figura 10. Dimensiones medidor de nivel	56
Figura 11. Electrodo ElectroJelly TM	56
Figura 12. Ejemplo de Controlador con Electrodo sumergido	59
Figura 13. Layout de Planta de RILes	60
Figura 14. Análisis de capacidad para SST obtenido en Minitab.	68
Figura 15. Análisis de capacidad para % Humedad Lodos obtenido en Minitab.	69
Figura 16. Análisis de capacidad para pH DAF obtenido en Minitab.	70
Figura 17. Valor de VAN en función del ahorro de FeCl ₃	80
Figura 18. Valor de VAN en función del ahorro de NaOH.....	81
Figura 19. Valor de VAN en función del costo de FeCl ₃	82
Figura 20. Valor de VAN en función del costo de NaOH.....	83
Figura 21. Esquema de acumulación del Licor de Prensa	97
Figura 22. Diagrama de Flujo Alimentación a estanque licor de prensa.	100
Figura 23. Diagrama de Flujo de alimentación reactor tubular.	101
Figura 24. Diagrama de Flujo dosificación licor de prensa.	102
Figura 25. Diagrama bomba licor de prensa.....	111
Figura 26. Curva característica bomba licor de prensa.....	113
Figura 27. Diagrama de descarga licor de prensa	118

Figura 28. Extracto de tabla de Cv para válvulas controladoras CH2500	121
Figura 29. Válvula de control	122
Figura 30. Diagrama de pérdidas de presión en función del caudal	124
Figura 31. Grafica de efectos principales para relaciones SN de SST obtenido en Minitab. .	129
Figura 32. Grafica de efectos principales para medias de SST obtenido en Minitab.	130
Figura 33. Grafica de efectos principales para relaciones SN de % Humedad Lodos obtenido en Minitab.	133
Figura 34. Grafica de efectos principales para medias de % Humedad Lodos obtenido en Minitab.	133
Figura 35. Grafica de efectos principales para relaciones SN de pH DAF obtenido en Minitab.	136
Figura 36. Grafica de efectos principales para medias de % pH DAF obtenido en Minitab..	136
Figura 37. Curva operación bomba NaOH suministrado por proveedor.	137

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Caudal alimentado a la Planta de Tratamiento de RILes.....	11
Tabla 2. Velocidades en el Reactor Tubular.....	14
Tabla 3. Resumen pH promedio en Reactor Tubular	14
Tabla 4. Consumo diario de FeCl ₃ , NaOH y Polímero en la etapa del Reactor Tubular.....	15
Tabla 5. Cantidad promedio al mes de sólidos suspendidos totales del clarificado y de agua en lodo líquido.....	18
Tabla 6. Promedio diario de Cal hidratada suministrada al proceso de tratamiento de lodos. .	19
Tabla 7. Licor de Prensa producido por mes.	21
Tabla 8. Cantidad de Filtrado por Mes	22
Tabla 9. Humedad del Lodo Filtrado.....	23
Tabla 10. Consumo Mensual de Cloruro Férrico para Neutralizar Licor de Prensa	24
Tabla 11. Descarga mensual Emisario Submarino	25
Tabla 12. Resultado de muestreo de RILes descargado por el Emisario Submarino. Febrero 2015.	26
Tabla 13. Parámetros del RIL crudo con el límite máximo permitido descarga.	28
Tabla 14. Parámetros del RIL a medir al menos una vez al año.....	28
Tabla 15. Consideraciones para Calculo Balance de Masa	32
Tabla 16. Resumen de datos para balance de masa	34
Tabla 17. Resultado Balance de Masa planta tratamiento de RILes.	36
Tabla 18. Resumen Test de Jarra – Prueba 1	39
Tabla 19. Resumen Test de Jarra – Prueba 2	39
Tabla 20. Resumen Test de Jarra – Prueba 3	40
Tabla 21. Adición promedio de reactivos por 500 ml de RIL.	40
Tabla 22. Adición promedio de reactivos por 500 ml de RIL.	40
Tabla 23. Resultados estadísticos de los test de jara.....	41
Tabla 24. Características cañerías instaladas.....	51
Tabla 25. Perdidas de cargas en secciones del sistema.....	51
Tabla 26. Golpe de ariete para secciones del sistema.....	52

Tabla 27. Dimensión Válvulas Controladoras.....	53
Tabla 28. Factores que influyen en el proceso.....	65
Tabla 29. Resultados pruebas en planta del Sistema de Recirculación de licor de prensa.....	67
Tabla 30. Flujo de Caja para 10 años en la situación actual de la planta ⁹	75
Tabla 31. Valor de la tasa de descuento del inversionista.....	76
Tabla 32. Detalle de la inversión realizada en el proyecto.....	77
Tabla 33. Flujo de caja Proyectado con Sistema Implementado.....	78
Tabla 34. Comparación del VAN en base a los valores de disminución de Soda Caustica.	84
Tabla 35. Ahorro anual proyectado según Flujos de Caja.....	85
Tabla 36. Características químicas del RIL.....	92
Tabla 37. Tabla N°5 DS90 “Límites Máximos De Concentración Para Descarga De Residuos Líquidos A Cuerpos De Agua Marinos Fuera De La Zona De Protección Litoral”.....	93
Tabla 38. Análisis lodo tratado con Cal.....	94
Tabla 39. Análisis a tortas filtradas.....	95
Tabla 40. Arreglo Ortonal Taguchi L27.....	126

CAPÍTULO 1:

INTRODUCCIÓN

1.1 CONTEXTO

La planta de tratamiento de residuos líquidos de Danisco Chile S.A. ubicada en la localidad de Pargua a 50 km al sur de Puerto Montt, tiene como objetivo el tratamiento de los residuos producidos en el procesamiento de las algas marinas, para así obtener la separación de los sólidos disueltos y la estabilización de las aguas para poder ser desechados acorde con la normativa ambiental.

Cuenta con un proceso de pretratamiento de retención de sólidos gruesos, un tratamiento químico para aumentar los sólidos en suspensión y una filtración de alta presión en donde se obtienen como producto sólidos denominados lodos y un líquido clarificado. Los lodos son extraídos por una empresa externa para su deposición final en un lugar autorizado y el líquido tratado descargado al mar. Este efluente líquido debe cumplir con los parámetros establecidos en la normativa ambiental DS90¹, como el pH, temperatura, sólidos suspendidos, entre otros; por lo que está en constante monitoreo por la entidad fiscalizadora.

A partir de este constante monitoreo, la planta de tratamiento consta de un proceso automatizado que garantiza un efluente dentro de los límites en los parámetros analizados. Sin embargo, en el proceso se produce un producto intermedio, denominado licor de prensa, con un pH muy superior al límite máximo de 9,0 establecido en el DS90¹; y que necesita una neutralización manual para su posterior deposición con el efluente.

Este licor con pH 13, tiene una línea de descarga independiente hacia estanques en donde se le realiza un tratamiento de neutralización con adición de cloruro férrico. Esta operación es manual, por lo que genera un punto crítico de la planta de tratamientos, ya que depende del operador de turno lograr un líquido con un pH dentro de los valores establecidos, pudiendo provocar una incertidumbre en el cumplimiento de la normativa.

1: Decreto Supremo 9030.05.200 - ESTABLECE NORMA DE EMISION PARA LA REGULACION DE CONTAMINANTES ASOCIADOS A LAS DESCARGAS DE RESIDUOS LIQUIDOS A AGUAS MARINAS Y CONTINENTALES SUPERFICIALES. 1

(Fuente: Biblioteca del Congreso Nacional).

Desde el punto de vista económico, esta etapa de neutralización significa un consumo adicional de cloruro férrico, aumentando el costo operacional de la planta.

Por lo tanto, si se evita la neutralización del licor de prensa, no se tendría que estabilizar el pH para su deposición, por lo que se reflejaría directamente un ahorro en el consumo de cloruro férrico, y también indirectamente se reduciría el trabajo manual del operador y la variabilidad del pH final del efluente.

Para lograr estos beneficios, se propone implementar un sistema de recirculación automático de licor de prensa a la etapa de reactor de tubos, ya que es en esta etapa donde el licor puede ser utilizado sin neutralizarlo previamente, cumpliendo la función de disminuir el pH del RIL a tratar y donde se utiliza actualmente el hidróxido de sodio (pH 14) para lograr dicho objetivo.

1.2 OBJETIVO GENERAL

Implementar un sistema de recirculación de licor de prensa mediante un proceso de dosificación al reactor de tubos para disminuir el consumo de cloruro férrico.

1.2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Determinar la utilizar licor de prensa en la etapa de coagulación y floculación del tratamiento de RILes.
- Diseñar un sistema de recirculación del licor proveniente del filtro de prensa al reactor de tubos.
- Determinar los valores operacionales óptimos de la planta de tratamiento de riles con el sistema de recirculación implementado.
- Determinar la rentabilidad económica del sistema de recirculación implementado.

1.3 PLAN DE TRABAJO

Las actividades que se desarrollarán en este proyecto se basan en el procedimiento de proyectos de inversión del departamento de *Tecnología de Procesos* de Dupont, entre las cuales destacan:

- Estudiar el proceso de la planta de tratamiento de RILes:

Se estudia el proceso para se identifican las principales operaciones unitarias y variables que corresponden al sistema y que pueden ser registradas.

- Recopilar los datos de la planta de tratamiento de riles

Desde la planilla del operador se obtienen los registros de las cantidades recibidas, descargadas y de la etapa filtración.

También se solicita información a la empresa encargada de extraer y depositar finalmente los sólidos, toda la información referente a estos.

Se extraen los datos de los sensores de pH durante la adición de reactivos en el proceso de neutralización y coagulación.

- Determinar los parámetros de operación del sistema que falten

En base a los datos obtenidos, determinar qué parámetros faltan para caracterizar el sistema y obtenerlos mediante mediciones con instrumentos específicos o con datos inferidos que maneje el *Departamento de Producción*.

- Realizar un balance de masa

De los datos obtenidos anteriormente y en base a algunas suposiciones aptas para el sistema, se realiza un balance de masa de la planta y en particular al licor de prensa, para tenerlo como base para el diseño del sistema de recirculación.

- Realizar pruebas de laboratorio:

Realizar las pruebas de laboratorio para analizar la viabilidad de utilizar el licor de prensa en la coagulación y floculación, siguiendo el protocolo establecido por DuPont, y obtener resultados.

➤ Diseño Base del Proceso de Recirculación de Licor de Prensa

Definir el sistema de recirculación y confeccionar el diagrama de flujo. Seleccionar, especificar y diseñar los equipos necesarios.

➤ Diseñar pruebas en planta y coordinar su ejecución según la necesidad de equipos y/o materiales:

Diseñar las pruebas a realizar en la planta de acuerdo a una metodología experimental, considerando toda la normativa que se debe seguir según los procedimientos internos, coordinando con el departamento de Producción.

➤ Realizar las pruebas en planta:

Una vez teniendo instalado el sistema de recirculación por personal contratista, realizar las pruebas en planta, siguiendo el protocolo establecido por DuPont, y obtener resultados de sólidos en clarificado, humedad de lodos y pH del DAF.

➤ Analizar los resultados obtenidos de las pruebas y evaluar la factibilidad técnica del sistema implementado.

Analizar los registros llevados a cabo durante las pruebas y determinar los valores de las variables del proceso con el sistema de recirculación.

➤ Realizar el estudio de factibilidad económica de recircular el licor de prensa al reactor de tubos.

Determinar el costo del proceso de neutralización de licor de prensa con Cloruro Férrico y analizar si existe un retorno de capital al operar con el sistema implementado mediante un indicador de rentabilidad.

CAPÍTULO 2:

ANTECEDENTES DE LA EMPRESA

Danisco Chile S.A. ubicada en Parga Puerto Montt, es una empresa adquirida por el área de negocios de salud y nutrición de la empresa multinacional DuPont y que está dedicada a la explotación de los recursos hidrobiológicos como las algas rojas para producir carragenina refinada.

La producción de carragenina implica una transformación de las algas marinas como materia prima, para ser utilizado como suplemento estabilizante, gelificante o espesante en la industria alimenticia.

La producción mundial de carragenina refinada llega a 45 mil toneladas anuales aproximadamente de las cuales Dupont produce 2 mil toneladas al año².

La planta opera con un sistema de 3 turnos (340 días/ año) y requiere de 4.800 toneladas anuales de alga, el sistema es un régimen semi-continuo, procesando 1667 [kg] (por batch) de alga enfardada con una humedad de entrada de 18% - 20 % y un nivel de impurezas de aproximadamente un 7%, obteniendo un rendimiento global de extracción de Carragenina del 46,1%, respecto al alga húmeda inicial.

La producción de carragenina refinada implica una serie de etapas principales como de limpieza de algas, modificación del alga a carragenina y molienda. Ya que la carragenina es un producto natural, las propiedades físicas del producto final pueden variar de acuerdo al tiempo del año, al origen y tipo de la materia prima; por lo cual el proceso de producción implementado es estandarizado y patentado por Danisco Chile. El proceso de refinación de carragenina se divide en cinco etapas: Picado y lavado, Modificación de alga a carragenina, Secado, Molienda y Tamizado y Envasado.

2: El estado mundial de la pesca y acuicultura - 2004. Departamento de Pesca de la FAO.

(Fuente:FAO. Food and Agriculture Organization of the United Nations).

a) PICADO Y LAVADO:

Consiste en el desgranado de los fardos y picado de alga por medio de un molino martillo.

Posteriormente el alga es lavada e hidratada con una solución de cloruro de potasio (KCl) para mantener insoluble el alga sin que esta se pierda en este proceso.

En esta etapa se realiza la primera retención de partículas metálicas y separación de impurezas en seco y en estado húmedo. Además, en esta etapa se producen las primeras generaciones de residuos líquidos a tratar, los que consisten en soluciones de lavado, impurezas y compuestos orgánicos provenientes de las algas.

b) MODIFICACIÓN DE ALGA A CARRAGENINA

La transformación de alga a carragenina es llevada en reactores con agitación continua, en donde se produce una modificación en la molécula del alga.

En este proceso se genera la segunda generación de residuos líquidos, los cuales consisten en soluciones químicas, orgánicas e impurezas.

c) SECADO

En el proceso de secado se obtiene carragenina de forma de hojuelas, esta etapa se lleva a cabo en secadores que recuperan gran parte del alcohol isopropílico alimentado en la etapa anterior y se baja la humedad del producto hasta un máximo de 37 %.

d) MOLIENDA Y TAMIZADO

La molienda se lleva a cabo en un molino del tipo Long Grap, teniendo un pretratamiento en un molino de martillos para facilitar el proceso. Una vez que el producto ha sido molido, pasa por un clarificador que solo deja pasar las partículas cuyo tamaño está dentro de especificaciones y las que no son recirculadas.

e) ENVASADO

El producto que está dentro de especificaciones se almacena en un silo pulmón. El envasado se realiza de forma neumática en bolsas de papel de 25 [kg] o en maxi-bolsas de 500 [kg]. Las bolsas de 25 [kg] son agrupadas en pallet de 1000 [kg] y etiquetadas según tipo de carragenina listas para ser entregada.

CAPÍTULO 3:

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE RILES

3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Los residuos líquidos industriales de la planta son tratadas por separado de las aguas servidas sanitarias de las instalaciones y oficinas, mediante un sistema de alcantarillado exclusivo para residuos industriales líquidos. Las aguas lluvias tampoco se incorporan al sistema de alcantarillado de RILES. En la Figura 1 se describe el diagrama de flujo las principales etapas de la planta de tratamiento de RILES.

Previo al sistema de tratamiento, los RILES son procesados por un sistema de pretratamiento, consistente en una malla fina donde se separan los sólidos con tamaño de partículas superior a 0,25 [mm] y en suspensión. Luego, los líquidos resultantes son bombeados al estanque de homogenización de la planta de tratamiento. El estanque de homogenización está equipado con un sistema de recirculación de funcionamiento continuo que asegura una buena homogenización de las aguas contenidas en el estanque y evita la sedimentación de material particulado en el fondo del estanque.

Un sistema de bombeo envía las aguas desde el estanque de homogenización al sistema de tratamiento químico. Donde comienza el ciclo preparativo para la flotación con aire disuelto llamado reactor tubular y donde se dosifican cloruro férrico, soda caustica y polímero. El afluente así acondicionado ingresa al estanque de flotación por aire disuelto (DAF). Allí se genera un líquido clarificado y lodo líquido. Este líquido clarificado si cumple con la normativa del DS90 de pH entre 5,5 a 9,0 y si contiene menos de 300 partículas por millón de solidos suspendidos, es enviado al emisario submarino; en cambio, si ocurre lo contrario son nuevamente alimentados al estanque de homogenización.

El lodo líquido producido es enviado a tanques de almacenamientos para luego ser impulsado a estanques con agitadores, donde se adiciona hidróxido de calcio para que precipiten sulfatos

en forma de yeso e hidróxidos metálicos, produciendo un lodo con mejor filtrabilidad y menos cantidad de agua. Finalmente este lodo se envía a un filtro con placas de alta presión. Lodos sólidos se acumulan gradualmente en la cámara de filtración hasta que se genera una pasta compacta final, la cual es depositada en un contenedor para su posterior desecho de acuerdo al Decreto MINSEGPRES N°4³. El líquido filtrado, denominado licor de prensase envía a estanques de almacenamiento para adicionarle cloruro férrico para acondicionarlos con un valor de pH entre 5,5 a 9,0.

El flujo alimentado a la planta de riles es en promedio 123,9[m³/día] y puede variar según la capacidad del proceso aguas arribas (etapas de producción de carragenina) y del proceso de recuperación de alcohol. Este caudal es una mezcla de restos sólidos de carragenina, solución de lavado, agua y la solución agotada de la columna de destilación de alcohol.

El control de la planta de riles en general se lleva a cabo en forma manual o automática a través de una pantalla en el tablero de control del PLC del área. Las únicas excepciones son el ajuste de caudal de dosificación de cloruro férrico que es manual y el control de la bomba de neutralización que es a través del pH ubicado en la salida del líquido clarificado del DAF.

3: MINSEGPRES N°4 del 28.10.09 - Reglamento para el Manejo de Lodos Generados en Plantas de Tratamiento de Aguas Servidas. Decreto Establece reglamento para el manejo de lodos generados en las plantas de tratamiento de aguas servidas (Fuente: Biblioteca del Congreso Nacional).

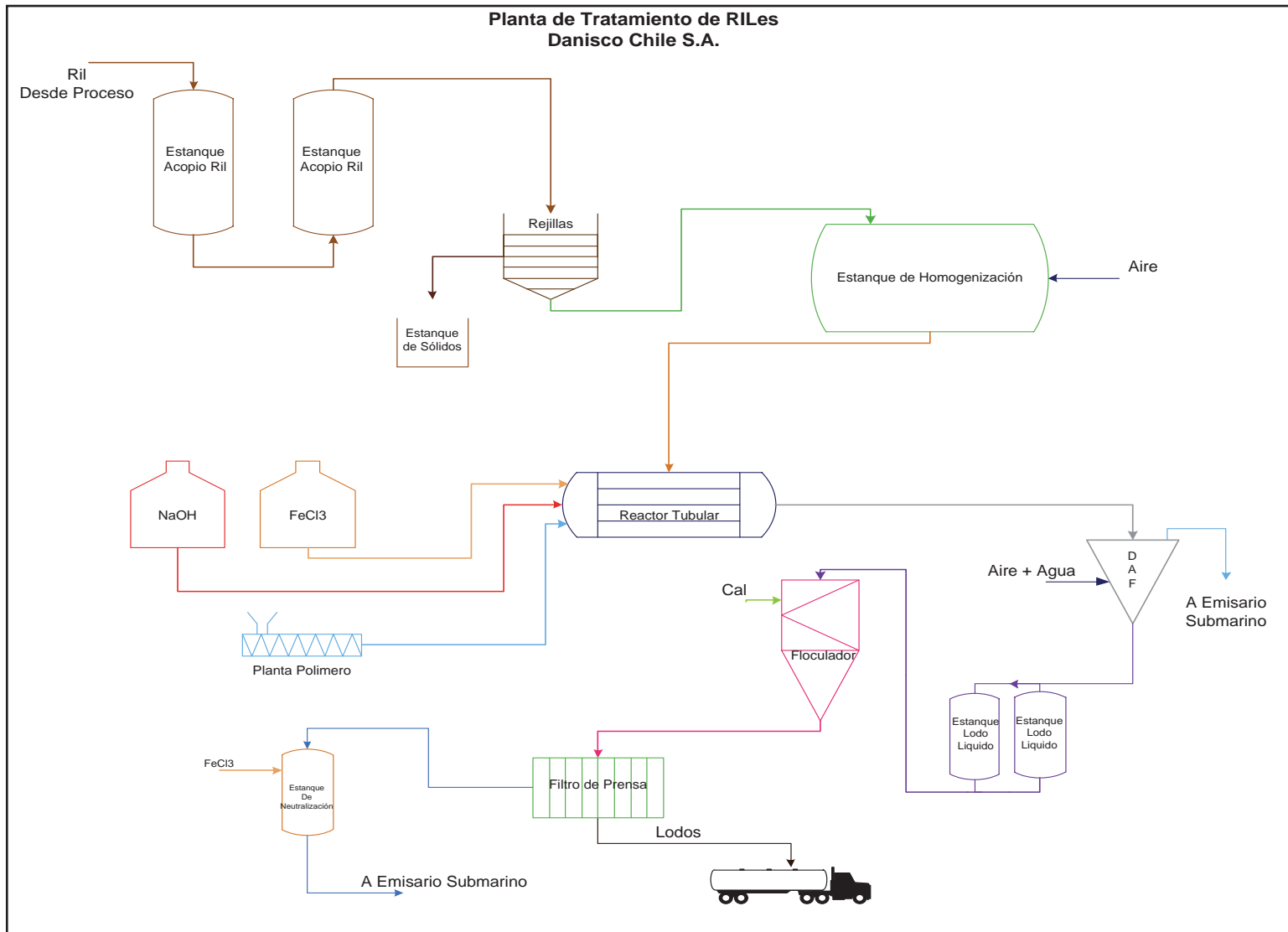


Figura 1. Diagrama de Flujo Planta de RILes

3.1.1 PRETRATAMIENTO

Como primer proceso del tratamiento de RILes nos encontramos con el desbaste donde se incluyen las operaciones que tienen como principal objetivo la separación de los residuos sólidos de gran tamaño y los que se encuentran en suspensión, y la homogenización del RIL. Los equipos que realizan estas operaciones son los siguientes:

3.1.1.1 Separador Estático

La Figura 2 muestra la estructura y disposición del separador que consta de un conjunto de perfiles cuidadosamente laminados y puestos en forma transversal al flujo de agua. Entre cada perfil se tiene una ranura de 0,25 [mm] de ancho. La inclinación de la reja es de 45°. El agua se vierte sobre la reja a través de una placa de aceleración. El agua es literalmente succionada por la reja y las partículas sólidas se deslizan por encima de ella y depositadas en un contenedor para su posterior eliminación.

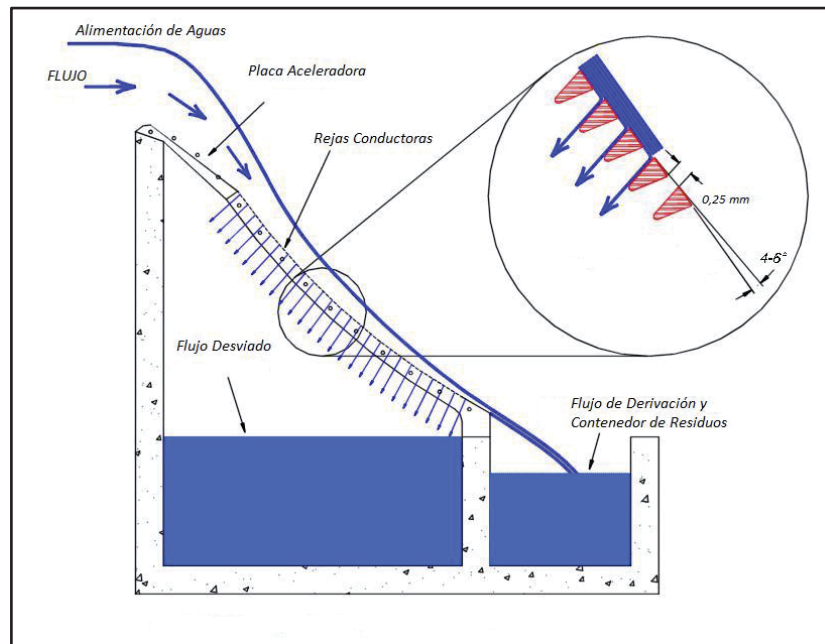


Figura 2. Esquema del Sistema de Rejillas

3.1.1.2 Estanque de Homogenización

Esta etapa también se puede calificar como un pretratamiento, ya que el objetivo es asegurar una buena homogenización de las aguas antes de ingresar al sistema de tratamiento químico.

Consiste en un estanque instalado bajo la superficie y de una capacidad de 260 m³ que está equipado con un sistema de recirculación de funcionamiento continuo y adición de aire comprimido que homogeniza el caudal alimentado a la planta y evita la sedimentación de material suspendido en el fondo del estanque y que no ha podido decantar en el pretratamiento.

Esta etapa también funciona como disminución de la carga orgánica del RIL (DBO), ya que por la acción de aire y recirculación, aumenta la capacidad de los microorganismos para degradar parte de la materia orgánica biodegradable.

En la Tabla 1 se resume la cantidad de flujo alimentado a la planta de RILes.

Tabla 1. Caudal alimentado a la Planta de Tratamiento de RILes.

Fecha	Flujo diario Tratado [m³/día]
ene-14	111,7
feb-14	107,4
mar-14	111,1
abr-14	136,0
may-14	111,3
jun-14	142,3
jul-14	115,8
ago-14	129,0
sep-14	149,8
oct-14	125,0
Promedio	123,9

3.1.2 COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN

La coagulación-floculación es un proceso físico-químico que tiene como objetivo la desestabilización química de las partículas coloidales y orgánicas que se encuentran en suspensión, para favorecer su aglomeración y floculación, y en consecuencia eliminar la turbiedad originadas en la producción de Carragenina.

Esta etapa se lleva a cabo a través de un reactor tubular (Figura 3), en este se realiza la conversión de la materia orgánica disuelta y coloidal a sólidos suspendidos fáciles de extraer por medio de adición de reactivos químicos. Por su diseño en forma de tubos, se utiliza la turbulencia como un mecanismo de mezclado y el tiempo de retención requerido sin partes móviles.

Cuenta con disminuciones de diámetros para aumentar la turbulencia en el flujo y con codos de 90° para también mejorar el mezclado dentro del equipo.



Figura 3. Reactor Tubular

Los componentes principales de este reactor incluyen una estructura metálica, válvulas de muestreo, válvulas de inyección, tuberías y disminuciones de diámetro. Las tuberías están configuradas de manera ascendente y serpenteante para reducir la cantidad de espacio necesario para brindar un tiempo de reacción química suficiente y aumentar la turbulencia en el flujo.

El proceso comienza con la alimentación al reactor tubular con un caudal constante y previamente homogenizado en la etapa anterior.

Al ingresar al reactor y después de una vuelta por los tubos, se adiciona el coagulante, cloruro férrico al 42%, el que se dosifica mediante una bomba dosificadora de membrana. La dosificación es proporcional al caudal, ya que la bomba se acciona mediante impulsos que recibe el flujometro y ajusta la cantidad de pulsos por minuto automáticamente en base a esta señal. El volumen de dosificación se ajusta manualmente.

El cloruro férrico forma especies hidratadas complejas cargadas positivamente⁴ ($\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$) con las partículas y materia orgánica contenidas en suspensión en el efluente. Por ello, resulta conveniente y económico tener etapas previas de tratamiento que eliminen estas otras impurezas, para que el uso y consumo del cloruro férrico sea óptimo.

A una vuelta por el reactor se añade hidróxido de sodio líquido al 50%, con el fin de neutralizar el efecto ácido del coagulante y crear las condiciones necesarias de pH para las reacciones posteriores. La dosificación de hidróxido de sodio (NaOH) se lleva a cabo en forma controlada, usando para ello la sonda de medición de pH que se encuentra en la salida de clarificado del equipo de flotación con aire disuelto y el controlador de pH, el cual acciona y regula la frecuencia de pulsaciones de la bomba de dosificación de soda caustica. También se puede regular manualmente la dosificación de la bomba de soda.

Durante la neutralización los restos de coagulante son precipitados y forman pequeñas partículas de color naranja. Cabe señalar que una neutralización descontrolada, es decir pH no óptimo u oscilante, producen un menor rendimiento de la coagulación y del efecto del floculante, e incluso una floculación inviable.

Al final del reactor, se dosifica un floculante, polielectrolito aniónico al 0,3%, para producir la aglomeración y floculación de las microparticulas generadas en la coagulación. Para ello se utiliza una bomba de dosificación de tornillo helicoidal, para proteger el floculante.

Por último, el RIL sale del reactor y fluye dentro de la unidad de flotación.

4: Richard L. Jeffrey P. 2008 Hydrolysis of Ferric Ion in Water and Conformational Equilibrium. Nuevo Mexico. USA.

La eficacia de esta etapa depende del pH y de una adecuada energía de agitación, para conseguir una apropiada dispersión del coagulante y generar el floculo.

En esta etapa se logra separar la materia orgánica del RIL para poder separarla en una etapa posterior, obteniendo un así una disminución de la demanda bioquímica y química (DQO) en el efluente.

En la Tabla 2 se expresa el número de Reynolds y la velocidad del flujo principal que circula por el reactor tubular, junto con la velocidad de adición de los reactivos.

Tabla 2. Velocidades en el Reactor Tubular

Flujos	Diámetro Cañería [m]	Flujo Másico [kg/hr]	Densidad [kg/m ³]	Viscosidad [cP]	Flujo Volumétrico [m ³ /s]	Velocidad [m/s]	N° Re
Flujo Principal	0,09	5.410	1.001	1	$1,66 \times 10^{-3}$	0,261	23.537
FeCl ₃	0,09	19,17	1.445	10	$3,69 \times 10^{-6}$	0,001	13.005
NaOH	0,01	8,33	1.534	120	$1,51 \times 10^{-6}$	0,015	1.918
Polímero	0,02	1,04	1.000	111	$2,89 \times 10^{-6}$	0,001	180

En la Tabla 3 se resumen los datos correspondientes a los valores del pH en las etapas del reactor tubular.

Tabla 3. Resumen pH promedio en Reactor Tubular

RIL Crudo	RIL+ FeCl ₃	RIL+ FeCl ₃ + NaOH	RIL+ FeCl ₃ + NaOH +Polímero
5,6	3,6	6,5	6,5

En la Tabla 4, se resume el consumo diario promedio de los reactivos utilizados en esta etapa y que servirán como referencia para generar el balance de masa, dimensionamiento y evaluación del proyecto

Tabla 4. Consumo diario de FeCl₃, NaOH y Polímero en la etapa del Reactor Tubular.

