

**SEGUIMIENTO DE LAS VARIABLES FISICOQUIMICAS DEL
CLARIFICADOR SRI Y VERIFICACION DE LA EFICIENCIA DEL TACHO
CONTINUO FLETCHER SMITH PARA LA OPTIMIZACION DE LA
ELABORACION DE AZUCAR EN EL INGENIO RISARALDA**

MONICA LILIANA CARDONA MONTOYA

**UNIVERSIDAD TECNOLOGICA DE PEREIRA
ESCUELA DE TECNOLOGIA QUIMICA
TECNOLOGIA QUIMICA
PEREIRA 2009**

**SEGUIMIENTO DE LAS VARIABLES FISICOQUIMICAS DEL
CLARIFICADOR SRI Y VERIFICACION DE LA EFICIENCIA DEL TACHO
CONTINUO FLETCHER SMITH PARA LA OPTIMIZACION DE LA
ELABORACION DE AZUCAR EN EL INGENIO RISARALDA**

MONICA LILIANA CARDONA MONTOYA

Para optar el titulo de: Tecnólogo Químico

Director del Proyecto: Norma Patricia Duran

**UNIVERSIDAD TECNOLOGICA DE PEREIRA
ESCUELA DE TECNOLOGIA QUIMICA
TECNOLOGIA QUIMICA
PEREIRA 2009**

Dedico este trabajo al amor incondicional de mi familia y de las personas que me han dado su apoyo.

A mi madre quién ha dedicado gran parte de su vida a mi educación y desarrollo personal.

A mi padre por sus consejos y motivación para salir adelante.

A Raúl Antonio Rodríguez Osorio que con su amor me ha sabido ayudar en el desarrollo de este proyecto.

AGRADECIMIENTOS

La autora desea agradecer a:

- A mi jefe **JUAN CARLOS OCHOA CARDENAS**, Ingeniero Químico, por darme la confianza y oportunidad de realizar este trabajo.
- A mi directora **NORMA PATRICIA DURÁN**, Química Industrial, por su colaboración y paciencia.
- A mis compañeros de laboratorio por toda su ayuda.
- A los Ingenieros Químicos **CARLOS ENRIQUE OROZCO MARÍN** y **CARLOS ALEXANDER NATIB** por compartir su experiencia y amistad.
- A los supervisores **GUSTAVO RESTREPO**, **GILDARDO CORREA**, por enseñarme todo lo relacionado con este trabajo.
- A la colaboración del personal de la fábrica, especialmente a los operadores del clarificador SRI y el tacho continuo.

CONTENIDO

CLARIFICADOR SRI	Pág.
RESUMEN	11
INTRODUCCION	12
SITUACION PROBLEMA	14
1. OBJETIVOS	16
1.1 OBJETIVO GENERAL	16
1.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS	16
1.3 RESULTADOS ESPERADOS	17
2. MARCO DE REFERENCIA	18
2.1.1 TEORICO	18
2.1.2 Proceso de Elaboración de azúcar	18
2.1.3 Clarificación por sedimentación	23
2.1.4 Descripción del proceso de clarificación por sedimentación	23
2.2 CONCEPTUAL	28
2.2.1 Floculación	28
2.2.2 Sedimentación	29
2.2.3 Cachaza	30
2.2.4 Modelo convencional de la clarificación	30
2.3 DESCRIPCION DEL CLARIFICADOR SRI	31
2.3.1 Descripción general del funcionamiento del equipo	31
2.3.2 Parámetros importantes que se deben tener en cuenta para el buen	

funcionamiento del equipo	32
2.3.3 Canales de reacción y clarificación	33
2.4 SELECCIÓN Y MEDICION DE VARIABLES IMPORTANTES EN LA ETAPA DE CLARIFICACION	34
2.4.1 Variables no manipulables	35
2.4.2 Variables manipulables	36
2.4.3 Variable de respuesta	40
2.5 LISTADO DE LAS VARIABLES QUE INTERVIENEN EN LA CLARIFICACION	41
2.6 IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA FACTORIAL EXPERIMENTAL	42
3. PARTE EXPERIMENTAL	46
3.1 DETERMINACION DE FOSFATOS EN JUGOS	48
3.2 DETERMINACION DE TURBIEDAD Y PH EN JUGO ENCALADO	48
3.3 DETERMINACION DE TURBIEDAD Y PH EN JUGO CLARIFICADO	49
3.4 DETERMINACION DE PUREZA EN MIEL I Y MASA I	49
3.4.1 Determinación de brix	49
3.4.2 Determinación de pol	49
3.4.3 Determinacion de pureza	50
3.5 AZUCARES REDUCTORES EN JUGOS	50
3.6 ANALISIS GRANULOMETRICO EN AZUCAR SIN REFINAR	50
4. EQUIPOS Y REACTIVOS	51
4.1 EQUIPOS	51
4.2 REACTIVOS	51
4.3 MATERIAL DE VIDRIO	51
5. ANALISIS DE RESULTADOS	52

5.1 ANALISIS OBJETIVO 1	53
5.1 ANALISIS OBJETIVO 2	55
5.1 ANALISIS OBJETIVO 3	56
5.4 INFLUENCIA DE LA CANTIDAD DE LODOS PRESENTES EN LA CAÑA MOLIDA EN LA TURBIEDAD FINAL DEL JUGO CLARIFICADO	58
5.4.1 Análisis factorial experimental utilizado	58
5.5 ANALISIS OBJETIVO 4	75
5.5.1 Análisis de las ventajas y desventajas del clarificador SRI con respecto a los antiguos clarificadores	75
6. RECOMENDACIONES	87
7. CONCLUSIONES	100
TACHO CONTINUO FLETCHER SMITH	
1 MARCO DE REFERENCIA	101
1.1 EVAPORACION	101
1.1.1 Funcionamiento de un múltiple efecto	101
1.2 DESCRIPCION DEL PROCESO DE CRISTALIZACION	108
1.2.1 Tacho de calandria	109
1.2 DESCRIPCION DEL PROCESO DE CRISTALIZACION	109
1.3 LAS TRES FASES DE LA CRISTALIZACION	109
1.4 CONDENSADOS	110
1.5 BRIX DE LA MELADURA	110
1.6 BRIX DE LA MASA COCIDA	110
1.6.1 Limite de la concentración de la masa cocida	110
1.7 MIELES	111
1.7.1 Mieles agotadas	111

1.8 MARCHA DEL COCIMIENTO DEL AZUCAR	111
2 DESCRIPCION DEL TACHO CONTINUO	113
2.1 BOMBAS DE SEMILLA	115
2.2 CELDAS MONOTRAC E HIDROTRAC	115
2.2.1 Sondas hidrotrac	115
2.2.2 Sondas monotrac	116
3 ANALISIS DE RESULTADOS	117
3.1 ANALISIS OBJETIVO 1	117
3.1.1 Relación semilla-meladura	119
3.2 ANALISIS OBJETIVO 2	120
3.2.1 Análisis de sondas monotrac e hidrotrac	120
3.2.2 Análisis de granulometría en blancos	125
3.2.3 Análisis granulométrico de masa producida en un tacho de bache	128
3.2.4 Caidas de pureza	128
3.3 ANALISIS OBJETIVO 3	130
3.3.1 Consumo de lbv/Tcm	130
4 CONCLUSIONES	131
5 BIBLIOGRAFIA	132

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Características de los materiales de clarificación por sedimentación	26
Tabla 2. Variables que intervienen en la clarificación	41
Tabla 3. Resumen de la parte experimental del estudio	47
Tabla 4. Variables fisicoquímicas del clarificador SRI	53
Tabla 5. Resultados de las variables manipulables y no manipulables del estudio	56
Tabla 6. Análisis de los tratamientos y las observaciones del estudio	60
Tabla 7. Valores observados, estimaciones, y sus desviaciones con el modelo reducido y completo	63
Tabla 8. Tabla de análisis de varianza	64
Tabla 9. Análisis de varianza para el análisis del jugo encalado y su influencia en la calidad del jugo clarificado	65
Tabla 10. Errores estándar e intervalos de confianza para medias de tratamiento	65
Tabla 11. Efectos del tratamiento	66
Tabla 12. Curva de dosificación de floculante según la turbiedad inicial del jugo encalado	74
Tabla 13. Azúcares reductores del jugo clarificado producido por los clarificadores antiguos y el clarificador SRI	81
Tabla 14. Reducción de consumo de floculante	83
Tabla 15. Aumento de la rata de molienda	84
Tabla 16. Reducción de paros de molienda	85

Tabla 17. Relación de la turbiedad inicial de jugo encalada y el potencial z (mv) producidos por la solución	91
Tabla 18. Relación de grados Baume y concentración de CaO en la solución	94
Tabla 19. Análisis de disoluciones de sacarato	94
Tabla 20. Análisis de la calandria 1 del tacho continuo	118
Tabla 21. Análisis de la calandria 2 del tacho continuo	118
Tabla 22. Análisis del funcionamiento completo del tacho continuo	119
Tabla 23. Análisis de la radio frecuencia vs Brix	121
Tabla 24. Equivalencia de medidas en los tamices	126
Tabla 25. Retención por clientes línea de blancos	126
Tabla 26: Análisis de granulometría en blancos	127
Tabla 27: Análisis de granulometría en blancos. Resumen	127
Tabla 28: Análisis granulométrico de masas producidas en un tacho de bache	128
Tabla 29: Caídas de pureza	129

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Equipos para reacción y sedimentación. IRISA-ELABORACION	24
Figura 2. Esquema del proceso de clarificación por sedimentación	25
Figura 3. Esquema de la dosificación de floculante	27
Figura 4. Mirillas de sedimentación del clarificador	29
Figura 5. Esquema general del clarificador SRI	32
Figura 6. Turbiedad del jugo mezclado y jugo claro	41
Figura 7: Ilustración de las poblaciones en tratamiento	60
Figura 8. Esquema de un modelo reducido y un modelo completo	61
Figura 9. Representación grafica de los efectos del tratamiento	67
Figura 10. Tamaño de los coloides	87
Figura 11: Modelo de la doble capa	88
Figura 12. Relación de la distancia del coloide y el potencial z	90
Figura 13. Disoluciones de sacarato	98
Figura 14. Comparación de disolución de sacarato utilizada en la fábrica	98
Figura 15. Distribucion general del proceso de evaporacion	102
Figura 16. Distribución de los cinco efectos del proceso de evaporación	104
Figura 17. Balance de vapor y gases del proceso de evaporación	107
Figura 18. Distribución general del tacho continuo	114
Figura 19. Distribución del tacho continuo	114
Figura 20. Tacho continuo	115

LISTA DE GRAFICOS

	Pág.
Grafico 1. Proceso de Elaboración de azúcar	22
Grafico 2. Influencia de los fosfatos en la turbiedad final del jugo claro	55
Grafico 3: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 3975 NTU	69
Grafico 4: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 6000 NTU	69
Grafico 5: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 7170 NTU	70
Grafico 6: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 8831 NTU	70
Grafico 7: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 10620 NTU	71
Grafico 8: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 12155 NTU	71
Grafico 9: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 14000 NTU	72
Grafico 10: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 15420 NTU	72
Grafico 11: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 16400 NTU	73
Grafico 12: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 17500 NTU	73
Grafico 13: Curva de calibración: dosis de floculante a emplear según la turbiedad inicial del jugo encalado	74
Grafico 14: Relación del flujo mezclado con la turbiedad final del jugo	75
Grafico 15: Disminución de acidez volátil o pH en el clarificador SRI	80
Grafico16: Azucares reductores del jugo clarificado producido	81

por los clarificadores antiguos y el clarificador SRI	
Grafico 17: Reducción de consumo de floculante	83
Grafico 18: Aumento de molienda	84
Grafico 19: Aumento de la pureza en el jugo clarificado	86
Grafico 20: Relación de la turbiedad inicial de jugo encalada y el potencial z (mv) producidos por la solución	91
Grafico 21: Curva de titulación. Sacarato 1:1	95
Grafico 22: Curva de titulación sacarato 1:2	95
Grafico 23: Curva de titulación sacarato 1:3	96
Grafico 24: Curva de titulación sacarato 1:6	96
Grafico 25: Tiempo de sedimentación con cada disolución de sacarato	97
Grafico 26: Turbiedad final de cada muestra con cada disolución de sacarato	97
Grafico 27: Curva de calibración, relación de meladura y semilla	120
Grafico 28: Radio frecuencia en función del brix. Análisis 1	122
Grafico 29: Radio frecuencia en función del brix. Análisis 2	123
Grafico 30: Radio frecuencia en función del brix. Análisis 3	123
Grafico 31: Perfil de brix. Análisis 1	124
Grafico 32: Perfil de brix. Análisis 2	124
Grafico 33: Perfil de brix. Análisis 3	125
Grafico 34: Caídas de pureza	129
Grafico 35: Consumo de Lbv/Tcm	130

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
A. Plano general del Clarificador SRI	133
B. Plano general del tacho continuo Fletcher Smith	135
C. Tarjeta de seguridad. Oxido de calcio	136
D. Tarjeta de seguridad FLOERGER AN-934	138
E. Formato de seguimiento del clarificador SRI	139
F. Formato de seguimiento del tacho continuo	140
G. Perfiles de brix del tacho continuo	141
H. Tablas de Calor sensible y calor latente	143
I. Comportamiento del pH del jugo encalado	144
J. Comportamiento del PH del jugo clarificado	145
K. Comportamiento de la turbiedad (NTU) del jugo clarificado	146
L. Tamaño del cristal de las nueve primeras celdas del tacho continuo	147

RESUMEN

En el siguiente documento se explicara detalladamente la operación llevada a cabo en el Ingenio Risaralda de dos equipos que han sido instalados en la fabrica con el fin de dar respuesta a necesidades primordiales como lo son: disminución de libras de vapor por tonelada de caña molida, por medio de la implementación del tacho continuo y disminución de consumo de floculante a una rata mayor de molienda por medio de la implementación del clarificador SRI.

Se realizo un seguimiento durante seis meses de la operación en planta de los mencionados equipos; con el fin de determinar las variables fisicoquímicas que más intervienen en su buen desempeño, estableciendo de esta manera el perfil de cada equipo y su eficiencia por medio de variables tan importantes como lo son en el caso del clarificador: flujo de jugo mezclado, pH del jugo tanto encalado como clarificado, dosis de floculante a emplear, temperatura a la cual sale el jugo del clarificador a los evaporadores, pureza del jugo claro y disminución de consumo de floculante; gracias a que este nuevo equipo tiene la ventaja de contar con dos bombas dosificadoras de floculante (FLOPAM AN 934) que permiten adicionar el reactivo de acuerdo al flujo de jugo mezclado que entre al equipo, dando como resultado un menor gasto en consumo de insumos en el departamento de Elaboración de la fábrica.

Para el caso del tacho continuo Fletcher Smith se tuvieron en cuenta las siguientes variables: vacio producido por las calandrias (psia), presión de vapor (psia), flujo de semilla(m^3/h), flujo de meladura (m^3/h), brix de cada una de las celdas, caídas de pureza (esta se mide relacionando la pureza de la miel con la pureza de la masa cocida) y libras de vapor consumidas por tonelada de caña molida, ya que es un equipo que funciona fácilmente con baja presión de vapor; facilitando de esta forma un ahorro energético para la fabrica del Ingenio Risaralda.

INTRODUCCIÓN

La clarificación por sedimentación es uno de los métodos que utiliza la industria azucarera para remover las impurezas tanto solubles como insolubles, tales como sólidos suspendidos, materiales coloidales, sustancias colorantes y constituyentes de las cenizas; utilizando como agentes clarificantes la cal, el calor y un floculante.

Además de esto se han implementado muchas modificaciones no solamente para lograr una clarificación más eficiente si no también por la necesidad de dar tratamiento a jugos difíciles que producen ciertas variedades de caña.

Los métodos existentes para la clarificación de jugos azucarados han ido mejorando con el fin de aumentar la rata de molienda por medio de la implementación de clarificadores con mejor diseño y poder así optimizar la operación de clarificación sin que se vea afectada la calidad del producto final.

Los índices de remoción de no azúcares y materiales no deseados en general, se determinan a partir de la medición de una característica del jugo definida como Turbidez. Estas mediciones se hacen a la entrada y a la salida de todo el proceso de clarificación

En la actualidad el departamento de Elaboración del Ingenio Risaralda S.A. cuenta con un sistema de clarificación por sedimentación con el cual se clarifican aproximadamente 280 m³ de jugo por cada 220 toneladas de azúcar crudo por hora.

A parte de que se quiere aumentar la rata de molienda de la fábrica, también se pretende con este nuevo sistema de clarificación disminuir la cantidad de vapor requerido para el paso siguiente que es la evaporación, puesto que el jugo que sale del clarificador implementado tiene una temperatura mucho mayor del que salía de los anteriores equipos, dando como consecuencia el menor requerimiento de energía para lograr la evaporación del agua que se encuentra en el jugo.

Además de lo anterior este nuevo sistema cuenta con dos bombas dosificadoras de floculante las cuales permiten la dosificación del reactivo teniendo en cuenta el flujo de entrada y permitiendo de esta forma la disminución de insumos en la fabrica.

Es por esto que este trabajo contiene un análisis de la experiencia realizada en el Ingenio Risaralda con el clarificador SRI, mediante el estado de molienda del año 2008 y enero del 2009. Y con base a esto analizar los beneficios obtenidos al instalar el equipo, los que incluyen: tasa de rendimiento significativamente mas altas, mejoras en el estándar de clarificación, una reducción en las perdidas de

azúcar y una reducción en los costos de producción, representándose en los resultados una ganancia significativa en la industria Ingenio Risaralda.

Es importante tener en cuenta que la eficiencia de la etapa de clarificación depende de la temperatura de la entrada del jugo y por lo tanto de la viscosidad del mismo, así como de su pH, y remoción de aire dentro del tanque flash. No menos importante resulta el manejo del flujo de entrada del jugo, calidad de la caña y dosis de floculante que se utilice.

Aumentar la eficiencia de la etapa de clarificación del jugo clarificado, es un factor determinante en el proceso de elaboración de azúcar blanco, por los beneficios no sólo económicos, sino operacionales que esto representa, ya que de la calidad del jugo clarificado, especialmente en términos de pureza y turbiedad, depende el rendimiento de operaciones posteriores como la filtración, circulación en los tachos, la calidad de los productos y sobre todo el rendimiento en azúcar crudo que es lo mas importante

Por lo que se menciona anteriormente, es importante proponer alternativas factibles que permitan mejorar la eficiencia del proceso de clarificación, razón por la cual, se desarrolló un estudio acerca de la temperatura, pH del jugo encalado, proporción de sacarato (cal y meladura) y dosis de floculante a emplear teniendo en cuenta la calidad de caña molida y por consiguiente la cantidad de sólidos a remover en la operación, con miras a obtener un conjunto de condiciones con las cuales se logre aumentar el porcentaje de remoción y obtener una turbiedad aceptable en el proceso.

Cuando se logra un excelente método de clarificación, el jugo pasa a una serie de evaporadores donde se logra la concentración máxima de azúcar por medio de la eliminación del agua y de allí pasa a un sistema de cristalización. Esta nueva técnica de cristalización que se logra a través del tacho continuo al vacío tipo calandria facilita el manejo de todo el jarabe producido después del proceso de evaporación, ya que al ser un tacho continuo se manejan mayores cantidades en un corto tiempo y con menor consumo de libras de vapor por tonelada de caña molida, lo que se traduce en ahorro energético.

Para verificar la eficiencia del tacho se realizaran seguimientos de las variables operativas y se efectuara un plan de inspección y muestreo para estudiar la calidad de masa I, miel I y azúcar producido.

Es importante anotar que la experimentación practicada en este estudio se llevó a cabo sobre el clarificador y el tacho de la planta durante el proceso de operación normal, lo que genera un gran número de limitantes en cuanto a la manipulación de las variables durante prolongados periodos de tiempo

SITUACIÓN PROBLEMA

Debido a la variación repentina del clima en el departamento de Risaralda la calidad de la caña que llega a las instalaciones de una industria azucarera se ve afectada por el aumento considerable de lodos, basuras o sólidos de difícil eliminación, al igual que una disminución considerable del guarapo o de materia prima útil. Lo anterior conlleva a realizar un tratamiento riguroso del jugo y a un mayor tiempo de procesamiento del mismo, lo que se convierte en un aumento en los costos de producción y/o una disminución en la calidad.

Para dar respuesta efectiva al problema citado, el Ingenio Risaralda S.A. ha adquirido un nuevo clarificador que gracias a su diseño trabaja mas rápidamente que los que se encontraban antes funcionando , buscando no solo tratar cantidades mayores de guarapo procedentes de la molienda de la caña, sino también estar en capacidad de tratar jugos difíciles cuando así se requiera, para lograr condiciones optimas y evitar las posibles pérdidas que se puedan presentar como consecuencia del alto contenido de sólidos suspendidos y suciedades.

A demás de esto se requiere que el tiempo de retención en los clarificadores sea mucho menor, ya que al aumentar este tiempo existe la posibilidad de la fermentación del jugo dando como resultado un aumento en azúcares reductores lo que se traduce en una disminución de la calidad y un producto final inservible.

También hay que tener presente que con los anteriores sistemas de clarificación no se tenía control absoluto sobre todas las variables físicas y químicas del proceso de defecación, es decir no se contaba con un sistema de monitoreo permanente, lo que se traducía en la poca vigilancia del mismo. Este nuevo mecanismo ha permitido la observación continua de las variables que afectan su funcionamiento dando como resultado un seguimiento continuo e ininterrumpido de su trabajo, esto por medio de un sistema SCADA (Supervisory, Control And Data Adquisición).

Durante el proceso de producción de azúcar el jugo clarificado debe pasar a través de los evaporadores y después sufrir una cristalización en los tachos, este ultimo paso se hace cuando el tacho recibe una cantidad de meladura y de esta salen dos subproductos que son azúcar y miel; el tiempo transcurrido entre la entrega de estos subproductos y el recibido de nueva meladura es muy extenso lo que afecta la productividad, a demás de esto el vapor consumido por los tachos nueve, uno y cuatro no proporciona una gran ahorro energético. En vista de lo anterior se añadió al proceso de producción del Ingenio Risaralda S.A. un tacho continuo al vacío, con el cual se pretende optimizar las condiciones de manejo del mismo, realizando una búsqueda de las variables que afectan su funcionamiento y de esta manera contribuir a la mejora de una de las etapas finales, pero muy relevantes en el proceso de elaboración de azúcar, ya que con la implementación del mismo se ahorraría tiempo, consumo de libras de vapor por tonelada de caña molida y

espacio para la cristalización del producto, teniendo como resultado la misma calidad o una mayor con menor consumo energético

1. OBJETIVOS

1.1. GENERAL

Realizar un seguimiento de las variables fisicoquímicas del clarificador SRI y del tacho continuo al vacío para lograr optimizar el proceso de elaboración de azúcar.

1.1. ESPECÍFICOS

Examinar las variables fisicoquímicas que afectan la eficiencia del clarificador y el tacho continuo al vacío como lo son: dosis de coagulante, temperatura del jugo, cantidad de jugo mezclado que entra al clarificador, pH del jugo encalado, cantidad de condensados, consumo de semilla, consumo de meladura, vacío y presión del cuerpo.

Examinar las variables fisicoquímicas que afectan la eficiencia del clarificador como lo son: dosis de coagulante, temperatura del jugo, cantidad de jugo mezclado que entra al clarificador, pH del jugo encalado y clarificado; así como la calidad de la caña tratada.

Analizar constantemente los fosfatos tanto en el jugo diluido como en el jugo clarificado y establecer la influencia de esta variable en la turbiedad final del jugo tratado.

Efectuar un seguimiento permanente de la dosis de coagulante y concentración del mismo, teniendo en cuenta la cantidad en m³ de jugo diluido que entra al clarificador y turbiedad inicial del jugo encalado y con base a esto realizar una curva de dosis de floculante a utilizar según los sólidos disueltos en el jugo mezclado; los cuales se medirán según la turbiedad inicial del jugo encalado.

Realizar un análisis de las ventajas y desventajas que surgieron gracias a la implementación del clarificador SRI, y que no se presentaban con los anteriores sistemas de decantación.

Efectuar un análisis estadístico de los resultados para encontrar la eficiencia del nuevo clarificador.

Inspeccionar las variables operativas del tacho continuo al vacío, tales como: cantidad de condensados producidos, vacío y presión dentro de la calandria, consumo de meladura, consumo de semilla y cantidad de agua manejada.

Analizar los perfiles de brix de los tachos, calidad del azúcar producido y masa I y con base en estos resultados establecer la frecuencia de muestreo requerida para el control del producto terminado.

Determinar el consumo de vapor por tonelada de caña molida para así poder verificar la eficiencia del tacho continuo.

1.3. RESULTADOS ESPERADOS

A estos dos equipos se les tiene asignado los siguientes indicadores, a los cuales se les realizó un seguimiento en función del tiempo de operación.

Clarificador de Jugo SRI: aumento de rata de molienda y disminución de Consumo de floculante

Tacho continuo Fletcher Smith: Disminución de Lbv/TCM

2. MARCO DE REFERENCIA

2.1. TEÓRICO

2.1.1. Proceso de elaboración de azúcar

LABORES DE CAMPO Y COSECHA



El proceso productivo se inicia con la adecuación del campo (etapa previa de siembra de la caña) y el estudio del suelo teniendo en cuenta la topografía del terreno y de acuerdo a ella se localizan canales de riego, drenaje y vías de acceso.

El cultivo de la caña requiere agua en la cantidad y forma oportuna para alcanzar una buena producción. El riego se aplica hasta dos meses antes de la cosecha, la cual se realiza entre los 6 y 12 meses asegurando una excelente calidad de la caña.



El corte se realiza manual o mecánicamente, utilizando parámetros de calidad que disminuyen los porcentajes de materiales extraños.

Una vez cortada la caña se transporta a la fábrica en tractores y camiones procurando el menor tiempo de permanencia.

PATIOS Y PICADO DE CAÑA



En seguida la caña se descarga en las mesas transportadoras para pasar a las desfibradoras que la convierten en pequeños trozos facilitando la extracción del jugo en los molinos. Es aquí cuando comienza la fase de molienda a través de un tadem de molinos que extraen el jugo de la caña.

MOLIENDA DE LA CAÑA

La caña se recibe en el patio y se conduce por medio de transportadores hacia un desfibrador pesado de alimentación horizontal y facilitar así el proceso de extracción de jugo en los molinos; en esta etapa, utilizando la presión ejercida por las mazas o rodillos dentados, se logra la extracción del jugo de la caña. Para mejorar la eficiencia de este proceso, se adiciona agua al bagazo que va hacia el último molino, este proceso se conoce como imbibición; adicionalmente, el jugo extraído en cada molino, se recircula al anterior, lo que recibe el nombre de maceración.

El bagazo que sale del último molino se convierte en el primer subproducto del proceso, que se aprovecha como combustible en las calderas, para producir el vapor utilizado en la generación de energía mecánica y en la generación de energía eléctrica a través de turbogeneradores; el vapor de escape producido en estos equipos, se aprovecha como energía térmica en el proceso de elaboración de azúcar para calentamientos y cocimientos. De esta manera el Ingenio Risaralda se autoabastece de la energía necesaria para llevar a cabo todas las operaciones fabriles de una manera sostenible y cuidando del medio ambiente.

CLARIFICACION DEL JUGO DILUIDO

El jugo extraído en los molinos se conduce por medio de bombas de tipo centrífugo hacia el proceso de purificación que consta de las etapas de calentamiento, sulfatación, alcalización, clarificación y filtración. Por medio de estas operaciones, los insumos tales como dióxido de azufre, lechada de cal y floculante forman puentes con las sustancias extrañas diferentes a la sacarosa presentes en el jugo que transmiten color y bajan la pureza del azúcar final, formándose moléculas más pesadas que sedimentan en los clarificadores de corto tiempo de retención. Este sedimento se envía hacia los filtros rotatorios al vacío donde se recupera la sacarosa remanente y luego la torta resultante a la que ya se le ha extraído la sacarosa recuperable, se envía hacia el proceso de compostaje para la elaboración de mejoradores de suelos a los campos de cultivo de caña por su importante contenido de minerales.



En el próximo punto se explicara detalladamente el nuevo proceso de clarificación implementado en el Ingenio Risaralda.

EVAPORACION



El jugo que ha sido purificado se somete a evaporación en el tándem de evaporación en serie, en arreglo que puede variar de cuádruple a quíntuple. En estas sucesivas evaporaciones, se elimina gran parte del agua contenida en el jugo (alrededor del 80%), resultando un material más denso llamado meladura.

CRISTALIZACIÓN



La meladura se envía hacia los tachos al vacío, equipos donde se realiza la cristalización de la sacarosa. Al tacho se introducen núcleos de sacarosa previamente formados, de tamaño homogéneo para lograr un crecimiento de los cristales de azúcar de manera uniforme a expensas del contenido de sacarosa que se traslada de la meladura al cristal.

Más adelante se explicara detalladamente el proceso que sufre la meladura en los tachos de la fábrica.

CENTRIFUGACION



Una vez formados los cristales del tamaño y pureza deseados, el producto formado llamado masa cocida se lleva hacia las centrifugas, equipos que giran a muy altas revoluciones por minuto, provistos de una malla de finos agujeros que permiten sólo el trabajo de la miel mientras que bloquea el paso de los granos de azúcar que quedan atrapados en la parte interna de la malla.

La miel separada en la masa cocida tercera de baja pureza, es llamada miel final o conocida comúnmente como miel de purga la cual es un subproducto del proceso fabril y no es retornada al proceso por su bajo contenido de sacarosa; es comercializada para la posterior

obtención de otros productos como alcohol, alimento para ganado, ácido acético, y otros productos de importancia industrial.

SECADO

El azúcar libre de la miel se conduce hacia la secadora / enfriadora la cual es un tambor giratorio horizontal con aspas, persianas o colmenas interiores que permiten el contacto del azúcar con aire caliente desde un extremo del tambor, para eliminar la humedad ligada al cristal y a su vez permite el contacto con aire frío por el extremo opuesto para el acondicionamiento térmico de los cristales, de modo que la temperatura de salida de la secadora sea muy cercana a la del ambiente evitando así atterramiento, debido al carácter higroscópico del azúcar.

EMPAQUE



El azúcar es luego conducido por medio de bandas transportadoras o tornillos sin fin hacia las máquinas clasificadoras donde se selecciona el producto final según la especificación requerida y por último es almacenada en silos o tolvas para ser empacada en las diferentes presentaciones que ofrece el Ingenio Risaralda S.A.

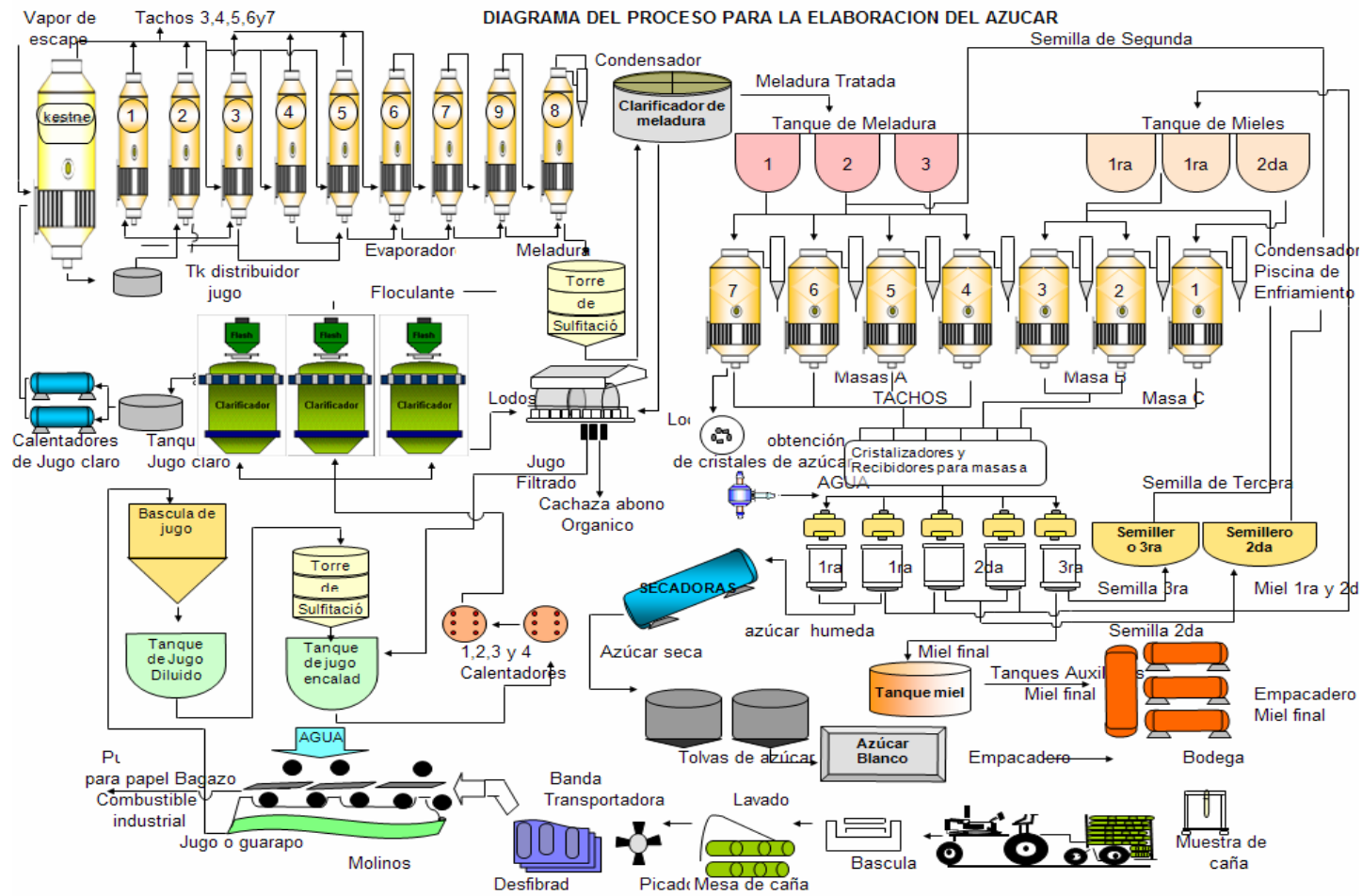


Grafico 1: Proceso de Elaboración de azúcar

2.1.2. Clarificación por sedimentación

La clarificación por sedimentación es un proceso físico-químico donde se elimina la cantidad máxima de impurezas del jugo, tan pronto como lo permitan otras consideraciones tales como la claridad y la reacción del jugo claro. En la fabricación de azúcar crudo, la cal y el calor son casi los únicos agentes que se usan para este propósito, aunque generalmente se añade una cantidad de floculante para lograr la mejora de este procedimiento.

En general se añade la cal suficiente para neutralizar los ácidos orgánicos que contiene el jugo y después se eleva la temperatura a 103-105 °C. Este tratamiento a base de cal y calor forma un precipitado pesado de composición compleja del cual parte es más ligera y parte más pesada que el jugo, precipitado que contiene sales insolubles de cal, albumina coagulada y diversas proporciones de la ceras, grasas y gomas que contiene el guarapo.

2.1.3. Descripción del proceso de clarificación por sedimentación

El sistema de clarificación por sedimentación de Elaboración del Ingenio del Risaralda S.A.; cuenta con un tanque de maduración, un tanque flash, un tanque de clarificación y un tanque dosificador con sus respectivas bombas las cuales funcionan de acuerdo al flujo de jugo mezclado que este entrando al equipo,

El tanque de clarificación es el equipo donde básicamente se lleva a cabo el proceso de separación, está compuesto de un tanque de sección circular con fondo cónico, donde el jugo ingresa por medio del tanque flash y desborda. Los flóculos descienden formando una capa de cachaza y el jugo clarificado se acumula en la parte superior. El fondo esta provisto de un agitador y un sistema barredor de lodos



Figura 1. Equipos para reacción y sedimentación. IRISA-ELABORACION

Para el proceso de clarificación, el jugo diluido con un brix entre 14-15 °Bx se bombea desde los tanques de jugo diluido hasta la etapa de calentamiento, donde se lleva el jugo a temperaturas entre 70-75° C. Esto se realiza en un calentador de placas o tubos y tiene como objetivo realizar la aplicación de sacarato (cal y meladura) con el fin de aumentar la reacción de la cal y los sólidos presentes en el jugo y poder obtener de esta manera floculos de fácil sedimentación, así como también facilitar la reacción de la cal con los fosfatos presentes en el jugo y de esta manera producir fosfatos tricalcicos, lo que se denomina floculación primaria. Es decir la solubilidad de las sales de calcio que se forman disminuye con el incremento de la temperatura.

Después de la adición de la cal, el jugo mezclado sufre un calentamiento secundario donde se eleva la temperatura de 103-105°C y pasa después al tanque flash, donde el propósito es tomar el jugo a 102 – 105 °C (normalmente 103 °C) y flashear el jugo a 100 °C con el fin de evacuar el aire y asegurar que los sólidos insolubles se establezcan en el fondo cuando el jugo es transferido al clarificador; una remoción pobre de aire causará sólidos insolubles, fibra particulada, que flota en la superficie del clarificador y conducida con el jugo. Una operación satisfactoria del clarificador SRI depende de la alimentación siendo propiamente desairada en el tanque flash.

Seguidamente se adiciona el floculante que ha sido preparado tres horas antes en el tanque de maduración, por medio de dos bombas dosificadoras del reactivo. El floculante alcanza una concentración de 0,2% en el tanque de maduración y disminuye su concentración a 0,04% cuando se diluye el reactivo con la misma cantidad de agua, es esta es la concentración con la que se trabaja en esta etapa de clarificación.

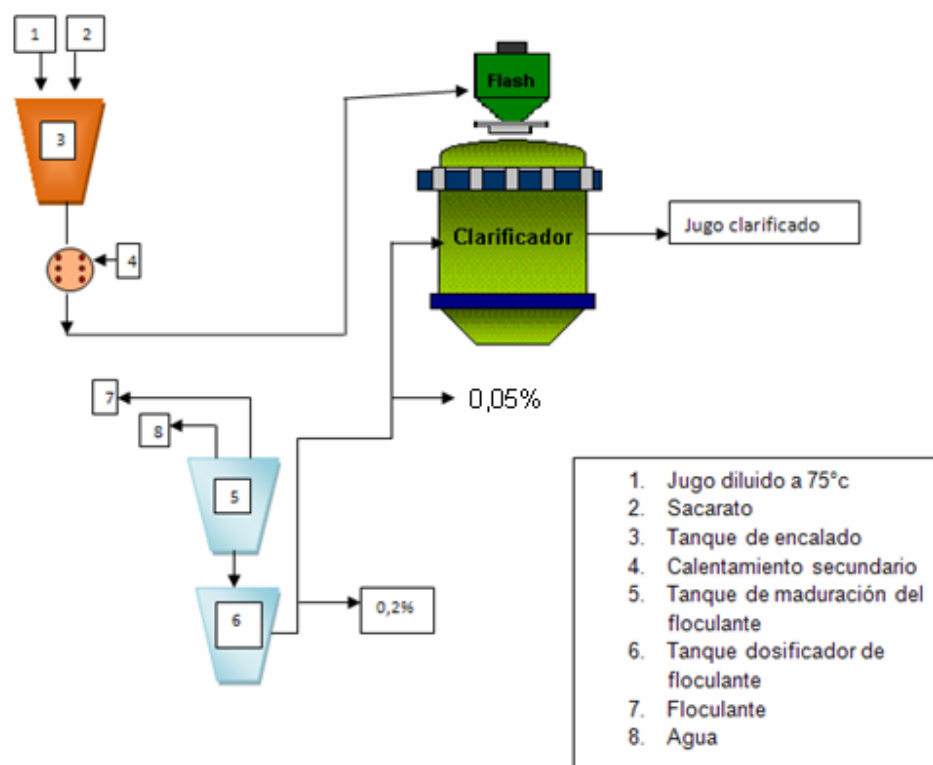


Figura 2. Esquema del proceso de clarificación por sedimentación.

El pH del jugo encalado debe estar entre 7.5 -8.0. Un valor por encima del límite superior, presentará adición excesiva de cal, debido a que los iones de calcio siguen libres, estos formaran incrustaciones en las tuberías, sedimentación en los tanques y cenizas en el azúcar, además pueden comenzar a formarse compuestos coloreados. Por debajo del límite inferior hay exceso de ácido y mal formación de los flóculos e inclusive inversión de la sacarosa.

Los flóculos producidos en la floculación primaria (fosfatos tricalcicos) son muy pequeños y frágiles y tienden a romperse con el movimiento del material, por tal razón se debe adicionar una solución de floculante que una los flóculos formando un aglomerado de muchos flóculos primarios. Esta etapa es denominada floculación secundaria y es la que forma la capa de lodo que se remueve del clarificador. Quien cumple esta función es el floculante FLOPAM AN 934 VHM , adicionado en el tanque de maduración.

Posteriormente el jugo ingresa por medio del tanque flash al equipo donde se mezcla con el floculante.

En la parte superior del clarificador es la zona donde se encuentra el jugo clarificado con menor turbiedad. Los lodos descienden y se van acumulando en el

fondo del clarificador formando la cachaza la cual se va removiendo de forma mecánica. La cachaza es enviada a los filtros de cachaza en el proceso de elaboración de IRISA.

El tiempo de residencia del material en el sistema es una característica importante para el buen desarrollo de la etapa y se encuentra en un intervalo de 43-46 minutos de operación.

En la tabla 1 se pueden apreciar las principales características de las corrientes presentes en el proceso de clarificación por sedimentación para el caso particular de Elaboración del Ingenio Risaralda.

MATERIAL	CARACTERÍSTICAS
Jugo diluido	°Brix 15; Pureza 88%; Sacarosa 13
Cal	Concentración 85%de CaO
Meladura concentrada	Brix 70; Pureza 92% ; Sacarosa 65
Floculante	Dosificación aprox. 6-10 ppm con base en sólidos de azúcar
Sacarato de calcio	
Jugo Clarificado	Turbiedad. Max 210

Tabla 1. Características de los materiales de clarificación por sedimentación.