Fecha	Consumo FeCl ₃ [kg/día]	Consumo NaOH [kg/día]	Consumo Polímero [m ³ /día]
ene-14	473,5	227,2	4,90
feb-14	393,2	184,4	5,16
mar-14	401,0	249,9	5,54
abr-14	510,6	327,2	5,90
may-14	448,1	321,3	5,63
jun-14	561,1	206,7	5,37
jul-14	720,2	451,1	5,54
ago-14	494,6	322,5	5,14
sep-14	442,3	189,8	5,28
Oct-14	579,7	291,8	4,87
Promedio	502,4	277,2	5,33

3.1.3 FLOTACIÓN

Consiste en la agitación hidráulica con aire comprimido de la masa coagulada que tiene por objetivo permitir el crecimiento y aglomeración de los flóculos recién formados en la etapa anterior, para poder sedimentarlos con facilidad.

La planta de flotación se denomina DAF (Flotación con Aire Disuelto) y consiste en un estanque tal como se muestra en la Figura 4 que contiene un paquete de lamelas en la parte superior e inyecciones de agua saturada con aire en la parte inferior, tiene un caudal nominal de hasta 10 [m³/h] y consta de unidades auxiliares de bomba de saturación, compresor, estación de control de aire comprimido y bomba de lodos y sedimentos.

El diseño del paquete de placas incrementa el área efectiva de separación, lo que permite una mayor carga hidráulica sin aumentar las dimensiones de la planta.

El mecanismo del proceso del DAF genera burbujas muy pequeñas, las cuales se adhieren tanto a sólidos finos suspendidos levantándolas y haciéndolas flotar en la superficie, permitiendo la clarificación en el fondo del tanque.

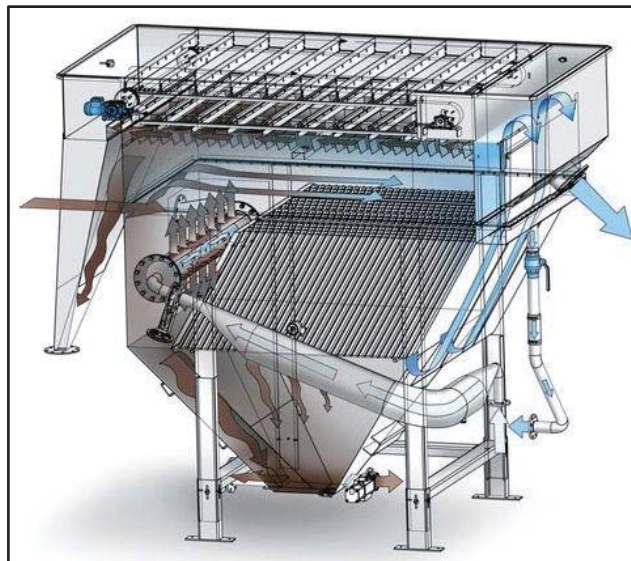


Figura 4. Planta Modelo de Flotación

El proceso de la planta de flotación comienza una vez que el RIL acondicionado en el reactor de tubos ingresa por el fondo del DAF donde es succionada y mezclada con aire comprimido al ingreso de la bomba de saturación. En esta bomba la mezcla de agua y aire es comprimida hasta una presión de entre 2 y 3 [bar], con el fin de que el aire se disuelva en el agua. El agua saturada con aire es conducida a una batería de boquillas de descompresión, donde la mezcla sufre una rápida descompresión a presión atmosférica. Dicha descompresión produce que el aire disuelto en el agua forme diminutas burbujas, las que se adhieren a la superficie de los flóculos, causando una flotación de los mismos.

Los flóculos que flotan forman una capa de lodo en la superficie del estanque. Estos lodos son retirados mediante un sistema de paletas, las que conducen y descargan los lodos a una tolva ubicada en la cabecera del estanque. Desde allí los lodos son bombeados periódicamente, en forma automática mediante sensores de nivel ubicados en la tolva de descarga, al estanque de acumulación de lodos.

El líquido clarificado obtenido sin sólidos tiene un pH promedio de 7,5; este es enviado por gravedad a un estanque de almacenamiento para su posterior deposición a través del emisario submarino.

Una parte de los flóculos, que por varias razones tienen un peso específico entre 1,5 – 2,0 [mg/L], caen al fondo del estanque. Para ello el estanque de flotación está equipado con un separador de paletas, el cual tiene como función aumentar la sedimentación de estos flóculos. Estos son acumulados en las tolvas al fondo del estanque, desde donde son descargados periódicamente mediante dos válvulas neumáticas y bomba de sedimentos al estanque de almacenamiento de lodos.

En la Tabla 5 se resumen los resultados obtenidos del líquido clarificado y el lodo líquido producido en la etapa de flotación. En el caso del clarificado, como es directamente enviado al emisario submarino, los sólidos suspendidos totales (SST) deben cumplir con la Tabla N°5 del artículo 4.4.3 del DS90 representada en el Anexo B, que tiene como límite de descarga 300 [mg/L].

En este caso, si se registra una variación en el valor medido de sólidos suspendidos totales, el clarificado se recircula al proceso, homogeneizándose con el RIL crudo alimentado a la planta.

Pero de acuerdo a la Tabla 5, los sólidos suspendidos totales registran un promedio de 98 [mg/L](de las fechas indicadas), el cual no representa variación e incumplimiento con la normativa antes mencionada.

Tabla 5. Cantidad promedio al mes de sólidos suspendidos totales del clarificado y de agua en lodo líquido.

Fecha	Sólidos Suspendidos Totales Clarificado[mg/L]	% Humedad Lodo Liquido
ene-14	64	93,6
feb-14	145	89,9
mar-14	87	87,5
abr-14	68	91,2
may-14	110	90,3
jun-14	75	88,7
jul-14	62	92,3
ago-14	102	86,4
sep-14	210	92,4
oct-14	59	90,7
Promedio	98,2	90,3

La humedad del lodo líquido no está reglamentada, ya que este producto sigue en el proceso. Sin embargo, este valor de 90,3% de agua promedio de la Tabla 5, servirá para que cuando se implemente el sistema de recirculación, se tenga un punto de referencia a la calidad de lodo que se desea obtener y no generar variaciones considerables al proceso de la planta de tratamiento de RILes.

3.1.4 TANQUES FLOCULADORES

Son estanques auxiliares en los cuales se puede almacenar lodo líquido proveniente del DAF, lo que permite continuidad al proceso de flotación, ya que se obtiene mayor capacidad que la que se puede procesar en la etapa de filtración. Desde estos estanques auxiliares se procede a bombear el lodo líquido hacia los estanques con agitador mecánico conocidos como tanques floculadores.

En los tanques floculadores se adiciona la cal hidratada, Ca(OH)_2 , en forma de sacos de 20 [kg] a los lodos producidos en la etapa de flotación; el objetivo de esta etapa es acondicionar el lodo para ayudar el proceso de filtración que sigue a continuación.

En la Tabla 6 se resume el promedio diario adicionado en el tratamiento de lodos y que servirá de referencia para realizar el balance de masa del proceso.

Tabla 6. Promedio diario de Cal hidratada suministrada al proceso de tratamiento de lodos.

Fecha	Consumo Cal [kg/día]
ene-14	1000
feb-14	770
mar-14	820
abr-14	740
may-14	760
jun-14	530
jul-14	960
ago-14	670
sep-14	520
Oct-14	830
Promedio	760

En el Anexo C se especifica las características químicas del lodo después del tratamiento con cal hidratada.

Esta etapa es de gran importancia como causa raíz al problema a desarrollar en este proyecto, ya que si bien por medio de la adición de cal se mejora la etapa de filtración; también causa que el pH del líquido filtrado se eleve a 13, teniendo que acondicionarlo con un agente neutralizante como es el cloruro férrico para su disposición con el resto del efluente.

Por lo tanto, al sumar esta etapa de neutralización del licor de prensa al proceso, se produce un aumento en el consumo de cloruro férrico.

3.1.5 FILTRACIÓN A PRESIÓN

El objetivo de la filtración a presión es deshidratar o reducir el contenido de humedad del lodo, de forma que pueda manipularse y procesarse como un semisólido en vez de líquido.

Esta filtración a presión se lleva a cabo en un filtro de marco y platos de operación manual como el de la Figura 5, el cual consiste en una serie 50 placas rectangulares, ranuradas a ambos lados, que están colocadas enfrentadas entre sí en posición vertical, sobre un bastidor de altura fija. Una tela filtrante de polipropileno se ajusta sobre cada placa. Las placas se mantienen juntas con fuerza suficiente para que se adhieran herméticamente y puedan así resistir la presión aplicada durante el proceso de filtración. Para que las placas se mantengan unidas se utilizan prensas hidráulicas.



Figura 5. Modelo Filtro de Prensa Marco y Platos

Desde el tanque de acumulación de lodos, se bombea lodo pretratado con cal al espacio existente entre las placas y se aplica una presión que va aumentando desde 6 hasta 11 [bar], forzando el líquido a pasar a través de la tela filtrante y de los orificios de salida de las placas. Estas seguidamente se separan y se quita el lodo para almacenarlo en un contenedor.

El filtrado o licor de prensa con un pH promedio de 13 es neutralizado con cloruro férrico para ser enviado al estanque donde se acopia el efluente que posteriormente se descarga al emisario submarino.

Para el levantamiento de información correspondiente al proyecto, es de suma importancia conocer cuánto es la cantidad del caudal de líquido producido en el filtro de prensa. Este se resume en la siguiente Tabla 7.

Tabla 7. Licor de Prensa producido por mes.

Fecha	Licor de Prensa Generado[L/h]
ene-14	600,32
feb-14	444,21
mar-14	459,45
abr-14	616,97
may-14	681,20
jun-14	673,95
jul-14	723,87
ago-14	706,82
sep-14	526,60
Promedio	603,71

El contenido de humedad del lodo prensado o tortas filtradas es de 58,85% de peso en promedio según la Tabla 9. El tiempo del ciclo de filtración varia de 240 minutos por ciclo y comprende el tiempo requerido para llenar la prensa, el tiempo que esta la prensa a presión, el tiempo necesario para abrir la prensa, el tiempo requerido para lavar y descargar la torta y el tiempo mínimo requerido para cerrar la prensa. Actualmente estas operaciones se deben realizar manualmente, siendo el operador del área el responsable de éstas.

En la Tabla 8 se resume la cantidad de solido filtrado obtenido en la etapa de filtrado.

Tabla 8. Cantidad de Filtrado por Mes

Fecha	Tortas filtradas [kg/mes]
ene-14	125.430
feb-14	115.214
mar-14	145.824
abr-14	143.680
may-14	153.130
jun-14	144.830
jul-14	149.110
ago-14	146.510
sep-14	141.530
Promedio	140.584

Para el transporte y la disposición final los lodos sólidos la cantidad de agua presente en éstos toman una gran importancia, ya que éstos deben cumplir con la normativa vigente para su disposición final para reducir el potencial de atracción de vectores sanitarios. En la Tabla 9 se resume la humedad de los lodos obtenidos por mes.

Tabla 9. Humedad del Lodo Filtrado

Fecha	Humedad Lodos (%H₂O)
ene-14	60,56
feb-14	60,30
mar-14	60,28
abr-14	59,47
may-14	59,44
jun-14	58,03
jul-14	56,65
ago-14	56,86
sep-14	58,03
Promedio	58,85

Estos lodos son retirados de la planta y dispuestos en un lugar autorizado por el Servicio de Salud. La caracterización química del lodo filtrado se detalla en el Anexo D.

3.1.6 NEUTRALIZACIÓN DE LICOR DE PRENSA

La neutralización del licor de prensa se realiza a partir de la necesidad de disponer este líquido con el resto del efluente y que no se produzca una variación del valor de pH en la descarga del emisario submarino, por lo que su objetivo es disminuir el pH del licor de prensa desde un valor de 13 hasta 5,5 o 9,0.

Consiste en un estanque en donde llega el licor de prensa después de la etapa de filtración, con ayuda de un pH metro manual se toma una muestra de licor, luego con ayuda de una tabla

comparativa, el operador añade la cantidad necesaria de cloruro férrico necesario para llegar a un pH 7,0.

Es precisamente esta etapa la que se pretende eliminar con el proyecto de recirculación de licor de prensa, ya que es en este punto del proceso, donde se ve aumentado el consumo de reactivos y la operación manual para solamente neutralizar una parte del efluente.

En la Tabla 10 se resume el consumo mensual de cloruro férrico utilizado en esta etapa y que con el proyecto una vez implementado se pretende economizar.

Tabla 10. Consumo Mensual de Cloruro Férrico para Neutralizar Licor de Prensa

Fecha	Consumo de FeCl₃ [Kg/día]
ene-14	303,62
feb-14	223,46
mar-14	231,12
abr-14	310,36
may-14	342,67
jun-14	339,02
jul-14	364,14
ago-14	355,56
sep-14	264,90
Promedio	303,90

A partir de esto se puede concluir que el consumo de Cloruro Férrico por Licor de Prensa a neutralizar es de 0,02 [kgFeCl₃/kgLicor].

3.1.7 EMISARIO SUBMARINO

El emisario submarino es un sistema de tratamiento por dilución, que conduce las aguas residuales hasta 215 metros mar adentro, de forma tal que la mínima carga orgánica no provoca daños sanitarios y/o ecológicos al ecosistema marino y al terrestre.

Consiste en una cañería de material HDPE de 215 metros de extensión, 60 mm de diámetro y consta de 12 metros de difusores. Está a una profundidad de 30 metros aproximadamente con dirección Sur-Sur Este.

Actualmente este emisario descarga el líquido clarificado proveniente de la etapa de flotación y el licor de prensa con pH previamente estabilizado. En la Tabla 11 está la descarga de RILes mensuales a las aguas marinas y la cual para efecto de cálculo será la correspondiente al líquido clarificado obtenido en la etapa de flotación.

Tabla 11. Descarga mensual Emisario Submarino

Fecha	Flujo descarga emisario [m³/h]
ene-14	36,03
feb-14	37,15
mar-14	37,41
abr-14	29,46
may-14	37,31
jun-14	35,02
jul-14	34,91
ago-14	51,32
sep-14	48,25
oct-14	40,12
Promedio	38,63

La Norma de Emisión que regula esta descarga es el Decreto Supremo 90, norma para la regulación de contaminantes asociados a las descargas de residuos líquidos a aguas marinas y continentales superficiales, la cual tiene como objetivo la protección ambiental y prevenir la contaminación de las aguas marinas y continentales superficiales del país, mediante el control

de contaminantes asociados a los residuos líquidos que se descargan a los cuerpos receptores como aguas marinas o superficiales; para así mejorar sustancialmente la calidad ambiental de las aguas, de manera que éstas mantengan o alcancen la condición de ambientes libres de contaminación.

Como las descargas del emisario submarino de la planta de tratamiento de riles se encuentren fuera de la zona de protección litoral, la Tabla N° 5 de la normativa mencionada es la que aplicaría al cumplimiento de los límites máximos, en el Anexo B se presentan estos límites.

Sin embargo por resolución de la entidad fiscalizadora, previo a un análisis de la descarga de RILes, se llegó a la conclusión que la compañía sólo debe cumplir con los parámetros representados en la Tabla 12 y los cuales según los valores medios de Febrero 2015, se encuentran bajo los límites impuestos.

Tabla 12. Resultado de muestreo de RILes descargado por el Emisario Submarino. Febrero 2015.

Parámetro	Unidades	Resultados	Límite máximo permitido
pH	Unidad	6,9	5,5-9,0
Temperatura	°C	25,1	---
Cadmio	mg/L	0,002	0,5
Hidrocarburos Volátiles	mg/L	<0,1	2
Aceites y Grasas	mg/L	53	350
Hidrocarburos totales	mg/L	<5,0	20
Sólidos suspendidos totales	mg/L	55	700
Sólidos Sedimentables	mg/L	<0,1	50
Mercurio	mg/L	<0,001	0,02
Sulfuros	mg/L	0,6	5

Además, la entidad deriva la responsabilidad a la compañía de monitorear a lo menos una vez al año los siguientes parámetros: Sulfato, Cloruro, Demanda Bioquímica de Oxígeno, Fosforo, Hierro y Nitrógeno Total Kjeldhal; los cuales no tienen límites de descarga.

3.2 CARACTERIZACIÓN DEL RIL

Los residuos líquidos en la producción de carragenina se generan principalmente en la etapa de lavado de algas y carragenina. La etapa de lavado de las algas se realiza con solución de cloruro de potasio para retirar las impurezas físicas que no han sido retiradas en la etapa anterior. Esta solución es enviada a la planta de tratamiento de RILes cuando la concentración baja y la viscosidad aumenta, lo que evidencia un agotamiento y aumento de impurezas en solución.

El lavado de carragenina se realiza una vez que se ha transformado el alga en carragenina y tiene el objetivo de fortalecer la consistencia de la carragenina, extraer color y retirar residuos de algas. Estas soluciones de lavado también tienen la función de retirar los reactivos de reacción, entre los que destacan bases, oxidantes y álcalis. Posteriormente, la solución de lavado es almacenada y enviada a la planta de tratamiento de RILes.

Por lo tanto el agua residual se compone principalmente de sólidos orgánicos como el resto de alga picada e inorgánicos como las impurezas de las algas. En la Tabla 36, ANEXO A, se describe el detalle del contenido y caracterización química del RIL tratado.

Sin embargo, a partir de la resolución de la entidad fiscalizadora, los parámetros a monitorear para cumplir con la normativa ambiental son los siguientes: pH, Temperatura, Mercurio, Cadmio, Hidrocarburos Volátiles, Aceites y Grasas, Hidrocarburos fijos, Hidrocarburos totales, Sólidos suspendidos totales, Sulfuros y Sólidos Sedimentables. Y de la Tabla 36 del ANEXO A, los valores de estos parámetros al ingresar a la planta de tratamiento se expresan en la Tabla 13.

Tabla 13. Parámetros del RIL crudo con el límite máximo permitido descarga.

Parámetro	Unidad	Resultados	Límite máximo permitido
pH	Unidad	5,66	5,5-9,0
Cadmio	mg/L	<0,001	0,5
Hidrocarburos Volátiles	mg/L	<0,10	2
Aceites y Grasas	mg/L	2237	350
Hidrocarburos totales	mg/L	<5,0	20
Sólidos suspendidos totales	mg/L	4100	700
Sólidos Sedimentables	mg/L	<0,1	50
Mercurio	mg/L	0,025	0,02
Sulfuros	mg/L	--- (*)	5

(*) No se encontraron registros

De los parámetros a monitorear al menos una vez al año, los valores del RIL crudo son los siguientes. Para los parámetros expresados en la Tabla 14, DuPont no tiene límites máximos de descargas, ya que no están presentes en la Tabla N°5 del DS90, sólo la obligación de medirlos una vez por año.

Tabla 14. Parámetros del RIL a medir al menos una vez al año

Parámetro	Unidad	Resultados	Límite máximo permitido
Sulfatos	mg/L	9277	---
Cloruros	mg/L	10968	---
DBO	mg/L	12263	---
Fosforo	mg/L	66,8	---
Hierro	mg/L	0,359	---
Nitrógeno Total Kjeldhal	mg/L	659	---

De las Tabla 13 y Tabla 14, se puede concluir que los parámetros del RIL crudo más pertinentes son:

- pH: En la etapa de destilación, se utiliza ácido sulfúrico para neutralizar la solución a destilar. Lo agotado de la destilación es enviada directamente a la planta de RILes, por lo que a esto se debe la acidez del RIL.

- Aceites y Grasas: La transformación de alga a carragenina trae consigo una serie de modificaciones y extracción de propiedades en el alga, una de ellas ocasiona la extracción de aceites del alga, lo que es arrastrado por las soluciones de lavado.
- Sólidos Sedimentables: Como se mencionó anteriormente, estos sólidos son principalmente las impurezas físicas que trae la recolección de algas, es decir todo tipo de partículas como arena, conchillas, piedras, etc. Sin embargo, estas son extraídas en una etapa previa y por consiguiente no forman considerable.
- Sólidos suspendidos totales: El proceso de picado del alga origina partículas muy pequeñas que no son transformadas en carragenina, estas son extraídas en las soluciones de lavado y se mantienen en suspensión.
- Sulfato: En la destilación de alcohol, la solución agotada enviada a RILes se caracteriza por formar una gran cantidad de sales de sulfato con los minerales extraídos de las algas.
- Cloruro: La solución de lavado del alga picada es cloruro de potasio, el cual no es recuperado y se envía directamente a la planta de tratamientos.
- DBO: La demanda biológica de oxígeno es un indicador de la cantidad de oxígeno que necesita los microorganismos para degradar la materia orgánica presente en el RIL. Debido a que el alga es de origen vegetal, tiene una gran cantidad de materia orgánica que es extraída de la carragenina por medio de las soluciones de lavados que son enviados a tratamiento posteriormente.
- Fosforo: Las algas son ricas en minerales tales como el fosforo, son extraídas por las soluciones de lavados de carragenina que son enviados a la planta tratamiento.
- Nitrógeno Total Kjeldhal: Este valor indica la cantidad de nitrógeno total en el RIL y que al igual de la DBO y el fósforo (entre otros) provienen del alga, es extraído de la carragenina por medio de las soluciones del lavado.

3.3 BALANCE DE MASA PLANTA TRATAMIENTO DE RILES

3.3.1 CONSIDERACIONES DE CÁLCULO

El balance de materia de la planta de RILes sólo concierne agua, reactivos químicos y sólidos, por lo que a simple vista se prevé un balance bastante simple; sin embargo, la planta varía su operación según la producción de carragenina y el proceso de destilación de alcohol, por lo que se tendrán que tener algunas consideraciones para transformarlo, para efecto de cálculo, como un sistema continuo.

El filtro de prensa funciona por sistema batch, es decir no es un sistema continuo, ya que se llena el filtro con cierta cantidad de lodo líquido, a esta operación se denomina por estancadas. Consiste en alimentar el volumen de tres estanques de lodo tratado con cal hidratada ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) al filtro de prensa, por lo que se tiene tres etapas de filtración, los cuales varían en el tiempo de residencia en el filtro y en consecuencia en la cantidad de líquido filtrado. Para efecto de cálculo se elegirá una media del licor de prensa producido y una acumulación de lodos antes de los estanques floculadores, ya que el filtro de prensa no tiene la capacidad de tratar todo el lodo producido.

Los lodos sólidos prensados, son depositados en un contenedor, donde son retirados por una empresa externa y dispuestos en un lugar autorizado. Según la capacidad de este estanque es la frecuencia que son extraídos, por lo que es una etapa muy variable según la cantidad de lodo tratado en el filtro de prensa.

Para efectos de cálculos se va a determinar el balance de masa con las suposición que el RIL que entra es totalmente líquido, ya que a pesar de tener partículas sólidas, no llegan a ser considerables en cuanto a calculo.

Debido a esta variabilidad de la planta de tratamiento de RILes y para poder abarcar de mejor forma los cálculos, se ha considerado realizar el balance de materia por día, es decir, todos los flujos tendrán unidad de [kg/día].

La temperatura del sistema completo se asume que está a 10°C y es constante en todo momento, por lo que no existe pérdida de calor y se asume que el sistema es isotérmico.

En la Figura 6 se muestra el sistema de referencia que se utilizó para el balance de masa.

3.3.2 DIAGRAMA DE FLUJO PARA BALANCE DE MASA

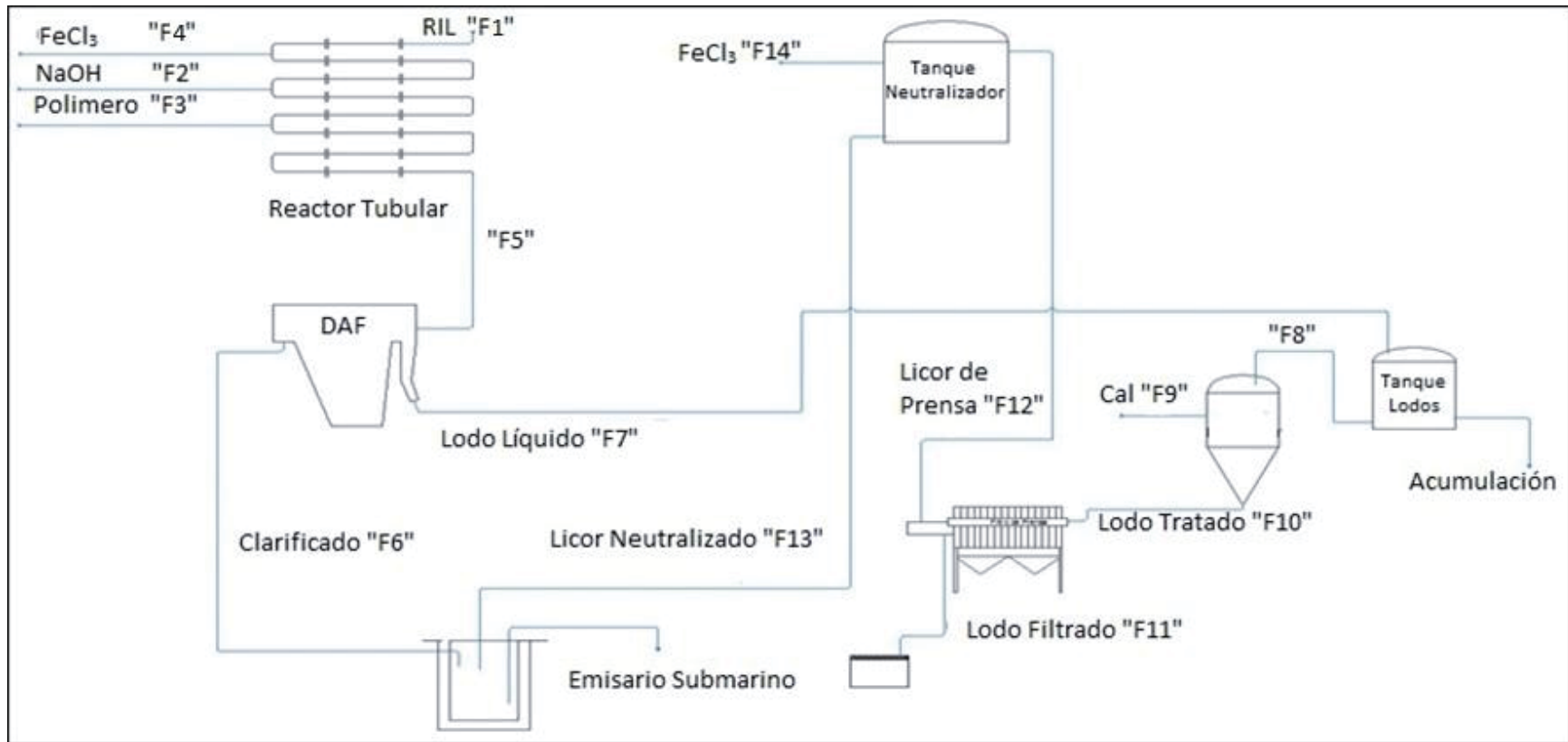


Figura 6. Diagrama de Flujo para balance de masa.

Tabla 15. Consideraciones para Calculo Balance de Masa

1. RIL "F1".	El flujo está totalmente homogéneo.	La densidad es de 1048 kg/m ³ .	Concentración de Sólido Suspendidos <1% en peso.	Flujo constante y continuo.
2. NaOH FeCl₃ Polímero "F2-F3-F4".	Concentración NaOH: 50 %P/P.	Concentración FeCl ₃ : 42 %P/P.	Concentración Polímero: 0,03 %P/P.	
3. RIL tratado "F5".	Flujo Constante y continuo.	Flujo Másico similar a F1.		
4. Clarificado "F6".	Flujo Constante y continuo.	Todo el flujo es agua, 100 %P/P H ₂ O.	El flujo clarificado es en promedio 115,89 m ³ /día.	Descarga en el emisario submarino.
5. Lodo líquido "F7".	Flujo Constante y Continuo.	Composición Constante: 90 %P/P H ₂ O.		
6. Lodo hidratado a tratar "F8".	Misma composición que F8: 90 %P/P H ₂ O.			

7. Cal Hidratada "F9"	Composición de 85% Cal.	Alimentación por sacas de 20 kg.	Sacas por filtrado 6 en promedio, total de 120 kg por filtrado.	
8. Lodo Líquido Tratado con Cal "F10"	Composición de 87 %P/P H ₂ O.			
9. Lodo Prensado "F11"	Composición de 60 %P/P H ₂ O.	Retiro de Lodo de camión contratista es en promedio 140584 kg por mes.		
10. Licor de Prensa "F12"	Flujo de 2,5 m ³ por filtrado.	Composición 100 %P/P H ₂ O.	pH promedio 13.	
11. Emisario Submarino "F13"	La densidad es igual a la del clarificado.	Composición 100 %P/P H ₂ O.		
12. Cloruro Férrico "F14"	Concentración Fe ₃ Cl ₂ : 42 %P/P.			

3.3.3 DATOS PARA CÁLCULO

A partir de lo expuesto en el punto anterior, se resumen los datos utilizados para realizar el balance de masa en la Tabla 16.

Tabla 16. Resumen de datos para balance de masa

Datos	Valor	Unidad
Densidad RIL	1048	Kg/m ³
Lodo Hidratado Extraído	158.050	kg/mes
Lodo Prensado (Tortas)	140.584	kg/mes
Caudal Emisario	38,63	m ³ /turno
Caudal Tratado	41,3	m ³ /turno
Cantidad Licor Producido	0,604	m ³ /h
Consumo Cal Hidratada	120	kg/filtrado
Filtrados Diarios	6	Unidad
Horas por Filtrado	5	h
Turnos Diarios	3	Unidad
Caudal Polímero	0,22	m ³ /h
Densidad Polímero	1010	kg/m ³
Consumo NaOH (F3)	277,5	kg/día
Consumo FeCl ₃ (F2)	807,84	Kg/día
Neutralización Licor	0,02	kg FeCl ₃ /KgLicor

3.3.4 ECUACIONES DE BALANCE DE MASA

Balance Global

$$F1 + F2 + F3 + F4 + F9 + F14 = F6 + F11 + F13 + \text{Acumulaci3n} \quad (\text{Ec.1})$$

Balance Reactor Tubular

$$F1 + F2 + F3 = F5 \quad (\text{Ec.2})$$

$$F1 = Q_{\text{Tratado}} \rho_{\text{RIL}} \quad (\text{Ec.3})$$

$$F3 = \text{Consumo}_{\text{FeCl}_3} - F14 \quad (\text{Ec.4})$$

$$F4 = Q_{\text{polimero}} \rho_{\text{polimero}} \times 24 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right] \quad (\text{Ec.5})$$

Balance DAF

$$F5 = F6 + F7 \quad (\text{Ec.6})$$

$$F6 = Q_{\text{emisario}} \rho_{\text{clarificado}} \times 3 \left[\frac{\text{turno}}{\text{día}} \right] - F13 \quad (\text{Ec.7})$$

Balance Tanque Acumulador

$$F7 = F8 + \text{Acumulaci3n} \quad (\text{Ec.8})$$

Balance Tanque Floculador

$$F8 + F9 = F10 \quad (\text{Ec.9})$$

$$F9 = \text{Consumo Cal} \times 6 \left[\frac{\text{filtrados}}{\text{día}} \right] \quad (\text{Ec.10})$$

Balance Filtro Prensa

$$F10 = F11 + F12 \quad (\text{Ec.11})$$

$$F11 = \text{Lodo Prensado} \times \frac{1}{30} \left[\frac{\text{mes}}{\text{día}} \right] \quad (\text{Ec.12})$$

$$F12 = Q_{\text{Licor}} \rho_{\text{Licor}} \times 24 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right] \quad (\text{Ec.13})$$

Balance Tanque Neutralizador

$$F12 + F14 = F13 \quad (\text{Ec.14})$$

$$F14 = \text{Neutralización Licor} \left[\frac{\text{kg FeCl}_3}{\text{KgLicor}} \right] \times F12 \quad (\text{Ec.15})$$

3.3.5 RESULTADO BALANCE DE MASA

Según los cálculos realizados en la planilla Excel el resultado del balance de masa se expresa en la Tabla 17. Los flujos se encuentran en [kg/día].