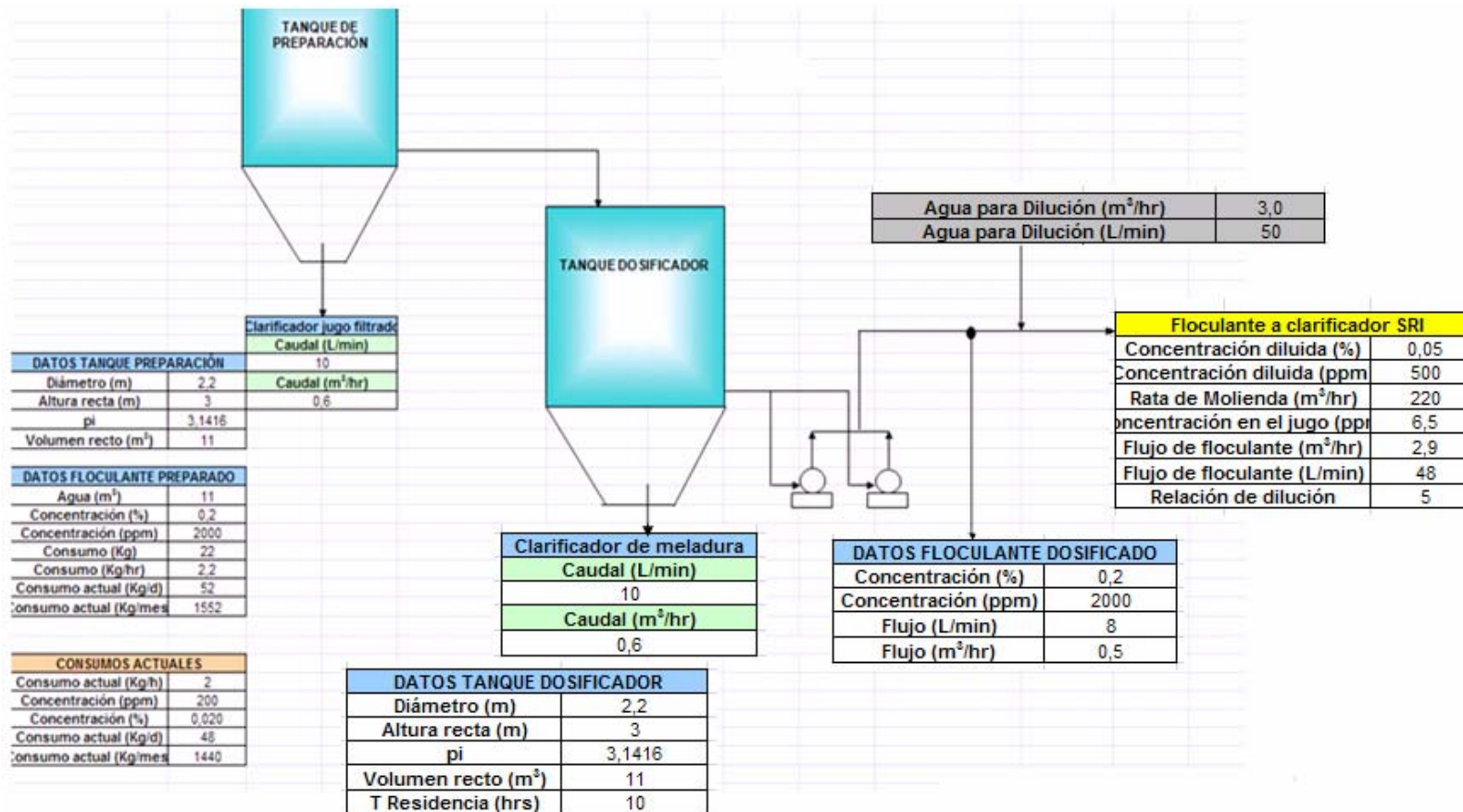


Figura 3: Esquema de la dosificación de floculante

Volumen del tanque de preparación = 11 m³
 Volumen del tanque de maduración = 11 m³
 Cantidad adicionada cada tres horas = 6 Kg

A continuación se muestra los cálculos que cumplen con la preparación del floculante utilizado, con su respectiva dilución:

$$\frac{2 \text{ Kg}}{11 \text{ m}^3} * \frac{1000\text{g}}{1\text{Kg}} * \frac{1000\text{mg}}{1\text{g}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000\text{L}} * \frac{1\text{g}}{1000\text{mg}} * \frac{1\text{L}}{1000\text{mL}} * 100\text{ml} = 0.2 \% \text{ Concentración floculante preparado}$$

Al realizar una dilución ¼ el floculante queda con una concentración de 0.05%, concentración que es utilizada en la etapa de clarificación de jugo diluido.

2.2. CONCEPTUAL

2.2.1. Floculación

Muchos de los sólidos presentes en el jugo clarificado se encuentran en estado coloidal, siendo difíciles de coagular y se hace necesaria la neutralización de su carga eléctrica que en su mayoría es negativa. El calcio del sacarato debido a su alta valencia, reduce el potencial de los sólidos y los induce a coagulación. Otros sólidos en suspensión, materiales colorantes y los no azúcares orgánicos como las gomas, albúminas y pectinas son atrapados por el flóculo durante su formación o en el descenso de éste hacia el fondo

La reacción principal ocurre entre los iones de calcio y fosfato para formar el fosfato tricálcico (Ca₃P₂O₈). La tasa de reacción y la cantidad del precipitado pueden ser mejoradas significativamente con la introducción de núcleos de floculación y una mezcla rápida e intensa de los defecantes. Como núcleos de floculación son utilizados los flóculos presentes en determinada cantidad de jugo ya floculado que es inyectado junto con el segundo defecante inmediatamente antes de un mezclador en línea. Así se consigue un grado mayor de reacción entre los defecantes, una floculación de mejor calidad y un menor contenido residual de fosfatos.

El mezclado adecuado del ácido y el sacarato es fundamental para incrementar la reactividad de estos. El método, la intensidad y la duración del mezclado son factores de cuidado en el diseño de un sistema de floculación.

La viscosidad del jugo es una variable importante en la etapa de floculación, ya que participa en la precipitación y consolidación del flóculo. Viscosidades mayores

a 10 cp. hacen que la velocidad de floculación sea lenta y económicamente inviable.

La floculación se ve favorecida a altas temperaturas y bajos brix, pues arrojan mayores beneficios económicos en posteriores etapas, pero las altas temperaturas pueden ocasionar efectos no deseables en el jugo y bajos brix disminuyen la producción.

2.2.2. Sedimentación

Es la etapa primordial en el proceso y se lleva a cabo en las mirillas de clarificación (figura 4), en donde por ser ligeramente más pesado que el jugo, los coágulos comienzan a descender durante su formación. La ganancia de velocidad dependerá de la población de flóculos y de la viscosidad del jugo.

El aumento del diámetro de las partículas es la manera más simple y eficiente de acelerar la separación. Este aumento normalmente se obtiene con la adición del Flopam AN 943 VHM, que provoca la aglomeración de los flóculos secundarios.



Figura 4. Mirillas de sedimentación del clarificador

Existe un límite para el manejo del aumento del diámetro, un pequeño aumento por encima de ese límite, exige una gran cantidad de floculante que vuelve inviable la obtención de flóculos.

Cuando el coágulo entra en la zona de transición, en donde a medida que baja se encuentra con una mayor cantidad de coágulos, la velocidad de descenso disminuye. La zona inferior es denominada de compresión, donde la concentración de coágulos es muy alta y la velocidad prácticamente nula.

Finalmente un tamizado previo a la clarificación para remover partículas mayores a 0.2 mm es ampliamente recomendado.

2.2.3. Cachaza

Químicamente la cachaza está compuesta por los flóculos formados a partir de los defecantes agregados, las impurezas contenidas en el jugo y ocluidas en el flóculo, y el licor arrastrado. La cantidad varía entre 2-7% del peso del jugo clarificado o 5-15% del volumen.

La producción de cachaza depende de dos factores, el primero es la calidad del jugo y el grado de clarificación deseado, influyendo aquí la cantidad y naturaleza química de las impurezas, el brix, la temperatura del proceso y la dosificación de floculante y sacarato. El segundo factor es el diseño del clarificador, que nos arroja la manera de retirar la cachaza.

2.2.4. Modelo convencional de la clarificación

Analíticamente la expresión que representa la operación de clarificación por sedimentación es:

$$\frac{dC_A}{dt} = -kC_A^n \quad (\text{Ec. 1})$$

Donde C_A es la concentración de la sustancia de interés, en este caso, los sólidos insolubles del jugo o del jugo claro en su defecto, k es el análogo a la velocidad de reacción y se denomina velocidad o tasa de flotación, n es el orden del proceso de clarificación, pero la mayoría de los autores de investigaciones afirman que la clarificación es una operación de pseudo primer orden, es decir, se toma como $n \cong 1$ en la mayoría de aplicaciones. Así:

$$\frac{dC_A}{dt} = -kC_A \quad (\text{Ec. 2})$$

$$\frac{dC_A}{C_A} = -kdt \quad (\text{Ec. 3})$$

Integrando esta expresión entre la concentración inicial y final en el tiempo t :

$$\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = -kt \quad (\text{Ec. 4})$$

De aquí se puede realizar el análisis del cambio de concentración con respecto del tiempo, cuya pendiente sería k .

La verdadera dificultad del modelo analítico consiste en la interpretación de k , ya que no sólo interesa determinar la mejor velocidad de flotación, sino de qué variable depende ésta. Por tal razón la mayoría de los autores que estudian el fenómeno dedican su trabajo a la obtención de este parámetro. Este tipo de estudios resultan rigurosos y complejos, por lo que surge la necesidad de describir el fenómeno en términos de variables medibles y manipulables, pero que representen plenamente los fenómenos de la operación.

La alternativa propuesta en este estudio ofrece una solución efectiva a tal necesidad y obedece al análisis de las posibilidades que ofrece el proceso y a la consulta de personas que trabajan en el campo. Dicha alternativa consiste en obtener un modelo factorial experimental

2.3 DESCRIPCION DEL CLARIFICADOR SRI

2.3.1 Descripción general del funcionamiento del equipo.

El sistema de clarificación por medio del equipo esta basado en la adición de sacarato de calcio al jugo, el cual ha sido calentado previamente a 70-80°C.

Seguidamente sufre un calentamiento secundario a 103 °C, continuando con una des aireación en un tanque flash donde ocurre la disminución de oxígeno disuelto, con el fin de que el jugo que entre al clarificador se le facilite la precipitación de todo tipo de impurezas.

Los lazos de control esenciales son:

- ❖ Control de flujo de jugo
- ❖ Control de temperatura de calentamientos primario y secundario.
- ❖ Control de pH.
- ❖ Control de nivel en el tanque flash.
- ❖ Control de adición de floculante.

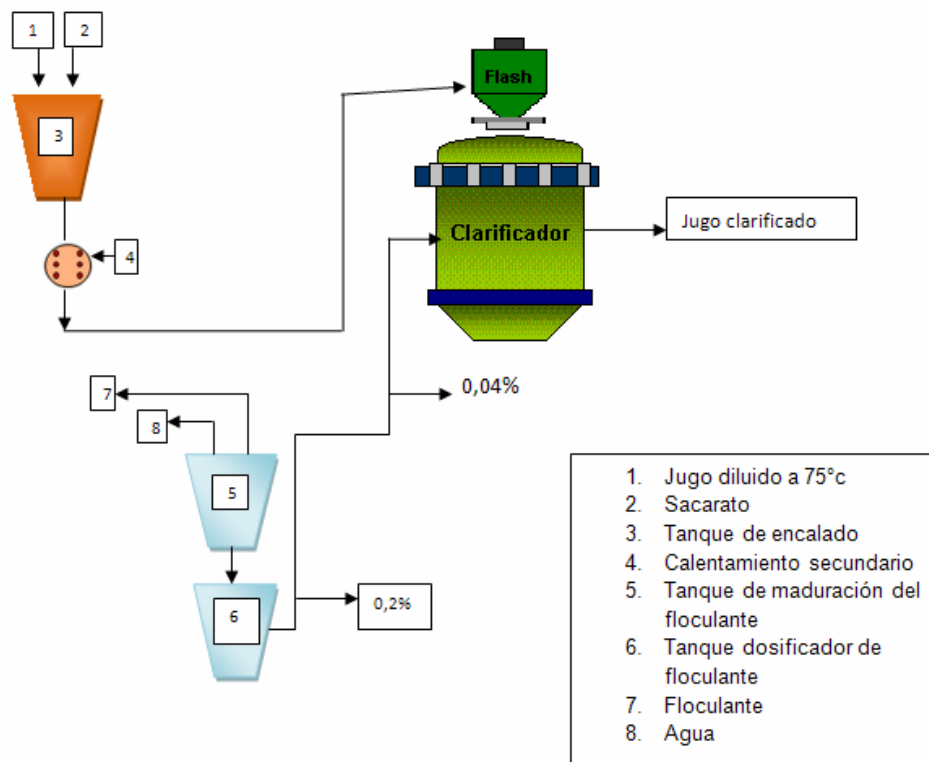


Figura 5: Esquema general del clarificador SRI

Nota: El propósito del tanque flash es tomar jugo 102 – 105 °C (normalmente 103 °C) y flashear el jugo a 100 °C para evacuar el aire y asegurar que los sólidos insolubles se establezcan en el fondo cuando el jugo es transferido al clarificador. Una remoción pobre de aire causará sólidos insolubles, fibra particulada, que flota en la superficie del jugo.

2.3.2 Parámetros importantes que se deben tener en cuenta para el buen funcionamiento del equipo

2.3.2.1 Contenido de fosfatos en el jugo.

Es importante que el contenido de fosfatos sea mantenido a un mínimo de 300 ppm. Esto con el fin de se formen fácilmente los fosfatos tricalcicos y se produzca una floculación mas eficiente.

2.3.2.2 Control de PH

Para obtener una buena operación de clarificación es necesario realizar un control adecuado de la adición de sacarato de calcio sobre el jugo. Se deben tener en cuenta los siguientes puntos:

- Tener un flujo y una temperatura constante en el momento de la adición del sacarato de calcio
- Contar con una mezcla homogénea y rápida entre el jugo y el sacarato de calcio
- Realizar una adición del sacarato de calcio al jugo a una temperatura entre 70-80°C

2.3.2.3 Calidad del agua en la preparación del floculante

Para garantizar una buena preparación de floculante, se deben tener en cuenta los siguientes parámetros para el agua de dilución:

- Buena calidad
- PH mayor de 8.0
- Baja dureza
- Con una temperatura menor a 50 °C

2.3.2.4 Control de flujo de floculante

Es importante tener en cuenta la siguiente relación con el fin de determinar posibles fallas en la operación del clarificador.

$$\text{Rata de flujo de floculante (m}^3\text{/h)} = \frac{\text{Jugo (m}^3\text{/hr) X floculante requerido (ppm)}}{\text{Concentración de floculante (\%)} \times 10000}$$

Se recomienda que esta ecuación sea manejada por los operarios del clarificador, para que ellos mismos verifiquen la rata de flujo de floculante que se debe estar inyectando en un momento dado, conociendo el flujo de jugo mezclado y la dosificación (ppm) del floculante.

2.3.3. Canales de reacción y clarificación del equipo.

La gran ventaja que ofrece este equipo es que cuenta con tres canales que están dispuestos y diseñados con orificios perforados en toda la longitud de su extensión, evitándose de esta manera las zonas muertas que pueden generar la proliferación de microorganismos, pérdidas por sacarosa y mal control del pH

Estos tres canales son:

- Canal de alimentación-Construcción
- Canal interno-Construcción
- Canal externo-Construcción

El primero recibe toda la alimentación del jugo encalado, el cual proviene previamente del tanque flash. Este jugo pasa a través de las perforaciones del canal de alimentación y llega hasta el fondo del equipo donde reacciona con el floculante y gracias a las chapas deflectoras disminuye la turbulencia con la que cuenta, facilitando de esta manera su clarificación. Los lodos del jugo se sedimentan en el fondo del equipo, mientras que el jugo tratado sale por medio del canal interno y externo de construcción.

En el anexo N°1 se muestra el plano del equipo, donde se evidencia claramente la entrada del jugo encalado, las chapas deflectoras, los tres canales de construcción y la salida del jugo ya tratado.

2.4 SELECCIÓN Y MEDICIÓN DE VARIABLES IMPORTANTES EN LA ETAPA DE CLARIFICACIÓN

La clarificación por sedimentación es una operación de separación físico-química muy compleja, en la que intervienen tanto fenómenos micromoleculares como macromoleculares y que incluyen una gran cantidad de variables, determinantes para el proceso.

Seleccionar adecuadamente las variables es por lo tanto un punto fundamental en el desarrollo del estudio.

La selección de las variables que representan un fenómeno depende principalmente de la experiencia y el conocimiento previo que se tiene del proceso. Cuando se seleccionan las variables deben listarse todas las que se consideran importantes, si alguna variable considerada no tiene efectos importantes en el proceso,

La dificultad real se presenta cuando no se considera alguna variable que efectivamente tiene que ver con el fenómeno, pues no se tendrán resultados satisfactorios, ni una función que represente óptimamente el proceso.

Para la determinación de las variables influyentes en el proceso, se optó por realizar un análisis bibliográfico y consultar a personas relacionadas con el área en el Ingenio Risaralda (Director del proyecto industrial y supervisores de planta), de tal manera que pudieran estudiarse los aspectos globales sin dejar de considerar ningún fenómeno relevante en términos de variables medibles y manipulables en el proceso.

Otra condición importante es que variables como concentración de los reactivos de clarificación no se tuvieron en cuenta, ya que éstas se consideran constantes a lo largo del proceso.

2.4.1 Variables no manipulables

Corresponde a las variables del proceso que si bien son de gran importancia, su manipulación directa no es posible, ya que un cambio en cualquiera de estos valores afecta simultáneamente a otras variables incluidas en el estudio, impidiendo realizar el análisis del efecto de cada una de ellas sobre la operación.

Densidad (ρ)

La densidad del jugo diluido es principalmente un indicativo de los grados brix del material. La dependencia funcional entre la densidad y el brix es estrictamente proporcional.

Los grados Brix miden la cantidad de **sólidos solubles** presentes en un jugo o pulpa expresados en porcentaje de sacarosa. Los sólidos solubles están compuestos por los azúcares, ácidos, sales y demás compuestos solubles en agua presentes en los jugos de las células de una fruta. Se determinan empleando un refractómetro calibrado y a 20 °C.

La densidad se considera una variable no manipulable directamente ya que depende de muchos factores que diariamente se presentan en la planta, como por ejemplo cantidad de azúcar suministrada desde la etapa de elaboración del ingenio, requerimientos de vapor, recirculación en el clarificador, entre otros. Estos factores hacen complicado el ajuste automático del brix .

Esta medida proporciona en gran parte una idea acerca de la producción de la planta, por ello es favorable trabajar a brix altos, pero esto conlleva a una disminución de la eficiencia de las etapas de clarificación y filtración debido a la alteración de las propiedades de flujo como la densidad y la viscosidad, propiedades que en su aumento causan un efecto negativo en los procesos en términos operacionales.

Viscosidad (μ)

En la clarificación, la viscosidad es una de las variables más determinantes para el éxito de la operación y al igual que el brix, su manipulación no es inmediata, pues cabe aclarar que tiene dependencia directa con el brix y la temperatura siendo inversamente proporcional a la primera y directamente proporcional a la segunda. Su manipulación en este caso presenta los mismos inconvenientes del brix. Las razones por la cual esta propiedad es tan importante además de las obvias ventajas en términos de fenómenos de transporte y mecánica de fluidos, es que

los jugos menos viscosos permiten una mejor clarificación ya que favorece la homogeneidad de la mezcla del jugo con los reactivos de sedimentación y el aumento de la velocidad de sedimentación.

2.4.2. Variables manipulables

Estas son las variables sobre las cuales se realizó una manipulación directa durante la experimentación, ya que el efecto de la variación de cada una de ellas puede medirse y estudiarse independientemente del resto de las variables.

La selección de estas variables se hizo teniendo en cuenta que son las únicas sobre las cuales hay acción directa de los operarios.

Tiempo de residencia (τ). El tiempo de residencia se define como el tiempo que permanece una sustancia dentro de una frontera conocida. Los límites de esa frontera pueden ser lineales, superficiales o volumétricos. Las expresiones con las que más frecuentemente se describe este parámetro son:

$$\tau = \frac{L}{v} \quad \text{y} \quad \tau = \frac{V}{Q} \quad (\text{Ec. 8})$$

Donde L es la longitud, v es la velocidad lineal de la sustancia, V es un volumen definido y Q es el flujo volumétrico.

Para un fluido con propiedades determinadas, el tiempo de residencia es un parámetro que depende principalmente de la geometría del recipiente que contiene la sustancia o del flujo que atraviesa ese recipiente.

La importancia del tiempo de residencia para la clarificación se encuentra reflejada en dos etapas, la primera la correcta mezcla y contacto de los reactivos de clarificación (fosfatos y sacarato) con el jugo de tal forma que posibilite la floculación primaria, y de igual forma posibilite el buen contacto del floculante que induce la floculación secundaria. La segunda etapa es la separación de los flóculos secundarios en la celda de clarificación.

La interacción de los componentes del fluido y los reactivos químicos debe darse en condiciones propicias en cuanto a propiedades físicas del material y medios de agitación cuando se requiera favorecer el contacto de las fases. Existe un límite para el cual el excesivo tiempo de residencia desfavorece la operación debido a que los flóculos que permanecen durante mucho tiempo en el sistema pierden contacto con el aire que circunda el medio incrementando así su densidad y tendiendo a sedimentar o permanecer en suspensión.

El tiempo de retención del jugo en los clarificadores deberá ser el menor posible que produzca un jugo bien clarificado. El límite bajo esta es afectado por la diferencia de densidad entre el material a decantar y el jugo. Por lo tanto el tiempo necesario para la decantación depende principalmente de la diferencia de densidad entre el jugo y las partículas del precipitado.

El tiempo de retención del jugo en los clarificadores a alta temperatura tiene un gran efecto sobre el jugo sus componentes. Si el tiempo de retención es muy corto, la clarificación no va ser completa, produciendo jugos sucios no aptos para la fabricación de azúcar. Si el tiempo de retención es muy alto se producirá pérdidas de azúcar por inversión, formación de color y jugos pocos brillantes.

Durante el tiempo que el jugo está en el clarificador a alta temperatura, alguna descomposición de los azúcares reductores siempre ocurre. Esta descomposición se estima aproximadamente en 1% de los azúcares reductores por hora a 100°C cuando el pH es alrededor de 7. Esta descomposición puede alcanzar el 3% por hora, si el pH es aumentado a 8.

Si el jugo es refractario o contiene gran cantidad de materias en suspensión de baja densidad, el aumentar excesivamente la capacidad aumentando el tiempo de retención, generalmente no produce buenos resultados. La aplicación de ácido fosfórico puede ayudar a obtener buenos resultados.

La capacidad en operación debe ajustarse a la razón de molienda, para evitar un tiempo de retención alto.

Es necesario tener muy claro que el trabajo eficiente del clarificador depende principalmente de varios factores y al tratamiento previo que se le aplique al jugo mezclado:

1. Cal (pH)
2. Calor (temperatura)
3. Flujo uniforme
4. Desalojo de gases (tanque flash)
5. Ácido fosfórico
6. Floculantes
7. Separación de bagacillo en los molinos
8. Limpieza de la caña
9. Calidad de la caña

10. Imbibición en el molino

Si un tratamiento previo correcto del jugo y buena atención de los demás factores, el clarificador por si solo no produce jugo clarificado de calidad adecuada

En este estudio la medición y manipulación del tiempo de residencia se realiza a través del control del flujo volumétrico. El flujo volumétrico puede ser adaptado dependiendo de las circunstancias en las que se encuentre el proceso.

Temperatura. Esta variable afecta directamente la viscosidad del jugo, porque a mayor temperatura hay disminución de la viscosidad y mejoran notablemente las propiedades del fluido (baja solubilidad de sales de fosfato tricálcico).

La importancia de esta variable también tiene relación directa con la floculación primaria, debido a que la solubilidad de las sales de fosfato disminuye con el aumento de la temperatura, lo que hace favorable trabajar la etapa de clarificación a temperaturas altas. Estas ventajas se contrastan con el hecho de que a temperaturas elevadas puede ocurrir degradación de los azúcares a caramelos (furfurales) y una vez formados no se puede revertir este proceso. También se puede originar la formación de color, ya que en medio alcalino los azúcares reductores se descomponen a altas temperaturas, aumentando así el color de los jugos y por ultimo también se puede originar un aumento en la producción de mieles, ocasionada por la inversión de la sacarosa y la destrucción de azúcares invertidos.

Existen muchas teorías sobre cual debe ser la temperatura a la que deben calentarse los jugos, pero la mejor práctica es calentar ligeramente por encima del punto de ebullición es decir de 102-105°C. A temperaturas mas bajas la clarificación será incompleta y como consecuencia la calidad del azúcar será mucho más mala.

Con temperaturas por debajo del punto de ebullición se pueden presentar los siguientes problemas:

- ❖ Formación incompleta de floculos: la formación de floculos seria incompleta ya que la reacción de la cal con los fosfatos presentes en el jugo depende de la temperatura a la que se somete el jugo alcalizado. Cuando la temperatura del jugo esta por debajo del punto de ebullición el jugo clarificado estará parcialmente sedimentado y por lo tanto turbio.
- ❖ Coagulación incompleta
- ❖ Desalojo de gases incompleto: la razón por la cual se recomienda calentar el jugo por encima del punto de ebullición, es precisamente para asegurar

un desalojo completo de gases, aire y vapor que acompaña al jugo alcalizado una vez calentado y antes de su entrada al clarificador. Este desalojo de gases, aire y vapor se obtiene al pasar el jugo calentado a través del tanque de expansión (tanque flash). Este tanque está instalado entre los calentadores y los clarificadores. Al pasar por el jugo caliente que viene a presión de los calentadores, se expande al quedar el jugo a la presión atmosférica. A consecuencia de esta caída de presión se libera el exceso de calor obtenido bajo alta presión y se desalojan los gases, aire y vapor ocultos en el jugo. De esta forma se asegura una temperatura uniforme en los clarificadores, lo que evita el movimiento del jugo dentro de ellos por diferencias de temperatura que tienden a revolver los clarificadores.

- ❖ Alta densidad del jugo: a mayor temperatura la densidad del jugo será menor y a menor temperatura la densidad será mayor. Luego a temperatura baja la sedimentación de los floculos, bagacillo, sólidos en suspensión será más lenta e incompleta por la mayor densidad del jugo.

La temperatura como se mencionó anteriormente es una variable fundamental para la interpretación del fenómeno de flotación, sin embargo, debido a que un cambio en esta variable ocasiona cambios en otras condiciones del proceso como viscosidad y tensión superficial, se optó por mantenerla en un valor constante.

Dosis de floculante

La aplicación de floculantes, polímeros sintéticos son de gran ayuda para mejorar la eficiencia del proceso de clarificación.

La concentración de la solución dosificadora, es decir la que se aplica al jugo debe ser de 0,05%, es decir diez veces más diluida que la solución de reserva, en nuestro caso esta sería la solución que se encuentra en el tanque de maduración. Si la solución dosificadora es más concentrada su alta viscosidad puede afectar su buena dispersión en el jugo y los efectos beneficiosos del floculante se ven disminuidos.

Esta es una variable que se fue manipulando de acuerdo a la turbiedad de entrada del flujo enalado y al flujo de jugo mezclado. Puesto que esta dosificación depende en gran medida de las condiciones locales y característica del jugo se tuvo en cuenta la siguiente ecuación para determinar la dosificación de floculante en un momento determinado y realizar de esta manera un control continuo.

$$\text{Rata de flujo de floculante (m}^3\text{/h)} = \frac{\text{Jugo (m}^3\text{/h)} \times \text{floculante requerido (ppm)}}{\text{Concentración de floculante (\%)} \times 10000}$$

La dosificación varía de 6 a 10 ppm teniendo en cuenta los sólidos suspendidos del jugo mezclado.

2.4.3. VARIABLE DE RESPUESTA

Corresponde a la variable de interés sobre la cual se toma respuesta ante las perturbaciones programadas durante la experimentación. Esta variable es un indicativo del cumplimiento del objetivo de la operación que es remover sólidos insolubles.

Turbiedad (Ti). La turbiedad es la medida de la desviación de un haz de luz a través de una sustancia, ocasionada principalmente por los sólidos insolubles suspendidos en su interior. Estos sólidos insolubles son en su mayoría bagacillo, residuos de material vegetal, lodos y otras impurezas.

En este estudio, la turbiedad se convierte en la variable de respuesta como una medida del contenido de las impurezas del jugo diluido manejado en elaboración

Como el objetivo principal de la clarificación es remover al máximo los sólidos insolubles, se consideró la importancia de la turbiedad antes del proceso y después de salir de esta etapa, para tener una medida de la fracción de remoción lograda para las diferentes condiciones de operación experimentadas.

La turbiedad depende de la naturaleza del material, pero el mismo material puede diferir en la desviación de la luz, causada por diferente contenido de sólidos insolubles, por lo tanto, la característica predominante que determina la turbiedad son los sólidos insolubles.

La turbiedad tiene un concepto diferente al del color de una sustancia, de tal modo que puede tenerse un líquido más oscuro que otro pero con menos sólidos insolubles y por tanto menor turbiedad.

Al proceso de clarificación normalmente se le hace el seguimiento de turbiedad al inicio y al final de la etapa (figura 5) en unidades NTU, esta es una medida relativa en donde se comparan dos muestras, siendo la primera el jugo mezclado o jugo encalado y la segunda el jugo clarificado

Esta medición se realizó en un Turbidímetro Nefelométrico (figura 5), el cual reporta digitalmente la medida de este parámetro.



a) Turbiedad inicial y final del jugo.



b) Turbidímetro Nefelométrico

Figura 6: Turbiedad del jugo mezclado y jugo claro

2.5. LISTADO DE VARIABLES QUE INTERVIENEN EN LA CLARIFICACION

Es importante tener un orden metodológico y por ello a continuación se resumen las variables que afectan el proceso de clarificación.

VARIABLE	SIMBOLO	DEPENDENCIA
Flujo volumétrico de jugo	Q	Rata de molienda de la fabrica
Dosis de floculante	ppm	Sólidos en suspensión al comienzo del proceso
Densidad	ρ	Propiedades determinantes en la separación por diferencia de pesos específicos
Turbiedad inicial y final, Ti y To	Ti y To	Variable de interés, medida relativa a los sólidos insolubles

Tabla 2: Variables que intervienen en la clarificación

2.6 IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA FACTORIAL EXPERIMENTAL

Es una técnica estadística de reducción de datos usada para explicar la variabilidad entre las variables observadas en términos de un número menor de variables no observadas llamadas factores. Las variables observadas se modelan como combinaciones lineales de factores más expresiones de error. El análisis factorial se originó en psicometría, y se usa en las ciencias del comportamiento tales como ciencias sociales, mercadeo, gestión de productos, investigación de operaciones y otras ciencias aplicadas que tratan con grandes cantidades de datos.

EL MÉTODO CIENTÍFICO

En términos simples, lo podemos definir como la aplicación de la lógica y la objetividad para entender un fenómeno, descubrir nuevos conocimientos o resolver un problema; en general se caracteriza por partir de lo conocido (definiciones, conceptos), utilizar las operaciones lógicas y validar o desaprobar hipótesis mediante la observación o la experimentación científica.

No hay reglas ni pasos infalibles para aplicar el método científico; los pasos siguientes son algunos de los más importantes:

- ❖ Formular precisa y específicamente el problema: Inicialmente se percibe la dificultad (hay un problema que preocupa, faltan medios para resolverlo, no se explica un acontecimiento inesperado), luego mediante observación o experimentación se identifica y precisa la dificultad o el problema.
- ❖ Proponer hipótesis bien definidas y fundamentadas como posible solución del problema; las hipótesis deben:
 - A. Ser empíricas, sin prejuicios.
 - B. Ser conceptualmente claras.
 - C. Ser específicas, sin predicciones generales.
 - D. Estar relacionadas con las técnicas teóricas disponibles para verificarlas.
- ❖ Someter la hipótesis a una verificación rigurosa: normalmente mediante experimentación científica
- ❖ Deducir las consecuencias de la solución propuesta, su alcance y limitaciones; las hipótesis confirmadas no son absolutamente verdaderas.
- ❖ Intentar formalizar en leyes el nuevo conocimiento obtenido.
- ❖ Analizar extensiones, planteamientos alternos o trabajos futuros.

Por tanto, la experimentación en el método científico juega un rol importante por cuanto permite examinar críticamente los resultados basados en el conocimiento corriente y permite validar o no, las nuevas hipótesis propuestas; se debe para ello **diseñar experimentos** que de manera rigurosa permitan el estudio experimental del problema y la validación de las hipótesis.

Diseño de Experimentos

La planificación de la experimentación debe considerar los siguientes aspectos importantes:

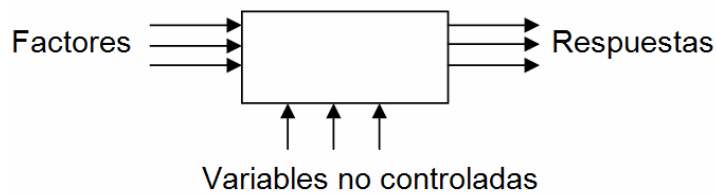
- ❖ *La experimentación es normalmente costosa. Exige personal, tiempo, instrumentación, etc. se debe por tanto contemplar el menor número de experimentos que permitan obtener la información buscada.*

- ❖ El resultado observado de un experimento (y) tiene incertidumbre; si h es el resultado “verdadero” (desconocido) del experimento: $y = h + e$ donde e es una contribución aleatoria, que varía cada vez que se repite el experimento. Por ello, en el diseño de los experimentos y en la evaluación de los resultados experimentales, la Estadística juega un papel fundamental pues es la disciplina que proporciona las herramientas para trabajar en ambientes de incertidumbre.

- ❖ El análisis de los resultados experimentales permitirá obtener conclusiones sobre el objeto en estudio y decidir las acciones a seguir.

Por lo anterior no es adecuado dejar la elección de los experimentos y la evaluación de los resultados a la mera intuición del experimentador. Es más razonable utilizar metodologías matemáticas y estadísticas que permitan diseñar la secuencia de experimentos de una forma óptima, de modo que se minimice tanto el costo de la experimentación como la influencia del error experimental sobre la información buscada; éste es el objetivo del Diseño Estadístico de Experimentos.

En general, se aplica el diseño de experimentos para sistemas donde existen una o varias variables de respuesta (y) cuyo valor depende de una o varias variables independientes (x) controlables, llamadas *factores*. Las respuestas pueden estar influenciadas por otras variables no controladas.



Entre otros, para este caso se puede buscar:

- ❖ Obtener un conocimiento inicial sobre un nuevo sistema en estudio; identificar los factores de interés.
- ❖ Determinar los efectos de los factores sobre las respuestas, cuáles son los más importantes y cómo son las interacciones.
- ❖ Optimizar las respuestas, determinar los valores de los factores que den las respuestas óptimas.
- ❖ Determinar la robustez del sistema ante las variables no controladas o variaciones indeseables de los factores.

El método tradicional de experimentación

Viene de la intuición y consiste en variar un factor cada vez: para unas condiciones iniciales, se realizan experimentos en los cuales los factores se mantienen constantes excepto el que está bajo estudio; así, la variación de la respuesta solo se debe al factor; lo mismo se repite para los demás factores.

El procedimiento asume que si se varía más de un factor entre dos experimentos consecutivos, no se podría conocer el factor causante de la variación de la respuesta.

El método también se utiliza para hallar los valores de los factores que optimizan una respuesta. Se experimenta inicialmente con un solo factor y obtiene el óptimo; se deja el factor inicial en éste óptimo y se procede con de la misma manera con los factores siguientes.

Este método presenta inconvenientes importantes cuando existe *interacción entre factores* (el efecto de un factor es diferente según el valor que tome otro factor y viceversa). Además, el método no informa sobre como un factor interactúa con los otros factores o como estas interacciones afectan a la respuesta, con lo cual sólo se obtiene una comprensión limitada de los efectos de los factores. En optimización, no necesariamente se obtiene el óptimo; se puede reiniciar el proceso desde el óptimo obtenido pero esto es impráctico si existen muchos factores.

La limitación del método tradicional estriba en que sólo se varía un factor a la vez; con el diseño de experimentos estadístico se tiene el análisis matemático que permite cambiar los factores simultáneamente y obtener la información buscada de las interacciones con un número reducido de experimentos.

Procedimiento de aplicación del Diseño de Experimentos

Se consideran los siguientes pasos:

1. Comprender el problema.

Se debe realizar un planteamiento muy claro del problema, el cual involucra conocer profundamente el sistema y problema bajo estudio: información de antecedentes, zonas del dominio experimental donde ya se conocen resultados, datos sobre repetitividad de la experimentación, tipo de relaciones esperadas entre los factores y la respuesta (lineal, alineal), interacción entre factores, presupuesto disponible, cronograma de trabajo.

2. Definir claramente el objetivo

Se deben tener unos objetivos bien definidos que indiquen qué se necesita investigar o conocer, cuál es la información deseada que debe generar el experimento.

3. Definir las respuestas de interés.

Se debe seleccionar qué respuesta experimental (o características de interés o de calidad de un producto) se va a observar. Según el objetivo buscado, pueden necesitarse varias salidas.

3 PARTE EXPERIMENTAL

Nombre del producto intermedio	Lugar de muestreo	Tipo de muestreo	Parámetro	Método	Referencia bibliográfica	N° de análisis semanal	Lugar de análisis
Jugo Diluido	Departamento de molinos	Puntual	Fosfatos	1177 Cenicaña	LABORATORY MANUAL FOR SOUTH AFRICAN SUGAR FACTORIES	5	Laboratorio de calidad y conformidad. Ingenio Risaralda
Jugo clarificado	Clarificador SRI. Departamento de elaboración	Puntual	Turbiedad (NTU) Fosfatos pH Temperatura Azúcares reductores	Cenicaña Icumsa 1177	“Documentación interna Ingenio Risaralda”. Calidad Conformidad	40	Laboratorio de calidad y conformidad. Ingenio Risaralda
Jugo encalado		Puntual	Flujo Turbiedad (NTU) PH	-		40	Laboratorio de calidad y conformidad. Ingenio Risaralda
Miel I	Tacho continuo. Fletcher	Puntual	Brix, Pol, pureza	Cenicaña	“Documentación interna Ingenio Risaralda”.	5	Laboratorio de calidad y conformidad. Ingenio Risaralda

	Smith				Calidad Conformidad		
Masa I	Tacho continuo. Fletcher Smith	Puntual	Brix, Pol, pureza	Cenicaña	“Documentación interna Ingenio Risaralda”. Calidad Conformidad	5	Laboratorio de calidad y conformidad. Ingenio Risaralda
Azúcar crudo sin refinar	Bodega. Ingenio Risaralda	Puntual	Análisis por tamizado (tamaño de partículas)	1118	“Documentación interna Ingenio Risaralda”. Calidad Conformidad	5	Laboratorio de calidad y conformidad. Ingenio Risaralda

Tabla 3: Resumen de la parte experimental del estudio

3.1. DETERMINACION DE FOSFATOS EN JUGOS

Filtrar el jugo. Rechazar los primeros 10 cm³ del filtrado y recolectar 20 cm³ de jugo filtrado si la muestra es jugo diluido o cerca de 150 cm³ si la muestra es de jugo clarificado.

La alícuota usada depende de la concentración de fosfato. Se da como guía los siguientes datos.

Jugo mezclado: 200 – 300 ppm P₂O₆.

Jugo clarificado: 40 ppm P₂O₆.

Para jugo diluido tomar 10 cm³ de muestra filtrada en un frasco volumétrico de 200 cm³.

Para jugo claro tomar 100 cm³ de muestra filtrada en un frasco volumétrico de 200 cm³.

Llenar hasta la marca con agua destilada y agitar fuertemente.

Medir con pipeta 10 ml y pasarlos a un erlenmeyer de 50 cm³, diluir en 30 cm³ de agua destilada.

Agregar 5 cm³ de solución acida de molibdato de amonio.

Agregar 5 cm³ de solución reductora

Diluir a la marca, agitar bien y esperar 5 minutos, llenar luego las celdas de absorción. Preparar una muestra blanco, siguiendo el mismo procedimiento pero adicionando solamente molibdato de amonio.

Determinar las lecturas en el espectrofotómetro usando la muestra blanco para cuadrarlo en cero.

3.2. DETERMINACION DE TURBIEDAD Y PH EN JUGO ENCALADO

A este subproducto se le mide la turbiedad (NTU) y el pH, tal como se indica a continuación:

Se toman 100ml de jugo encalado, enfriándolo hasta que alcance una temperatura de 15-20 °C. Se llevan 10 ml con ayuda de una pipeta volumétrica a un balón aforado de 100ml.

A continuación se lee la muestra diluida en el turbidímetro, tratando de evitar que la muestra se precipite.

NTU del jugo encalado = NTU del jugo diluido(10)*

3.3. DETERMINACION DE TURBIEDAD Y PH EN JUGO CLARIFICADO

Al jugo tratado se le mide la turbiedad y el pH, tal como se indica a continuación:

Se toman 100ml de jugo clarificado, enfriándolo hasta que alcance una temperatura cercana a 20 °C.

Se lee la muestra en el turbidímetro (NTU) hasta que obtengamos una lectura estable.

Para el análisis del **pH** se tiene en cuenta lo siguiente:

Ajustar el pH metro con las soluciones de pH estándar a pH 4 y pH 7.

Enfriar la muestra a temperatura ambiente. Lavar los electrodos y el recipiente con una proporción de muestra a analizar. Llenar el beacker hasta cubrir el bulbo de los electrodos. Tomar la lectura, esperando hasta que se estabilice el pH metro en un valor constante. Lavar los electrodos con agua destilada y conservarlos en agua destilada.

3.4. DETERMINACION DE PUREZA EN MIEL I Y MASA I

3.4.1. Determinación de brix

Se toma un vaso de precipitados de 1000ml seco, y se pesan 150 g del material previamente homogenizado.

Se agrega 200ml de agua caliente, disolviendo bien los cristales con ayuda de una espátula.

A continuación se enfría a temperatura ambiente y se secan bien las paredes del recipiente.