Tabla 17. Resultado Balance de Masa planta tratamiento de RILes.

Com- puesto	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	Acumu- lación
Agua	129.847	-	-	-	129.847	105.954	26.304	17.245	-	17.297	2.812	15.195	15.499	-	9.726
Sólidos	-	-	-	-	-	-	2.923	1.916	-	2.585	1.874	-	-	-	1.085
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	720	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	278	-	-	278	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FeCl3	-	-	504	-	504	-	-	-	-	-	-	-	-	304	-
Polí- mero	-	-	-	5.333	5.333	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total	129.847	278	504	5.333	135.961	105.954	29.226	19.161	720	19.881	4.686	15.195	15.499	304	10.846

3.4 ANÁLISIS DEL PROCESO

En este capítulo se abordó en detalles el proceso de tratamiento de RILes de la planta de producción de carragenina, determinándose las características físicas y químicas de los residuos líquidos producidos, las etapas de tratamiento y las variables que influyen en el proceso; todo esto desde el punto de vista del problema a abordar y la importancia de resolverlo con la ejecución de este proyecto.

El RIL crudo (sin tratamiento previo) que ingresa al proceso de tratamiento se caracteriza por poseer una gran cantidad de sólidos totales, aproximadamente 100 gramos en un litro de RIL. El tratamiento de la planta logra reducirlo hasta 55 miligramos por litro, demostrando una alta efectividad en la separación de sólidos del proceso.

En cuanto al tratamiento químico, éste se realiza ya con el RIL homogenizado, se adicionan 504 [kg/día] de cloruro férrico, 278 [kg/día] de hidróxido de sodio y 5333 [kg/día] de polímero aniónico para generar la aglomeración y adherencia del sólido formado de las sustancias disueltas en el afluente. El pH del RIL sube de 5,6 hasta 6,5 aproximadamente. Los parámetros a monitorear según la entidad fiscalizadora, todos están en por debajo del límite de descarga, entre los que destaca el de aceites y grasas, ya que logra una gran descontaminación llegando de 2237 [mg/L] en el RIL crudo hasta 53 [mg/L] en el efluente.

El subproducto de licor de prensa tiene en promedio un caudal de 604 [L/h], el cual debido a su pH 13, debe ser neutralizado con 304 [kg] diarios de cloruro férrico para poder mezclarlo con el resto del efluente y disminuir el riesgo de variabilidad de pH con el límite a cumplir. Sin embargo, a pesar de que la cantidad de cloruro y hierro no tienen límites de descarga y deben monitorearse una sola vez al año, la gran cantidad de cloruro en el RIL crudo, 10 gramos por litro, causa una preocupación ya que al estar operando actualmente se está aumentando el riesgo de contaminación, y que en el futuro sea parámetros críticos a cumplir.

Por lo tanto, se puede concluir que el proceso para neutralizar el licor de prensa aumenta el riesgo de contaminación y el consumo de reactivos en el proceso, llegando a un incremento del 160%, que se traduce directamente en un costo de producción de la planta de tratamiento y una etapa crítica desde el punto de vista ambiental.

CAPÍTULO 4:

DISEÑO DE RECIRCULACIÓN LICOR DE PRENSA

4.1 SELECCIÓN DEL DISEÑO

Para simular el proceso de coagulación-floculación a nivel laboratorio es necesario llevar a cabo una prueba de jarras, comúnmente denominada ensayo de test de jarra, la que tiene como finalidad determinar el tipo de coagulante, la dosis de coagulante y el pH óptimo para asegurar un buen proceso de coagulación y de floculación.

En este caso se realizarán ensayos con muestras de RIL crudo con NaOH y licor de prensa como agentes neutralizadores, para evaluar si se pueden obtener las mismas capacidades de separación solido-liquido.

4.1.1 DISEÑO DE EXPERIMENTOS

Para seleccionar el diseño y aprobar la hipótesis que el licor de prensa puede reemplazar al hidróxido de sodio en la neutralización del RIL se tomará como valor comparativo el pH obtenido, independiente de la cantidad adicionada de cada uno.

Entonces, el hidróxido de sodio será el elemento “A” y el licor de prensa el “B”, por lo tanto nuestra hipótesis nula o la que queremos rechazar $H_0: \mu_A - \mu_B = 0$ es y la hipótesis alternativa será $H_0: \mu_A - \mu_B < 0$.

Se utilizará un nivel de significancia o error del 5%, ya que no es tan riguroso el análisis. A partir de este valor de significancia, y de acuerdo a la Tabla de valores de probabilidad acumulada para la Distribución Normal Estándar⁵, si el valor del Zcalculado es menor que -1,64 se rechaza la hipótesis nula que el licor de prensa puede reemplazar a la soda caustica.

5: <http://www.mat.uda.cl/hsalinas/cursos/2012/eyp1/TABLAS.pdf>

4.1.2 RESULTADOS

De las pruebas de test de jarra se obtuvieron los datos de la Tabla 18, Tabla 19 y Tabla 20 correspondientes a la cantidad de aditivos químicos para realizar la separación de fases y al valor de pH resultante después de cada adición.

Tabla 18. Resumen Test de Jarra – Prueba 1

Químicos	NaOH		Licor de Prensa	
	Volumen [ml]	pH	Volumen [ml]	pH
Ril crudo	1000	5,59	1000	5,59
FeCl ₃	2,5	4,36	2,5	4,38
NaOH/Licor de Prensa	2	6,57	298	6,42
Polímero	12	6,72	12	6,53

Tabla 19. Resumen Test de Jarra – Prueba 2

Químicos	NaOH		Licor de Prensa	
	Volumen [ml]	pH	Volumen [ml]	pH
RIL crudo	500	6,72	500	6,72
FeCl ₃	2	4,15	3,5	4,08
NaOH/Licor de Prensa	2	6,98	250	6,95
Polímero	4	7,02	6	6,97

Tabla 20. Resumen Test de Jarra – Prueba 3

Químicos	NaOH		Licor de Prensa	
	Volumen [ml]	pH	Volumen [ml]	pH
RIL crudo	2000	6,72	1500	6,72
FeCl ₃	9,5	4,21	7	4,05
NaOH/Licor de Prensa	13,5	6,62	617	6,75
Polímero	12	6,95	12	6,87

Para estandarizar los resultados, se promedia y escalan los resultados obtenidos para una muestra de RIL crudo de 500 [ml]. De esta manera se pueden comparar los resultados de la adición de NaOH y licor de prensa de mejor manera. Esta comparación se observa en las Tabla 21 y Tabla 22.

Tabla 21. Adición promedio de reactivos por 500 ml de RIL.

Pruebas	1	2	3	Promedio
RIL crudo [ml]	500	500	500	500
FeCl ₃ [ml]	2,5	1,5	2	2
NaOH [ml]	3,5	1,5	2	2,3
Polímero [ml]	3	6	4	4,3

Tabla 22. Adición promedio de reactivos por 500 ml de RIL.

Pruebas	1	2	3	Promedio
RIL crudo [ml]	500	500	500	500
FeCl ₃ [ml]	2,5	1,5	3,5	2,5
Licor Prensa [ml]	206	100	250	185,3
Polímero [ml]	4	4	6	4,7

4.1.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS

La decisión de la prueba de hipótesis planteada en el diseño de experimentos se basará en la determinación del $Z_{calculado}$ y con los siguientes resultados estadísticos en la Tabla 23.

Tabla 23. Resultados estadísticos de los test de jara

Estadísticas	A: NaOH	B: Licor de Prensa
\bar{X} : pH promedio	6,72	6,71
S: Desviación estándar	0,18	0,22
n: Muestras	3	3

Como el valor del $Z_{calculado}$ es 0,16, se encuentra dentro de la zona de aceptación, entonces con un nivel de significación del 5%, se acepta la hipótesis nula de que el licor de prensa puede reemplazar el hidróxido de sodio y se rechaza la hipótesis alternativa de que el licor de prensa es menos efectivo que el hidróxido de sodio para regular el pH del RIL.

La separación de fases y el floculo formado en la sirve como parámetro para comparar los resultados obtenidos con la adición de licor de prensa, ya que es como actualmente está funcionando el proceso.



Figura 7. Resultados Test de Jarra con NaOH (izquierda) y Licor de Prensa (derecha).

Como se observa en la Figura 7 se logró un estado de separación y formación de flóculos muy similar con la adición de licor de prensa que con NaOH, sin embargo, la cantidad de licor de prensa adicionado es mucho mayor, lo que demuestra que el licor de prensa puede ayudar en la floculación pero con la necesidad de agregar mucho más volumen.

De la práctica realizada, se puede concluir que el licor de prensa funciona como un agente neutralizador para llevar a cabo el proceso de coagulación en la etapa de separación sólido líquido del RIL, pero se debe añadir 1:93 volumen de NaOH por Licor de Prensa.

En conclusión y a partir de estos resultados, se selecciona la propuesta de recircular el licor de prensa al reactor tubular como agente neutralizador, ya que es factible técnicamente utilizarlo en la etapa de coagulación y floculación; por lo que se procederá a realizar el diseño y dimensionamiento del proyecto para poder ser implementado.

4.2 DISEÑO RECIRCULACIÓN LICOR DE PRENSA

El sistema de recirculación de licor de prensa tiene como objetivo reutilizar el licor de prensa al proceso aprovechando el pH de este licor para neutralizar el RIL en el reactor de tubos, para así reducir el consumo de soda caustica y el cloruro férrico utilizado para neutralizarlo antes de ser eliminado.

4.2.1 ALCANCE

El alcance del proyecto será intervenir la línea actual de descarga del licor de prensa (Figura 8) desde el filtro para que a partir de esta generar un sistema de recirculación hasta el reactor de tubos dejando la opción de operar tal cual como se realiza hasta ahora.



Figura 8. Línea descarga de licor desde el filtro de prensa a intervenir

Este licor se almacenará en un estanque en donde por acción de una bomba centrífuga se adicionará de manera continua al reactor. La cantidad de licor a almacenar es de 3.000 litros por filtrado.

Esta recirculación del licor de prensa tendrá que modificar el procedimiento de neutralización del RIL a tratar en el reactor, por lo que se creará un control automático sobre la bomba que dosifica NaOH actualmente, esto se realizará por medio de una programación en el control lógico programable (PLC) que se encuentra en el tablero del área.

A partir de estas nuevas instalaciones requeridas y evaluándolas en terreno con apoyo de los operadores y supervisores de producción, se llega a la conclusión que las modificaciones al

sistema actual son factibles de realizar y el proceso puede ser capaz de adaptarse a estas modificaciones propuestas.

4.2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO A IMPLEMENTAR

Los 600 [L/h] del licor de prensa producido en la etapa de filtración del lodo deshidratado tendrá dos opciones de almacenaje dependiendo de la capacidad del estanque de licor de prensa y la capacidad de la bomba que adicionará el licor al reactor de tubos.

Esta opción será programada automáticamente a partir de dos interruptores de nivel en el estanque de licor de prensa, uno bajo y otro alto, enviando licor al nuevo estanque de licor de prensa cuando el nivel sea bajo o en caso contrario a estanques auxiliares de que lo almacenarán en caso de que el nivel sea alto. Estos estanques auxiliares además de cumplir con la necesidad de aumentar la capacidad de acopio, sirven para almacenar licor de prensa en caso que se filtre o presente sólidos suspendidos en el líquido, problema evidenciado cuando las condiciones de operación no son las óptimas; si esto ocurre, el operador debe manipular las válvulas y enviar el licor a estos estanques.

Desde el estanque de licor de prensa, como se observa en la Figura 9, se alimentará licor al reactor tubular una vez que el filtrado haya terminado y a través de una bomba centrífuga con un caudal constante que se determinará en la puesta en marcha, con tal de garantizar un proceso estable y controlable.

Este licor se alimentará antes de la dosificación de soda caustica y después de la dosificación de cloruro férrico al RIL. Posterior a esto se instalará un medidor y controlador de pH en línea, el cual controlará la dosificación de soda con un set-point de 6,5.

Por lo tanto, el caudal de licor de prensa se mantendrá siempre constante y el de soda caustica variará según el pH de la solución resultante de la mezcla de RIL con cloruro férrico más licor de prensa y soda caustica. En el caso que no se realice filtración y por consecuencia no se produzca licor de prensa, el sistema no presenta ningún cambio, ya que se trabajará sólo con soda caustica, similar al proceso actual.

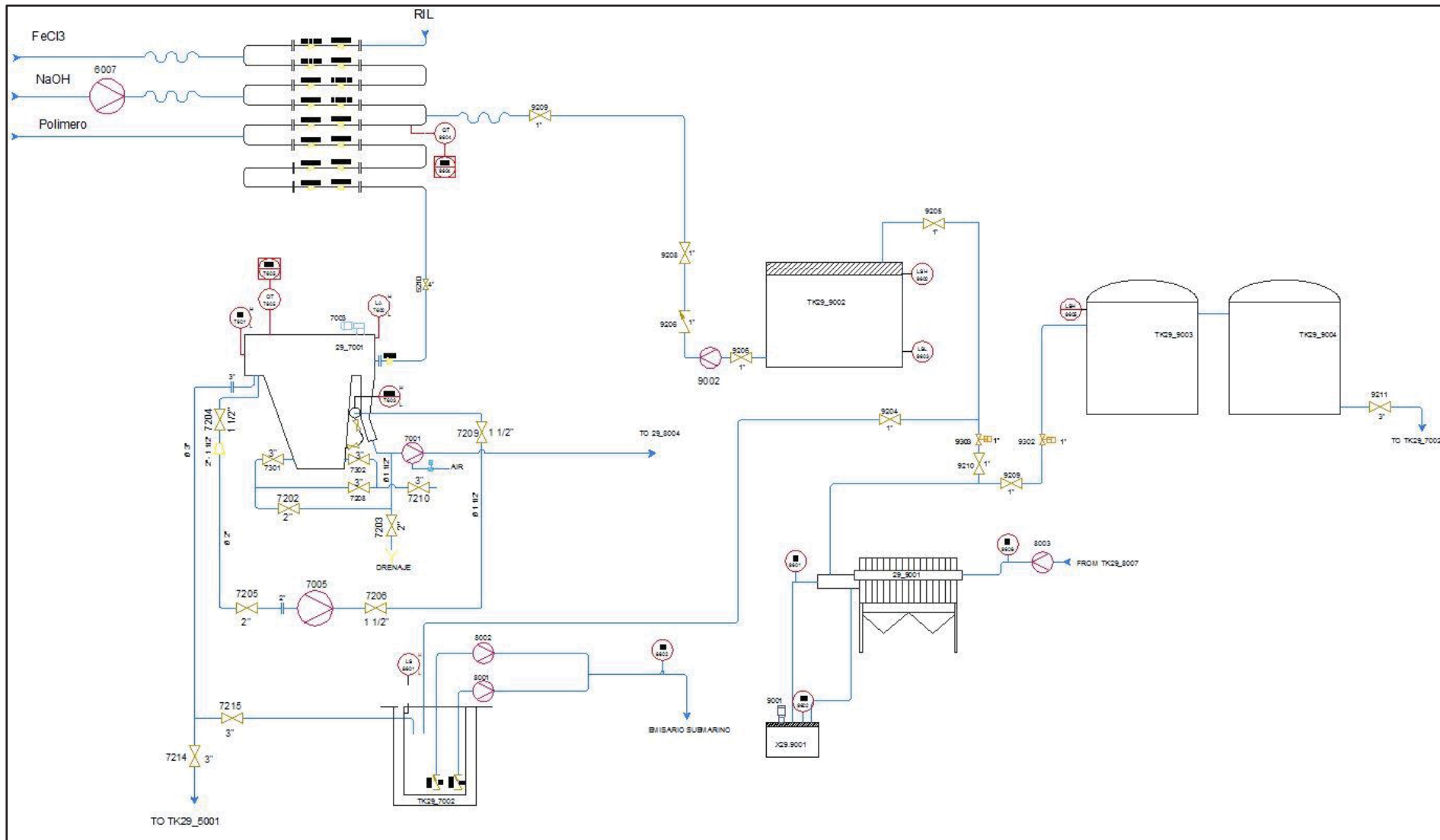


Figura 9. P&ID de Recirculación Licor de Prensa

4.2.3 LÓGICA DE CONTROL

El sistema de recirculación de licor de prensa al reactor tubular funcionará automáticamente y la dosificación de soda caustica se realizará a través de un lazo de control con el pH medido después de la alimentación de soda.

Se controlará el encendido de la bomba que dosifica el licor de prensa al reactor tubular por medio de los interruptores de nivel del estanque de licor de prensa en caso de que el estanque quede vacío o esté lleno. Además estos interruptores controlarán la apertura de las válvulas de compuerta que estarán en la alimentación del estanque de licor de prensa según el nivel de éste.

La codificación de los equipos, instrumentos y válvulas instaladas se realizó en base al procedimiento de codificación de planta de DuPont el cual tiene como referencia la norma ANSI ISA 5.1. La ilustración de la codificación se representa en la Figura 9 del PI&D de la planta.

4.2.3.1 Alimentación a estanque Licor de Prensa

La descarga de licor de prensa desde el filtro de prensa hacia el estanque TK29_9002 será con un sistema de válvulas automáticas y manuales, donde su apertura o cierre dependerá de la capacidad de acopio del estanque de almacenamiento de licor.

La válvula manual 9210 que sigue la línea hacia el estanque TK29_9002 se debe mantener totalmente abierta, al igual que las válvulas 9209 y 9205 que dirigen el licor hacia el estanque de acopio TK29_9003. La válvula manual 9204 permanecerá siempre cerrada, ya que pertenece a una línea de descarga ya en desuso. Estas válvulas están de forma de emergencia para mantener el sistema cómo funcionaba anteriormente en caso de tener problemas con la automatización de las válvulas 9303 y 9302.

Las válvulas actuadas 9303 y 9302 funcionarán en relación a los interruptores de nivel LSH 9602 y LSL 9603; cuando el interruptor LSL 9603 marque señal significa que el TK29_9002 está vacío por lo que se abre la válvula 9303 y se cierra la válvula 9302, sino se abre la válvula 9302 y se cierra la 9303. Si el interruptor LSH 9602 marca señal,

significa que el estanque está lleno, por lo cual la válvula 9302 se abre y la válvula 9303 se abre. Y así sucesivamente, hasta que se termina el proceso de filtración.

4.2.3.2 Alimentación de Licor de Prensa a Reactor Tubular

Las válvulas manuales 9206, 9208 y 9209 el operador del área las tendrá que mantener totalmente abiertas siempre, ya que la alimentación del licor al reactor tubular dependerá del funcionamiento de la bomba 9002.

Esta bomba se regulará a través de un VLT, el cual definirá el caudal alimentación constante según el caudal de diseño calculado en ANEXO I. Se inicia el sistema cuando haya terminado la filtración o cuando marque nivel el interruptor LSH 9602, el operador debe presionar el botón encendido de la bomba en el tablero, la cual operará automáticamente siempre cuando marque nivel el interruptor LSH 9602. Solo se apagará cuando el interruptor LSL 9603 marque señal o se presione el botón apagado o la parada emergencia presente en dicho tablero y si no se está procesando RIL

La bomba 9002 es apagada en forma automática cuando la bomba 5003 de alimentación del reactor tubular está parada o cuando no halla RIL a tratar.

4.2.3.4 Dosificación de Soda Caustica a Reactor Tubular

El caudal de dosificación de soda caustica se ajusta mediante selección del volumen de impulsión por pulso de la bomba dosificadora (rueda de ajuste) y selección del número de pulsos de la bomba por pulsos del caudalímetro inductivo en el panel de control de la bomba.

Actualmente la dosificación tiene un lazo de control en relación al pH metro (QT 7605) instalado en la salida del clarificado del DAF. A éste lazo de control se mantendrá y se adicionará la lectura del pH metro 9604 ubicado después de la adición del licor de prensa, para que la bomba 6007 regule la dosificación en función del pH después de la alimentación de licor de prensa y el clarificado enviado al emisario submarino.

El valor de set-point lo deberá incluir el operador del área en el tablero de control, el cual debe estar entre pH 6 y pH 7.

La bomba 6007 es apagada en forma automática cuando la bomba de alimentación del reactor tubular está parada o cuando no halla RIL a tratar.

Los diagramas de flujo de la lógica de control se expresan en diagramas de flujo en el Anexo G.

4.2.4 SELECCIÓN DE EQUIPOS

Para llevar a cabo el diseño propuesto se tuvieron que instalar una serie de equipos e instrumentación para lograr el sistema de recirculación de licor de prensa. Este trabajo se realizó por medio de subcontratación con empresas especialistas en montaje mecánico y eléctrico. La lista de estos se especifica a continuación:

4.2.4.1 Estanque licor de prensa.

El estanque para almacenar el licor debe ser resistente a la abrasión química y exposición a la intemperie, por lo que se seleccionó el material HDPE para fabricarlo, debido a que ofrecen significativos ahorros en costos de instalación, libertad de diseño, bajo costo de mantención y larga vida útil en comparación a los materiales tradicionales. Sobre todo a que actualmente en la planta la mayoría de las instalaciones son de este material, ya que tienen una alta resistencia a la abrasión, corrosión y resistencia química.

Este material tiene además bastante resistencia mecánica, por lo que garantizar una gran capacidad de resistir y absorber sobrepresiones, lo que la hace ideal para instalarla en la descarga del filtro a presión.

Finalmente, debido a que el sistema estará a la intemperie, las tuberías deben tener protección a los rayos ultravioletas, por lo que el HDPE al contener 2,5% de negro de humo, resiste la mayoría de los climas por tiempos prolongados sin sufrir ningún daño o pérdida de propiedades físicas por exposición a los rayos ultravioletas.

El caudal de alimentación al estanque será de 0,6 [m³/h] y el tiempo de llenado debe ser al menos 5 [horas], como la duración del filtrado.

En el ANEXO H.1 se diseñó un estanque con las características que se describen a continuación:

- Diámetro Interno: 1,5 [m]
- Altura: 1,7 [m].
- Tipo: Cilíndrico con fondo Plano.
- Material: HDPE.
- Capacidad: 3 [m³].

4.2.4.2 Dique estanque licor de prensa.

Al igual que el estanque de acopio, el dique de contención también debe ser resistente a la abrasión química y exposición a la intemperie, por lo también es del material HDPE para fabricarlo.

Según DS 78⁶, los diques de contención deben tener la una capacidad de acopio de 110% del volumen del estanque a contener. Por lo que en base a esto, se procedió a diseñar el dique con las siguientes características:

- Largo: 1,7 [m].
- Ancho: 1,7 [m].
- Alto: 1,14 [m].
- Capacidad de contención: 3,3 [m³]
- Material: HDPE

6: Decreto Supremo 78: Reglamento de Almacenamiento de Sustancias Peligrosas, Artículo 41. Ministerio de Salud; Subsecretaria de Salud Pública.

4.2.4.3 Bomba licor de prensa.

Debido a que el licor de prensa se puede considerar como abrasivo por su alto pH, la bomba utilizada para alimentar al reactor tubular debe tener la capacidad de manipulación de químicos agresivos.

Se utilizará una bomba que se encuentra disponible en la bodega de la planta y que es de Acero inoxidable 316 para abaratar costos de inversión.

La bomba tiene las siguientes características:

- Marca: LOWARA.
- Potencia Nominal: 1500 [W].
- Modelo: CA 120-35
- Tipo: Centrifuga con impulsor simple.
- Material: Acero Inoxidable 316

Debido a que la bomba tiene mayor capacidad nominal que la de diseño, se instalará un variador de frecuencia marca Danfoss VLT 5000 en el tablero de control para disminuir su potencia.

De todas maneras, se está consciente que existe un riesgo de cavitación y trabajar lejos del punto de óptimo de operación, por lo que se realizó el cálculo del punto de este punto.

De la Figura 19 ANEXO I.2, se puede concluir que el punto óptimo de operación y el caudal que se trabajará será de $2,5 \text{ [m}^3/\text{h}]$ ($6,9 \cdot 10^{-4} \text{ [m}^3/\text{s}]$).

La potencia requerida para transportar el licor de prensa a través del sistema a implementar es de 169 [W], y debido a que la bomba tiene una potencia nominal de 1500 [W], por lo que la bomba cumple con la potencia requerida y a la vez se justifica instalar un variador de frecuencia para disminuir la velocidad de rotación de la bomba y por lo tanto la potencia suministrada al sistema.

4.2.4.4 Tuberías de licor de prensa

A continuación en la Tabla 24 se resumen las características de las tuberías instaladas en el sistema de recirculación.

Tabla 24. Características cañerías instaladas

	Descarga licor de Prensa	Alimentación Reactor Tubular
Diámetro [m]	0,032	0,020
Espesor [m]	0,003	0,002
Material	PE 100	PE 100
Presión Nominal [Bar]	16	16

En la Tabla 25 se presentan los resultados de pérdidas de cargas en las secciones del sistema de licor de prensa, los cuales según la presión nominal (presión de diseño 16 [Bar]) las cañerías resisten la presión ejercida por el sistema.

Tabla 25. Perdidas de cargas en secciones del sistema

Sección	Perdidas de Carga [Bar]
Descarga Estanque Licor	0,016
Descarga Estanque Auxiliar	0,011
Alimentación Reactor (succión)	0,051
Alimentación Reactor (descarga)	0,061

En la Tabla 26 se expresa la sobrepresión (golpe de ariete) que las cañerías experimentan al cerrar bruscamente una válvula en la sección, debido a que esta sobrepresión es menor a la presión nominal (16 [Bar]), se puede concluir que la cañería puede resistir a la sobrepresión que ejerce el licor de prensa al cerrar bruscamente una válvula.

Tabla 26. Golpe de ariete para secciones del sistema

Sección	Golpe Ariete [Bar]
Descarga Estanque Licor	0,95
Descarga Estanque Auxiliar	0,95
Alimentación Reactor (succión)	0,95
Alimentación Reactor (descarga)	1,91

Los cálculos de los resultados de las Tabla 24, Tabla 25 y Tabla 26 se expresan en el ANEXO I del presente trabajo.

4.2.4.5 Válvulas

Para el sistema completo, se necesitan válvulas manuales, actuadas y de retención.

➤ Válvulas Manuales

Las válvulas manuales, estas deben ser fabricadas del mismo material que las tuberías, HDPE, por lo mencionado anteriormente y porque están diseñadas especialmente para trabajar con este tipo de tuberías, estas se unen a compresión, por lo que son desmontables y fáciles de realizar mantenimiento.

Se instalarán en la descarga del filtro de prensa, descarga de estanque, antes y después de la bomba centrífuga y antes de la alimentación al reactor tubular; esto con la intención de aislar y/o proteger equipos frente a eventualidades y para realizar mantenimiento. Las características son las siguientes:

- Marca: Hidrotren.
- Modelo: Sistema Basic.
- Tipo: Válvula de Bola.

- Material HDPE.

➤ **Válvulas Actuadas**

Las válvulas actuadas son necesarias para automatizar el sistema de alimentación al estanque de licor de prensa, ya que tienen la capacidad de maniobrar el actuador con un mecanismo de entrada/salida de aire comprimido, de acuerdo a una señal análoga que puede ser enviada por un programador lógico.

Se instalarán a la entrada del estanque de licor de prensa (TK29_9002) y al estanque auxiliar (TK29_9003), y se relacionarán lógicamente con los interruptores de señal del estanque, el cual les indicará cuando abrir/cerrar a cada una, manteniendo siempre una abierta y otra cerrada.

La dimensión de la válvula se expresa en el ANEXO K.1 y los resultados se resumen en la siguiente Tabla 27.

Tabla 27. Dimensión Válvulas Controladoras

	Hacia TK29_9002	Hacia TK29_9003
K_v [m ³ /h]	0,379	0,372
C_v [GPM]	0,439	0,432
Diámetro Nominal [m]	0,05	0,05
Rangeabilidad Válvula	31,67	31,67
Caída de presión [bar]	7,1	7,1

De acuerdo al proveedor las características de las válvulas seleccionadas tienen las siguientes características:

- Tipo: Válvulas de bola con actuador VZBA.
- Marca: MAKALU.

- Actuador giratorio: DAPS, doble efecto.
- Presión Nominal: 63 [bar].
- Aplicación: Corte rápido de fluido, agua y aire.
- Cuerpo: Acero Inoxidable A-351 CF8M.
- Bola: Acero Inoxidable A-182 F304.
- Asiento: PTFE reforzado.
- Paso total.
- Ajuste y sellos al vástago PTFE.
- Temperatura de Trabajo: -20 – 150 [°C].
- Palanca: Acero A216.

➤ **Válvula de Retención**

La válvula de retención o unidireccionales se utilizará para cerrar por completo el paso del licor en el sentido de la bomba y dejar el paso libre para la descarga, evitando así un retorno del líquido hacia la bomba y cavitación de la misma.

El dimensionamiento de la válvula de retención instalada expresa en el ANEXO K.2 y el resultado se resume a continuación:

- Diámetro nominal: 0,025 [m]
- Marca: Genebre
- Tipo: Vertical
- Material: Acero Inoxidable

4.2.4.6 Instrumentación

La instrumentación a instalar se divide en dos tipos: interruptores de nivel y medidor de pH.

➤ **Medidor de Nivel**

Los interruptores de nivel son necesarios para determinar el nivel bajo o nivel alto del estanque de almacenamiento de licor, por lo que instalaran dos de estos.

Los medidores de nivel seleccionados son del tipo de desplazamiento que consiste en un flotador parcialmente sumergido en el líquido y conectado mediante un brazo a un tubo de torsión unido rígidamente al tanque. Según el principio de Arquímedes, el flotador sufre un empuje hacia arriba marcando señal y enviada al programador lógico.

Se montará en el interior del estanque de licor, para tener contacto directo con el fluido y aprovechar el principio de funcionamiento por nivel, por lo que tendrá que ser de acero inoxidable 316 para resistir el alto pH del licor.

La exactitud es del orden del $\pm 0,5\%$ al $\pm 1\%$ y el intervalo de medida puede variar de 0-300 [mm] o desde 0 - 3.000 [mm] columna de agua.

Las características del medidor de nivel instalado son los siguientes:

- Marca: Mobrey.
- Modelo: M20.
- Tipo: Flotador.
- Material: Acero Inoxidable 316.
- Temperatura Operación: 0 °C a 130 °C
- Temperatura ambiente: 0°C a 60 °C
- Presión Nominal: 19 [bar]
- Dimensiones: Figura 10.

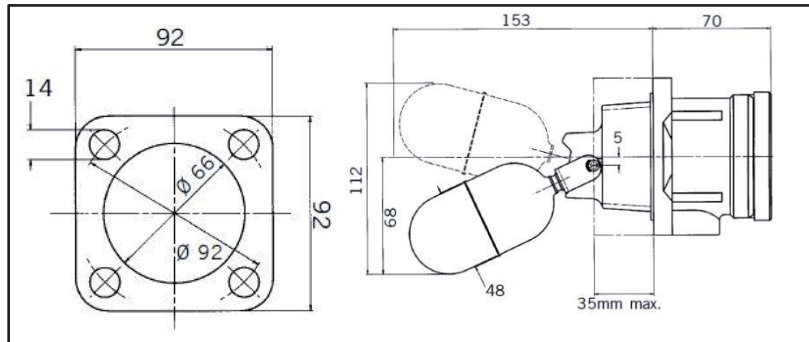


Figura 10. Dimensiones medidor de nivel

➤ Medidor de PH en Línea

El medidor de pH tendrá la principal función de enviar una señal digital al tablero y al control lógico para que a partir del controlador se regule la dosificación de hidróxido de sodio.