Se coloca el vaso de precipitado nuevamente en la balanza y se agrega agua destilada hasta completar 900g. Mezclar bien

Filtrar la anterior solución con decalite

Se determina el brix

3.4.2. Determinación de pol

Se toman 200ml de la solución anterior en un vaso de 250ml, agregando la mínima cantidad de decalite y CaO (80% pureza), agitando fuertemente

Se filtra sobre un papel filtro Whatman N 91, descartando los primeros 10 ml del filtrado y se cubre el embudo de filtración con un vidrio reloj mientras filtra para evitar la evaporación.

Se lee en el polarímetro, llevándolo primero a cero con agua destilada.

3.4.3. Determinación de pureza

$$\text{Pureza} = \%Pol / \text{Brix } 100$$

Se calcula el % de pol con la lectura del polarímetro y el brix refractométrico interpolando en la tabla de Schmitz

3.5. AZUCARES REDUCORES EN JUGO

Tomar 10 cm³ del jugo en un matraz de 100 cm³ y aforar con agua destilada. Con esta solución llenar la bureta de 25 cm³.

En un erlenmeyer medir 5 cm³ de Fehling A y 5 cm³ de Fehling B, adicionar 50cm³ de agua destilada y hacer ebulir.

Se inicia la titulación con la solución de la bureta hasta que empiece un viraje en el color, se adicionan tres gotas de azul de metileno y continua la titulación sin dejar de ebulir hasta que la solución pase a color rojo.

3.6. ANALISIS GRANULOMETRICO EN AZUCAR SIN REFINAR

Se realiza un análisis granulométrico para el azúcar sin refinar de la siguiente manera:

Se pesa 100 g de muestra

Se pesan las mallas de 100, 40, 20 y el receptor respectivamente.

Se ordenan las mallas en el equipo de a siguiente manera:

1. Receptor
2. Malla de 100
3. Malla de 40
4. Malla de 20

A continuación se adiciona la muestra al equipo y después de 10 minutos se pesan las mallas y se toman los pesos como pesos finales del análisis.

$$\% \text{ malla } n = \frac{\text{malla final} - \text{malla inicial} * 100}{\text{Peso de muestra}}$$

4. EQUIPOS Y REACTIVOS

4.1 EQUIPOS

Espectrofotómetro GENESIS 10 UV THERMOSPECTRONIC
Polarímetro
Turbidímetro HACH 2100N
Refractómetro
Agitador magnético

4.2 REACTIVOS

Molibdato de amonio 1,5%
CaO (80%)
Decalite
Metabisulfito de sodio
Sulfito de sodio anhidro
Agua destilada
Solución de glucosa al 0.5 %.
Solución de fehling A (sulfato de cobre).
Solución de fehling B (tartrato de sodio y potasio).
Indicador azul de metileno 1 %.
Solución de ácido 1-Amino-2Naftol-4Sulfónico.

4.3 MATERIAL DE VIDRIO

Celdas de absorción
Balones de 50 cm³, 200 cm³ y 100 cm³
Erlenmeyer de 250 cm³ y 50 cm³
Pipetas de 10 cm³, 20 cm³, 5 cm³
Fascos de 100 cm³, 200 cm³.
Embudo de 100 mm de diámetro.
Beaker de 250 cm³.
Papel filtro Wathman No 91 o equivalente a 150mm de diámetro.
Bureta de 25 cm³.
Vidrio reloj.
Balanza analítica.
Estufa.

5. ANALISIS DE RESULTADOS

1. Descripción del proyecto

1.1 Localización

La elaboración del proyecto fue llevada a cabo en el Ingenio Risaralda. Clarificador nº 3 (SRI). Departamento de Elaboración y Refinería. Laboratorio de Calidad y Conformidad. Ingenio Risaralda

2. Objetivos

2.1 General

Realizar un seguimiento de las variables fisicoquímicas del clarificador SRI para lograr optimizar el proceso de elaboración de azúcar

2.2 Específicos

Examinar las variables fisicoquímicas que afectan la eficiencia del clarificador como lo son: dosis de coagulante, temperatura del jugo, cantidad de jugo mezclado que entra al clarificador, pH del jugo encalado y clarificado; así como la calidad de la caña tratada.

Analizar constantemente los fosfatos tanto en el jugo diluido como en el jugo clarificado y establecer la influencia de esta variable en la turbiedad final del jugo tratado.

Efectuar un seguimiento permanente de la dosis de coagulante y concentración del mismo, teniendo en cuenta la cantidad en m^3 de jugo diluido que entra al clarificador y turbiedad inicial del jugo encalado y con base a esto realizar una curva de dosis de floculante a utilizar según los sólidos disueltos en el jugo mezclado; los cuales se medirán según la turbiedad inicial del jugo encalado.

Realizar un análisis de las ventajas y desventajas que surgieron gracias a la implementación del clarificador SRI, y que no se presentaban con los anteriores sistemas de decantación.

Efectuar un análisis estadístico de los resultados para encontrar la eficiencia del nuevo clarificador.

5.1 ANALISIS OBJETIVO 1

A continuación se muestra un cuadro donde se representa el comportamiento de variables fisicoquímicas más importantes en el proceso de clarificación.

Parámetro	Promedio (X)	Valor Mínimo encontrado	Valor Máximo encontrado	Valor mínimo aceptable	Valor máximo aceptable	Desviación estándar absoluta (s)	Coefficiente de variación (CV)
Turbiedad Inicial (NTU)	9642	3995	13042			2073,4	21,50%
Turbiedad final (NTU)	133	62	205	-	210	35,34	27,0%
Temperatura (°C)	103	101,71	104	100	105	0,615533266	0,58%
Tiempo de retención (minutos)	37	46	34				
Tiempo de permanencia de caña en patios (horas)	25	8	37			16,28	65%
Flujo de jugo mezclado (m ³ /h)	265	214	290			16,27737353	6,14%
Flujo de floculante (L/min)	66	31,31	97			10,32075915	15,63%
Ppm	7,5	4,4	10			1,035587235	13,80%
pH encalado	7,6	7,1	8	7,5	8	0,21102497	2,70%
pH clarificado	7,2	6,8	7,5	6,8	7,1	0,20444547	2,80%

Tabla 4: Variables fisicoquímicas del clarificador SRI

La temperatura es un valor cuya variación no es significativa en la variable de respuesta (Turbiedad) ya que se mantuvo por encima del valor mínimo establecido. Sin embargo cabe anotar que por debajo de 98 °C la floculación se torna crítica sin importar si el resto de los parámetros de importancia se encuentran bien debido a que se pueden presentar problemas como los siguientes:

1. Mas lenta decantación de las materias en suspensión del jugo
2. Floculación incompleta de los fosfatos que previenen la absorción de una gran cantidad de coloides
3. Bagacillos y sólidos en suspensión
4. La coagulación de las gomas, albuminas y ceras y sustancias nitrogenadas será incompleta

Es por esto que la temperatura del jugo entrando al clarificador debe ser de 102-104. Temperaturas por debajo de 102-104 a la salida de los calentadores no producen jugos clarificados de alta calidad y habrá problemas en el proceso de clarificación.

- ❖ El tiempo de permanencia de caña en patios es una variable que pudo haber influido directamente en el proceso de clarificación. Como se puede observar el coeficiente de variación se encuentra por encima del 50%, ya que al exponerse la caña a condiciones ambientales difíciles pueden ocurrir reacciones bioquímicas que degraden la calidad del jugo y por ende de la clarificación. Se debe aclarar también que estos datos solo consideran el tiempo de permanencia en patios, se recomienda para un próximo estudio tener más claridad sobre el tiempo exacto después del corte.
- ❖ Flujo de jugo encalado: esta variable es indirectamente proporcional al tiempo de residencia del clarificador. Aunque el coeficiente de variación no es muy alto en planta se puede considerar que es muy significativo un cambio de 249 m³/h a 280 m³/h, por lo tanto para tratar de tener análisis mas exactos se debe mantener el flujo de jugo mezclado en un solo valor, sin embargo por las condiciones de proceso no se pudo fijar como se hubiera deseado.
- ❖ El flujo de floculante: Al mantener las ppm fijas este es un valor invariable.
- ❖ Caída de PH: se obtuvo una caída de pH de 0,4 unidades, indicándonos que se presento un buen calentamiento del jugo, una adecuada alcalinización, así como un buen contenido de fosfatos y un tiempo de retención eficiente.
- ❖ Tiempo de retención: se puede observar con claridad que a mayor cantidad de flujo mezclado que este entrando al clarificador mayor es la turbiedad generada, debido a la relación inversamente proporcional que hay ente el tiempo de retención y el flujo de jugo encalado; como se muestra en la siguiente ecuación: $Tr = Vm/Q$ (m³/h)

Donde: Tr: tiempo de retención

5.2 ANALISIS OBJETIVO 2

Influencia de los fosfatos presentes en el jugo diluido en la turbiedad final del jugo tratado

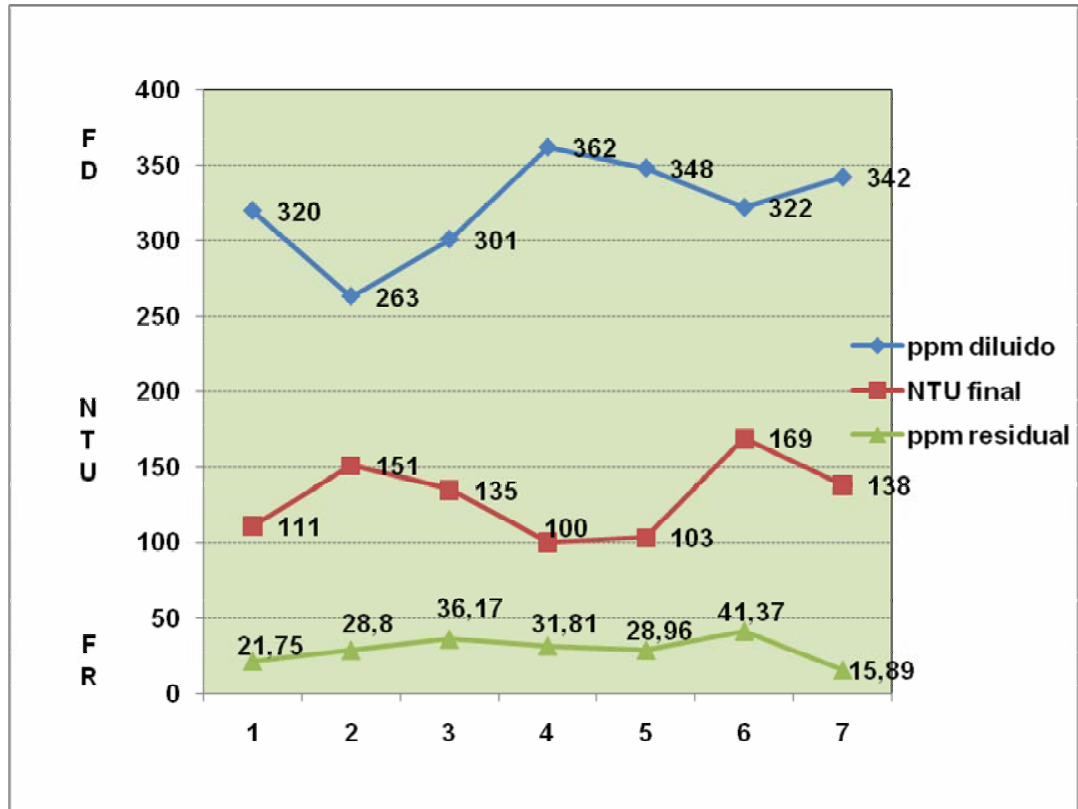


Grafico 2: Influencia de los fosfatos en la turbiedad final del jugo claro

FD: Fosfatos en jugo diluido (ppm)

FR: Fosfatos residuales en jugo claro.

Como se puede observar en la grafica anterior donde se representa la cantidad de fosfatos tanto en el jugo diluido, como en el jugo clarificado; estos son dos parámetros importantes en la etapa de tratamiento del jugo, produciéndose jugos mas claros a concentraciones mayores de fosfatos en el jugo diluido, siempre y cuando halla cantidad de cal suficiente y la temperatura de la floculación primaria se encuentre entre 65°70°C

5.3. ANALISIS OBJETIVO 3

VOL CLAR (m3)	VARIABLES MANIPULABLES				VNM	VR
	ppm	Q JUGO (m3/h)	Q FLOC (m3/h)	TR (minutos)	Ti	To
166	6	250	3,75	39	5721	88
		260	3,9	38	5500	84
		270	4,05	36	5873	91
		280	4,2	35	6288	98
		290	4,35	34	5900	91
	7	250	4,375	39	6378	100
		260	4,55	38	5340	81
		270	4,725	36	6530	102
		280	4,9	35	6640	104
		290	5,07	34	6700	105
166	7,5	250	4,6875	39	7734	120
		260	4,875	38	8137	125
		270	5,06	36	8947	135
		280	5,25	35	9640	143
		290	5,43	34		
	8	250	5	39		
		260	5,2	38	12000	166
		270	5,4	36	12118	167
		280	5,6	35	12705	172
		290	5,8	34	13945	182
7,0	250	5,3	39	11143	159	
	260	5,5	38	11200	159	
	270	5,7	36	11862	165	
	280	5,9	35	11963	166	
	290	6,16	34	6643	104	
7,0	250	5,6	39	10507	152	
	260	5,8	38	5000	74	
	270	6	36	7336	114	

Tabla 5: Resultados de las variables manipulables y no manipulables del estudio

Donde:

VNM: Variables no manipulables

VR: Variable de respuesta

Como se puede observar en la tabla anterior la dosificación de floculante debe realizarse no solo de acuerdo al flujo de jugo mezclado, sino también teniendo en cuenta la cantidad de sólidos disueltos presentes en el, puesto que se podría estar dosificando mas en un momento donde el material esta muy limpio y la cantidad de material es relativamente baja.

Lo anterior se explica con lo siguiente:

Control adecuado sobre los sólidos del jugo

La dosificación de los reactivos de clarificación tiene relación directa con el brix del jugo (regularmente en **g reactivo/Ton de Azúcar**).

Por este motivo las bombas que dosifican los reactivos al sistema no pueden operar considerando sólo el flujo total de entrada, puesto que se pueden tener dos flujos iguales pero con diferente brix, es decir diferente contenido de azúcar, causando disminución de la calidad de la operación para brix por encima del dato de referencia (normalmente 14°Bx) y sobre dosificación para brix menores.

Un ejemplo de esto se puede apreciar para un flujo de operación de 270 m³/h

$$270 \frac{m^3}{h} * \frac{1000L}{m^3} * \frac{1h}{60 \text{ min}} = \frac{4500L}{\text{min}}$$

Se analizará este dato con tres diferentes brix manejados:

°Bx = 13.8 ($\rho_{\text{jugo}} = 1.05300 \text{ Kg/L}$)

Pureza = 87.64

Sacarosa = 12.09

El flujo total es $4500 \frac{Lt}{\text{min}} * 1.05300 \frac{Kg}{Lt} = 4738.5 \frac{Kg}{\text{min}} * 0.1209 = 572.88 \frac{Kg}{\text{min}} \text{ azúcar}$

°Bx = 14.73 ($\rho_{\text{jugo}} = 1.05683 \text{ Kg/L}$)

Pureza = 87.84

Sacarosa = 12.93

$$\text{El flujo total es } 4500 \frac{\text{Lt}}{\text{min}} * 1.05683 \frac{\text{Kg}}{\text{Lt}} = 4755.735 \frac{\text{Kg}}{\text{min}} * 0.1293 = 614.92 \frac{\text{Kg}}{\text{min}} \text{azúcar}$$

°Bx = 14.51 ($\rho_{\text{jugo}} = 1.05598 \text{ Kg/L}$)

Pureza = 89.32

Sacarosa = 12.96

$$\text{El flujo total es } 4500 \frac{\text{Lt}}{\text{min}} * 1.05598 \frac{\text{Kg}}{\text{Lt}} = 4751.91 \frac{\text{Kg}}{\text{min}} * 0.1296 = 615.85 \frac{\text{Kg}}{\text{min}} \text{azúcar}$$

Puede observarse que para el mismo flujo de 270 m³/h se encuentran diferencias considerables en los contenidos de azúcar de acuerdo a los diferentes brix planteados. La diferencia entre 13.8 y 14.7 es de 42.04 Kg/min de azúcar, lo que causaría una sobre dosificación del 6.8% o en el caso contrario, una deficiencia del 6.8% con respecto al azúcar que se debería clarificar.

Si estos porcentajes se multiplican en el caso de la sobre dosificación por el costo de los reactivos de clarificación se obtendrá un sobre costo innecesario de magnitud considerable que se puede evitar. Para el caso de las deficiencias por menor dosificación de la requerida, se aportan puntos bajos a la remoción de insolubles y por tanto disminución de la eficiencia de operación.

Es por esto que se sigue un **modelo factorial experimental** donde se explica la influencia de la turbiedad inicial del jugo en la turbiedad final del jugo tratado:

5.4 INFLUENCIA DE LA CANTIDAD DE LODOS PRESENTES EN LA CAÑA MOLIDA EN LA TURBIEDAD FINAL DEL JUGO CLARIFICADO POR DECANTACION.

5.4.1 Análisis factorial experimental utilizado

El deterioro del jugo puede originarse por los distintos tipos de reacciones químicas o bioquímicas. La exposición prolongada del jugo en medio alcalino durante el procesamiento en la fábrica, provoca la descomposición de la sacarosa. En el campo el deterioro comienza con la disminución del pH del jugo. Esto se ha asociado principalmente por la formación de ácidos producidos por microorganismos, principalmente por la bacteria **Leuconostoc mesenteroides**, causando la disminución de la pureza del jugo tratado en la elaboración de azúcar.

Las lluvias que se generan en el recorrido del año causan también el aumento considerable de lodos en el jugo extraído de la caña, ocasionando aumentar considerablemente los tratamientos rigurosos del jugo extraído de los molinos.

Hipótesis de Investigación: Se plantea la hipótesis de que la calidad del jugo clarificado en el departamento de Elaboración y Refinería del Ingenio Risaralda depende de la calidad de la caña molida, y por consiguiente de la cantidad de lodos presentes en ella; lo que se ve influenciado notablemente por la época del año en que se produzca; dando como consecuencia un aumento considerable de la dosis de floculante a emplear en la etapa de clarificación.

Diseño del tratamiento: Se analizaron diferentes calidades de jugo desde el mes de septiembre hasta el mes de enero, considerándose épocas muy lluviosas los meses de noviembre y diciembre.

Se tuvieron como referencias las turbiedades iniciales del jugo encalado para establecer la calidad de la caña tratada y la cantidad de lodos presentes en ella y establecer de esta manera la cantidad de dosis necesaria de floculante a utilizar, para obtener turbiedades por debajo de 200 NTU.

Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Donde:

y: Es la unidad de respuesta. Turbiedad final del jugo tratado (NTU)

μ : Es la media de la unidad de respuesta

e: Es el error de la unidad de respuesta

El modelo estadístico se ilustra en la figura 2 con cinco poblaciones de tratamiento hipotéticas. Cada población tiene una distribución normal en la variable de respuesta y cada una tiene una media diferente. Tal situación existe si los cinco promedios de turbiedades iniciales del jugo tiene diferente influencia sobre la turbiedad final del jugo tratado.

NTU inicial	ppm	Tratamiento	Observación	NTU final	Yij	Modelo
5721	6	1	1	88	y11	μ_1+e_{11}
5500	6	1	2	84	y12	μ_1+e_{12}
5873	6	1	3	91	y13	μ_1+e_{13}
6288	6	1	4	98	y14	μ_1+e_{14}
5900	6	1	5	91	y15	μ_1+e_{15}
6378	7	2	1	100	y21	μ_2+e_{21}
5340	7	2	2	81	y22	μ_2+e_{22}
6530	7	2	3	102	y23	μ_2+e_{23}
6640	7	2	4	104	y24	μ_2+e_{24}
6700	7	2	5	105	y25	μ_2+e_{25}
7734	7,5	3	1	120	y31	μ_3+e_{31}
8137	7,5	3	2	125	y32	μ_3+e_{32}
8947	7,5	3	3	135	y33	μ_3+e_{33}
9640	7,5	3	4	143	y34	μ_3+e_{34}
12000	7,5	3	5	176	y35	μ_3+e_{35}
12000	8	4	1	166	y41	μ_4+e_{41}
12118	8	4	2	167	y42	μ_4+e_{42}
12705	8	4	3	172	y43	μ_4+e_{43}
13945	8	4	4	182	y44	μ_4+e_{44}
11143	8	4	5	159	y45	μ_4+e_{45}
12091	8,5	5	1	168,63	y51	μ_5+e_{51}
13684	8,5	5	2	187,75	y52	μ_5+e_{52}
13769	8,5	5	3	188,77	y53	μ_5+e_{53}
14663	8,5	5	4	199,5	y54	μ_5+e_{54}
14705	8,5	5	5	200	y55	μ_5+e_{55}

Tabla 6: Análisis de los tratamientos y las observaciones del estudio

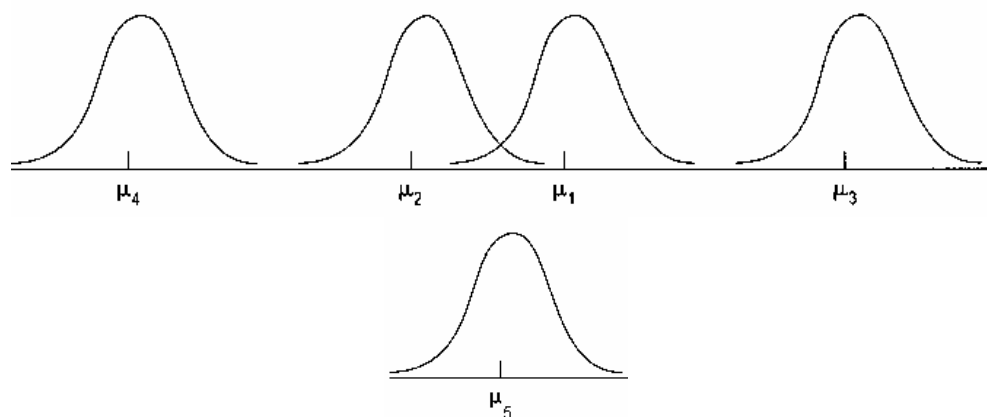


Figura 7: Ilustración de las poblaciones en tratamiento

El modelo estadístico para el experimento refleja las creencias entre las diferentes turbiedades iniciales y las observaciones de las turbiedades finales.