El método de medir el pH elegido será el del electrodo de vidrio, como el de Figura 11, que consiste en un tubo de vidrio cerrado en su parte inferior con una membrana de vidrio especialmente sensible a los iones hidrógeno. En la parte interna de esta membrana se encuentra una solución de cloruro tampón, de pH constante, dentro de la cual está inmerso un hilo de plata recubierto de cloruro de plata.

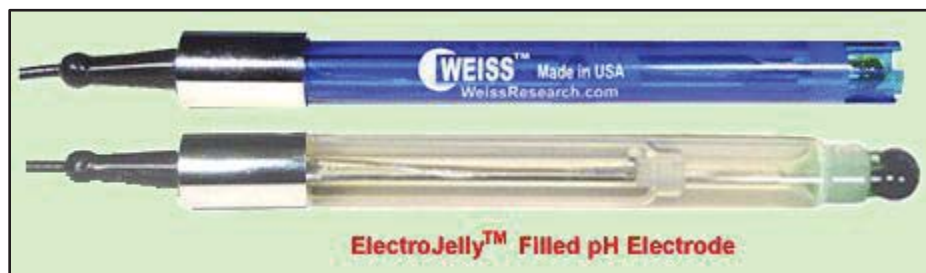


Figura 11. Electrodo ElectroJelly™

El electrodo seleccionado para esta aplicación es el ElectroJelly™, ya que es un material sólido con sal altamente concentrada (KCl) que mantiene los electrolitos del electrodo de referencia y evita que sea contaminado con el fluido de la muestra. Los electrodos

llenados con ElectroJelly™ (sellados) tienen una vida útil más larga y menos ciclos de calibración, por lo que son los más adecuados para aplicaciones de monitoreo 24/7.

El electrodo se instalará después de la adición de licor de prensa y después una vuelta por el reactor tubular para asegurar una total homogenización. Quedará sumergido en una trampa en “U” de tal forma que si el flujo se detiene, el electrodo permanezca sumergido en solución. Para poder limpiar y calibrar el electrodo, se instalará una línea de by-pass con válvulas que permitirán retirar el electrodo de la tubería.

A continuación se reducen las características del medidor de pH instalado:

- Marca: WeissResearch.
- Modelo: EHC3430-L.
- Tipo: En línea.
- Material: Teflón.
- Mínimo error alcalino (Sodio)
- Rango completo de pH de 0 a 14
- Cero e Isopotencial: ~ pH 7

➤ **Controlador PH**

Para controlar el valor medido por el electrodo, se necesita un control digital de pH como el de la

Figura 12, el cual es una pequeña instalación inteligente que se componen de una entrada de un sensor (electrodo pH), un indicador digital y una salida de regulación.

Debido a que es necesario medir y controlar el pH constantemente en línea se seleccionó un control digital continuo, ya que dispone de una salida analógica que puede recibir muchos valores casi de forma continua. La salida analógica de los controladores activa el accionador. El accionador es elemento del campo de regulación, que influye en la magnitud del pH. Este accionar regulará la dosificación de la bomba de hidróxido de sodio en función del valor de “set-point” ingresado y el valor medido por el electrodo.

Esta posibilidad de dosificar el caudal de soda necesario para obtener el pH requerido, permite a los controladores digitales continuos un ajuste rápido y preciso de la magnitud regulada con relación al valor de consigna.

Las especificaciones técnicas del controlador son las siguientes:

- Marca: B&C Electronics
- Modelo: PH7635
- Rango pH: 0/14.00 pH, exactitud 0.01 pH.
- Rango ORP: -1000/+1000 [mV], 0/-1000 [mV], 0/+1000 [mV], exactitud 1 [mV].
- Rango Temperatura: 0/+100.0 [°C], exactitud 0.1 [°C],
- Salida analógica: 0-20 o 4-20 [mA].
- 2 set-point con min / máx. de función, histéresis y tiempo de retardo programable.
- Tiempo de respuesta de salida análoga 2,5 [s].
- Dimensiones: 96x96x95 [mm].

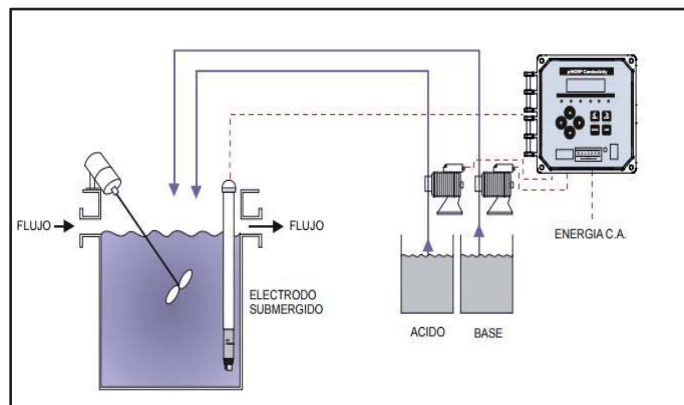


Figura 12. Ejemplo de Controlador con Electrodo sumergido

4.2.5 SERVICIOS Y/O SUMINISTROS

Para la instalación de los equipos seleccionados, es necesario tener suministros neumático y eléctrico, ya que las válvulas actuadas en la línea de descarga de licor de prensa funcionan con aire comprimido para el actuador y una línea eléctrica para transmitir señal analógica al tablero de control. Además de estas, la bomba de licor, el pH metro, los interruptores de nivel también necesitan una línea eléctrica.

Para esto, es necesario implementar un tablero neumático cerca de las instalaciones para que cumpla la función de suministrar aire comprimido y controlar el funcionamiento de las válvulas electro neumáticas en el sistema de recirculación.

Para las líneas eléctricas, primero que todo, es necesario regularizar y normalizar el cableado existente, para así poder instalar un tablero eléctrico bajo normas establecidas por NCh 4/2003⁷ y estándares Dupont. Este tablero es requerido para realizar la interconexión a la fuerza y conexión del PLC de la planta de tratamientos.

7: Norma Eléctrica 4/2003: Electricidad – Instalaciones de consumo en Baja Tensión Ministerio de Energía; Superintendencia de electricidad y combustibles.

4.2.6 LAYOUT DEL SISTEMA

Realizando un levantamiento de la distribución de los equipos de la planta de tratamiento de RILes, se seleccionó la ubicación en donde se instaló el estanque y la bomba de licor, en función de los 3 m² disponibles como se puede apreciar en la Figura 13.

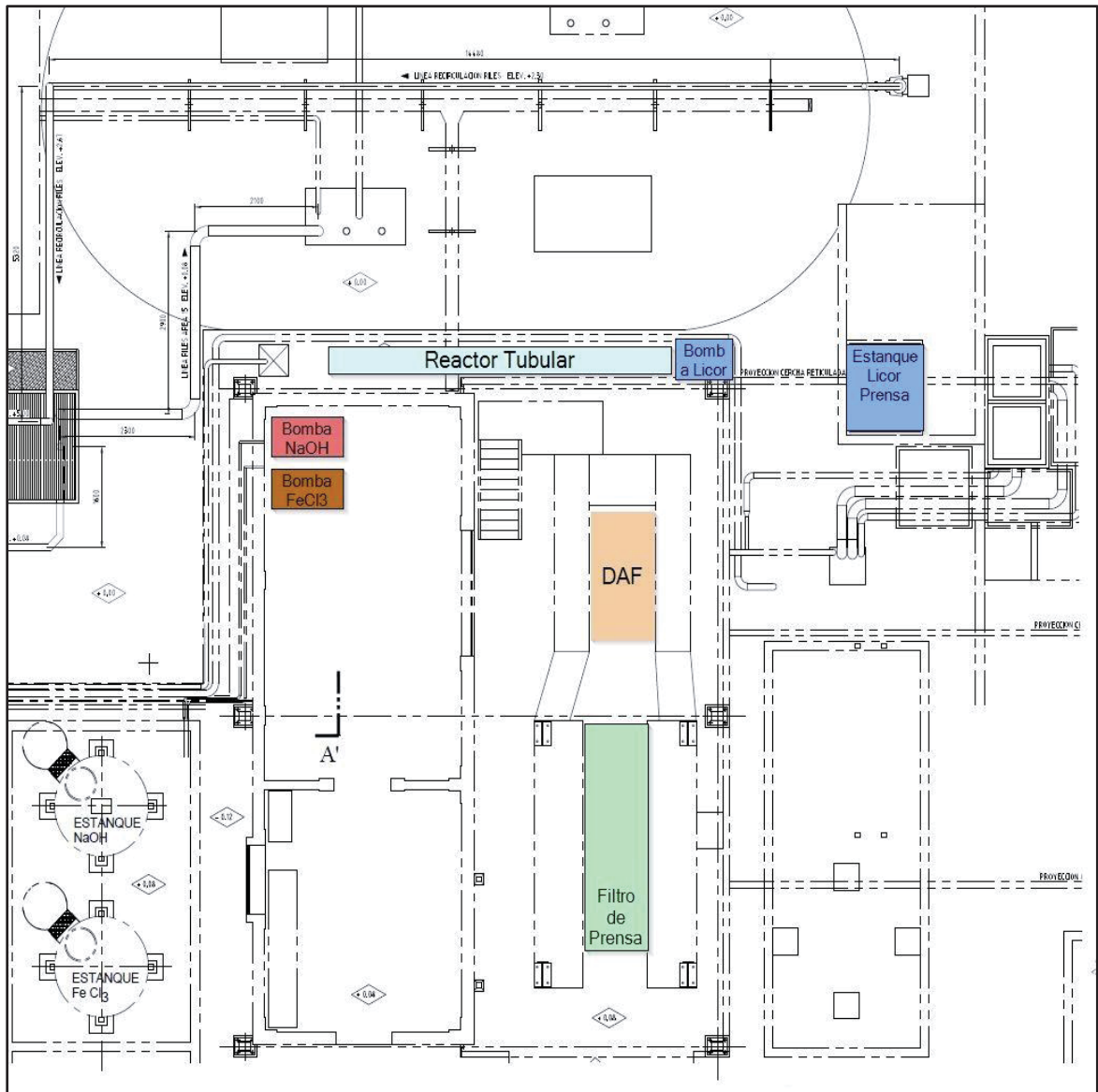


Figura 13. Layout de Planta de RILes

CAPÍTULO 5:

PUESTA EN MARCHA DEL SISTEMA IMPLEMENTADO

Para programar las pruebas a realizar en planta con el sistema implementado es importante realizar una buena metodología experimental, esto con el objetivo de determinar las variables o factores a manipular y aquellos que no son controlables, para así determinar los efectos que producen en la planta. Entre estos efectos que se medirán en cada prueba se encuentra el pH del DAF, el cual indica el pH del líquido clarificado que se obtiene y el que se enviará al emisario, por lo que es una variable crítica que se debe monitorear y mantener estable en aproximadamente 7,5. Otro parámetro a medir en el clarificado y en base a la misma regulación ambiental (DS90) es la cantidad de sólidos suspendidos totales, siendo como límite los 300 [mg/L]

Junto con esto, por requisito del proceso, se monitoreará también el efecto producido en la humedad del lodo líquido obtenido del DAF, ya que el proceso que sigue a continuación está diseñado para un lodo de 90% de humedad.

Como preparación de las pruebas y por seguridad del proceso y del producto final de la planta, se coordinó que el estanque de homogenización tuviera una capacidad aproximadamente de 60%, ya que así se garantiza que las pruebas no afectaran aguas arriba en el proceso de producción de carragenina, ya que con esta capacidad se asegura que la planta de tratamiento tiene capacidad de recibiendo RILes sin tener que detener las pruebas.

Finalmente, toda operación del sistema de licor de prensa instalado que se realizó fue hecha manualmente, ya que la automatización se realizará en base a las conclusiones obtenidas en esta parte del trabajo.

5.1 PRE-ARRANQUE

Antes de echar a andar el sistema se debe realizar una revisión denominada pre-arranque, el cual tiene como objetivo efectuar la revisión final de seguridad de las instalaciones nuevas o modificadas para asegurar que todos los elementos de seguridad de proceso han sido considerados antes de la puesta en marcha y así evitar riesgos al personal, medio ambiente y a las instalaciones existentes.

Una vez que se instaló el equipamiento del proyecto, se realizó el análisis al sistema modificado; la cual no produjo observaciones ni inconformidades por parte del personal de producción.

5.2 PUESTA EN MARCHA

Después de haber realizado la revisión de pre-arranque y con todas las medidas preventivas tomadas, se procedió a hacer funcionar el sistema implementado con el objetivo de verificar el correcto funcionamiento de los equipos y el estado de las instalaciones como las cañerías, estanques, válvulas, uniones, etc.

Para este caso, y teniendo la planta de riles a disposición, ya que se puede recircular el lodo y clarificado producido; se almacenó el licor de prensa en el estanque correspondiente con cuidado de no rebalsar el estanque, debido a que aún no estaba en funcionamiento la instrumentación.

Manualmente se manipulan las válvulas de descarga y/o dosificación de licor de prensa al reactor de tubos para dejarlas abiertas.

La dosificación de la bomba de licor de prensa se reguló por medio de un potenciómetro local instalado en el tablero de control.

Por consecuencia de la adición de licor de prensa, se reduce la dosificación de la bomba de soda caustica.

Se mantienen constante los demás parámetros de operación de la planta de riles.

Al poco tiempo de operación con la recirculación de licor, se observa una gran variación del pH a la salida del clarificado del DAF. Este valor de pH resultó muy inestable, teniendo que regular constantemente la dosificación de soda y licor de prensa para hacer que el sistema se mantuviera estable.

En cuanto a los lodos producidos, estos se pueden observar de baja calidad con respecto al normal funcionamiento de la planta, es decir un lodo más líquido y menos coagulado.

El líquido clarificado aumentó su turbulencia, debido al aumento de caudal a tratar con la adición de licor de prensa. Además se pueden observar pequeñas partículas de flóculos sobrenadantes a la descarga de éste.

Por último y después de manipular constantemente los parámetros de operación de la bomba de soda caustica y licor de prensa se estabilizó el sistema, es decir, volvió a cómo opera normalmente con las condiciones iniciales y sin licor de prensa por un tiempo.

Sin embargo, a pesar de lograr que la planta operara normalmente con la recirculación de licor y verificar el buen estado de las instalaciones; se suma una preocupación con la cantidad de almacenamiento disponible para el licor de prensa, puesto que al término de la puesta en marcha el licor de prensa se acabó y la prueba se tuvo que detener para acopiar más volumen.

5.3 PRUEBAS

Luego que se comprobará el correcto funcionamiento de los equipos y líneas de licor de prensa instaladas y que la recirculación de licor de prensa no afecta el proceso de la planta; se procedió a realizar pruebas experimentales para poder cuantificar las variables y parámetros de operación del proceso.

5.3.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

Para determinar el número de corridas de pruebas a realizar se utilizará una matriz de diseño con arreglo ortogonal, con el objetivo de evaluar los factores o variables controlables y los no controlables (ruido).

El diseño robusto busca obtener un proceso insensible a la variable que no es posible controlar, o minimizar el efecto de dicho ruido en el producto deseado.

El método robusto de Taguchi es muy útil para determinar que combinación de los factores controlables ofrece mayor insensibilidad de interés a los factores de ruido. Para esto, se debe calcular el cociente que se conoce como razón señal/ruido (S/N), por lo que la combinación que maximice este valor es el arreglo más adecuado para rechazar los efectos que producen las variables no controladas.

En este caso, las variables o factores que afectan el proceso de coagulación y floculación de los sólidos en la planta de tratamiento de RILes son los siguientes:

- A. % Bomba FeCl_3
- B. % Bomba NaOH
- C. % Bomba Polímero
- D. pH entrada RIL crudo.
- E. Velocidad Bomba licor de prensa
- F. Operación de Lamelas del DAF

Para analizar el efecto de estos factores es necesario variarlos, esto es probarlos bajo diferentes niveles cada uno, los cuales se eligieron a partir del análisis de las pruebas de pre-arranque. A cada uno de estos valores se les llama nivel los cuales se describen y detallan en la Tabla 28.

Estas variables pueden ocasionar efecto directo en la cantidad de sólidos suspendidos totales del clarificado en miligramos (SST [mg]), en el % de Humedad Lodo y el pH leído a la salida del clarificado (pH DAF); por lo tanto éstas serán las variables a medir en cada una de las pruebas.

Tabla 28. Factores que influyen en el proceso

Factor	Descripción	Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3
A	Bomba FeCl ₃	25%	30%	35%
B	Bomba NaOH	33%	22%	11%
C	Bomba Polímero	20%	30%	40%
D	pH RIL Crudo	5	5,5	6
E	Velocidad Bomba Licor de Prensa	75 RPM	180 RPM	345 RPM
F	Operación lamelas de DAF	Lento	Normal	Rápido

En este caso, se analizará el efecto de 6 factores a tres niveles cada uno, por lo tanto, se usará un arreglo ortogonal L27 de Taguchi. Esto implica que se ejecutarán 27 pruebas o corridas, modificando los niveles según la Tabla 40 del Anexo F, obtenido mediante el software Minitab.

5.3.2 PROCEDIMIENTO

- Anotar los parámetros de operación de la planta cuando se inician las pruebas.
 - Bomba FeCl₃
 - Bomba NaOH
 - Bomba Polímero
 - pH Ril Crudo
 - Bomba Licor de Prensa
 - Operación lamelas de DAF

- Abrir válvulas manuales en la línea de alimentación de licor de prensa para llenar el estanque de licor.
- Abrir válvulas manuales en la línea de descarga de licor de prensa hacia el reactor de tubos.
- Accionar el botón en el tablero de control de la bomba de descarga de licor de prensa hacia el reactor, se encenderá una luz verde en el tablero, afirmando que la bomba está encendida.
- Inmediatamente del paso anterior, regular el potenciómetro local ubicado en el tablero para según la Tabla 28y la velocidad de la bomba de licor de prensa.
- Al mismo momento con ayuda del operador del área, modificar los factores expresados en la Tabla 28y según la planificación de corridas de la Tabla 40 Anexo F, hasta conseguir las 27 pruebas según la metodología.
- Esperar el tiempo necesario para que el sistema se estabilice. La estabilidad del proceso se puede predecir según valor del pH del DAF.
- Una vez estabilizado el proceso, anotar el valor pH del DAF reflejado en el tablero de control para cada una de las corridas.
- Tomar una muestra del lodo producido y del clarificado saliente del DAF por cada una de las 27 corridas.
- Si se está filtrando, mantener las válvulas abiertas para que se almacene licor de prensa al estanque constantemente.

Finalmente, al terminar las pruebas, apagar la bomba de licor de prensa, cerrar las válvulas a la alimentación de licor de prensa al reactor y volver el proceso a las condiciones iniciales de operación.

5.3.3 RESULTADOS

Tabla 29. Resultados pruebas en planta del Sistema de Recirculación de licor de prensa

Corrida	SST [mg/L]	% Humedad Lodo	pH DAF
1	62	91,5	7,8
2	77	92,1	7,8
3	174	94,9	7,9
4	76	89,3	6,6
5	78	93,7	7,4
6	128	90,9	7,2
7	149	93,6	6,2
8	186	87,2	6,2
9	189	87,6	7,2
10	59	90,9	7,4
11	179	90,4	7,2
12	75	90,3	6,9
13	173	92,8	6,4
14	109	87,4	7,5
15	126	87,3	7,2
16	108	93,3	6,8
17	186	88,1	6,2
18	170	92,5	6,1
19	137	87,6	6,7
20	108	88,7	8,0
21	180	91,6	6,9
22	69	93,2	7,0
23	96	93,7	7,2
24	155	87,6	7,4
25	162	90,4	6,4
26	164	91,5	6,9
27	108	94,8	6,1

5.3.4 ANÁLISIS RESULTADOS

A partir de los resultados obtenidos en las 27 pruebas experimentales expresadas en la Tabla 29, y que se realizaron con el sistema de recirculación de licor de prensa implementado en la planta de tratamiento de RILes de acuerdo al arreglo ortogonal de Taguchi, (Anexo L.1.1 Tabla 40); se puede concluir que los parámetros obtenidos de sólidos suspendidos totales en el clarificado, de la cantidad de agua en el lodo líquido y del pH obtenido en el clarificado del DAF están dentro del rango esperado.

Para los sólidos suspendidos totales (SST) del clarificado, estos obtuvieron una media de 129 [mg/L] con una desviación estándar de 44 [mg/L];este líquido clarificado se encuentra por debajo del límite de la norma de emisiones DS90 (300 [mg/L]). Según el análisis realizado en Minitab (Figura 14), la capacidad que tiene el proceso para alcanzar el resultado requerido es bastante alto si se eliminan las desviaciones, por lo que el sistema de recirculación, basado en las pruebas realizadas, no varía significativamente el promedio acumulado de emisiones expuestos en la Tabla 5, 98 [mg/L].

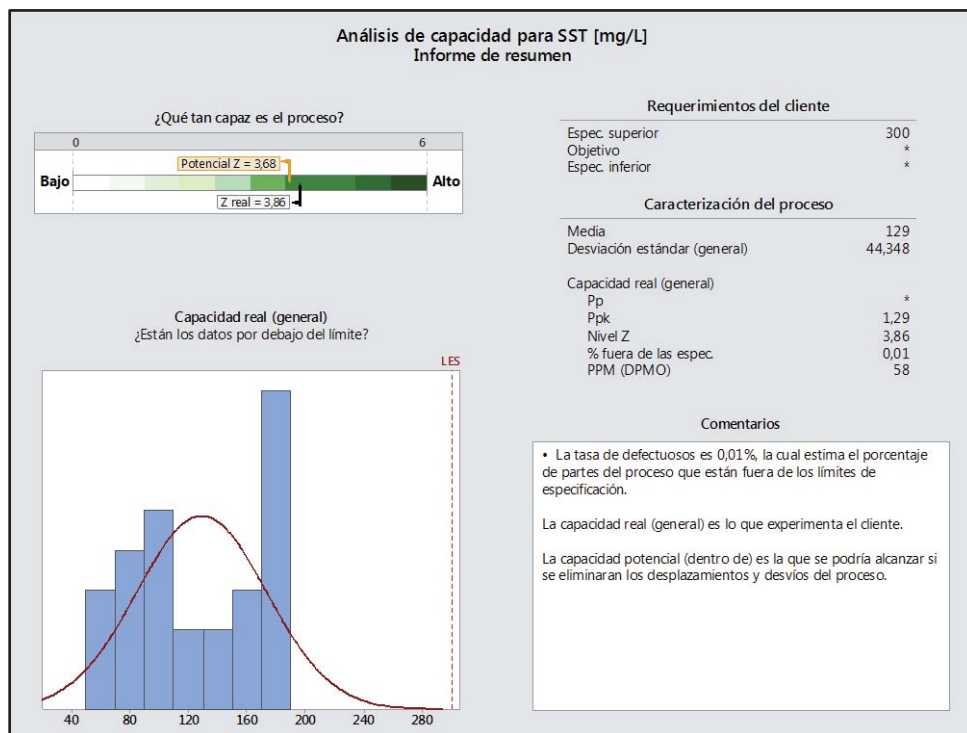


Figura 14. Análisis de capacidad para SST obtenido en Minitab.

En cuanto a la humedad del lodo líquido en el DAF, este tiene un promedio de 90,8% con una desviación estándar de 2,4 % (Figura 15). Este lodo si bien no tiene especificaciones que cumplir por términos ambientales, se espera que con el sistema implementado no cambien sus propiedades, por lo que en base a esto, el resultado obtenido se acerca considerablemente a los 90,3% de humedad promediado en las fechas medidas en la Tabla 5. Además, según el análisis de capacidad de Minitab (Figura 15), este proceso tiene una alta capacidad de alcanzar los resultados esperados.

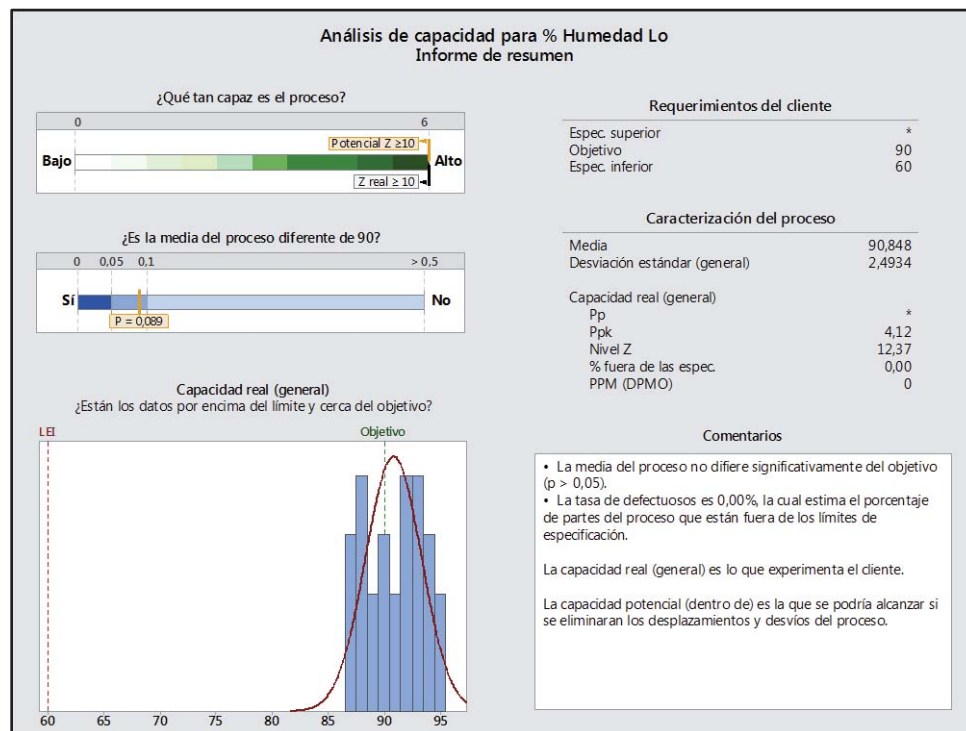


Figura 15. Análisis de capacidad para %Humedad Lodos obtenido en Minitab.

Para el pH del DAF, el cual es del clarificado, también está normado en el DS90, el cual debe estar en un rango de 5,5 - 9,0. En las pruebas realizadas el pH promedio es de 6,99 ($\approx 7,0$) con una desviación estándar de 0,6. Si bien el proceso no tiene mucha capacidad de alcanzar el objetivo de $\text{pH} = 7,5$, medido por última vez en el emisario (Tabla 12), según el análisis de la Figura 16, si se puede considerar que es un buen resultado, ya que se presenta estable, lejano a los límites de emisión y con una variabilidad del 0,49%.

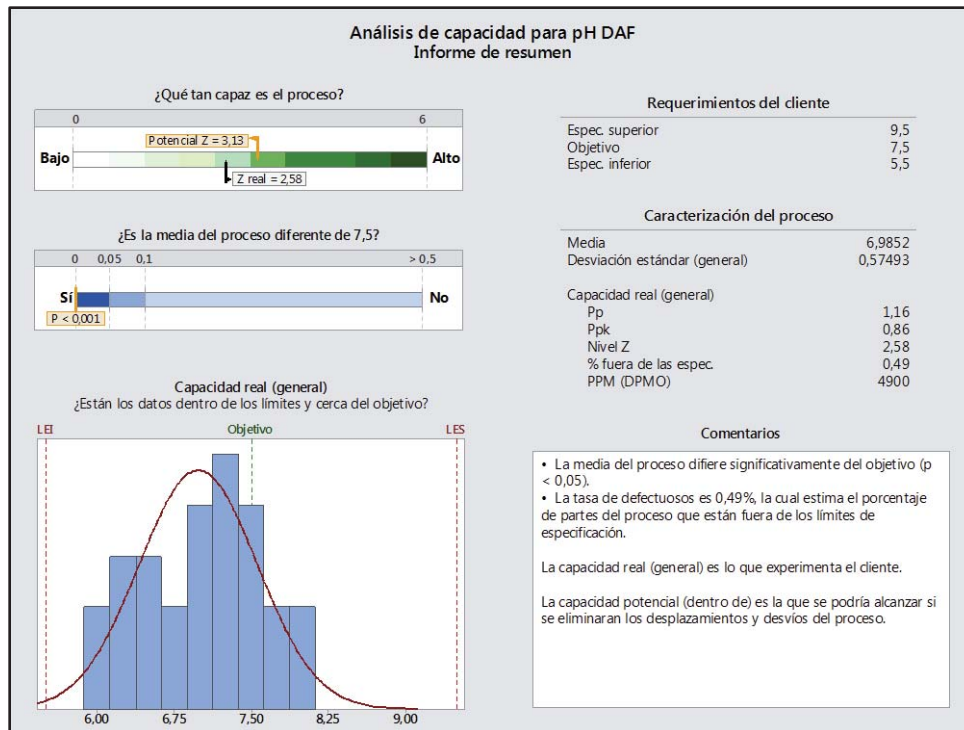


Figura 16. Análisis de capacidad para pH DAF obtenido en Minitab.

Ahora, el valor de las variables que afectan el proceso de coagulación y floculación de los, una vez instalado el sistema de recirculación, se determinaron en base al análisis de los resultados por Taguchi, por medio del mismo programa Minitab, el resultado y como obtenerlo en Minitab se presenta en el Anexo L. Este análisis se realizó asumiendo que las variables no tienen interacción entre si y por cada efecto esperado (SST, % Humedad y pH DAF).

El resultado de este análisis demuestra que en los tres casos de efectos esperados, los factores A: % Bomba FeCl_3 , D: pH del RIL crudo y el F: Tiempo operación del DAF no presentan un efecto significantes, por lo que se considerarán errores aleatorios. Ya que la razón S/N (señal/ruido) es menor a 2^8 , por lo que no presenta efecto considerable en los valores obtenidos según Taguchi, con lo que se puede concluir que los parámetros a manipular en estos factores no serán críticos a la hora de operar el sistema y se pueden modificar dentro de los tres niveles descritos sin que el producto presente gran variación.

Para los factores B: % Bomba de NaOH y el efecto C: % Bomba de polímero, estos presentan un efecto considerable para la cantidad de SST esperando en el clarificado, por lo que son significantes para predecir el comportamiento del producto. Es por esto, que si se requiere minimizar la cantidad de SST en el clarificado, se deberá fijar el nivel máximo, es decir nivel 3 de cada uno de estos factores, 11 % bomba de NaOH y 40% la bomba de polímero.

Además de estos factores, el factor E: Velocidad de bomba de licor de prensa, presenta un efecto medio comparable a los otros dos, por lo que se recomendará utilizar esta variable en su nivel medio, es decir 180 RPM de velocidad del motor.

El resultado de los otros efectos resulta predecible, para el efecto de porcentaje de humedad del lodo, el factor considerable es la cantidad de bomba de polímero, por lo que se también se fijará la bomba en su nivel 3, para mantener el cantidad de humedad en el lodo en su media.