El modelo completo $y_{ij} = \mu_i + e_{ij}$, que incluye una media distinta para cada población en tratamiento. Si no hay diferencias entre las medias de los tratamientos se usa un modelo con un conjunto reducido de parámetros, el **modelo reducido** $y_{ij} = \mu + e_{ij}$, establece que toda las observaciones pertenecen a la misma población con media μ .

Los dos modelos representan la hipótesis estadística alternativa adecuada para el experimento. El modelo reducido representa la condición de la hipótesis nula, sin diferencias entre las medias de los tratamientos, se establece como $H_0: \mu_1 = \mu_2 = \mu_3 = \mu_4 = \mu_5$.

El modelo completo representa la condición de la hipótesis alterna cuando existen solo algunas diferencias entre las medias de los tratamientos, se establece como: μ_1 diferente de μ_2, \dots

En el presente estudio se debe determinar si la turbiedad final del jugo difiere con las distintas turbiedades iniciales del jugo encalado, o si la cantidad de lodos presentes en el material no necesariamente son la causa del aumento considerable de la turbiedad del jugo claro, pudiendo influir así diferentes factores. Es decir se determinara cual de los dos modelos, si el reducido o el completo caracterizan mejor los datos del análisis, como se muestra en la figura

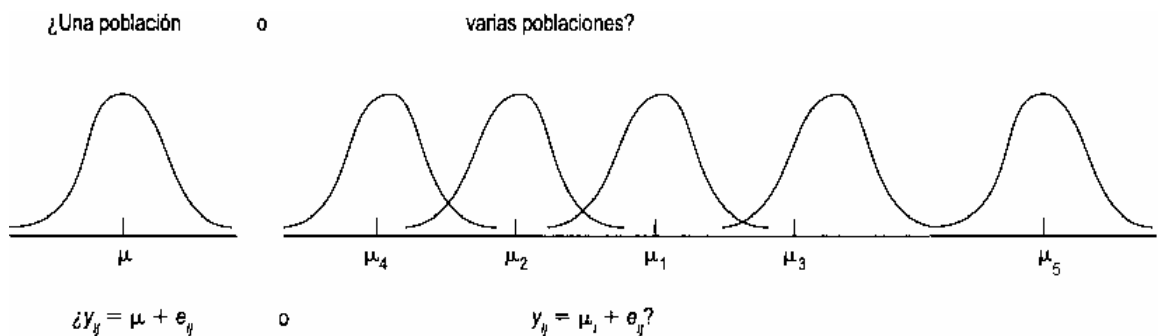


Figura 8. Esquema de un modelo reducido y un modelo completo

Para determinar que modelo es el mas conveniente se utilizara un modelo **lineal estadístico general**, donde se relaciona las y , con las x ; donde las y son las respuesta de cada tratamiento y son dependientes de cada estudio (x). Y estas a la vez se relacionan mediante un conjunto de parámetros, con una relación lineal es decir:

$$y = \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \dots + \beta_k x_k + e$$

En nuestro estudio hay cinco tratamientos diferentes y este a su vez tiene cinco variables indicadoras x_1, x_2, x_3, x_4 y x_5 . Que toman los valores 0 a 1 de la siguiente manera:

$x_1 \rightarrow$ Análisis de jugo con una T_o de 5856 NTU. Análisis de jugo con una T_o diferente de 5856 NTU

$x_2 \rightarrow$ Análisis de jugo con una T_o de 6317 NTU. Análisis de jugo con una T_o diferente de 6317 NTU

$x_3 \rightarrow$ Análisis de jugo con una T_o de 9291 NTU. Análisis de jugo con una T_o diferente de 9291 NTU

$x_4 \rightarrow$ Análisis de jugo con una T_o de 12382 NTU. Análisis de jugo con una T_o diferente de 12382 NTU

$x_5 \rightarrow$ Análisis de jugo con una T_o de 13782 NTU. Análisis de jugo con una T_o diferente de 13782 NTU

Entonces el modelo general será:

Entonces si la observación se hizo con una turbiedad inicial de 5856 NTU y x_2, x_3, x_4 y x_5 diferentes de 5856 NTU o iguales a cero, se tiene lo siguiente;

Se toma $x_1=1$, es decir como una observación con una turbiedad inicial de 5856 NTU

Y así sucesivamente con las cuatro siguientes observaciones.

Resultados obtenidos con un modelo completo y un modelo reducido:

	5856 NTU	6317 NTU	9291 NTU	12382 NTU	13782 NTU
	88	100	120	166	168,63
	84	81	125	167	187,75
	91	102	135	172	188,77
	98	104	143	182	199,5
	91	105	176	159	200
$\mu_i=y_i$	90,4	98	140	169	189
$(y_{ij}-\hat{y}_i)^2$	105,2	394	1955	291	647,80
SCE	44266				
S2	132				
SCEr	3393				

Tratamiento	Modelo Reducido $y_{ij} = \mu + e_{ij}$			Modelo completo $y_{ij} = \mu_i + e_{ij}$	
	Observado Y	Estimado μ	Diferencia ($y_{ij}-\mu$)	Estimado μ_i	Diferencia ($y_{ij}-\mu_i$)
5856 NTU (6 ppm)	88	137,28	-49,28	90,4	-2,4
	84	137,28	-53,28	90,4	-6,4
	91	137,28	-46,28	90,4	0,6
	98	137,28	-39,28	90,4	7,6
	91	137,28	-46,28	90,4	0,6
6317 NTU (7 ppm)	100	137,28	-37,28	98	2
	81	137,28	-56,28	98	-17
	102	137,28	-35,28	98	4
	104	137,28	-33,28	98	6
	105	137,28	-32,28	98	7
9291 NTU (7,5 ppm)	120	137,28	-17,28	140	-20
	125	137,28	-12,28	140	-15
	135	137,28	-2,28	140	-5
	143	137,28	5,72	140	3
	176	137,28	38,72	140	36
12382 NTU (8 ppm)	166	137,28	28,72	169	-3
	167	137,28	29,72	169	-2
	172	137,28	34,72	169	3
	182	137,28	44,72	169	13
	159	137,28	21,72	169	-10
13782 NTU (8,5 ppm)	168,63	137,28	31,35	189	-20,37
	187,75	137,28	50,47	189	-1,25
	188,77	137,28	51,49	189	-0,23
	199,5	137,28	62,22	189	10,5
	200	137,28	62,72	189	11

SCEr = 44266.0323

SCEc = 3393.0023

SC Tratamiento = 40873.03

Tabla 7: Valores observados, estimaciones, y sus desviaciones con el modelo reducido y completo

Donde:

SCEr: Es la suma de cuadrados del error experimental calculado para el modelo reducido.

SCEc: Es la suma de cuadrados del error experimental calculado para el modelo completo

La menor suma de cuadrados para el modelo completo SCEc: 3393,0 indica que los errores experimentales estimados en el modelo completo, serán generalmente mas pequeños que sus contrapartes en el modelo reducido, y por lo tanto se concluye que hay diferencia entre los cinco tratamientos al someterse a turbiedades iniciales diferentes de jugo encalado y por ende a dosis de floculante distintas.

A continuación se calculan las dos sumas de cuadrados de los errores experimentales y su diferencia:

$$SCE_r = \sum_{i=1}^t \sum_{j=1}^r (y_{ij} - \bar{y})^2 = 44266$$

$$SCE_c = \sum_{i=1}^t \sum_{j=1}^r (y_{ij} - \bar{y}_i)^2 = 3393$$

$$\begin{aligned} SCE_r - SCE_c &= \sum_{i=1}^t \sum_{j=1}^r (y_{ij} - \bar{y})^2 - \sum_{i=1}^t \sum_{j=1}^r (y_{ij} - \bar{y}_i)^2 \\ &= \sum_{i=1}^t \sum_{j=1}^r (\bar{y}_i - \bar{y})^2 = r \sum_{i=1}^t (\bar{y}_i - \bar{y})^2 \\ &= 40873 \end{aligned}$$

En la siguiente tabla de análisis de varianza se resume el conocimiento acerca de la variabilidad en las observaciones del estudio.

<i>Fuente de variación</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Cuadrados medios</i>
Total	$N - 1$	SC total	
Tratamientos	$t - 1$	SC tratamiento	$CMT = \frac{SCT}{t - 1}$
Error	$N - t$	SC error	$CME = \frac{SCE}{N - t}$

Tabla 8: Tabla de análisis de varianza

Estos son los resultados obtenidos mediante el análisis:

F. VARIACION	GRADOS DE LIBERTAD	SUMA DE CUADRADOS	CUADRADOS MEDIOS	Fo > F05,4,20(2,87)
Total NTU	24	44.266		
Inicial	4	40873	10218,25	60,23
Error	20	33930	169,6501	

Tabla 9: Análisis de varianza para el análisis del jugo encalado y su influencia en la calidad del jugo clarificado

En la tabla 9 se muestra el resumen del análisis de varianza correspondiente al estudio. El análisis de varianza resume la magnitud de las fuentes de variación en el experimento. Si una variación debida a los tratamientos es significativamente mayor que el error experimental aleatorio, entonces se requiere una prueba de hipótesis.

En consecuencia se supone que las observaciones y_{ij} son independientes y tiene una distribución normal con media μ_i y varianza s^2 , como se muestra en la figura 2.

Como $F_o = 60,23$ cae en la región crítica $F_o > 2,87$, se concluye que los tratamientos difieren respecto a la turbiedad inicial y la dosis de floculante a emplear según esta, en cuanto a la turbiedad final del jugo.

Tratamiento(NTU)	Media	Error Estándar	IC del 95%	(superior, inferior)
5856	90,4	6,51	90,4 +/- 13,57	(103,97 ; 76,83)
6317	98	6,51	98 +/- 13,57	(111,57 ; 84,43)
9291	140	6,51	140 +/- 13,57	(153,57 ; 126,43)
12382	169	6,51	169 +/- 13,57	(182,57 ; 155,43)
13782	189	6,51	189 +/- 13,57	(202,57 ; 175,43)

Tabla 10: Errores estándar e intervalos de confiabilidad para medias de tratamiento

Para cualquier grupo el IC del 95 %, es:

y +/- (6,51) (2,086)

Nota: el 2,086 sale de la tabla: **Distribución t Student con un porcentaje de error del 2,5 %.**

Modelo de efectos del tratamiento

El efecto del tratamiento indica cuanto cambia una medición en una unidad experimental a someterse a un tratamiento.

La desviación que muestran las medias del grupo con respecto a la gran media ($\mu_i - \bar{\mu}$) se conoce como efecto del tratamiento y se escribe generalmente como:

$$y_{ij} = \mu + \tau_i + e_{ij}$$

Donde $\mu = \bar{\mu}$, $\tau_i = (\mu_i - \bar{\mu})$, y $e_{ij} = (y_{ij} - \mu_i)$.

Efectos del tratamiento				
	<i>Tratamiento 1</i>	<i>Tratamiento 2</i>	...	<i>Tratamiento t</i>
Muestra	$(\bar{y}_1 - \bar{y})$	$(\bar{y}_2 - \bar{y})$...	$(\bar{y}_t - \bar{y})$
Población	$(\mu_1 - \bar{\mu})$	$(\mu_2 - \bar{\mu})$...	$(\mu_t - \bar{\mu})$
Efecto	τ_1	τ_2	...	τ_t

Efectos del tratamiento					
	Tratamiento 1	Tratamiento 2	Tratamiento 3	Tratamiento 4	Tratamiento 5
Población	46,88	39,28	2,72	31,72	51,72
Efecto	T1	T2	T3	T4	T5

Tabla 11: Efectos del tratamiento

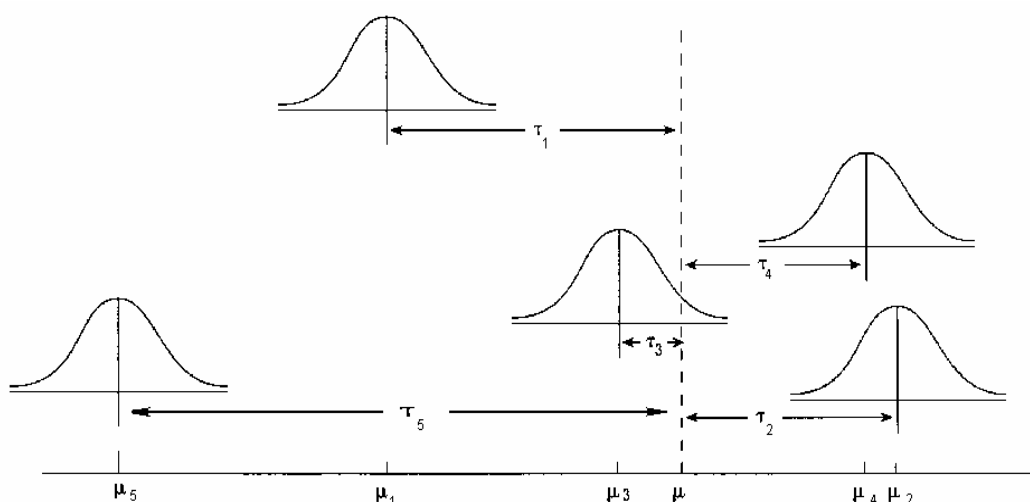


Figura 9: Representación gráfica de los efectos del tratamiento

Nota: Al saber la gran influencia que tiene la turbiedad inicial sobre la respuesta (turbiedad final), se decidió construir una curva dosis de floculante a emplear según la turbiedad inicial del jugo encalado, y así poder obtener jugos con turbiedades menores y calidades mucho mejores.

Esta curva fue elaborada por medio de prueba de jarras simulando el proceso que se desarrolla en planta. Pero antes de esto se realizo un análisis para determinar que mezcla de sacarato de calcio era la adecuada para el proceso de encalado del jugo diluido.

Se efectuó el siguiente procedimiento

Prueba de Sacarato

1. Toma de muestra de jugo diluido
2. Medición de pH del jugo diluido
3. Preparación de soluciones de sacarato de calcio

Sacarato 1:1 → 50% de cal y 50% de meladura

Sacarato 1:2 → 66,66% de cal y 33,33% de meladura

Sacarato 1:3 → 75% de cal y 25% de meladura

Sacarato 1:6 → 85,71 de cal y 14,28% de meladura

4. Medición del pH de cada muestra
5. Calentamiento del jugo diluido (65°C – 70° C)

6. Titulación del jugo diluido con las diferentes soluciones de sacarato hasta pH cercano a 7.5
7. Medición del volumen gastado en cada titulación, así como el tiempo de sedimentación de cada muestra, con su respectivo tiempo de sedimentación.
8. Elección de la solución de sacarato adecuada, teniendo en cuenta tiempo de sedimentación, turbiedad final y volumen consumido (Ver 6.2)

Prueba de jarras

1. Toma de muestra de jugo diluido
2. Medición de pH del jugo diluido
3. Titulación de la muestra de jugo diluido con la solución de sacarato elegida arriba (prueba de sacarato). La titulación se efectúa a una temperatura cercana de 65°C-75°C
4. Elevar la temperatura de la muestra a 92°C-93°C
5. Realizar las diferentes pruebas de jarras (4-10 ppm)
6. Medir la turbiedad final de cada muestra

Se tuvieron en cuenta los siguientes criterios:

- ❖ Edad de la caña molida. Esta se determina por medio del tiempo de permanencia de la caña en campo y en patios
- ❖ Turbiedad final del jugo clarificado
- ❖ Consistencia de la cachaza formada
- ❖ Numero de mirillas formadas en el fondo del equipo.
- ❖ Se debe recordar que estos análisis se realizaron siempre teniendo en cuenta parámetros primordiales y que se mantuvieron constantes en el estudio, estos son:
 - ❖ pH del jugo enalado entre 7,5-8 unidades
 - ❖ Temperatura de entrada del jugo: 103-105°C

- ❖ Fosfatos del jugo diluido entre 300 y 400 ppm
- ❖ Nivel del tanque flash: 70%
- ❖ Flujo de jugo mezclado 285 m³/h

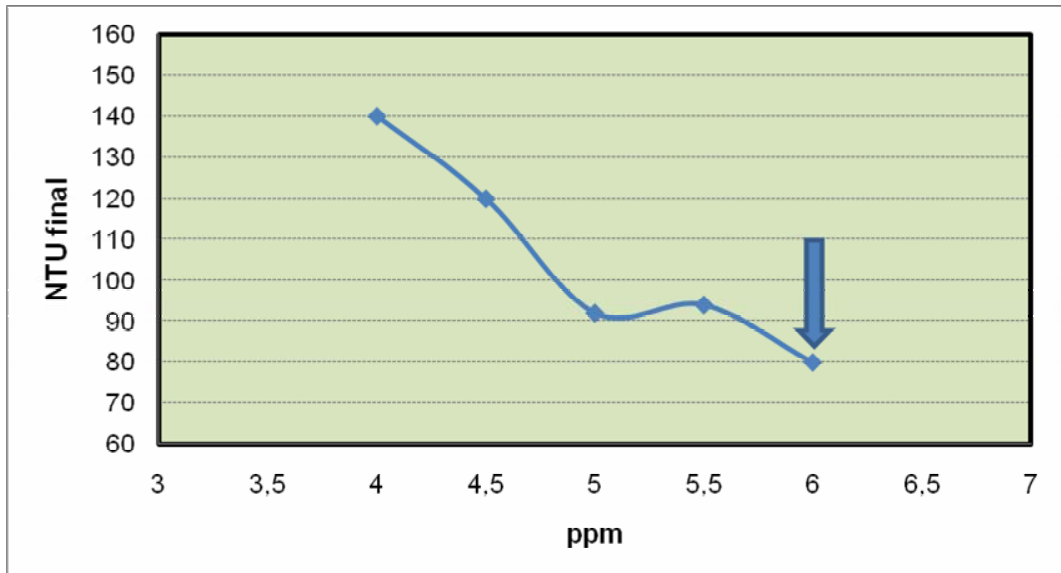


Grafico 3: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 3975 NTU

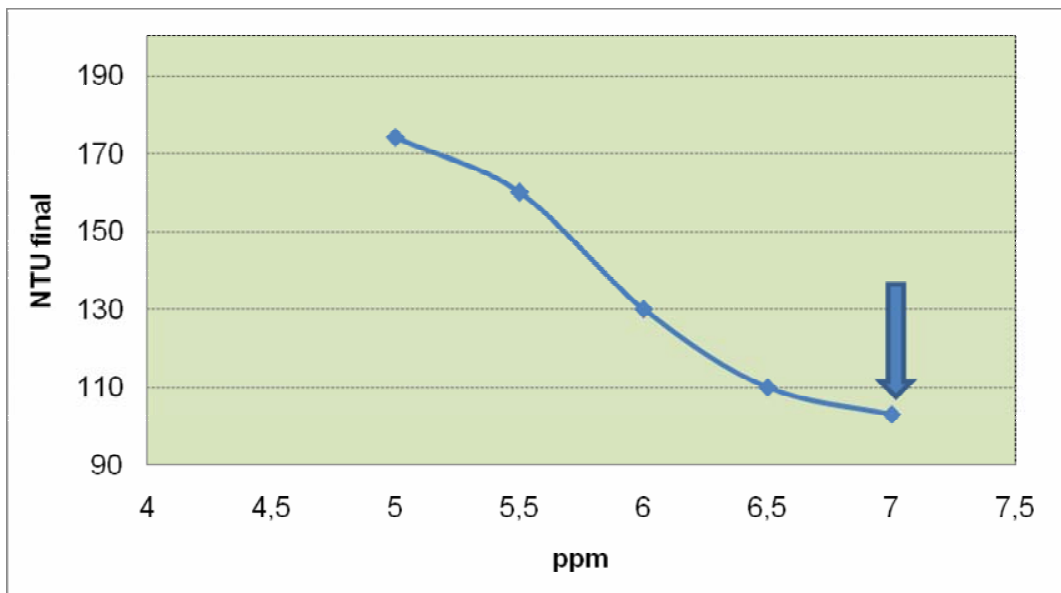


Grafico 4: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 6000 NTU

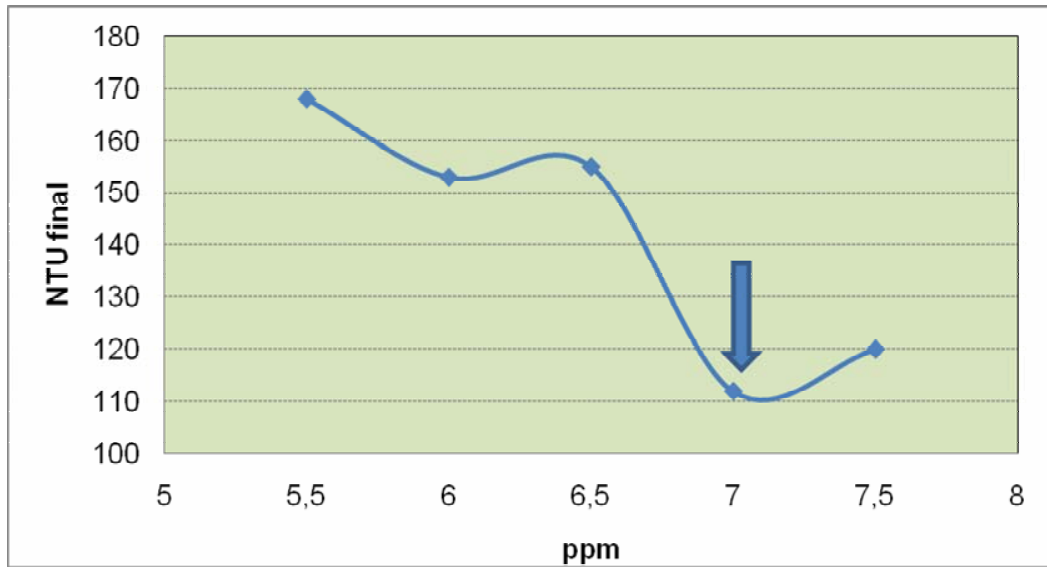


Grafico 5: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 7170 NTU

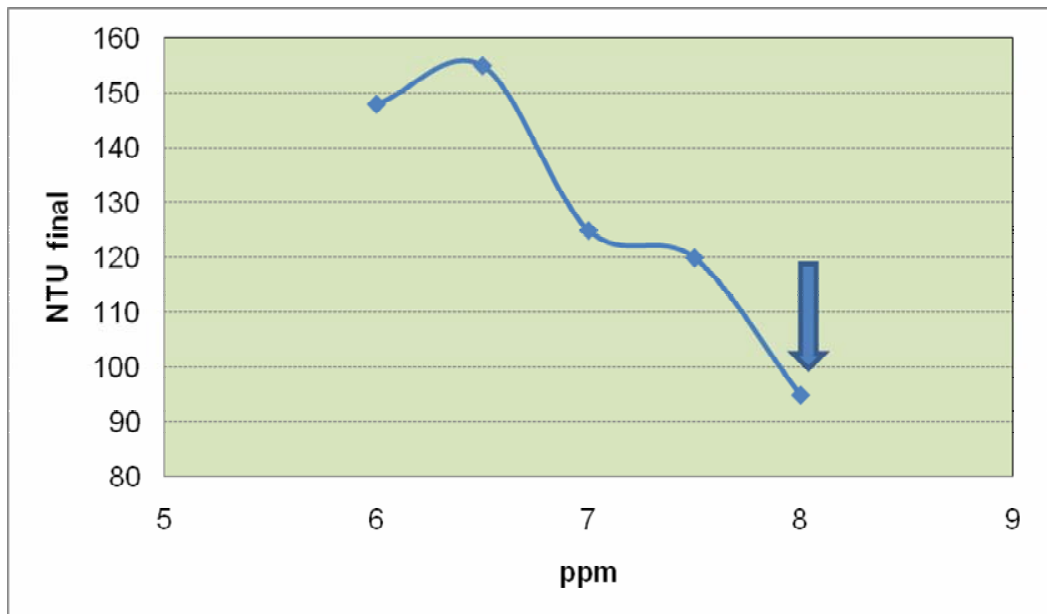


Grafico 6: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 8831 NTU

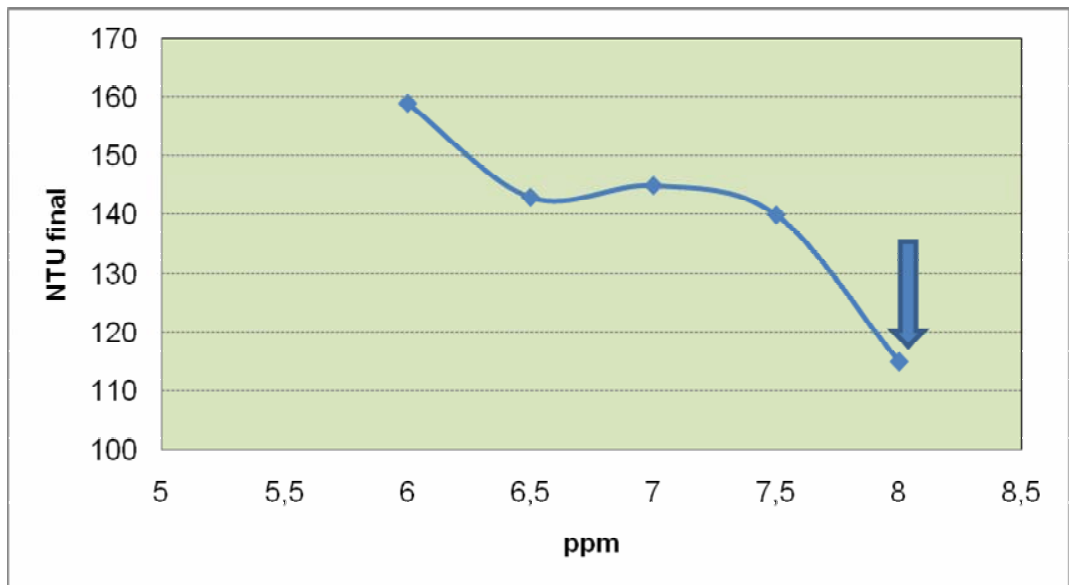


Grafico 7: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 10620 NTU

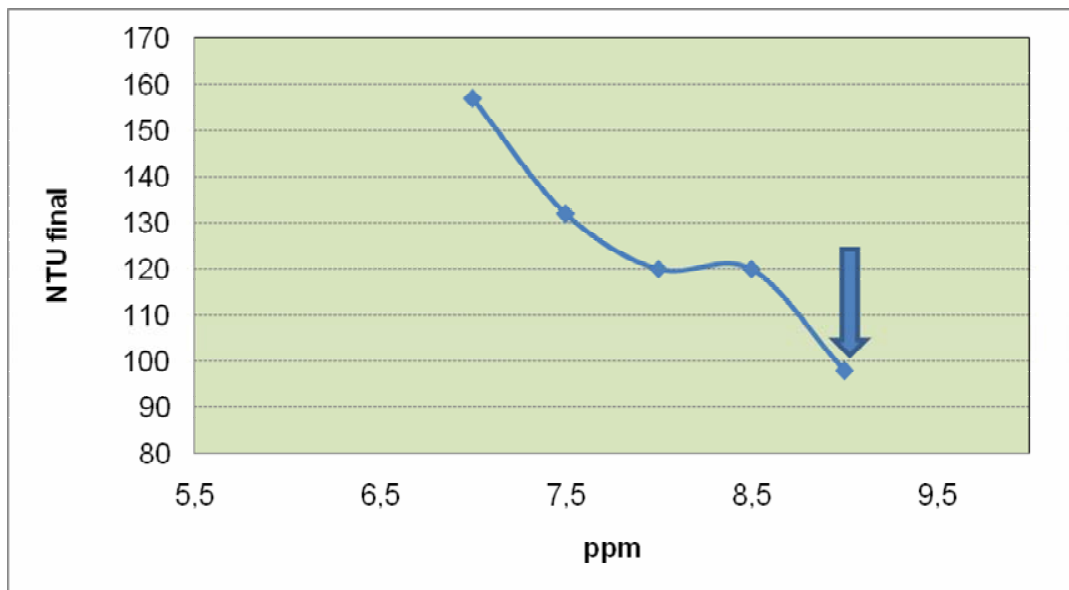


Grafico 8: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 12155 NTU

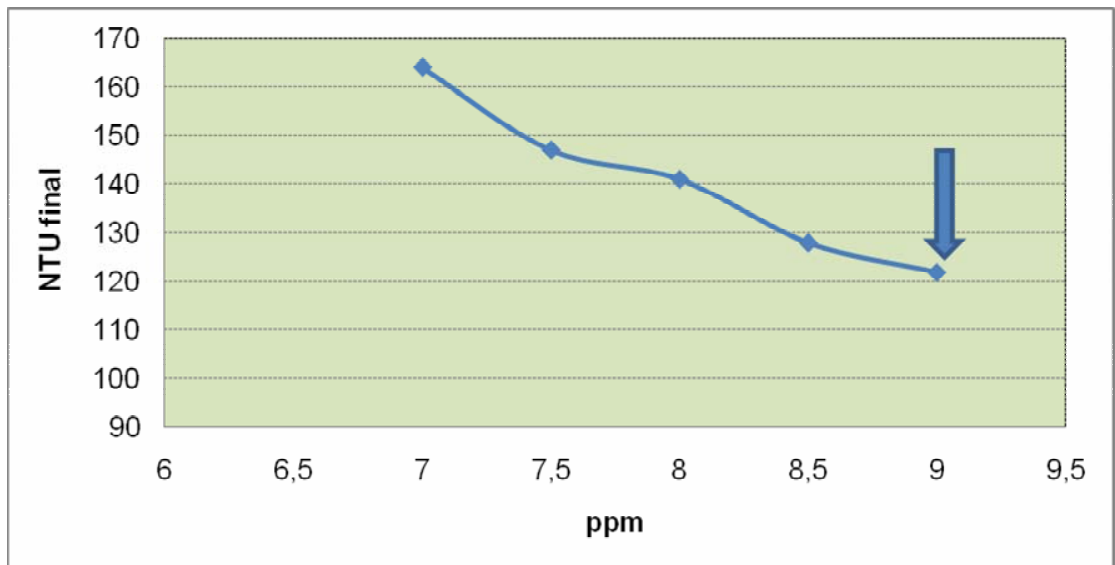


Grafico 9: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 14000 NTU

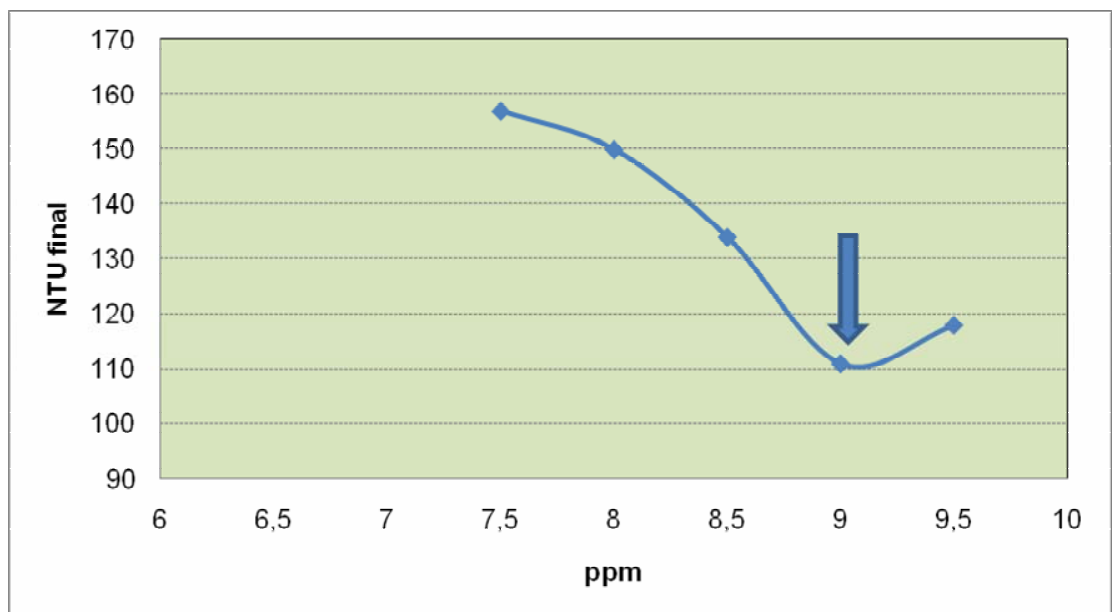


Grafico 10: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 15420 NTU

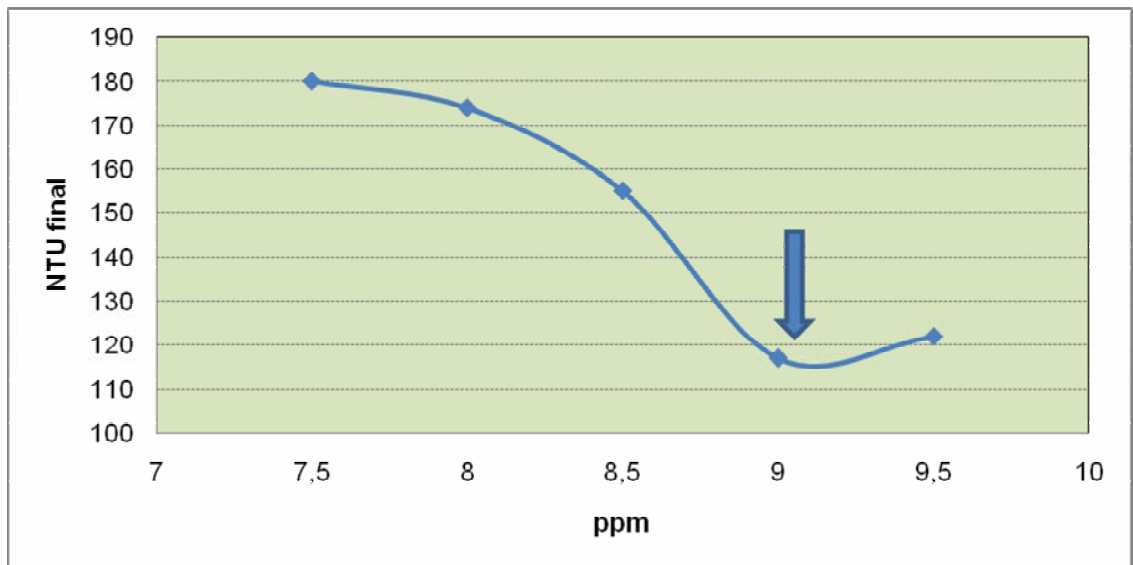


Grafico 11: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 16400 NTU

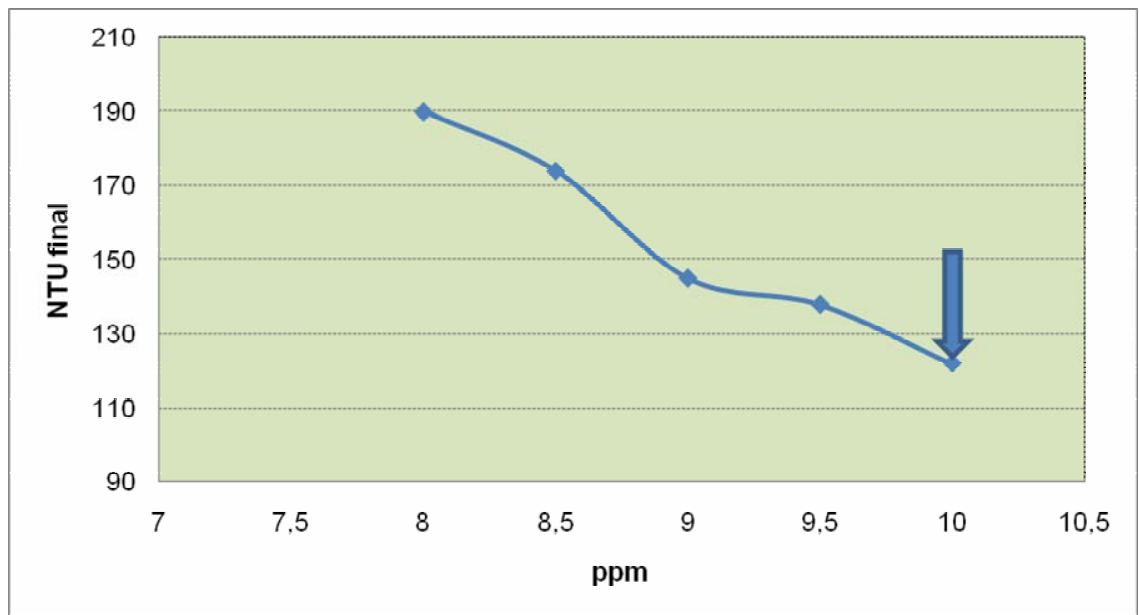


Grafico 12: Dosis de floculante a emplear para una turbiedad inicial de 17500 NTU

Curva final	
Ntu inicial	ppm
3975	6
6000	7
7170	7
8831	8
10620	8
12155	9
14000	9
15420	9
16400	9
17500	10

Tabla 12: Curva de dosificación de floculante según la turbiedad inicial del jugo encalado

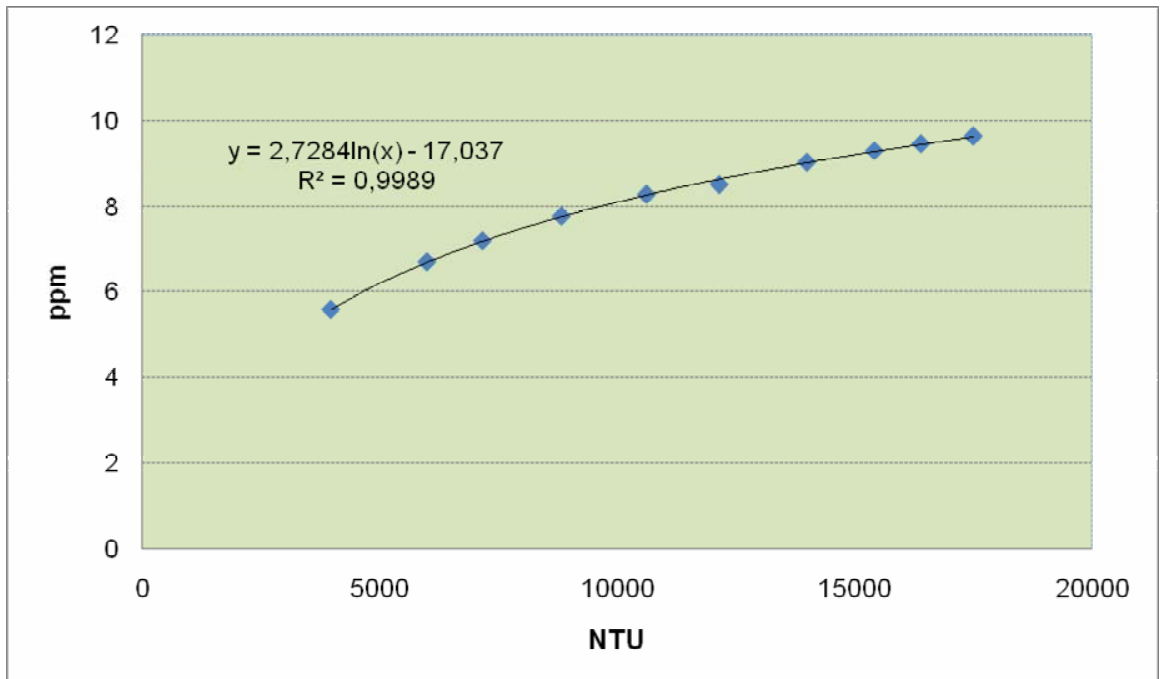


Gráfico 13: Curva de calibración: dosis de floculante a emplear según la turbiedad inicial del jugo encalado

También se analizó el flujo de jugo mezclado que entra continuamente al clarificador con respecto a la turbiedad final del jugo, ya que este influye notablemente en el tiempo de reacción del floculante y el jugo encalado; tal como indica la siguiente ecuación:

$$\frac{Lc}{v} = \tau = \frac{V}{F} = \frac{Volumen}{Flujo}$$

$$\frac{Lc}{v} = \tau = \frac{V}{F} = \frac{Volumen}{Flujo}$$

Mostrándonos que a mayores flujos, menor es el tiempo de reacción entre el floculante y el jugo mezclado, afectando de esta manera la turbiedad final del jugo clarificado. Esto se explica en la siguiente grafica.