El pH del DAF tiene como factor considerable la bomba de NaOH, y a partir de la recomendación anterior del SST, al fijar la bomba en su nivel 3, nos garantizará que el pH no presentará variación significativa, ya que mantendrá el pH en su valor medio y dentro de parámetros.

El resto de parámetros se fijará tomando otras consideraciones, para el factor del porcentaje de la bomba de FeCl₃, se utilizará en el nivel 1, ya que así se presenta el caso más económico en cuanto al consumo de este reactivo. Para el pH del RIL se fijará en el nivel 1 para asumir el peor caso probable y para el factor de tiempo del DAF, se fijará en estado normal, ya que no es relevante.

Para predecir el resultado de Taguchi que se tendrá al fijar estos valores de los factores, se realizó la simulación en Minitab donde el resultado fue el siguiente:

- SST: 173 [mg/L]
- % Humedad Lodo Líquido: 90,5 % P/P.
- pH DAF: 6,8

5.4 ANÁLISIS DE PUESTA EN MARCHA

En las pruebas iniciales con el sistema de recirculación implementado, el objetivo era determinar las variables del proceso que afectan y garantizan una operación estable de la planta de tratamiento de riles con la recirculación de licor. Para que así, una vez teniendo este conocimiento del comportamiento de los factores y el efecto causado, recomendar los parámetros que debe operar el proceso una vez que el proyecto se automatice con la lógica de control.

Los factores a considerar en el diseño de experimento se determinaron en las pruebas de pre-arranque y gracias al conocimiento del proceso expuesto en el capítulo 2 de este trabajo; donde las variables que afectan el proceso de coagulación-floculación en el reactor tubular y el DAF son las siguientes: la adición de cloruro férrico, la adición de hidróxido de sodio, la adición de polímero, el pH del RIL crudo, la adición de licor de prensa y por último el funcionamiento de las lamelas del DAF.

De la misma forma se consideraron los efectos principales en el proceso, esto son los resultados esperados que se deben monitorear que aseguran un buen funcionamiento de la planta, estos son: la cantidad de sólidos suspendidos totales (SST) en el clarificado, la humedad del lodo líquido y el pH del clarificado o del DAF.

El pH del clarificado a la salida del DAF resultó ser el parámetro base para predecir el funcionamiento y estado del proceso de la planta de riles, ya que al principio de las pruebas, el valor presentaba variabilidad recurrente, hasta que se estabilizada en un valor, el que se dejaba como valor final y se procedía a tomar muestras de clarificado y lodo líquido. La inestabilidad del valor leído en el tablero de control se puede justificar a la perturbación que provoca la adición de licor de prensa, ya que se aumenta el flujo alimentado y por consecuencia la turbulencia y variabilidad de los parámetros físicos como el pH. Esta inestabilidad se solucionó dosificando muy lentamente el licor de prensa cuando se iniciaba la recirculación, y de igual forma con la bomba de hidróxido de sodio.

La formación de lodos que se apreciaban al inicio de las pruebas presentaban un floculo con muy poca consistencia provocando que en el clarificado se evidenciara presencia de

sólidos. Para esto se recomendó modificar las condiciones de funcionamiento del DAF, función que mejoró considerablemente la formación de lodo y el líquido clarificado producido. Es por esto, que el funcionamiento del DAF se eligió como un factor que puede ocasionar modificaciones en el producto final del proceso.

La capacidad de acopio del estanque de licor de prensa es una preocupación que debe ser considerada a la hora de programar y automatizar la bomba de alimentación al reactor tubular, por lo que se tendrá que realizar un balance de masa al sistema para asegurar una operación continua de al menos un turno, es decir 8 horas, o en su defecto el mayor tiempo posible dentro del turno.

Luego del análisis de los resultados en Minitab, se concluye que los niveles de parámetros que se deben operar en la planta son los siguientes: la adición de cloruro férrico a 25%, la adición de hidróxido de sodio a 11%, la adición de polímero a 40%, el pH del RIL crudo en el caso que sea 5, la velocidad de la bomba de licor de prensa a 180 RPM y el funcionamiento de las lamelas del DAF en operación normal.

Finalmente, la principal conclusión que se puede obtener de las pruebas preliminares del sistema de recirculación de licor de prensa es que el proceso de la planta de tratamiento de riles se puede llevar a cabo, obteniendo un líquido clarificado con 129 [mg/L] de SST y 7,0 de pH, además de un lodo líquido con 90,8 % de humedad; parámetros dentro de normalidad, por lo que la puesta en marcha se puede clasificar como exitosa.

Por lo tanto, el proyecto comenzará la etapa final de programación y automatización del sistema, en base a las conclusiones y recomendaciones obtenidas en esta memoria de título. Esta fase de automatización del proyecto no está en el alcance del trabajo realizado, por lo que no se abarcará con mayor detalle.

CAPÍTULO 6:

EVALUACIÓN ECONÓMICA

Al recircular el licor de prensa se disminuye el consumo de cloruro férrico y de soda caustica, por lo que a simple análisis se puede inferir que el proyecto es viable económicamente; sin embargo se debe cuantificar este ahorro económico lo que se llevara a cabo en este capítulo.

6.1 CONSIDERACIONES

Para construir los flujos de caja se deben tomar algunas suposiciones económicas que simplifiquen el análisis y represente de mejor manera las operaciones económicas de la compañía. Estas suposiciones se describen a continuación:

- La producción aumentará en un 4% anualmente, partiendo lo presupuestado de producción para el año 2015 en la planta.
- Se consideró un aumento del IPC del 4,7% anual, lo cual afecta en el tiempo a:
 - Los costos de la materia prima del producto (algas y químicos).
 - Los costos directos de producción (sueldos de operadores, energía eléctrica y carbón para la caldera).
 - Los costos indirectos (sueldos de administrativos, sueldos de mantención, repuestos y depreciación del producto retenido en bodegas).
 - El precio de venta de la carragenina.
 - El precio de compra de cloruro férrico e hidróxido de sodio.
- Se analizará el flujo de caja a 10 años.
- Valor del Dólar promedio Junio 2015 630,57 CLP/USD, Bolsa Electrónica de Chile.

6.2 ESTADO ACTUAL DEL FLUJO DE CAJA.

Por motivos de confidencialidad de la compañía no se puede describir el detalle de costo de producción y los valores como de materias primas, sustancias químicas para el proceso, energía eléctrica, producción de vapor, sueldos de operadores, sueldos de mantenimiento y sueldos de administrativos. Por lo que esta información se resumirá en la Tabla 30 como Costo Neto Materias Primas, Costo Directos de Producción y Costo Indirectos Totales.

Tabla 30. Flujo de Caja para 10 años en la situación actual de la planta⁹.

Años	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Producción [Mton]	1.797	1.869	1.944	2.021	2.102	2.186	2.274	2.365	2.459	2.558	2.660
Precio [USD/kg]	21	22	23	24	25	26	28	29	30	32	33
Beneficios [MUSD]	37.737	41.091	44.743	48.720	53.050	57.765	62.900	68.490	74.577	81.206	88.423
Costo Neto Materias primas [MUSD]	16.040	16.794	17.583	18.410	19.275	20.181	21.129	22.122	23.162	24.251	25.390
Costos Directos de Proceso [MUSD]	1.939	2.030	2.126	2.225	2.330	2.440	2.554	2.674	2.800	2.932	3.069
Costos indirectos totales [MUSD]	7.910	8.282	8.671	9.079	9.505	9.952	10.420	10.909	11.422	11.959	12.521
Costos [MUSD]	25.889	27.106	28.380	29.714	31.110	32.572	34.103	35.706	37.384	39.141	40.981
Margen Bruto[MUSD]	11.848	13.985	16.363	19.006	21.940	25.193	28.796	32.784	37.193	42.065	47.443
Impuestos (20%)	-2.370	-2.797	-3.273	-3.801	-4.388	-5.039	-5.759	-6.557	-7.439	-8.413	-9.489
Flujos [MUSD] (B-C)	9.478	11.188	13.091	15.205	17.552	20.154	23.037	26.227	29.755	33.652	37.954

De este flujo de caja, se puede concluir que el proceso y producción de carragenina es rentable para la compañía en un tiempo estimado de 10 años, por lo que en base a esto se estimará la tasa de retorno de la inversión a considerar para el proyecto y el valor actual neto del sistema implementado, y por consiguiente el beneficio económico que traerá.

9: Valores de referencia usados en la planta para el cálculo de viabilidad de proyectos, los valores exactos son confidenciales.

6.2.1 VALOR ACTUAL NETO

Se calculará el VAN (Valor Actual Neto) correspondiente a los 10 años descritos en el flujo de caja para tener un punto de comparación en los análisis descritos en las siguientes secciones.

En este caso el grado de riesgo del proyecto es bajo, pues consiste en una modificación a una planta existente, por lo que según la se elegirá un valor para r entre 10% y 15%. Para los cálculos en todo este capítulo se usará un valor de 12,5% para r , el cual se obtiene de la Tabla 31.

Tabla 31. Valor de la tasa de descuento del inversionista

Tipo de Proyecto	Grado de riesgo	r [%]
Proyectos cortos, modificación de plantas existentes, capital de trabajo, terreno	Bajo	10 - 15
Equipos específicos, Proyectos de mediano plazo, Instrumentación automática	Moderado	15 - 25
Nuevas instalaciones para un nuevo producto	Alto	25 - 50 o más

Evaluando el flujo de caja, se obtiene que el VAN es de 120.394 [MUSD] en 10 años, que representan el valor actual de la planta de la compañía; este valor será usado para evaluar los escenarios que se analicen en el resto del capítulo.

6.3 RENTABILIDAD ECONÓMICA CON LA DISMINUCIÓN DE CONSUMO DE REACTIVOS.

Para determinar si el sistema implementado es rentable, se analizarán las variaciones en el valor del VAN con respecto al actual que se calculó en el punto anterior y la tasa interna de retorno (TIR) del proyecto para evaluar la tasa de rentabilidad de la inversión.

6.3.1 INVERSIÓN

Para implementar el sistema de recirculación de licor de prensa, se llevó a cabo diversas tareas como la normalización de los servicios eléctricos y neumáticos del área, instalación de tuberías, automatización del PLC, entre otros. Estas tareas fueron realizadas por empresas contratistas, por lo que el costo de estas en la Tabla 32, resume el costo total neto que fue pagado por parte de DuPont, y que se traduce en una inversión total de 20.417.047 [CLP] (32,379 MUSD), el cual se adicionará como valor negativo al flujo de caja en el año cero.

Tabla 32. Detalle de la inversión realizada en el proyecto

Inversión	Costo [USD]
Automatización PLC	4.758
pH metro y accesorios	2.569
Instalación pH Metro	3.965
Instalación de tuberías y accesorios HDPE	7.065
Bomba Licor	844
Conexión Bomba	1.415
Tablero eléctrico e instrumentación	11.764
Total	32.380

6.3.2 PROYECCIÓN ESTIMADA ANUAL CON EL SISTEMA DE RECIRCULACIÓN IMPLEMENTADO

Según los cálculos demostrados en el Anexo M, el ahorro anual proyectado a partir de las pruebas operacionales con el sistema implementado de hidróxido de sodio es de aproximadamente 67.890 [kg/año] y para el cloruro férrico es acerca de 110.924 [kg/año], el cual es la totalidad que se utilizaba en la etapa de neutralización de licor de prensa, 60% del total consumido en la planta.

Incluyendo en el flujo de caja un ahorro en el consumo de 67 % de soda caustica y del 60% de cloruro férrico que se obtiene a partir de la recirculación de licor de prensa, este ahorro se expresó en los costos de materia prima como saldo negativo el que se representa en la Tabla 33.

Tabla 33. Flujo de caja Proyectado con Sistema Implementado.

Años	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Producción [Mton]	1.797	1.869	1.944	2.021	2.102	2.186	2.274	2.365	2.459	2.558	2.660
Precio [USD/kg]	21	22	23	24	25	26	28	29	30	32	33
Beneficios [MUSD]	37.737	41.091	44.743	48.720	53.050	57.765	62.900	68.490	74.577	81.206	88.423
Costo Neto Materias primas [MUSD]	16.040	16.794	17.583	18.410	19.275	20.181	21.129	22.122	23.162	24.251	25.390
Costos Directos de Proceso [MUSD]	1.939	2.030	2.126	2.225	2.330	2.440	2.554	2.674	2.800	2.932	3.069
Costos indirectos totales [MUSD]	7.910	8.282	8.671	9.079	9.505	9.952	10.420	10.909	11.422	11.959	12.521
Ahorro Cloruro [MUSD]	--	-13	-14	-15	-15	-16	-17	-18	-19	-19	-20
Ahorro Soda [MUSD]	--	-9	-9	-9	-10	-10	-11	-11	-12	-12	-13
Costos [MUSD]	25.889	27.084	28.357	29.690	31.085	32.547	34.075	35.676	37.353	39.111	40.947
Margen Bruto[MUSD]	11.869	14.007	16.386	19.030	21.965	25.219	28.824	32.813	37.223	42.096	47.475
Inversión[MUSD]	-32	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Impuestos (20%)	-2.370	-2.801	-3.277	-3.806	-4.393	-5.044	-5.765	-6.563	-7.445	-8.419	-9.495
Flujos [MUSD] (B _t -C _t)	9.446	11.206	13.109	15.224	17.572	20.174	23.060	26.251	29.779	33.676	37.981

De acuerdo a la Tabla 33 el cálculo del VAN con la modificación en planta es de 120.445 [MUSD] en 10 años, mayor al valor actual, significa que la disminución de soda caustica y el de cloruro férrico, con el proceso de recirculación de licor de prensa implementado, tiene una rentabilidad económica en diez años de producción.

Debido a que al realizar la inversión del proyecto no se produce un flujo negativo en el año cero, se hace imposible calcular una tasa de retorno de inversión anual, lo que revela que la inversión se rentabiliza de inmediato; por lo que se puede concluir que el sistema es rentable económicamente.

6.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Para comprobar el resultado del VAN calculado en la sección anterior, se realizará un análisis de sensibilidad con el objetivo de mejorar esta estimación en el caso que las variables cambiasen o existiesen errores de apreciación en los datos utilizados.

6.4.1 EFECTO DEL AHORRO DE CLORURO FÉRRICO SOBRE EL VAN

En la Figura 17 se representa la variación del VAN a 10 años con respecto al ahorro posible de cloruro férrico manteniendo las demás variables constantes como la Tabla 33. La región en blanco es la operación viable, ya que el VAN obtenido es mayor al VAN actual (120.395 MUSD). Por lo tanto, se puede concluir que por debajo de un ahorro de cloruro férrico del 20%, la operación a 10 años obtiene un VAN menor al actual (zona roja), y no sería rentable el sistema de recirculación implementado.

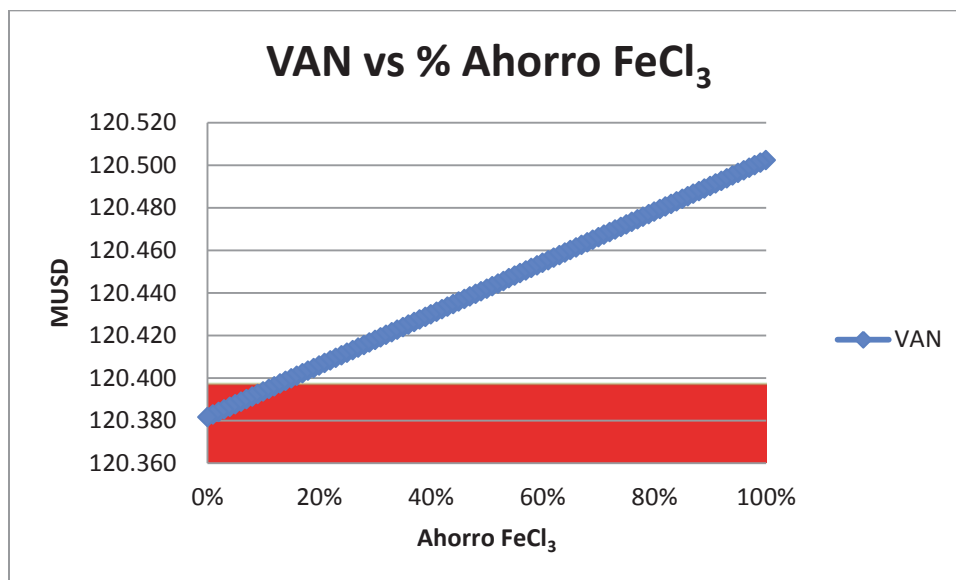


Figura 17. Valor de VAN en función del ahorro de FeCl₃

6.4.2 EFECTO DEL AHORRO DE SODA SOBRE EL VAN

A partir de la Figura 18, que representa como cambia el VAN en 10 años en función del ahorro presupuestado de hidróxido de sodio, manteniendo todas las otras variables constantes como en la Tabla 33, se puede concluir que todo ahorro de soda hace la operación rentable, ya que el VAN calculado nunca es menor al VAN actual. Esto es debido a que el proyecto tiene la finalidad de reducir el consumo de cloruro, siendo el ahorro de soda caustica una operación adicional a lo estipulado y por eso cualquier ahorro de soda rentabiliza el proyecto.

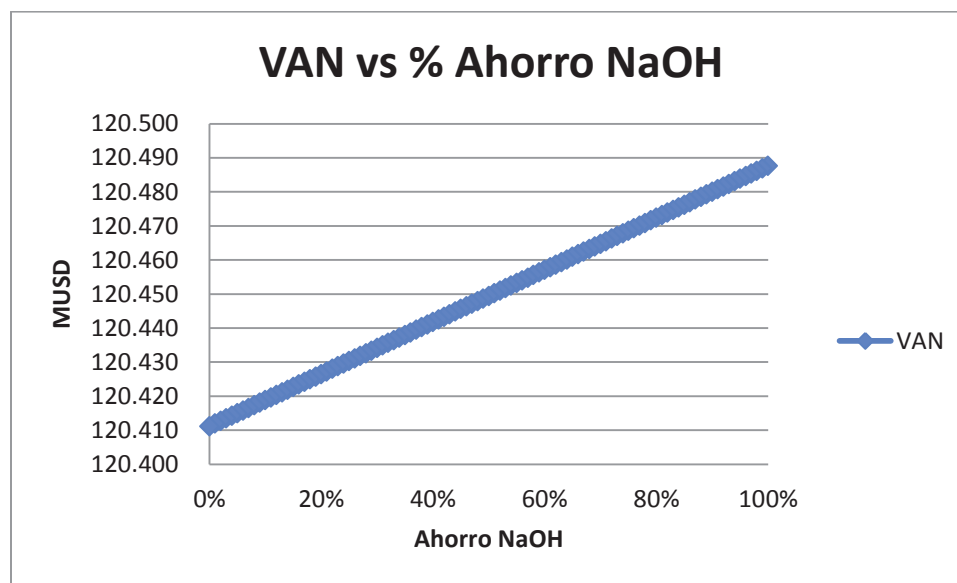


Figura 18. Valor de VAN en función del ahorro de NaOH

6.4.3 EFECTO DEL COSTO DE $FeCl_3$ SOBRE EL VAN

Actualmente el costo de cloruro férrico es aproximadamente 19,1 [MUSD/año], sólo para la operación de neutralización de licor de prensa. Con este valor, se analizó la variación del VAN a 10 años con respecto a la variación al costo de cloruro, Figura 19, manteniendo todas las otras variables constantes. Obteniendo que a partir de un costo de 5 [MUSD/año] de cloruro férrico (zona en gris), el ahorro de cloruro no es considerable en relación a la inversión realizada y el proyecto no es rentable, debido a que el VAN obtenido es menor al VAN actual.

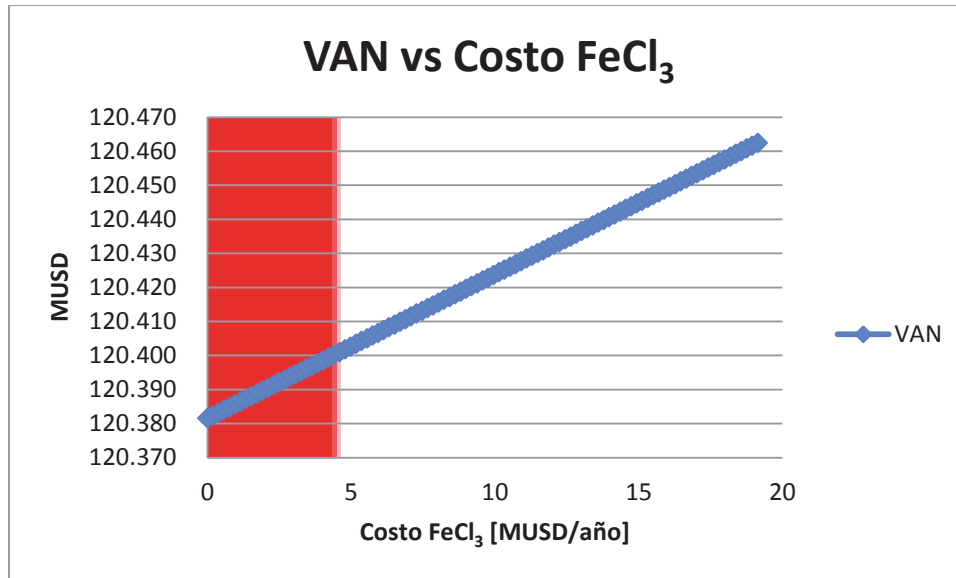


Figura 19. Valor de VAN en función del costo de FeCl₃

6.4.4 EFECTO DEL COSTO DE SODA SOBRE EL VAN

Con el costo actual de hidróxido de sodio es de 12,1378091 MUSD/año para la operación en la planta de RILes, por lo que a partir de este valor, se analizó la variación del VAN a 10 años modificando sólo costo de la soda y manteniendo las demás variables constantes, el cual se representa en la Figura 20. Por lo tanto, se puede concluir que una variación en el costo de la soda, no modifica la rentabilidad del proyecto, ya que de la misma forma que el ahorro no afecta el VAN, el ahorro de soda caustica en el proceso una operación adicional a lo planeado inicialmente y cualquier ahorro y en consecuencia el costo de soda, rentabiliza la inversión realizada y el proyecto.

Cabe destacar que el costo de soda como el de cloruro férrico están directamente relacionado con la producción de carragenina, por lo que la disminución de estos depende no tan solo del mercado, sino que sí la producción aumenta más de lo proyectado (4% anualmente) se puede presentar una disminución de estos costos.

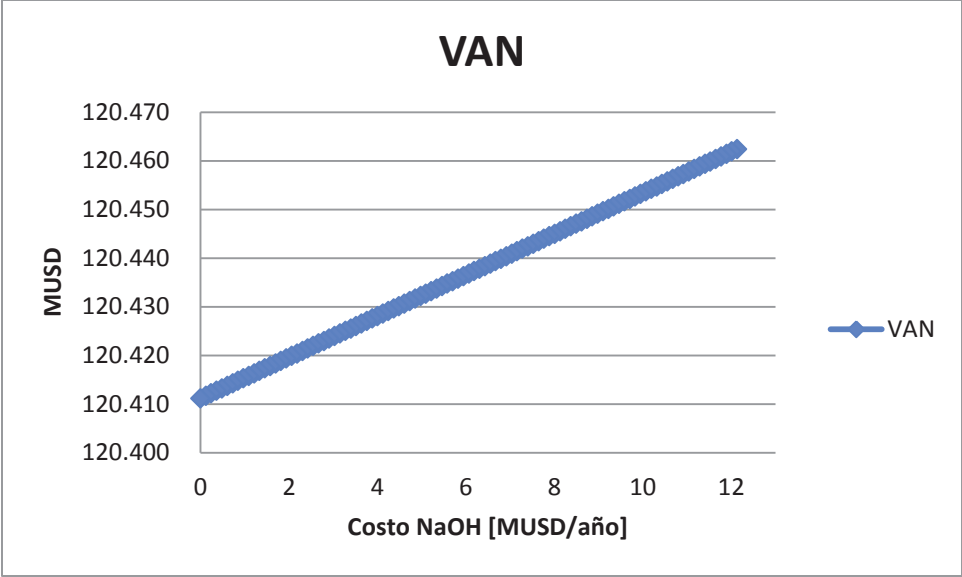


Figura 20. Valor de VAN en función del costo de NaOH

6.5 ANÁLISIS EVALUACIÓN ECONÓMICA

En base a lo que se analizó en este capítulo, lo cual se resume en la Tabla 34, se puede decir que el proyecto es rentable económicamente en un periodo menor de 10 años a partir de una disminución proyectada en el consumo de soda caustica del 67% anual y 60% de cloruro férrico, pues a partir de esta disminución el resultado del VAN con el sistema implementado y operando comparado con el VAN actual resulta con una diferencia positiva de 11 [MUSD].

Tabla 34. Comparación del VAN en base a los valores de disminución de Soda Caustica.

Caso	Disminución de consumo anual de NaOH	Disminución de consumo anual de FeCl ₃	VAN [MUSD]	ΔVAN [MUSD]
Operación Normal	0	0	120.394	0
Proyección Sistema con Recirculación	67%	60%	120.445	11

Junto a esto, otro indicador de la rentabilidad del proyecto se puede demostrar con la imposibilidad de cálculo de la tasa interna de retorno (TIR), ya que al no haber flujos de cajas negativos, se puede concluir que el proyecto es rentable inmediatamente en el año uno de operación, debido a que con la producción actual se recupera la inversión inicial. Esto se refleja de mejor manera en la Tabla 35, teniendo una tasa de retorno de 20 [MUSD] desde el primer año con el proyecto implementado.

De igual forma con el análisis de sensibilidad, se puede concluir que el proyecto es rentable es siempre rentable, excepto cuando se logra un ahorro menor del 20% de cloruro férrico y su costo anual disminuye a 5 [MUSD/año]. Sin embargo, estos casos son muy difíciles que ocurran, ya que con el sistema de recirculación implementado, se supone que no se tiene que realizar la operación de neutralizar, sino recircular el licor.

En la Tabla 35 se expresa el ahorro anual en el flujo de caja de la empresa con el sistema implementado. Por lo que se puede concluir que el sistema genera un ahorro efectivo desde el año uno de 17 [MUSD] hasta 27 [MUSD] en el año 10.

Tabla 35. Ahorro anual proyectado según Flujos de Caja

Año	Flujo Caja Actual [MUSD]	Flujo Caja Proyectado[M USD]	Ahorro Proyectado [MUSD]
0	9.478	9.446	-32
1	11.188	11.206	17
2	13.091	13.109	18
3	15.205	15.224	19
4	17.552	17.572	20
5	20.154	20.174	20
6	23.037	23.060	23
7	26.227	26.251	24
8	29.755	29.779	25
9	33.652	33.676	24
10	37.954	37.981	27

Por lo tanto, debido a lo anterior, se concluye que al recircular el licor de prensa al proceso de tratamiento de riles es un operación económicamente viable.

CAPÍTULO 7:

CONCLUSIONES

Este trabajo desarrolla un proyecto de inversión en la planta de tratamiento de RILes de la empresa Dupont, cuyo principal objetivo es implementar un sistema de recirculación de licor de prensa para dejar de neutralizarlo con cloruro férrico antes de descargarlo al ambiente.

El desarrollo de este proyecto trajo consigo determinar la posibilidad de recircular el licor de prensa al reactor tubular, para ello se realizaron pruebas de jarras en laboratorio donde se simuló el proceso de coagulación-floculación reemplazando el hidróxido de sodio por el licor de prensa, logrando la formación de flóculos con la adición de 185,3 [ml] de licor por cada 500 [ml] de RIL crudo. El pH final obtenido se encontró entre 6,5 y 7,0. En base a estos resultados, se puede concluir que técnicamente se puede utilizar el licor de prensa en la neutralización del RIL y formación de flóculos, haciendo efectiva la propuesta de recircular el licor de prensa al reactor de tubos.

Por lo tanto, se procedió a diseñar el sistema de recirculación desde la descarga del filtro de prensa hasta antes de la adición de hidróxido de sodio en el reactor tubular, el que consiste en una etapa de acopio de licor de prensa y posterior descarga al reactor tubular.

Mediante pruebas en la planta de tratamiento se determinó que el licor de prensa producido en la etapa de filtración es de 2,5 [m³] con un tiempo de operación de 5 horas, por lo que se concluye que el flujo de descarga desde el filtro de prensa es de 0,6 [m³/h]. Con este resultado se diseñaron los equipos e instrumentos como tuberías de HDPE, una bomba centrífuga, un estanque de HDPE, un dique de HPDE, un par de válvulas controladoras, interruptores de nivel, medidor y controlador de pH adicional, válvulas manuales.

La ingeniería básica del proyecto, se desarrolló en el capítulo 4 de éste trabajo. Primero que todo, se definió el alcance del proyecto para determinar si el proceso se puede modificar, verificándolo directamente en terreno y con ayuda del conocimiento tanto

teórico obtenido del capítulo 3 de este trabajo como también la experiencia en la operación de la planta con los operadores del área y supervisores de producción. A partir de esto, se concluyó que es factible implementar las modificaciones y ejecutar el proceso como se describe en el punto 4.2.2, por lo que se diseñó el diagrama de flujo del sistema (Figura 9) y su respectiva lógica de control.

Una vez con el diseño propuesto, se diseñó la bomba requerida, las tuberías necesarias para transportar el licor, el estanque con su respectivo dique para almacenarlo, las válvulas requeridas, la instrumentación (interruptores de nivel, pH metro, controlador pH) y se determinaron los servicios requeridos para llevar a cabo el diseño propuesto. Estos diseños se desarrollan en el ANEXO H, I, J y K. La ubicación de estos equipos se realizó mediante un levantamiento y estudio de la distribución de espacios de la planta (Figura 13). De estos diseños, se concluyó, que se trabajará con un caudal de alimentación al reactor tubular de 2,5 [m³/h], para que la bomba seleccionada no tenga problemas de cavitación. Sin embargo, el tiempo de operación del sistema de recirculación será sólo de 1,2 [h], lo que según lo revisado en las pruebas experimentales, este tiempo no garantizará la estabilidad del proceso ni sus variables, por lo que es una preocupación que se tendrá que monitorear por parte del operador de la planta y el ingeniero de procesos.

Al tener el sistema de recirculación implementado, se realizaron pruebas de puesta en marcha, donde se evaluaron las variables de la planta que se deben monitorear y sus valores críticos para el producto final, es decir el líquido clarificado y el lodo líquido. Estas variables son: Bomba FeCl₃, Bomba NaOH, Bomba Polímero, pH entrada RIL crudo, Bomba licor de prensa y la operación de las lamelas del DAF. Con la metodología experimental creado en el software Minitab, se realizaron las pruebas operacionales cuantitativas, donde se concluyó que los parámetros de operación de éstas variables deben ser de: la adición de cloruro férrico a 25%, la adición de hidróxido de sodio a 11%, la adición de polímero a 40%, el pH del RIL crudo en el caso que sea 5, la bomba de licor de prensa a 180 RPM y el funcionamiento de las lamelas del DAF en operación normal.

La variable crítica del sistema a monitorear una vez que el sistema éste operativo y se entregue formalmente es el pH del líquido clarificado, ya que este enviado directamente

al medio ambiente a través del emisario submarino, el cual tiene un monitoreo mensual por la autoridad.

En cuanto a la factibilidad económica, se puede concluir que el proyecto es rentable desde el año 0, es decir desde la implementación del proyecto, ya que el flujo de caja aumenta en 17 [MUSD] desde que entra en operación el sistema. Además el VAN proyectado a diez años aumenta 11 [MUSD] con el sistema de recirculación.

Estos índices económicos se deben a que si bien no era el objetivo del proyecto ahorrar hidróxido de sodio, se ha comprobado en las pruebas operacionales que al recircular el licor de prensa se puede reducir la adición de hasta un 67% de hidróxido de sodio, esto sumado al 60% de ahorro de cloruro férrico, genera un flujo de caja muy favorable y un aumento considerable del VAN a diez años. Sin embargo, estos ahorros de reactivos se deben monitorear constantemente una vez que se entregue el proyecto a la planta, para concluir el ahorro operacional real.

Por lo tanto, se puede concluir que el objetivo del proyecto se ha logrado con claridad, ya que actualmente se está realizando la automatización del sistema de recirculación de licor de prensa con lo desarrollado e implementado en este trabajo, y se eliminó una operación que significaba un aumento de reactivos, riesgos operacionales y variabilidad del pH del efluente descargado al medio ambiente.

BIBLIOGRAFÍA

- Creus, Antonio. 2010. *Instrumentación Industrial*. 8° Edición. Alfaomega Grupo Editor, Mexico.
- Diccionario económico. Disponible en: <http://www.expansion.com/diccionario-economico/>; Visitado el 25 de Junio 2015.
- Felder & Rousseau. 2004. *Principios Elementales de los Procesos Químicos*. 3ra Edición.
- Glicksman, M. 1993. *Food Hydrocolloids Volume II*. CRC Press, Florida, EEUU.
- Smith, H.C. Van Ness, M.M. 2003. *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química*. 7° Edición.
- Martín Hamilton Wilson, Alfredo Pezo Paredes. 2005. *Formulación y evaluación de proyectos tecnológicos empresariales aplicados*. 1ra edición. Convenio Andrés Bello. Colombia.
- Metcalf & Eddy. 1998. *Ingeniería de Aguas Residuales*. Ed. McGraw Hill.
- Perry, Robert H. 1992. *Manual del Ingeniero Químico*. 6° Edición. Ed. McGraw Hill.
- White, F. 2004. *Mecánica de fluidos*. 5ª Edición. Ed. McGraw Hill.

GLOSARIO DE TÉRMINOS

RIL: Residuo Industrial Líquido.

RILes: Residuos Industriales Líquidos.

Lodos: Sólidos obtenidos del tratamiento de RILes.

pH: Indica la concentración de iones hidronio [H_3O^+] presentes en soluciones acuosas y sirve para determinar qué tan ácido o básico es una sustancia.

Carragenina: Hidrocicloide extraído de algas marinas rojas con propiedades espesantes, gelificantes y estabilizante.

PLC: Controlador lógico programable que se utiliza para automatizar procesos electromecánicos.

DBO: La demanda bioquímica de oxígeno (DBO) es un parámetro que mide la cantidad de oxígeno consumido al degradar la materia susceptible de ser consumida u oxidada por medios biológicos que contiene una muestra líquida, disuelta o en suspensión.

DQO: La demanda química de oxígeno (DQO) es un parámetro que mide la cantidad de sustancias susceptibles de ser oxidadas por medios químicos que hay disueltas o en suspensión en una muestra líquida.

Floculante: Sustancia química que aglutina sólidos en suspensión, provocando su precipitación.

Polielectrolito aniónico: Caracterizados por la existencia de grupos que permiten la adsorción, y grupos ionizados negativamente, cuyo papel consiste en aumentar la extensión de las cadenas del polímero.

Cal Hitrada: Hidróxido de calcio con fórmula $\text{Ca}(\text{OH})_2$ que se obtiene de manera natural por hidratación del óxido de calcio (CaO).

Set-point: Valor al que se desea mantener una variable de proceso.

Cv: Coeficiente de dimensionamiento de válvula que se define como: “Caudal de agua en galones USA por minuto a la temperatura de 60 °F (15,5 °C) que pasa a través de la válvula en posición completamente abierta y con una pérdida de carga de una libra por pulgada cuadrada (psi)”.

Kv: Coeficiente de dimensionamiento de válvula de la norma internacional IEC-534-1987 sobre Válvulas de Control de Procesos Industriales define del siguiente modo: “Caudal de agua entre 5 °C y 30 °C en m³/h que pasa a través de la válvula a una apertura dada y con una pérdida de carga de 1 bar (105 Pa) (1,02 Kg/cm²)”.

Rangeabilidad: Gama de caudales regulables que la válvula es capaz de regular dentro de la exactitud de la característica inherente de la válvula.

VLT: Variador de frecuencia. Varía la frecuencia a la que opera un motor

Layout: Diagrama de distribución de los elementos o equipos de una planta de procesos.

SST: Sólidos suspendidos totales, parámetro utilizado en la calificación de la calidad de agua e indica la cantidad de sólidos presentes en suspensión y que pueden ser separados por medios mecánicos.

S/N: Razón señal y ruido de Taguchi. Señal es el producto de un proceso debe entregar. Ruido es la interferencia creada por factores externos del sistema que afectan la calidad del producto.

VAN: El Valor Actualizado Neto (VAN) es un método de valoración de inversiones que puede definirse como la diferencia entre el valor actualizado de los cobros y de los pagos generados por una inversión. Proporciona una medida de la rentabilidad del proyecto analizado en valor absoluto, es decir expresa la diferencia entre el valor actualizado de las unidades monetarias cobradas y pagadas.

TIR: La Tasa Interna de Retorno o de Rentabilidad (TIR), es un método de valoración de inversiones que mide la rentabilidad de los cobros y los pagos actualizados, generados por una inversión, en términos relativos, es decir en porcentaje.

ANEXOS

ANEXO A. Análisis químico al RIL crudo efectuado 10/07/2013 por AQUAGESTION S.A.

Tabla 36. Características químicas del RIL

Parámetro	Unidad	Resultados
Cloruro	mg/L	10968
Nitrato	mg/L	<0,2
Nitrito	mg/L	<0,10
Nitrógeno Kjeldhal	mg/L	659
pH Laboratorio	Unidad	5,66
Fosforo Total	mg/L	66,8
Sulfato disuelto	mg/L	9277
Arsénico	mg/L	0,024
Cadmio	mg/L	<0,001
Cromo	mg/L	0,593
Cromo +6	mg/L	<0,010
Cobre	mg/L	0,593
Mercurio	mg/L	0,025
Plomo	mg/L	0,012
Selenio	mg/L	<0,005
Cinc	mg/L	0,286
Hierro	mg/L	0,359
Hidrocarburos Volátiles	mg/L	<0,10
Aceites y Grasas	mg/L	2237
DBO5	mg/L	12263
DBO5 soluble	mg/L	6860
DQO	mg/L	29237
Hidrocarburos fijos	mg/L	<5,0
Hidrocarburos totales	mg/L	<5,0
Conductividad	us/cm	85900
Poder Espumógeno	mm	<2
Sólidos Sedimentables	mg/L	<0,1
Sólidos suspendidos totales	mg/L	4100
Sólidos totales	mg/L	102300

ANEXO B. Tabla N°5 del Decreto Supremo N° 90

Tabla 37. Tabla N°5 DS90 “Límites Máximos De Concentración Para Descarga De Residuos Líquidos A Cuerpos De Agua Marinos Fuera De La Zona De Protección Litoral”.

Parámetro	Unidad	Límite Máximo Permisible
Aceites y Grasas	mg/L	150
Sólidos Sedimentables	mg/L	20
Sólidos Suspendidos Totales	mg/L	300
Aluminio	mg/L	10
Arsénico	mg/L	0,5
Cadmio	mg/L	0,5
Cianuro	mg/L	1
Cobre	mg/L	3
Índice de Fenol	mg/L	1
Cromo Hexavalente	mg/L	0,5
Cromo Total	mg/L	10
Estaño	mg/L	1
Fluoruro	mg/L	6
Hidrocarburos Totales	mg/L	20
Hidrocarburos Volátiles	mg/L	2
Manganeso	mg/L	4
Mercurio	mg/L	0,02
Molibdeno	mg/L	0,5
Níquel	mg/L	4
PH	Unidad	5,5 - 9,0
Plomo	mg/L	1
SAAM	mg/L	15
Selenio	mg/L	0,03
Sulfuro	mg/L	5
Zinc	mg/L	5

ANEXO C. Análisis químico al lodo tratado con Cal efectuado el 10/07/2013 por AQUAGESTION S.A.

Tabla 38. Análisis lodo tratado con Cal

Parámetro	Unidad	Resultados
Cloruro	mg/L	17073
Nitrato	mg/L	<0,2
Nitrito	mg/L	<0,10
Nitrógeno Kjeldhal	mg/L	1691
pH Laboratorio	Unidad	12,63
Fosforo Total	mg/L	318
Sulfato disuelto	mg/L	12315
Arsénico	mg/L	0,118
Cadmio	mg/L	0,744
Cromo	mg/L	4,42
Cromo +6	mg/L	<0,010
Cobre	mg/L	15
Mercurio	mg/L	0,129
Plomo	mg/L	0,548
Selenio	mg/L	<0,005
Cinc	mg/L	2,25
Hidrocarburos Volátiles	mg/L	<0,10
Aceites y Grasas	mg/L	12920
DBO5	mg/L	15825
DBO5 soluble	mg/L	6650
DQO	mg/L	59962
Hidrocarburos fijos	mg/L	<5,0
Hidrocarburos totales	mg/L	<5,0
Conductividad	us/cm	76800
Sólidos Sedimentables	mg/L	<0,1
Sólidos suspendidos totales	mg/L	29200
Sólidos totales	mg/L	88140

ANEXO D. Análisis químico al lodo filtrado (Tortas Filtradas) efectuado el 10/07/2013 por AQUAGESTION S.A.

Tabla 39. Análisis a tortas filtradas.

Parámetro	Unidades	Resultados
Aceites y Grasas	mg/kg	<0,05
Hidrocarburos fijos	mg/kg	<5,0
Hidrocarburos totales	mg/kg	<5,0
Hidrocarburos Volátiles	mg/kg	<0,539
Nitrógeno Total	mg/kg	12143
Fosforo Total	mg/kg	3683
Arsénico	mg/kg	2,52
Cadmio	mg/kg	4,74
Cromo	mg/kg	32,9
Cobre	mg/kg	11,9
Plomo	mg/kg	108
Selenio	mg/kg	<0,101
Cinc	mg/kg	25,2
Conductividad	us/cm	26200
Porcentaje de humedad	%	64,1
pH Laboratorio	Unidad	12,6

ANEXO E. Procedimiento Pruebas de Jarras

Materiales

- Equipo de prueba de jarras “Jar Tester”.
- 2 vasos de precipitados de 1000 [ml], 2 vasos de precipitados de 50 [ml] y un vaso de 500 [ml].
- Probeta de 1000 [ml].
- 3 Jeringas de 5 [ml].
- pH-metro

Reactivos

- Cloruro férrico (FeCl_3) al 40 % P/P.
- Hidróxido de Sodio líquida (NaOH) al 50 % P/P.
- Polímero Aniónico al 0,3 % P/P.
- Licor de Prensa.

Procedimiento

- Agregar a cada vaso del equipo 1000 [ml], 500 [ml] o 1500 [ml] de muestra de RIL crudo.
- Encender el equipo para que las aspas comiencen a girar y agitar el RIL.
- Añadir FeCl_3 al 40% a los conos hasta percibir la formación de coágulos o cambio de color. Medir el pH y registrar la dosis utilizada.
- Adicionar NaOH o licor de prensa, según corresponda, hasta lograr un pH aproximado de 6,5. Registrar la cantidad utilizada y el pH final.
- Adicionar polímero hasta que se observen formación de flóculos. Registrar la dosis utilizada cuando esto ocurra y medir el pH.
- Detener la agitación de las aspas del equipo.
- Registrar las imágenes de la separación.

ANEXO F. Balance de Masa Licor de Prensa

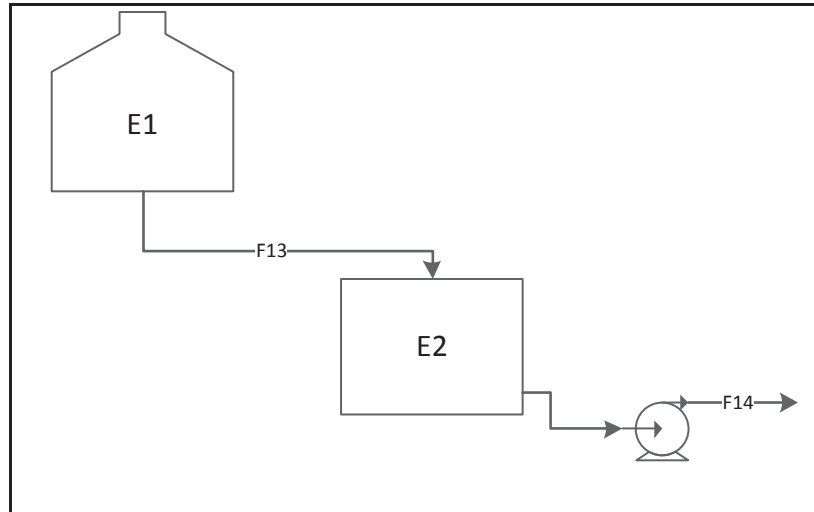


Figura 21. Esquema de acumulación del Licor de Prensa

Balance de Masa a E1:

La ecuación de balance de masa transiente queda definida por:

$$\frac{dM}{dt} = -\rho_{13} * F_{13}$$

Donde la masa se puede definir como la densidad por volumen:

$$\frac{d(V * \rho)}{dt} = -\rho_{13} * F_{13}$$

Derivando en dos variables resulta:

$$\frac{d\rho}{dt}V + \frac{dV}{dt}\rho = -\rho_{13} * F_{13}$$

Debido a que la densidad del líquido no cambia en función del tiempo y es siempre constante, resulta:

$$\frac{dV}{dt} = -F_{13}$$

Despejando las variables independientes:

$$\frac{dV}{F_{13}} = - dt$$

Integrando:

$$\int \frac{dV}{F_{13}} = - \int dt$$

Los valores de frontera se tomaran como:

- Para el volumen: el volumen inicial (cantidad producida de licor por filtrado) es de 3m^3 y el volumen final es 0 m^3 , ya que se supone que el estanque queda vacío.
- Para el tiempo: desde tiempo inicial igual a 0 hasta un tiempo de vaciado de estanque de 5 horas.

$$\int_{2,5}^0 \frac{dV}{F_{13}} = - \int_0^5 dt$$

Resolviendo la integral, (Considerando que el flujo de licor es constante).

$$\frac{-1}{F_{13}} (0 - 2,5) = 5 - 0$$

$$\frac{3}{F_{13}} = 5$$

Despejando

$$F_{13} = \frac{3}{5}$$

$F_{13} = 0,6 \text{ [m}^3\text{/h]}$

Balance de masa a E2:

La ecuación de balance de masa transiente queda definida por:

$$\frac{dM}{dt} = \rho_{13} * F_{13} - \rho_{14} * F_{14}$$

Donde la masa se puede definir como la densidad por volumen:

$$\frac{d(V * \rho)}{dt} = \rho_{13} * F_{13} - \rho_{14} * F_{14}$$

Derivando en dos variables:

$$\frac{d\rho}{dt}V + \frac{dV}{dt}\rho = \rho_{13} * F_{13} - \rho_{14} * F_{14}$$

Debido que la densidad del líquido no cambia en función del tiempo y es siempre constante, resulta:

$$\frac{dV}{dt} = F_{13} - F_{14}$$

Despejando las variables independientes:

$$\frac{dV}{F_{13} - F_{14}} = dt$$

Integrando:

$$\int_{V_1}^{V_2} \frac{dV}{F_{13} - F_{14}} = \int_{t_1}^{t_2} dt$$

Asumiendo que los flujos se mantienen constante:

$$\frac{V_2 - V_1}{F_{13} - F_{14}} = t_2 - t_1 \quad \text{Ec. 16}$$

La Ec.16, servirá más adelante para calcular el tiempo de vaciado del estanque a partir del volumen del estanque diseñado y el flujo de la bomba seleccionada.

ANEXO G. Diagramas de Flujo del Sistema Recirculación

ANEXO G.1 Diagrama de alimentación a estanque de licor de prensa.

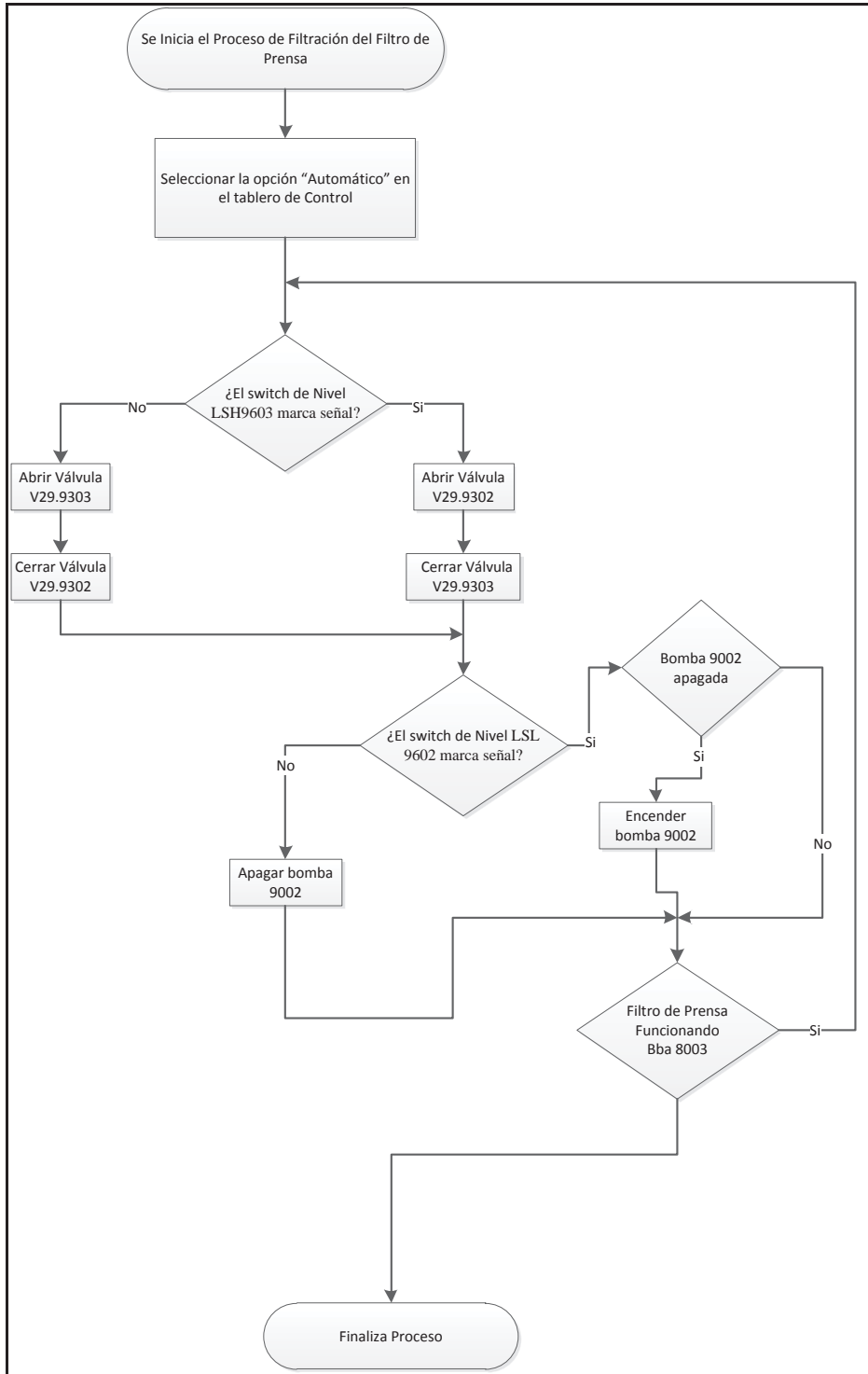


Figura 22. Diagrama de Flujo Alimentación a estanque licor de prensa.

ANEXO G.2 Diagrama de alimentación a reactor tubular.

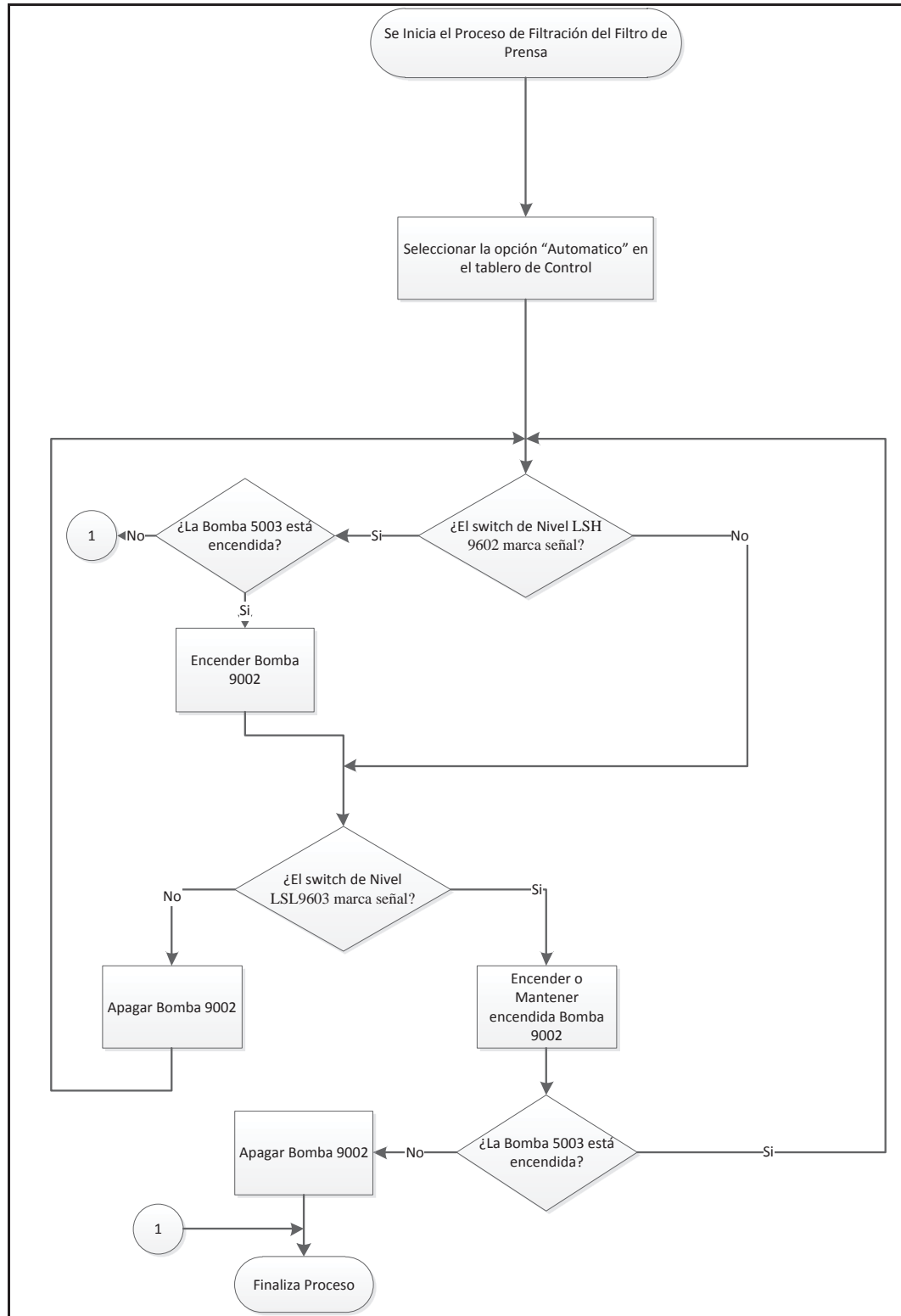


Figura 23. Diagrama de Flujo de alimentación reactor tubular.

ANEXO G.3 Diagrama de dosificación bomba Hidróxido de Sodio.

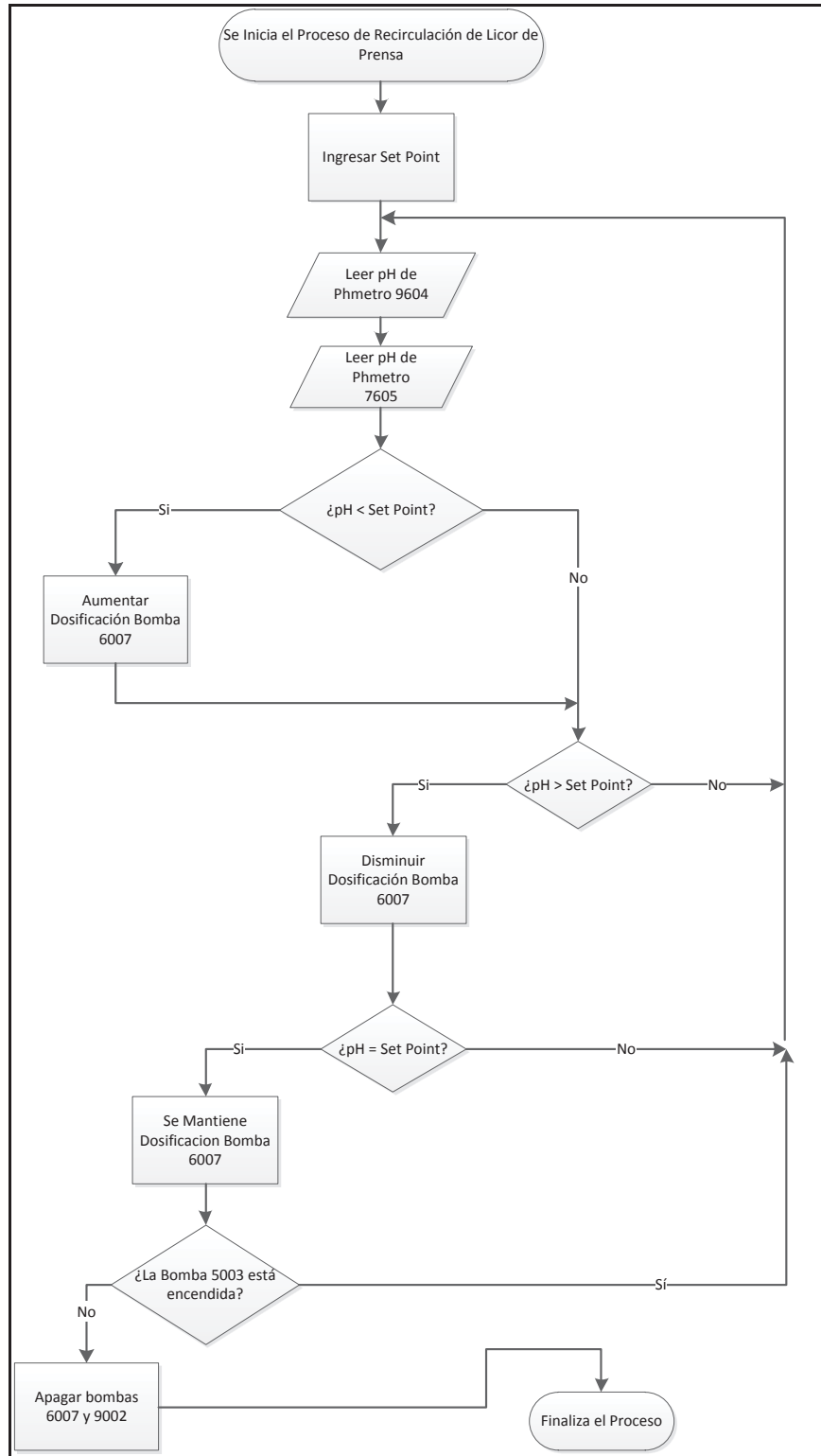


Figura 24. Diagrama de Flujo dosificación licor de prensa.

ANEXO H. Diseño Estanque y Dique Licor de Prensa

ANEXO H.1 Diseño Estanque Cilíndrico

H.1.1 Determinación Volumen Estanque

- Caudal de descarga: 0,6 [m³/h]
- Tiempo de Descarga: 5 [h]

$$Volumen_{estanque} = Caudal \times Tiempo$$

$$Volumen_{estanque} = 0,6 \times 5$$

$$Volumen_{estanque} = 3 \text{ [m}^3\text{]}$$

H.1.2 Determinación Área

- Diámetro: 1,5 [m] (por espacio disponible)

$$Area_{Estanque} = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$Area_{Estanque} = \frac{\pi \times 1,5^2}{4}$$

$$Area_{Estanque} = 1,77 \text{ [m}^2\text{]}$$

H.1.3 Determinación Alto

$$Alto = \frac{Volumen_{estanque}}{Area_{Estanque}}$$

$$Alto = \frac{3}{1,77}$$

$$Alto = 1,7 \text{ [m]}$$

ANEXO H.2 Diseño Dique contención

H.2.1 Determinación Volumen Dique Cuadrangular

- Volumen de estanque: 3 [m³]

$$Volumen_{dique} = 1,1 \times Volumen_{estanque}$$

$$Volumen_{dique} = 1,1 \times 3$$

$$Volumen_{dique} = 3,3 \text{ [m}^3\text{]}$$

H.2.2 Determinación Área

- Largo: 1,7 [m] (por espacio disponible planta)

$$Area_{dique} = Largo^2$$

$$Area_{dique} = 1,7^2$$

$$Area_{dique} = 2,89 \text{ [m}^2\text{]}$$

H.2.3 Determinación Alto

$$Alto = \frac{Volumen_{dique}}{Area_{dique}}$$

$$Alto = \frac{3,3}{2,89}$$

$$Alto = 1,14 \text{ [m]}$$

ANEXO I. Diseño tuberías HDPE

ANEXO I.1 Selección del diámetro

I.1.1 Descarga Licor de Prensa

Para garantizar un flujo turbulento, el número de Reynolds debe ser mayor a 2.100, por lo que para diseñar las cañerías y asegurar un flujo turbulento se utilizará un $Re = 7.000$, es decir:

$$Re = \frac{vD}{\mu}$$

$$\mu = 1,01 \times 10^{-6} \text{ [m}^2\text{/s]} \text{ (Agua líquida)}$$

$$Q = 0,6 \text{ [m}^3\text{/h]} \text{ (descarga licor)}$$

$$v = \frac{Q}{A} \quad A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$Re = \frac{\frac{4Q}{\pi D^2} D}{\mu}$$

$$Re = \frac{4Q}{\pi D \mu}$$

$$D = \frac{4Q}{Re \mu \pi}$$

$$D = \frac{4 \times 1,667 \times 10^{-4}}{7000 \times 1,01 \times 10^{-6} \times \pi}$$

$$D = 0,03 \text{ [m]}$$

Por lo tanto, debido a la disponibilidad del fabricante, se elige una cañería con diámetro de 0,032 [m] para asegurar un flujo con numero de Reynolds de 6567 y velocidad de 0,207, por lo tanto turbulento.

Espesor

Considerando, que el licor de prensa llega a una operación de hasta 12 [bar], por lo que la presión nominal de la cañería debe ser mayor a 12, es decir $PN > 12$

$$PN = \frac{200\sigma_s e}{D - e}$$

$$\sigma_s = 8 \text{ (para material PE 100)}^{10}$$

$$e = 0,002 \text{ [m]}$$

Por lo tanto, el espesor debe ser mayor a 0,002 [m].

Finalmente, se selecciona una cañería PE 100, con Presión nominal de 16 y espesor de 0,003 [m] de acuerdo a la disponibilidad de proveedor.

I.1.2 Alimentación Reactor Tubular

El diseño considera que la velocidad de descarga debe ser de 3/2 a 2 veces la velocidad de succión. Por lo que si en la succión la cañería tiene una velocidad de 0,207 [m/s], la velocidad de descarga de la bomba o alimentación al reactor será de al menos 0,414 [m/s].

Por lo que el diámetro tiene que ser de 0,022 [m]. Por lo tanto, y de acuerdo a disponibilidad del proveedor, se selecciona una cañería de PE 100, con Presión nominal de 16 y diámetro de 0,02 [m].

10: www.petroflex.cl/PDF/hdpe.pdf.

ANEXO I.2 Cálculo Pérdidas de Carga:

Para obtener la pérdida de carga se utilizará la ecuación de Darcy-Weisbach, ya que para tuberías lisas presenta menor pérdida de carga y mejor concordancia experimental.

$$H = \frac{fLv^2}{D2g} \text{ (Darcy-Weisbach)}$$

Y para obtener el factor de fricción se utilizara la formula Colebrook-White, ya que es la más exacta y universal.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2,0 \log \left(\frac{2,51}{Re\sqrt{f}} + \frac{\varepsilon}{3,71D} \right)$$

Siendo para cañerías HDPE

$$\varepsilon = 1 \times 10^{-5} \text{ [m]}^{11}$$

I.2.1 Descarga al Estanque Auxiliar

$$v = 0,207 \text{ [m/s]}$$

$$L_{eq} = 62,15 \text{ [m]}$$

$$Re = 6567$$

$$f = 0,038$$

$$H = \frac{0,038 \times 62,15 \times 0,207^2}{0,032 \times 2 \times 9,8}$$

$$H = 0,161 \text{ [m.c.a]}$$

$$H = 0,016 \text{ [bar]}$$

11: Manual Técnico Tubería HDPE. Minería e Industria. PLASTIFORTE.

I.2.2 Descarga al Estanque Licor de prensa

$$L_{eq} = 42,56 \text{ [m]}$$

$$v = 0,207 \text{ [m/s]}$$

$$f = 0,038$$

$$H = \frac{0,038 \times 42,56 \times 0,207^2}{0,032 \times 2 \times 9,8}$$

$$H = 0,111 \text{ [m.c.a]}$$

$$H = 0,011 \text{ [bar]}$$

I.2.3 Alimentación Reactor Tubular

Succión:

$$L_{eq} = 19,68 \text{ [m]}$$

$$v = 0,207 \text{ [m/s]}$$

$$Re = 6.567$$

$$f = 0,038$$

$$H = \frac{0,038 \times 19,68 \times 0,207^2}{0,032 \times 2 \times 9,8}$$

$$H = 0,051 \text{ [m.c.a]}$$

$$H = 5,1 \times 10^{-3} \text{ [bar]}$$

Descarga:

$$L_{eq} = 36,1 \text{ [m]}$$

$$v = 0,414 \text{ [m/s]}$$

$$Re = 8.198$$

$$f = 0,038$$

$$H = \frac{0,038 \times 36,1 \times 0,422^2}{0,02 \times 2 \times 9,8}$$

$$H = 0,623 \text{ [m.c.a]}$$

$$H = 0,061 \text{ [bar]}$$

ANEXO I.3 Golpe de Ariete

$$\Delta P = \frac{c\Delta v}{g}$$

Para cañerías de HDPE a 20°C:

$$c = 115\sqrt{PN}^{11}$$

I.3.1 Descarga Estanques

- $\Delta v = 0,207$ [m/s]

$$\Delta P = \frac{115 \times \sqrt{16} \times 0,207}{9,8}$$

$$\Delta P = 9,71[\text{m.c.a}]$$

$$\Delta P = 0,95 [\text{bar}]$$

I.3.2 Succión Bomba

- $\Delta v = 0,207$ [m/s]

$$\Delta P = \frac{115 \times \sqrt{16} \times 0,207}{9,8}$$

$$\Delta P = 9,71[\text{m.c.a}]$$

$$\Delta P = 0,95 [\text{bar}]$$

I.3.3 Descarga Bomba

- $\Delta v = 0,414$ [m/s]

$$\Delta P = \frac{115 \times \sqrt{16} \times 0,414}{9,8}$$

$$\Delta P = 19,43 [\text{m.c.a}]$$

$$\Delta P = 1,91 [\text{bar}]$$

ANEXO J. Diseño Bomba Licor de prensa

ANEXO J.1 Determinación Punto Operación:

J.1.1 Diagrama

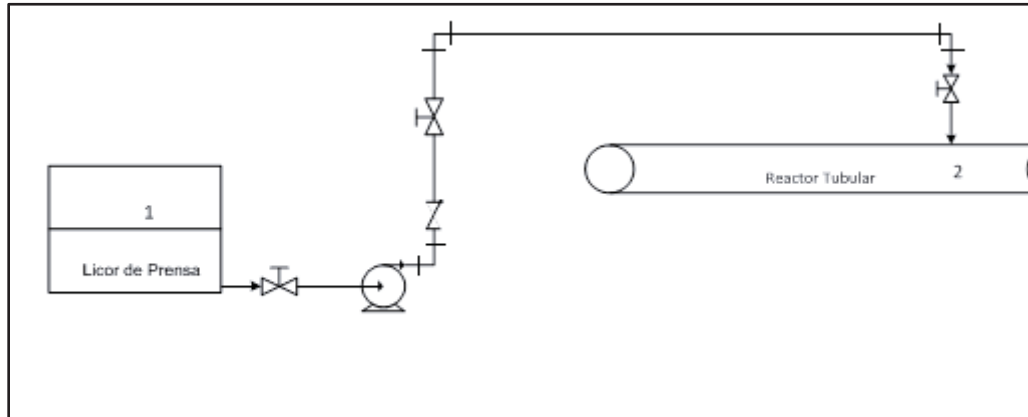


Figura 25. Diagrama bomba licor de prensa

J.1.2 Características del Licor de prensa

- Densidad: 1.048 [kg/m³]
- Viscosidad: 1 [cP]

J.1.3 Consideraciones de diseño

- Cañería: HDPE
- Diámetro cañería succión: 0,032 [m]
- Diámetro cañería descarga: 0,020 [m]
- Largo cañería succión: 5,6 [m]
- Largo cañería descarga: 3,5 [m]
- Altura: 1 [m]
- $\varepsilon = 1 \times 10^{-5}$ [m] (cañerías HDPE)

J.1.4 Balance de Energía (Bernoulli)

$$H_m = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + (z_2 - z_1) + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2g_c} + H_p$$

➤ $(z_2 - z_1) = 1$ [m]

➤ $P_1 = 0$ [Bar]

➤ $P_2 = 0$ [Bar]

➤ $A_1 \gg \gg A_2$

➤ $v_1 \ll \ll v_2$

➤ $v_1 = 0$

Para las pérdidas de carga:

$$H_p = H_s + H_d$$

$$H_s = \frac{f_s \times 19,68 \times \left(\frac{4Q}{\pi 0,032^2}\right)^2}{0,032 \times 2 \times 9,8}$$

$$H_d = \frac{f_d \times 36,1 \times \left(\frac{4Q}{\pi 0,02^2}\right)^2}{0,02 \times 2 \times 9,8}$$

$$Re = \frac{4Q \times \rho}{\text{Diametro} \times \pi \times \mu}$$

$$f_d = f\left(Re, \frac{\varepsilon}{D}\right)$$

Reemplazando en la ecuación, se obtiene:

$$H_{\text{sistema}} = 1 + \frac{\left(\frac{4Q}{\pi 0,02^2}\right)^2}{2} + \frac{f_s \times 19,68 \times \left(\frac{4Q}{\pi 0,032^2}\right)^2}{0,032 \times 2 \times 9,8} + \frac{f_d \times 36,1 \times \left(\frac{4Q}{\pi 0,02^2}\right)^2}{0,02 \times 2 \times 9,8}$$

Iterando, se grafica la curva del sistema (línea roja), como en la Figura 19.

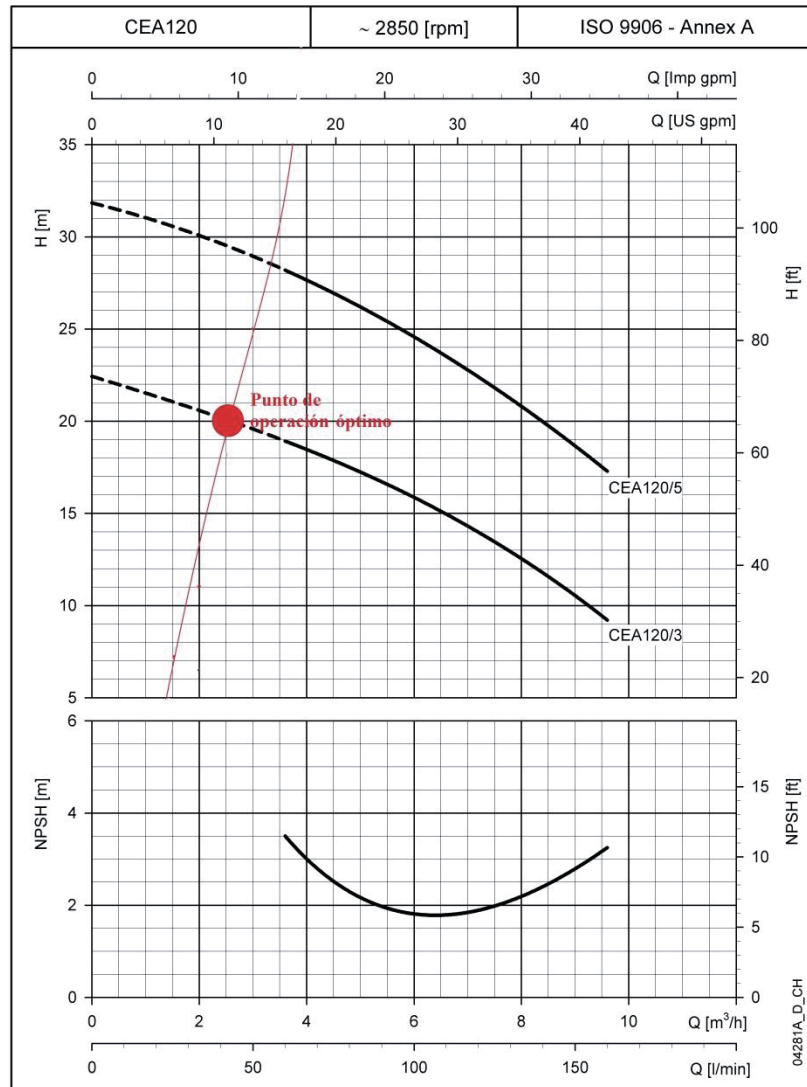


Figura 26. Curva característica bomba licor de prensa¹²

Por lo tanto, según la Figura 26, el caudal óptimo de operación es de 2,5 [m³/h].

12: http://brownbros.com.au/files/Technical_Data/TECHNICAL_Lowara_C-Series_ceaca-td-en-rc.pdf

ANEXO J.2 Calculo pérdidas de carga con Bomba

J.2.1 Succión Bomba:

$$L_{eq} = 19,68 \text{ [m]}$$

$$v = 0,858 \text{ [m/s]}$$

$$Re = 27.184$$

$$f = 0,025$$

$$H = \frac{0,025 \times 19,68 \times 0,858^2}{0,032 \times 2 \times 9,8}$$

$$H = 0,573 \text{ [m.c.a]}$$

$$H = 0,056 \text{ [bar]}$$

J.2.2 Descarga Bomba:

$$L_{eq} = 36,1 \text{ [m]}$$

$$v = 2,19 \text{ [m/s]}$$

$$Re = 43.366$$

$$f = 0,023$$

$$H = \frac{0,023 \times 36,1 \times 2,19^2}{0,02 \times 2 \times 9,8}$$

$$H = 10,2 \text{ [m.c.a]}$$

$$H = 1 \text{ [bar]}$$

ANEXO J.3 Potencia requerida

Del Balance de energía, se obtiene que la altura requerida de la bomba entonces será de:

$$H_{sistema} = 1 + 2,44 + 0,573 + 10,2$$

$$H_{sistema} = 14,21 \text{ [m]}$$

$$W_p = \frac{Q \times H_{sistema} \times \rho \times g}{eficiencia}$$

- $eficiencia = 0,6$
- $Q = 2,5 \text{ [m}^3/\text{h]} = 6,9 \times 10^{-4} \text{ [m}^3/\text{s]}$
- $g = 9,8 \text{ [m}^2/\text{s]}$

$$W_p = 169 \text{ [W]}$$

Con un factor de seguridad de 1,18, finalmente la potencia requerida por la bomba para transportar el licor de prensa a través del sistema de recirculación es de 199,4 [W].

Sin embargo, de acuerdo al mercado, se seleccionará una bomba de 200 [W].

ANEXO J.4 Determinación tiempo vaciado estanque con flujo de Bomba a 2,5 [m³/h]:

Del anexo F, la Ec. 16 del balance de masa según la Figura 21.

Los valores de frontera:

- Para el volumen: el volumen inicial (capacidad acopio) es de 3 m³ y el volumen final es 0 m³, ya que se supone que el estanque queda vacío.
- El flujo de entrada (F13) es cero, ya que el sistema parte cuando el estanque está lleno.
- Para el tiempo: la descarga empieza en $t = 0$.

$$\frac{-3}{-2,5} = t - 0$$

$t = 1,2 \text{ [h]}$

ANEXO J.5 Recalculo golpe de ariete con caudal bomba

$$\Delta P = \frac{c\Delta v}{g}$$

Para cañerías de HDPE a 20°C,

$$c = 115\sqrt{PN}$$

J.4.1 Succión Bomba:

- $\Delta v = 0,858$ [m/s]

$$\Delta P = \frac{115 \times \sqrt{16} \times 0,858}{9,8}$$

$$\Delta P = 43,48 \text{ [m.c.a]}$$

$$\Delta P = 4,27 \text{ [bar]}$$

J.4.2 Descarga Bomba:

- $\Delta v = 2,19$ [m/s]

$$\Delta P = \frac{115 \times \sqrt{16} \times 2,19}{9,8}$$

$$\Delta P = 69,46 \text{ [m.c.a]}$$

$$\Delta P = 6,81 \text{ [bar]}$$

ANEXO K. Dimensionamiento de válvulas

ANEXO K.1 Válvulas de Control

K.1.1 Diagrama

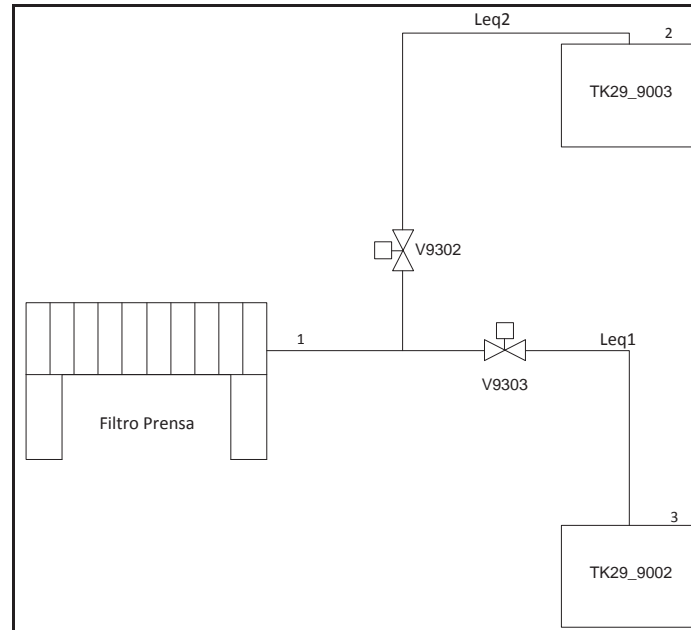


Figura 27. Diagrama de descarga licor de prensa

K.1.2 Consideraciones Diseño

- $P_1 = 13$ [bar]
- $P_2 = P_3 = 1$ [bar]
- Densidad Licor = 1.048 [kg/m³]
- Viscosidad Licor = $\mu = 1,01 \times 10^{-6}$ [m²/s]
- Caudal diseño = $0,6$ [m³/h]
- $Leq_1 = 42,56$ [m]
- $Leq_2 = 62,15$ [m]
- Diámetro = 32 [mm]

- Cañería = HDPE
- $\varepsilon = 1 \times 10^{-5}$ [m] (factor rugosidad absoluto HDPE)

K.1.3 Cálculo Coeficiente de Flujo (Kv)

$$Q_{max} = K_v \sqrt{\frac{\Delta P_{valvula}}{\rho_{licor}}}$$

$$Q_{max} = 1,15 Q_{diseño}$$

$$Q_{max} = 0,6 \times 1,15 = 0,69 \text{ [m}^3/\text{h]}$$

$$\Delta P_{valvula} = 0,3 \Delta P_{Sistema \text{ sin valvula}}$$

$$\Delta P_{Sistema \text{ sin valvula}} = h_f + \Delta P_{2-1}$$

$$h_f = \frac{fLv^2}{D2g}$$

$$v_{max} = \frac{Q_{max}}{A} = \frac{0,69}{\frac{\pi \times 0,032^2}{4}} = 857,9 \text{ [m/h]} \text{ (0,24 m/s)}$$

$$Re = \frac{v_{max}D}{\mu} = \frac{0,24 \times 0,0324}{1,01 \times 10^{-6}} = 7551$$

$$\text{Con } \frac{1}{\sqrt{f}} = -2,0 \log \left(\frac{2,51}{Re\sqrt{f}} + \frac{\varepsilon}{3,71D} \right)$$

$$f = 0,02$$

K.1.3.1 Para la válvula hacia TK29_9002

$$h_f = \frac{0,02 \times 42,56 \times 0,24^2}{0,032 \times 2 \times 9,8} = 0,078 \text{ [m]}$$

$$\Delta P_{2-1} = P_1 - P_2 = 12 \text{ [bar]}$$

$$\Delta P_{\text{Sistema sin valvula}} = 12 + 0,078 \times 0,1 = 12,01 \text{ [bar]}$$

$$\Delta P_{\text{valvula}} 0,3 \times 12,01 = 3,602 \text{ [bar]}$$

$$k_v = 1,16 \times Q_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P_{\text{valvula}}}} = 0,69 \sqrt{\frac{1,048}{3,602}} = 0,379 \text{ [m}^3\text{/h]}$$

$$Cv = 1,16k_v = 0,43 \text{ [GPM]}$$

Entonces para el tramo 1, se elige una válvula que el $Cv_{100\%}$ sea superior al Cv calculado, por lo tanto de la Figura 28 se obtiene con $Cv_{100\%}$ de 19 [GPM], diámetro nominal de 2 [pulg] (0,05 [m]) y diámetro de asiento de 1,355 [pulg] (0,03 [m]).

K.1.3.2 Para la válvula hacia TK29_9003

$$h_f = \frac{0,02 \times 62,5 \times 0,24^2}{0,032 \times 2 \times 9,8} = 0,11 \text{ [m]}$$

$$\Delta P_{2-1} = P_1 - P_2 = 12 \text{ [bar]}$$

$$\Delta P_{\text{Sistema sin valvula}} = 12 + 0,11 \times 0,1 = 12,01 \text{ [bar]}$$

$$\Delta P_{\text{valvula}} 0,3 \times 12,01 = 3,603 \text{ [bar]}$$

$$K_v = Q_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P_{\text{valvula}}}} = 0,69 \sqrt{\frac{1,048}{3,603}} = 0,372 \text{ [m}^3\text{/h]}$$

$$Cv = 0,433 \text{ [GPM]}$$

Entonces para el tramo 2, también se elige una válvula que el $Cv_{100\%}$ sea superior al Cv calculado, es decir de la Figura 28 se obtiene con una válvula con $Cv_{100\%}$ de 19 [GPM], diámetro nominal de 2 [pulg] y diámetro de asiento de 1,355 [pulg]. (0,03 [m]).

K.1.4 Rangeabilidad de la válvula control

$$\text{Rangeabilidad} = \frac{Cv \text{ al } 100\% \text{ abertura}}{Cv \text{ al } 10\% \text{ abertura}}$$

De la Figura 28, se obtienen los siguientes valores para la válvula seleccionada:

$$Cv \text{ al } 100\% = 19$$

$$Cv \text{ al } 10\% = 0,6$$

$$\text{Rangeabilidad}_{\text{válvula}} = \frac{19}{0,6} = 31,67$$

C_v and F_L Versus Travel												
V-Port Trim												
ANSI Class: 150 through 1500												
Sizes: 2" through 16"												
Flow Characteristics: EQUAL PERCENTAGE												
Percent of Plug Travel			10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
F _L	Full Area		.96	.96	.96	.96	.95	.94	.94	.93	.91	.90
	Reduced Area		.96	.96	.95	.94	.93	.92	.91	.90	.89	.88
Valve Size (inches)	Orifice Diameter (inches) Upper/Lower	Travel (inches)	Rated C _v									
2	1.438/1.355	0.8	0.6	1.1	1.5	2.0	2.8	4.2	5.5	8.5	12.3	19
	2.000/1.906	0.8	1.4	2.8	3.8	5.3	7.2	10.5	13.9	21.6	31.2	48
3	1.876/1.782	1.5	1.3	2.6	3.5	4.8	6.6	9.7	12.8	19.8	28.6	44
	2.625/2.531	1.5	3.3	6.6	8.8	12.1	16.5	24.2	31.9	49.5	71.5	110
4	2.376/2.282	1.5	2.3	4.7	6.2	8.6	11.7	17.2	22.6	35.1	50.7	78
	3.500/3.406	1.5	5.8	11.7	15.6	21.4	29.2	42.9	56.5	87.7	126	195
6	3.500/3.406	2.0	5	11	14	20	27	40	52	81	117	180
	5.250/5.156	2.0	14	27	36	50	68	99	130	202	292	450

Figura 28. Extracto de tabla de Cv para válvulas controladoras CH2500¹³

13: http://www.herrera.unt.edu.ar/controldeprocesos/Tema_3/Ch2500.pdf

K.1.5 Cavitación Válvula Control

K.1.5.1 Diagrama

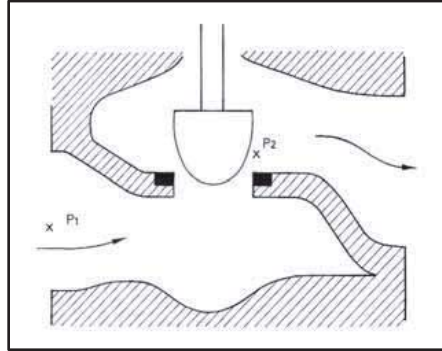


Figura 29. Válvula de control

K.1.5.2 Consideraciones Diseño

- $P_1 = 12$ [bar]
- V_1 (a la entrada válvula) = 0,207 [m/s]
- $V_2(\text{asiento}) = \frac{Q}{A_{\text{asiento}}} = \frac{4 \times 1,667 \times 10^{-4}}{\pi \times 0,03^2} = 0,236$ [m/s]
- $P_{\text{vapor Licor}}$ (agua a 10°C) = 9,209 [mmHg] (0,01 [bar])

K.1.5.3 Balance de Energía

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2g_c} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2g_c}$$

$$P_2 = 12 + 1048 \times \left(\frac{0,207^2}{2g_c} - \frac{0,236^2}{2g_c} \right)$$

$$P_2 = 11,3 \text{ [bar]}$$

Ya que $P_2 > P_{\text{vapor Licor}}$, la válvula no cavita.

K.1.5.3 Caída de Presión

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 11,3 - 12 = -0,7 \text{ [bar]}$$

ANEXO K.2 Válvula de Retención

K.2.1 Determinación Diámetro Nominal

K.2.1.1 Consideraciones de Diseño

- Caudal volumétrico licor = 2,5 [m³/h]
- Densidad licor = 1048 [kg/m³]
- Caída de Presión en la línea (Anexo I.2)= 0,0794 [bar] o 79,4 [mbar]

K.2.1.2 Caudal Equivalente

$$Q_{equivalente} = Q_{licor} \times \sqrt{\frac{\rho_{licor}}{1000}}$$

$$Q_{equivalente} = 2,5 \times \sqrt{\frac{1048}{1000}}$$

$$Q_{equivalente} = 2,56 \text{ [m}^3\text{/h]}$$

Con el caudal equivalente y la caída de presión en la línea (Anexo G.2.3), se ingresa a la Figura 30y se determina el diámetro nominal de la válvula de retención.

Por lo tanto, se selecciona una válvula con apertura total de 0,025 [m].

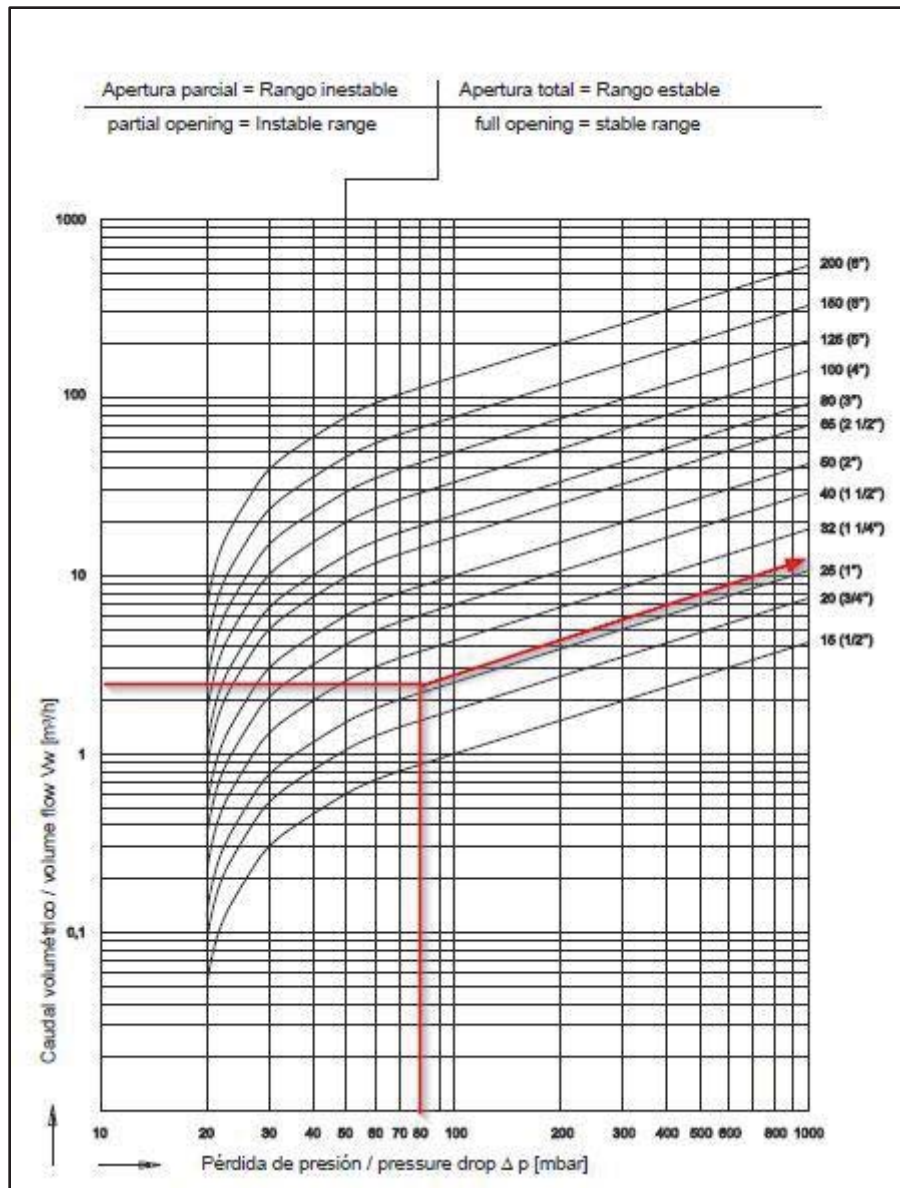


Figura 30. Diagrama de pérdidas de presión en función del caudal¹⁴

K.2.1.3 Coeficiente de Flujo

$$k_v = Q_{max} \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P_{valvula}}} = 2,56 \sqrt{\frac{1,048}{0,079}} = 9,32 \text{ [m}^3/\text{h]}$$

$$C_v = 10,8 \text{ [GPM]}$$

14: http://www.gestra.de/files/doc/DBL_810575_04_RK86-RK86A_es.pdf

K.2.2 Cavitación Válvula Retención

K.2.2.1 Consideraciones Diseño

- $P_1 = P$ Descarga bomba = 34.014 [bar]
- $V_1 = 0,5303$ [m/s]
- $V_{2(\text{válvula})} = 1,449$ [m/s]
- $P_{\text{vapor Licor (agua a } 10^\circ\text{C)}} = 9,209$ [mmHg] (0,01 [bar])

K.2.2.2 Balance de Energía

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2g_c} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2g_c}$$

$$P_2 = 34.014 + 1048 \times \left(\frac{0,5303^2}{2g_c} - \frac{1,449^2}{2g_c} \right)$$

$$P_2 = 33.916[\text{bar}]$$

Ya que $P_2 > P_{\text{vapor Licor}}$, la válvula no cavita.

ANEXO L. Metodología Experimental

ANEXO L.1 Creación arreglo ortogonal de Taguchi en Minitab

L.1.1 Código para Minitab

Stat > DOE > Taguchi > Create Taguchi Design

Type of Design: 3 level design

Number of factors 6

Designs: L27

Seleccionar Assign factors To columns of the array as specified below

Tabla 40. Arreglo Ortonal Taguchi L27

Corrida	A	B	C	D	E	F
1	1	1	1	1	1	1
2	1	1	1	1	2	2
3	1	1	1	1	3	3
4	1	2	2	2	1	1
5	1	2	2	2	2	2
6	1	2	2	2	3	3
7	1	3	3	3	1	1
8	1	3	3	3	2	2
9	1	3	3	3	3	3
10	2	1	2	3	1	2
11	2	1	2	3	2	3
12	2	1	2	3	3	1
13	2	2	3	1	1	2
14	2	2	3	1	2	3
15	2	2	3	1	3	1
16	2	3	1	2	1	2
17	2	3	1	2	2	3
18	2	3	1	2	3	1
19	3	1	3	2	1	3
20	3	1	3	2	2	1
21	3	1	3	2	3	2
22	3	2	1	3	1	3
23	3	2	1	3	2	1
24	3	2	1	3	3	2
25	3	3	2	1	1	3
26	3	3	2	1	2	1
27	3	3	2	1	3	2

ANEXO L.2 Creacion de Metodologia Taguchi en Minitab

L.2.1 Codigo para Minitab

Stat > DOE > Taguchi > Analyze Taguchi Design

Response data in Y

Analysis. Fit linear model for Signal to Noise Ratios Means

Graphs: Signal to Noise Ratios Means

Terms: A B C D E F

*Analysis graphs: Residuals for plots Standardized Residual Plots Individual plots
Normal plot*

Options: Smaller is better

Storage: Signal to Noise Ratios Means

OK

ANEXO L.3 Análisis resultados en Minitab para SST

Análisis de Taguchi: Y vs. A. B. C. D. E. F

Análisis de modelo lineal: Relaciones SN vs. A. B. C. D. E. F

Coeficientes de modelos estimados para Relaciones SN

Término	Coef	EE del coef.	T	P
Constante	-41,6413	0,5491	-75,832	0,000
A 1	0,4986	0,7766	0,642	0,531
A 2	-0,1534	0,7766	-0,198	0,846
B 1	1,0961	0,7766	1,411	0,180
B 2	1,0528	0,7766	1,356	0,197
C 1	0,6167	0,7766	0,794	0,440
C 2	1,1150	0,7766	1,436	0,173
D 1	-0,0243	0,7766	-0,031	0,975
D 2	-0,2169	0,7766	-0,279	0,784
E 1	1,4687	0,7766	1,891	0,079
E 2	-0,2104	0,7766	-0,271	0,790
F 1	1,0151	0,7766	1,307	0,212
F 2	0,3809	0,7766	0,490	0,631

S = 2,853 R-cuad. = 59,9% R-cuad.(ajustado) = 25,6%

Análisis de Varianza de Relaciones SN

Fuente	GL	SC Sec.	SC Ajust.	MC Ajust.	F	P
A	2	3,521	3,521	1,7604	0,22	0,808
B	2	62,350	62,350	31,1751	3,83	0,047
C	2	41,598	41,598	20,7991	2,55	0,113
D	2	0,952	0,952	0,4762	0,06	0,943
E	2	34,060	34,060	17,0301	2,09	0,160
F	2	28,117	28,117	14,0586	1,73	0,214
Error residual	14	113,983	113,983	8,1416		
Total	26	284,582				

Observaciones inusuales de Relaciones SN

Observación	Relaciones SN	Ajuste	EE de ajuste	Residuo	Residuo estándar
11	-45,062	-40,949	1,980	-4,113	-2,00 R
13	-44,781	-40,648	1,980	-4,133	-2,01 R

R denota una observación con un residuo estandarizado grande.

Análisis de modelo lineal: Medias vs. A. B. C. D. E. F

Coefficientes de modelos estimados para Medias

Término	Coef	EE del coef.	T	P
Constante	128,926	7,623	16,912	0,000
A 1	-4,759	10,781	-0,441	0,666
A 2	2,707	10,781	0,251	0,805
B 1	-12,148	10,781	-1,127	0,279
B 2	-16,759	10,781	-1,555	0,142
C 1	-7,159	10,781	-0,664	0,517
C 2	-14,593	10,781	-1,354	0,197
D 1	-0,693	10,781	-0,064	0,950
D 2	1,119	10,781	0,104	0,919
E 1	-18,326	10,781	-1,700	0,111
E 2	2,396	10,781	0,222	0,827
F 1	-14,937	10,781	-1,386	0,188
F 2	-4,104	10,781	-0,381	0,709

S = 39,61 R-cuad. = 57,0% R-cuad.(ajustado) = 20,1%

Análisis de Varianza de Medias

Fuente	GL	SC Sec.	SC Ajust.	MC Ajust.	F	P
A	2	307,7	307,7	153,86	0,10	0,907
B	2	11376,8	11376,8	5688,40	3,63	0,054
C	2	6636,1	6636,1	3318,04	2,11	0,158
D	2	17,2	17,2	8,60	0,01	0,995
E	2	5358,0	5358,0	2679,01	1,71	0,217
F	2	5422,5	5422,5	2711,27	1,73	0,213
Error residual	14	21966,6	21966,6	1569,04		
Total	26	51085,0				

Observaciones inusuales de Medias

Observación	Medias	Ajuste	EE de ajuste	Residuo	Residuo estándar
13	173,400	113,504	27,486	59,896	2,10 R

Tabla de respuesta para relaciones de señal a ruido
Más pequeño es mejor

Nivel	A	B	C	D	E	F
1	-41,14	-40,55	-41,02	-41,67	-40,17	-40,63
2	-41,79	-40,59	-40,53	-41,86	-41,85	-41,26
3	-41,99	-43,79	-43,37	-41,40	-42,90	-43,04
Delta	0,84	3,25	2,85	0,46	2,73	2,41
Clasificar	5	1	2	6	3	4

Tabla de respuesta para medias

Nivel	A	B	C	D	E	F
1	124,2	116,8	121,8	128,2	110,6	114,0
2	131,6	112,2	114,3	130,0	131,3	124,8
3	131,0	157,8	150,7	128,5	144,9	148,0
Delta	7,5	45,7	36,3	1,8	34,3	34,0
Clasificar	5	1	2	6	3	4

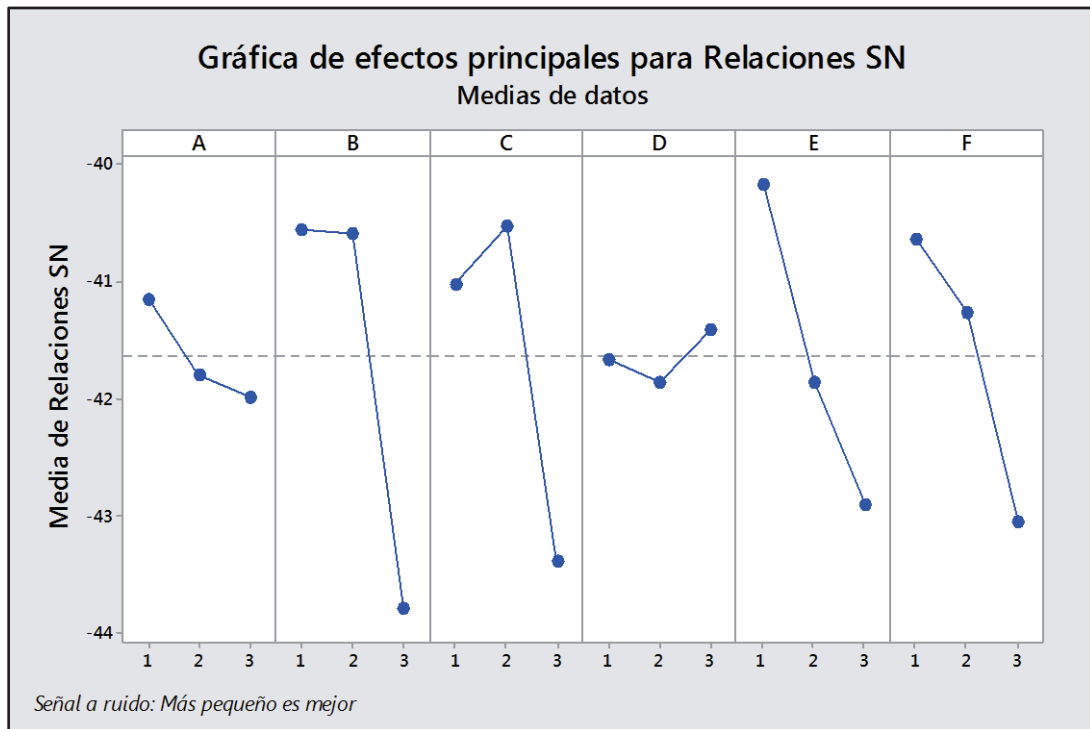


Figura 31. Gráfica de efectos principales para relaciones SN de SST obtenido en Minitab.

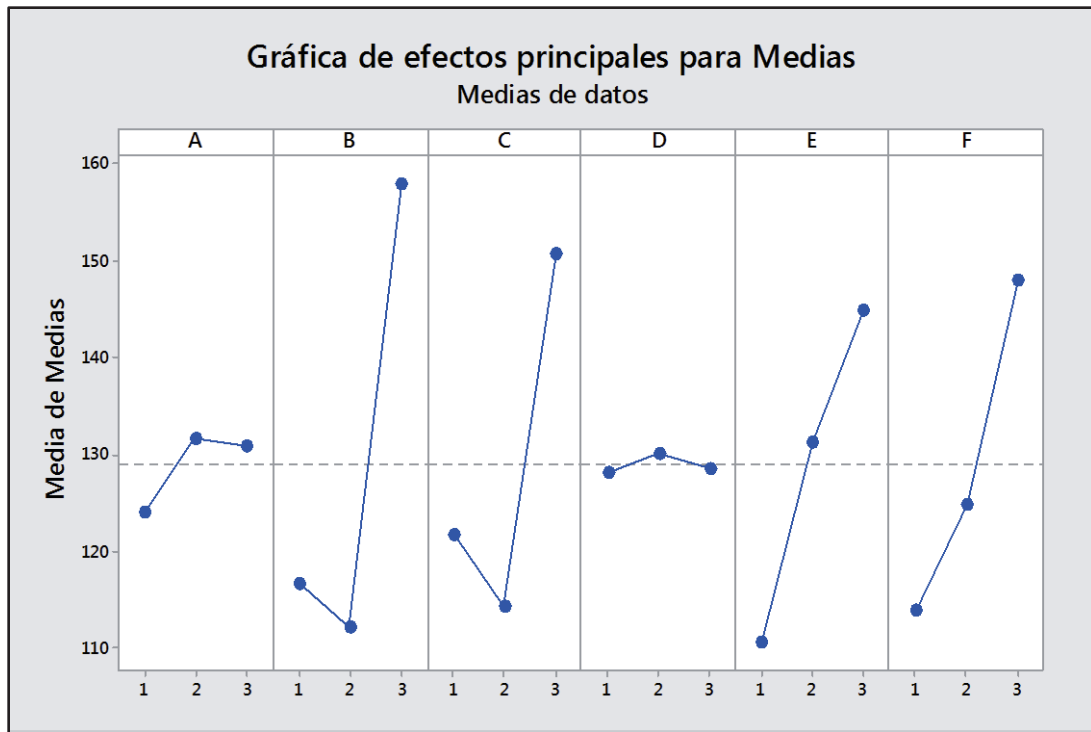


Figura 32. Gráfica de efectos principales para medias de SST obtenido en Minitab.

ANEXO L.4 Análisis resultados en Minitab para %Humedad

Análisis de Taguchi: YI vs. A. B. C. D. E. F

Análisis de modelo lineal: Relaciones SN vs. A. B. C. D. E. F

Coefficientes de modelos estimados para Relaciones SN

Término	Coef	EE del coef.	T	P
Constante	-39,1630	0,05041	-776,856	0,000
A 1	-0,0333	0,07129	-0,467	0,647
A 2	0,0484	0,07129	0,679	0,508
B 1	-0,0054	0,07129	-0,075	0,941
B 2	0,0184	0,07129	0,258	0,800
C 1	-0,0973	0,07129	-1,365	0,194
C 2	-0,0504	0,07129	-0,707	0,491
D 1	-0,0527	0,07129	-0,739	0,472
D 2	0,0194	0,07129	0,273	0,789
E 1	-0,0539	0,07129	-0,757	0,462
E 2	0,0529	0,07129	0,741	0,471
F 1	-0,0074	0,07129	-0,104	0,919
F 2	-0,0675	0,07129	-0,947	0,360

S = 0,2619 R-cuad. = 35,3% R-cuad. (ajustado) = 0,0%

Análisis de Varianza de Relaciones SN

Fuente	GL	SC Sec.	SC Ajust.	MC Ajust.	F	P
A	2	0,03310	0,033097	0,016549	0,24	0,789
B	2	0,00484	0,004840	0,002420	0,04	0,965
C	2	0,30467	0,304666	0,152333	2,22	0,145
D	2	0,03831	0,038315	0,019157	0,28	0,761
E	2	0,05134	0,051335	0,025668	0,37	0,695
F	2	0,09206	0,092056	0,046028	0,67	0,527
Error residual	14	0,96065	0,960645	0,068618		
Total	26	1,48495				

Observaciones inusuales de Relaciones SN

Relaciones	EE de	Residuo
Observación	SN	Ajuste Residuo estándar
24	-38,849 -39,290	0,182 0,441 2,34 R

R denota una observación con un residuo estandarizado grande.

Análisis de modelo lineal: Medias vs. A. B. C. D. E. F

Coefficientes de modelos estimados para Medias

Término	Coef	EE del coef.	T	P
Constante	90,8467	0,5273	172,279	0,000
A 1	0,3522	0,7457	0,472	0,644
A 2	-0,5109	0,7457	-0,685	0,505
B 1	0,0442	0,7457	0,059	0,954
B 2	-0,1867	0,7457	-0,250	0,806
C 1	1,0211	0,7457	1,369	0,192
C 2	0,5106	0,7457	0,685	0,505
D 1	0,5564	0,7457	0,746	0,468
D 2	-0,2100	0,7457	-0,282	0,782
E 1	0,5532	0,7457	0,742	0,470
E 2	-0,5515	0,7457	-0,740	0,472
F 1	0,0685	0,7457	0,092	0,928
F 2	0,7095	0,7457	0,951	0,358

S = 2,740 R-cuad. = 35,1% R-cuad.(ajustado) = 0,0%

Análisis de Varianza de Medias

Fuente	GL	SC Sec.	SC Ajust.	MC Ajust.	F	P
A	2	3,692	3,692	1,8458	0,25	0,785
B	2	0,514	0,514	0,2569	0,03	0,966
C	2	32,843	32,843	16,4217	2,19	0,149
D	2	4,262	4,262	2,1312	0,28	0,757
E	2	5,491	5,491	2,7457	0,37	0,700
F	2	10,019	10,019	5,0095	0,67	0,529
Error residual	14	105,110	105,110	7,5079		
Total	26	161,932				

Observaciones inusuales de Medias

Observación	Medias	Ajuste	EE de ajuste	Residuo	Residuo estándar
24	87,588	92,201	1,901	-4,614	-2,34 R

Tabla de respuesta para relaciones de señal a ruido
Más pequeño es mejor

Nivel	A	B	C	D	E	F
1	-39,20	-39,17	-39,26	-39,22	-39,22	-39,17
2	-39,11	-39,14	-39,21	-39,14	-39,11	-39,23
3	-39,18	-39,18	-39,02	-39,13	-39,16	-39,09
Delta	0,08	0,03	0,25	0,09	0,11	0,14
Clasificar	5	6	1	4	3	2

Tabla de respuesta para medias

Nivel	A	B	C	D	E	F
1	91,20	90,89	91,87	91,40	91,40	90,92
2	90,34	90,66	91,36	90,64	90,30	91,56
3	91,01	90,99	89,31	90,50	90,84	90,07
Delta	0,86	0,33	2,55	0,90	1,10	1,49
Clasificar	5	6	1	4	3	2

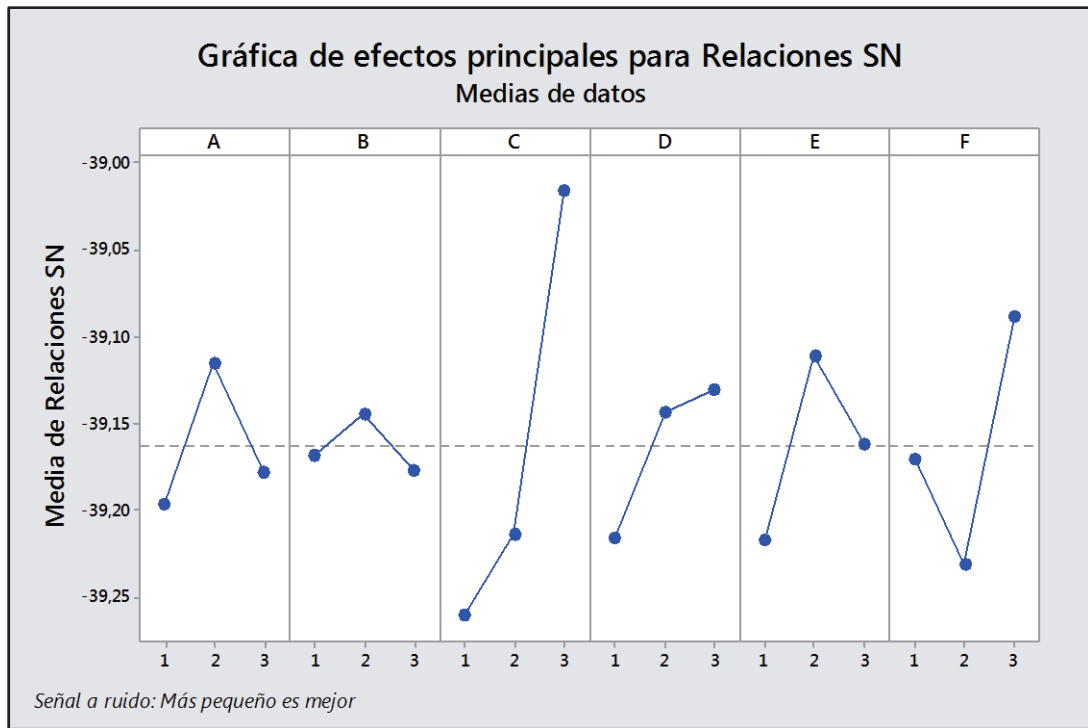


Figura 33. Gráfica de efectos principales para relaciones SN de % Humedad Lodos obtenido en Minitab.

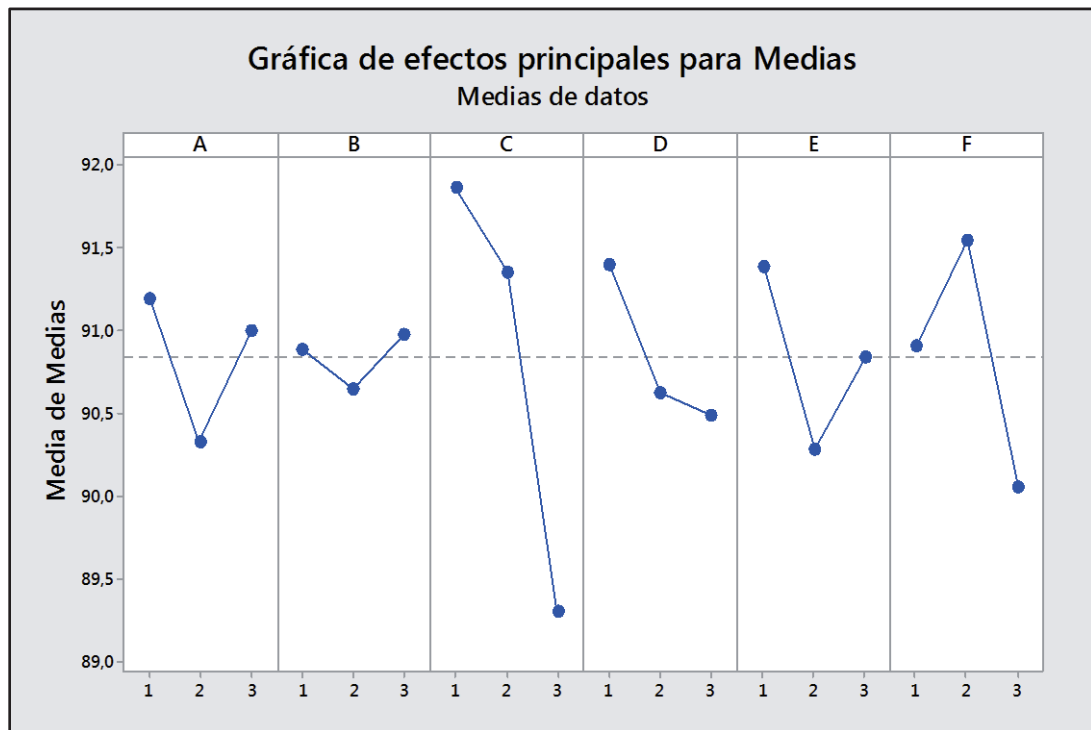


Figura 34. Gráfica de efectos principales para medias de % Humedad Lodos obtenido en Minitab.

ANEXO L.5 Análisis resultados en Minitab para pH DAF

Análisis de Taguchi: YI vs. A. B. C. D. E. F

Análisis de modelo lineal: Relaciones SN vs. A. B. C. D. E. F

Coefficientes de modelos estimados para Relaciones SN

Término	Coef	EE del coef.	T	P
Constante	-16,8397	0,1114	-151,100	0,000
A 1	-0,1976	0,1576	-1,253	0,231
A 2	0,1542	0,1576	0,978	0,344
B 1	-0,5016	0,1576	-3,182	0,007
B 2	-0,1677	0,1576	-1,064	0,305
C 1	-0,1924	0,1576	-1,221	0,242
C 2	0,0981	0,1576	0,622	0,544
D 1	-0,1454	0,1576	-0,922	0,372
D 2	0,1227	0,1576	0,779	0,449
E 1	0,2136	0,1576	1,355	0,197
E 2	-0,2237	0,1576	-1,419	0,178
F 1	-0,0115	0,1576	-0,073	0,943
F 2	0,0785	0,1576	0,498	0,626

S = 0,5791 R-cuad. = 65,5% R-cuad. (ajustado) = 36,0%

Análisis de Varianza de Relaciones SN

Fuente	GL	SC Sec.	SC Ajust.	MC Ajust.	F	P
A	2	0,5822	0,58222	0,29111	0,87	0,441
B	2	6,5481	6,54814	3,27407	9,76	0,002
C	2	0,4997	0,49966	0,24983	0,74	0,493
D	2	0,3303	0,33030	0,16515	0,49	0,621
E	2	0,8619	0,86191	0,43095	1,29	0,307
F	2	0,0971	0,09711	0,04855	0,14	0,866
Error residual	14	4,6950	4,69496	0,33535		
Total	26	13,6143				

Observaciones inusuales de Relaciones SN

Relaciones Observación	EE de SN	EE de Ajuste	Residuo ajuste	Residuo estándar
16	-16,690	-15,794	0,402	-0,896

R denota una observación con un residuo estandarizado grande.

Análisis de modelo lineal: Medias vs. A. B. C. D. E. F

Coefficientes de modelos estimados para Medias

Término	Coef	EE del coef.	T	P
Constante	6,97315	0,08812	79,133	0,000
A 1	0,16573	0,12462	1,330	0,205
A 2	-0,12794	0,12462	-1,027	0,322
B 1	0,40579	0,12462	3,256	0,006

B 2	0,12138	0,12462	0,974	0,347
C 1	0,16114	0,12462	1,293	0,217
C 2	-0,08782	0,12462	-0,705	0,493
D 1	0,12557	0,12462	1,008	0,331
D 2	-0,09865	0,12462	-0,792	0,442
E 1	-0,17539	0,12462	-1,407	0,181
E 2	0,18386	0,12462	1,475	0,162
F 1	0,01282	0,12462	0,103	0,920
F 2	-0,06137	0,12462	-0,492	0,630

S = 0,4579 R-cuad. = 66,2% R-cuad.(ajustado) = 37,2%

Análisis de Varianza de Medias

Fuente	GL	SC Sec.	SC Ajust.	MC Ajust.	F	P
A	2	0,40738	0,40738	0,20369	0,97	0,403
B	2	4,11571	4,11571	2,05786	9,82	0,002
C	2	0,35151	0,35151	0,17575	0,84	0,453
D	2	0,23601	0,23601	0,11801	0,56	0,582
E	2	0,58173	0,58173	0,29087	1,39	0,282
F	2	0,05658	0,05658	0,02829	0,13	0,875
Error residual	14	2,93514	2,93514	0,20965		
Total	26	8,68407				

Observaciones inusuales de Medias

Observación	Medias	Ajuste	EE de ajuste	Residuo	Residuo estándar
16	6,831	6,144	0,318	0,687	2,08 R

Tabla de respuesta para relaciones de señal a ruido
Más pequeño es mejor

Nivel	A	B	C	D	E	F
1	-17,04	-17,34	-17,03	-16,99	-16,63	-16,85
2	-16,69	-17,01	-16,74	-16,72	-17,06	-16,76
3	-16,80	-16,17	-16,75	-16,82	-16,83	-16,91
Delta	0,35	1,17	0,29	0,27	0,44	0,15
Clasificar	3	1	4	5	2	6

Tabla de respuesta para medias

Nivel	A	B	C	D	E	F
1	7,139	7,379	7,134	7,099	6,798	6,986
2	6,845	7,095	6,885	6,875	7,157	6,912
3	6,935	6,446	6,900	6,946	6,965	7,022
Delta	0,294	0,933	0,249	0,224	0,359	0,110
Clasificar	3	1	4	5	2	6

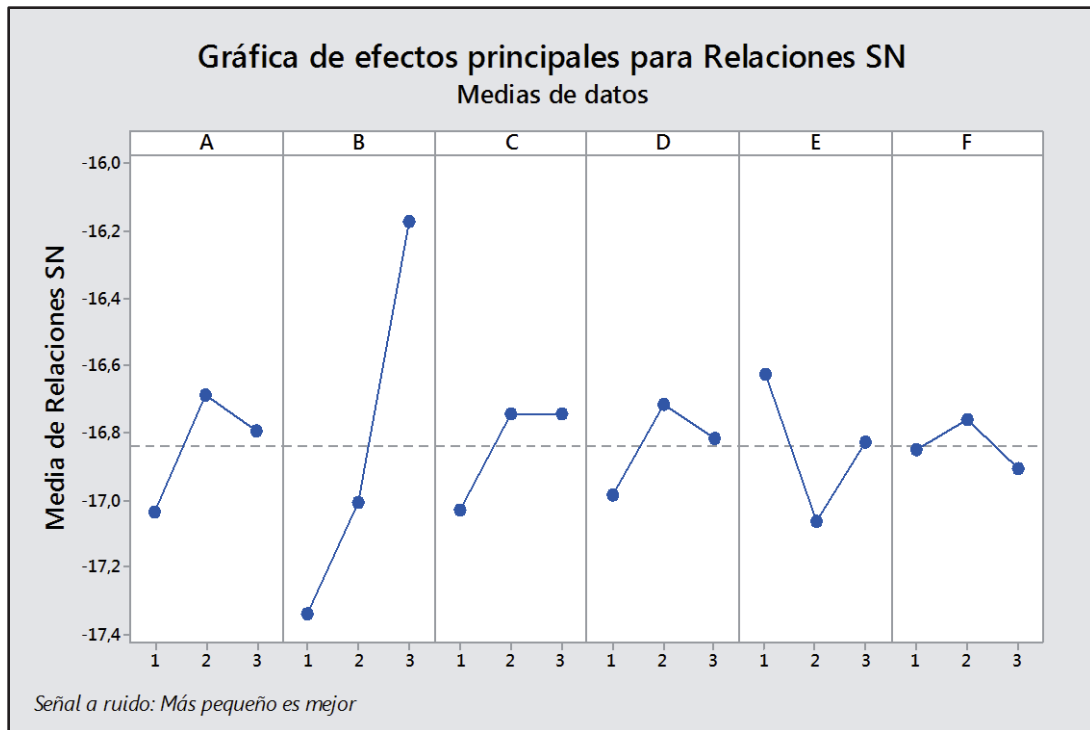


Figura 35. Gráfica de efectos principales para relaciones SN de pH DAF obtenido en Minitab.

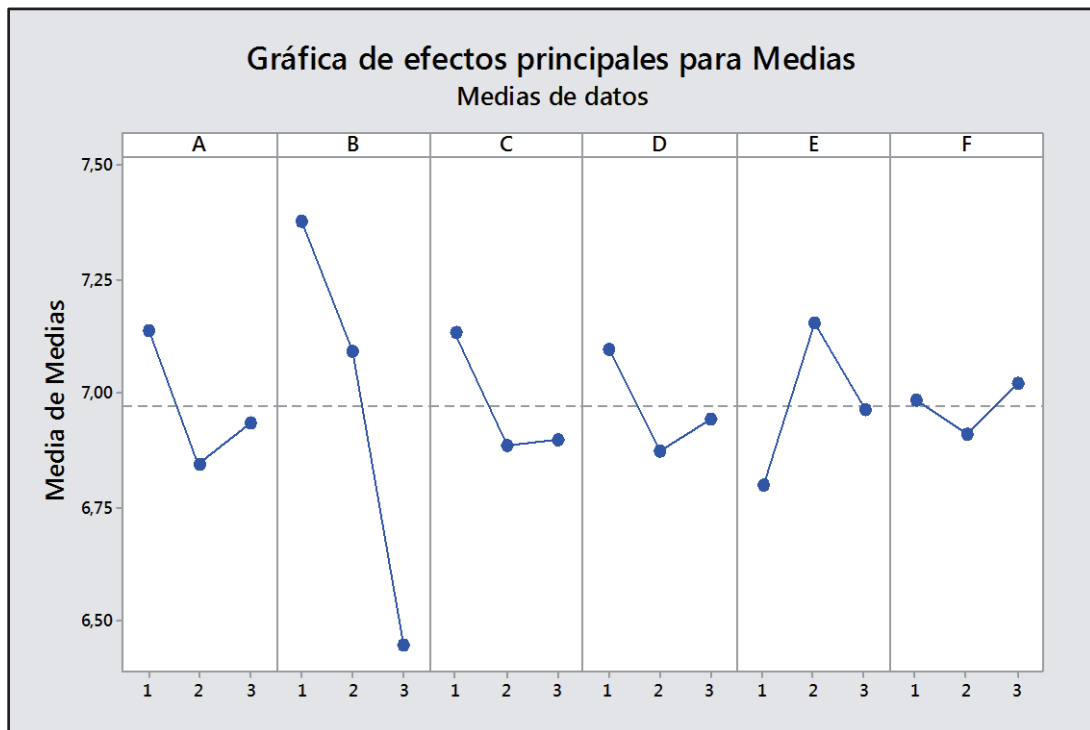


Figura 36. Gráfica de efectos principales para medias de % pH DAF obtenido en Minitab.

ANEXO M. Estimación de ahorro de hidróxido de sodio

Para estimar el ahorro de hidróxido de sodio proyectado con el sistema de recirculación, se utilizará la curva suministrada por Prominent, proveedor de la bomba S1Ba (Figura 37) y con el consumo anual mensual de la Tabla 4 del capítulo 3.

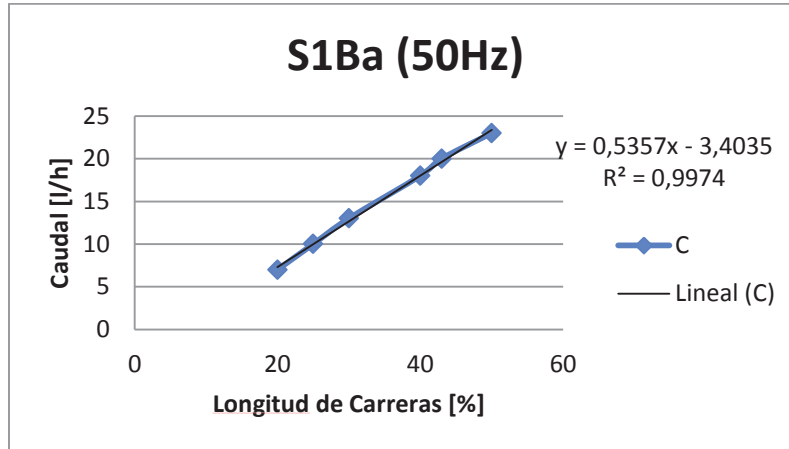


Figura 37. Curva operación bomba NaOH suministrado por proveedor.

De esta Tabla 4, se obtiene que el consumo promedio por mes de hidróxido de sodio es de 277,5 [kg/día] y un consumo anual de 101.287,5 [kg/año].

Con el análisis de los resultados (capítulo 4), se concluye que el sistema operará con un 11% de la bomba de hidróxido de sodio, utilizando la regresión lineal de la Figura 25, se obtiene que la bomba estará suministrando 2,5 [L/h]. Esto proyectado anualmente resulta 21.900 [L/año], alrededor de 33.397,5 [kg/año].

Entonces, por diferencia, se proyecta un ahorro cerca de 67.890 [kg/año] de hidróxido de sodio anualmente, cerca del 67% de ahorro.