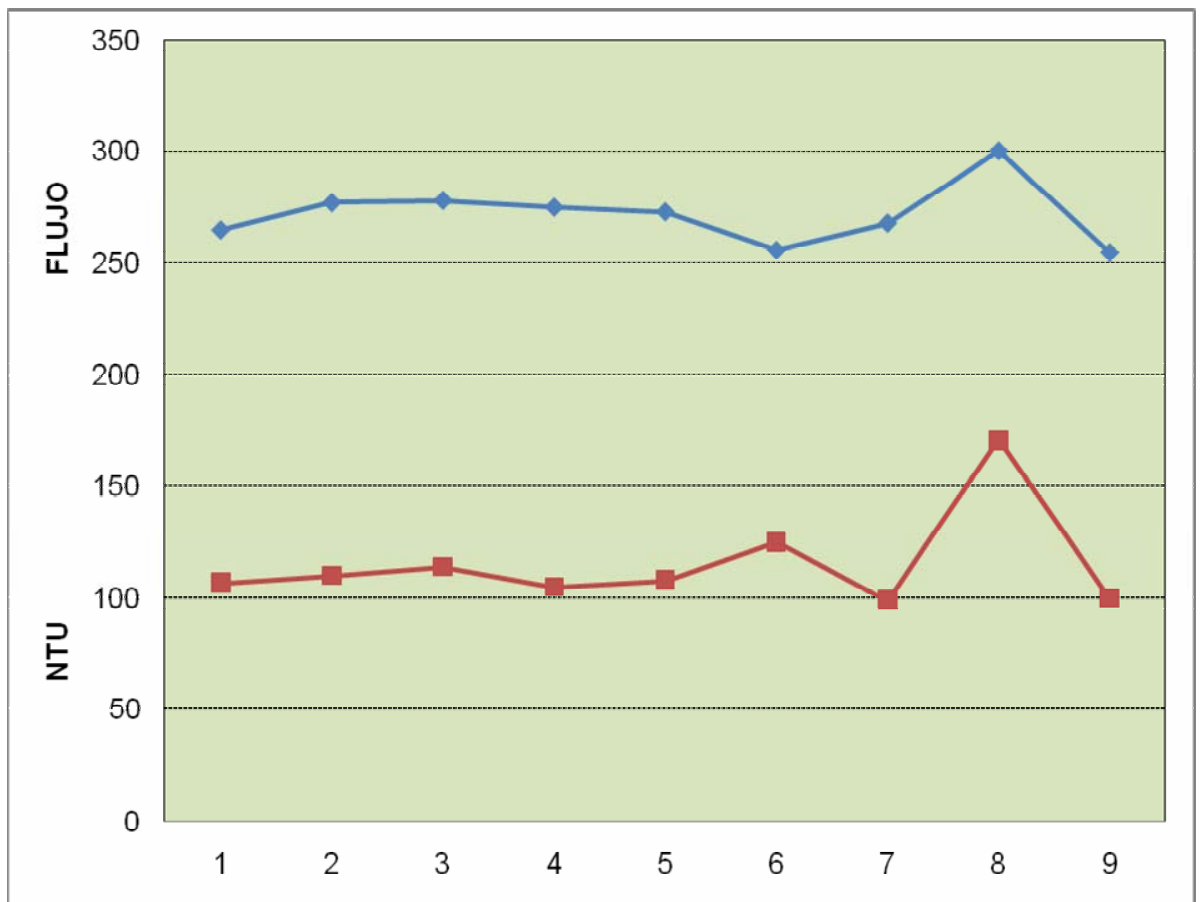


Grafico 14: Relación del flujo mezclado con la turbiedad final del jugo

5.5 ANALISIS OBJETIVO 4

5.5.1 Análisis de las ventajas y las desventajas del clarificador SRI con respecto a los antiguos clarificadores

Con este equipo se tienen todas las grandes ventajas del trabajo continuo: Se eliminan las pérdidas de tiempo y de capacidad que se originan en el llenado; se elimina la mano de obra necesaria para la vigilancia.

La clarificación continua se generaliza rápidamente y presenta las ventajas siguientes, entre otras que se explicaran más detalladamente mas adelante:

1. Simplicidad: Un tanque en lugar de dos o tres
2. Economía de mano de obra por la operación continua: No hay válvulas que manejar y exige poca vigilancia
3. Mejor conservación del calor del jugo: las pérdidas de calorías entre el calentador y el múltiple efecto son muy pequeñas

5.5.1.1 Ventajas

Influencia de la temperatura de salida del jugo clarificado en el consumo de libras de bagazo para la producción de libras de vapor.

Con el nuevo sistema de clarificación del Ingenio Risaralda la temperatura del jugo tratado sale con dos grados por encima de la temperatura manejada normalmente con los anteriores equipos; ya que su diseño facilita una disminución en el tiempo de retención del jugo en el equipo, por causa de que proporciona una manera ordenada y homogénea de manejar flujos altos en poco tiempo, esto gracias a la forma como están diseñados los canales de reacción del equipo y el volumen del mismo (ver 2.3); dándonos como resultado un aumento en la temperatura de salida del jugo clarificado.

Estos son los datos de volumen, flujo de jugo mezclado y tiempo de residencia de los anteriores clarificadores uno, dos y tres (clarificador SRI)

Vol. clarificador 1 = 175 m ³	Flujo de jugo mezclado (m ³ /h)= 200	Tiempo de residencia=52.5
Vol. clarificador 2 = 145 m ³	Flujo de jugo mezclado (m ³ /h)= 100	Tiempo de residencia= 87
Vol. clarificador 3 = 166 m ³	Flujo de jugo mezclado (m ³ /h)= 310	Tiempo de residencia= 32

Gracias a lo anterior y por lo que se explico anteriormente con respecto al aumento de temperatura del jugo clarificado, se tiene el siguiente balance de energía donde se muestra la disminución de flujo de vapor necesario para el siguiente paso que es la evaporación, gracias a aumento de temperatura de salida del jugo tratado:

A continuación se muestra un esquema donde se explica el balance de masa y energía que se produce en el primer efecto de la evaporación:

❖ **Balance de masa y energía con una temperatura final del jugo clarificado de 94°C**

Flujo de Vapor	Kg/h	
Presión	psi	19
Presión	psia	33.33
Temperatura	°C	124
Entalpia	Kcal/Kg	525.7



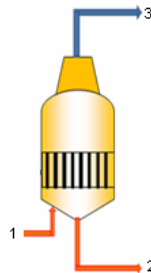
Flujo de Vapor	Kg/h	109420,7
Presión	psi	10
Presión	psia	24,3
Temperatura	°C	114,7
Entalpia	Kcal/Kg	644,78

Flujo de Jugo	Kg/h	242629
Concentración	B°	14
densidad	Kg/m3	1054,91
Temperatura	°C	94
Cp	Kcal/Kg°C	0,92
Calor	Kcal/h	2098255,9

Flujo de jugo	Kg/h	133208,24
Concentración	B°	25,5
densidad	Kg/m3	1105,85
Temperatura	°C	115,5
Cp	Kcal/Kg°C	0,847
Calor	Kcal/h	13031562,6

❖ **Balance de masa.**

Se calcula la masa de jugo que sale del primer efecto de evaporación tomando como base de entrada 230 m³/h, así como la masa de agua evaporada:



1. Jugo clarificado
2. Jugo evaporado
3. Agua

$$m_e = m_s \quad (\text{Ec } 5)$$

$$m_1 = m_2 + m_3 \quad (\text{Ec } 6)$$

$$m_1 \text{ Brix} = m_2 \text{ Brix} + m_3 \text{ Brix} \quad (\text{Ec } 7)$$

Reemplazando en (3) se tiene lo siguiente:

$$230 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1.05491 \frac{\text{Kg}}{\text{L}} * 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3} * \frac{14}{100} = m_2 \frac{25.5}{100} + m_3(0)$$

$$m_2 = 133208.2431 \text{ Kg/h}$$

Reemplazando en (Ec 6) hallo m_3

$$m_1 - m_2 = m_3$$

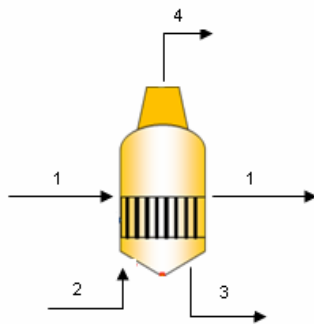
$$m_3 = 109420.75 \text{ Kg/h}$$

❖ Balance de energía

Para determinar cuantas libras de vapor se necesitan en el primer efecto de evaporación se realizo un balance de energía, teniendo como base los flujos de jugo que se establecieron arriba.

Primero se realizara el balance con una temperatura de salida de 92°C, temperatura que se alcanzaba en los anteriores equipos de clarificación.

Con 92 °C



1. Flujo de vapor
2. Flujo de jugo
3. Flujo de jugo
4. Gases I

$$m_1 H_{1i} + m_2 C_{p2} T_2 = m_3 C_{p3} T_3 + m_1 H_{1f} + m_4 H_4 \quad (\text{Ec } 8)$$

$$m_1 (H_{1i} - H_{1f}) + m_2 C_{p2} T_2 = m_3 C_{p3} T_3 + m_4 H_4 \quad (\text{Ec } 9)$$

Q entra = -Q sale (3) Proceso de condensación

$$(H_{1i} - H_{1f}) = \text{calor latente a } 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(H_{1i} - H_{1f}) = -525.7 \text{ Kcal / Kg}$$

$$m_1 = x$$

$$m_2 = 242629 \text{ Kg/h}$$

$$m_3 = 133208,2431 \text{ Kg/h}$$

$$m_4 = 109420,75 \text{ Kg/h}$$
$$H_4 = 644,78 \text{ Kcal / Kg}$$

$$Cp_2 = 0,92 \text{ Kcal / Kg}^\circ\text{C}$$
$$Cp_3 = 0,847 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$
$$T_2 = 92^\circ\text{C}$$
$$T_3 = 115^\circ\text{C}$$

Remplazando los anteriores valores en la ecuación (9) y se obtiene el valor de m_1 , el cual se define como la masa de vapor necesaria para pasar el flujo de jugo indicado a las condiciones finales, con una temperatura del jugo clarificado de 92°C

$$m_1 = 120554,81 \text{ Kg/h}$$

Con 94°C

$$m_1 = 119701,17 \text{ Kg/h}$$

A partir de estos valores se calcula la masa de bagazo necesaria para producir este vapor a partir de la siguiente relación:

$$\frac{2,2 \text{ lb de vapor}}{1 \text{ lb de bagazo}}$$

Con una temperatura final del jugo claro de 92°C , se necesitan: 109595 lb/h de bagazo

Con una temperatura final del jugo claro de 94°C , se necesitan: 10882 lb/h de bagazo.

Disminución de la caída del pH en el Clarificador.

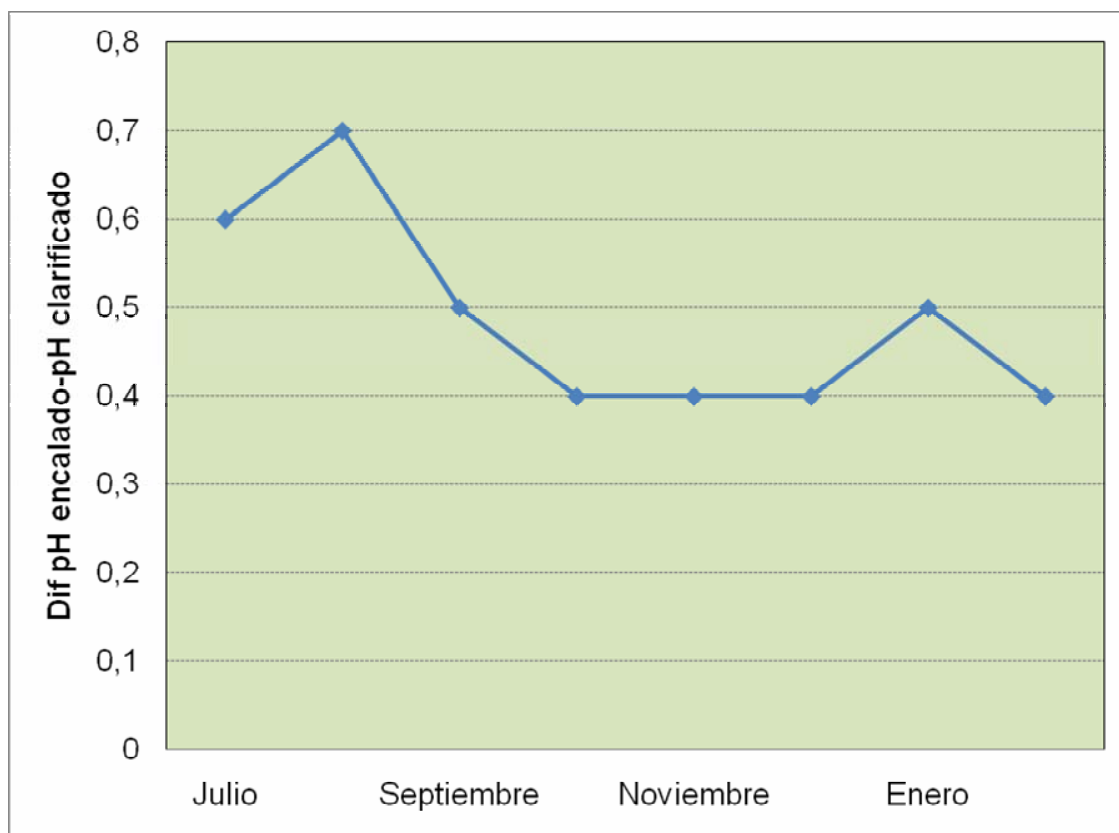


Gráfico 15: Disminución de acidez volátil o pH en el clarificador SRI

Se puede evidenciar claramente la disminución de las caídas de pH en el jugo clarificado después de la implementación del equipo (20 de septiembre de 2008). Esto se genera gracias a la baja residencia del jugo en el equipo, produciendo de esta forma una disminución de los azúcares reductores, así como en la acidez volátil que es la que se genera gracias a la acción microbiana en el material.

Disminución de azúcares reductores en jugo clarificado.

El tiempo de retención del clarificador influye notablemente en la fermentación de la sacarosa, produciendo resultados más altos de porcentaje de azúcares reductores a un tiempo mayor de residencia en el equipo, esto es causado por el calor presente en el jugo el cual influye notablemente en la inversión de la sacarosa que se encuentra en el material a clarificar, A continuación se muestran los resultados obtenidos para los azúcares reductores encontrados en el jugo clarificado producido por los anteriores clarificadores y los azúcares reductores hallados en el jugo producido por el clarificador SRI.

Azúcares reductores		
% jugo en diluido	% jugo en clarificado (antes)	% en jugo clarificado(después)
0,47	0,4	0,34
0,45	0,38	0,33
0,42	0,36	0,29
0,41	0,33	0,28
0,4	0,32	0,27
0,38	0,31	0,23
0,33	0,3	0,26

Tabla 13: Azúcares reductores del jugo clarificado producido por los clarificadores antiguos y el clarificador SRI

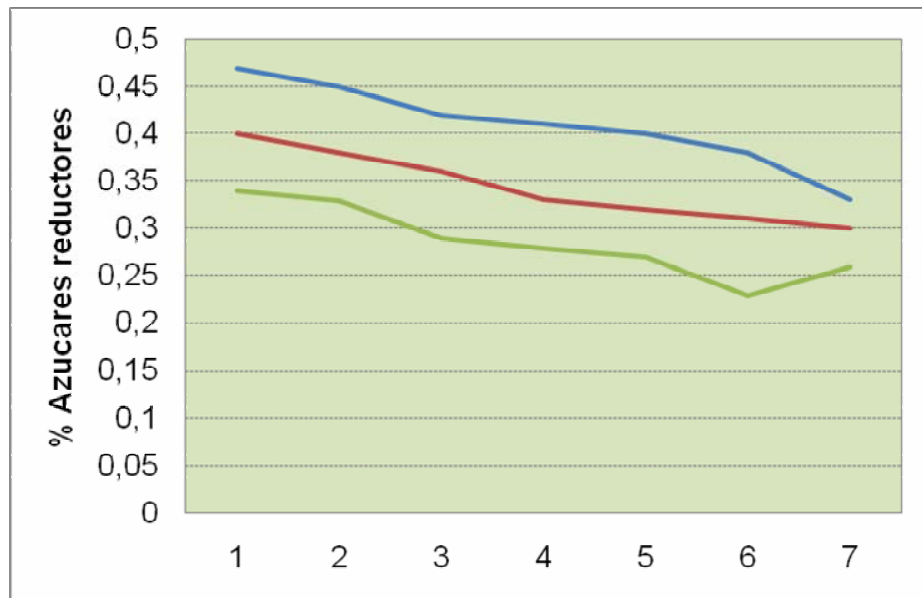
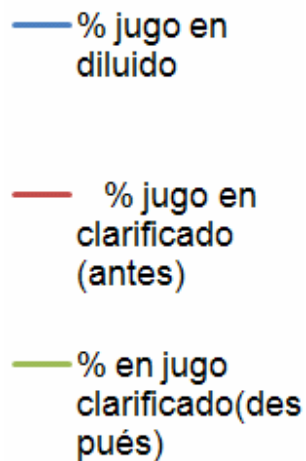


Grafico 16: Azúcares reductores del jugo clarificado producido por los clarificadores antiguos y el clarificador SRI



Como se puede observar en la grafica la disminución notable de azucres reductores en el jugo clarificado ha disminuido después de la implementación del clarificador SRI, gracias al menor tiempo de retención que se maneja en el equipo. Esta reducción es del **16.40%**

Se tiene como referencia la misma cantidad de azures reductores presentes en el jugo diluido

Reducción de floculante en la clarificación.

Anteriormente la operación de clarificación en el Ingenio Risaralda era de manera diferente. Los operadores encargados de esta tarea realizaban la dosificación de floculante manualmente, y tenían como parámetro de control la turbiedad final del jugo clarificado; arriesgándose a obtener turbiedades mas altas o por el contrario sobre dosificando reactivo sin necesidad.

Actualmente mediante la implementación del clarificador SRI, la dosificación de floculante se realiza por medio de dos bombas dosificadoras las cuales facilitan la distribución del reactivo de acuerdo al flujo de jugo mezclado que entre al equipo, las cuales ayudan a tener un ahorro de insumos en el departamento de elaboración.

A continuación se muestran las tendencias de consumo de floculante antes del arranque del equipo y después de su implementación (20 de septiembre de 2008)

Mes	Mes consumo	Costos en pesos(\$)	Kg / TCM mes
Julio	1550	\$13.051.000,00	0.013
Agosto	1298	\$10.929.160,00	0.012
Septiembre	1300	\$10.946.000,00	0.010
Octubre	1125	\$ 9.472.500,00	0.009
Noviembre	850	\$ 7.157.000,00	0.010
Diciembre	1425	\$11.998.500,00	0.014
Enero	1100	\$9.262.000,00	0.009
Febrero			
Ahorro generado		\$ 2.169.553,33	
% Ahorro		19%	
Kilo (\$)		\$ 8.420,00	

Tabla 14: Reducción de consumo de floculante

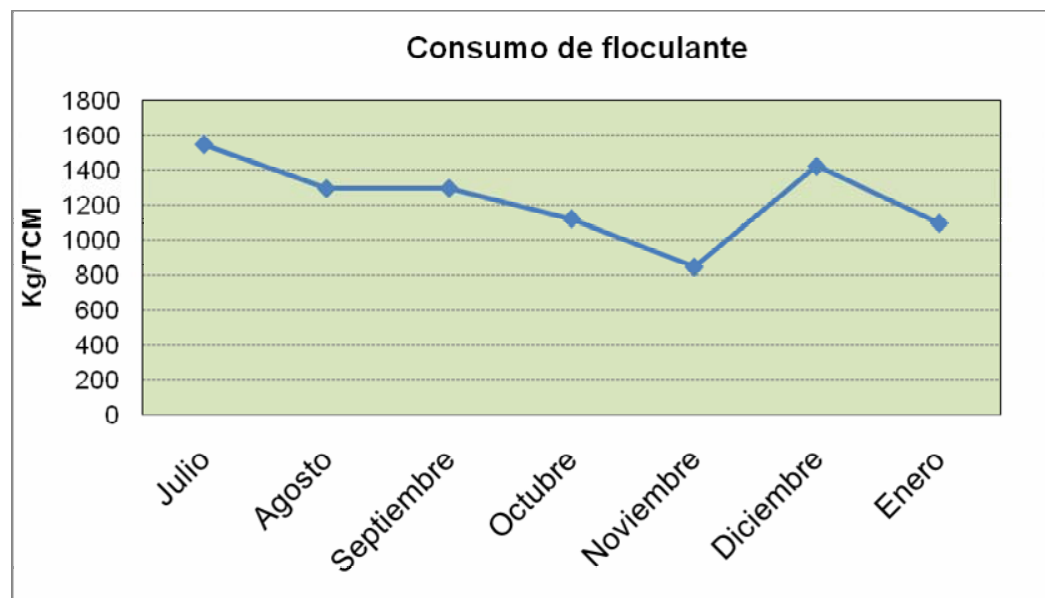


Grafico 17: Reducción de consumo de floculante

En el mes de diciembre ocurrió un aumento de consumo de floculante debido al crecimiento incontrolado de la dosis del mismo.

Aumento en la rata de molienda.

La implementación del clarificador ha facilitado el manejo de flujos de jugo mezclado más altos, dando como resultado un aumento en la rata de molienda del Ingenio Risaralda, sin que se vea desmejorada la calidad final del jugo tratado.

La siguiente grafica muestra el comportamiento ascendente de la rata de molienda desde el mes del arranque del equipo (septiembre)

mes	Tonelada / día
Julio	4101,02
Agosto	4021,22
Septiembre	4445,73
Octubre	4597,15
Noviembre	3603,82
Diciembre	4239,97
Enero	4391,75
%Aumento	4.8

Tabla 15: Aumento de la rata de molienda

En la siguiente gráfica se muestra el comportamiento de la rata de molienda desde el 1 de Julio de 2008 para tener como referencia antes del arranque del equipo (20 de septiembre). De la gráfica se nota claramente la tendencia ascendente del aumento de molienda desde la fecha de su arranque

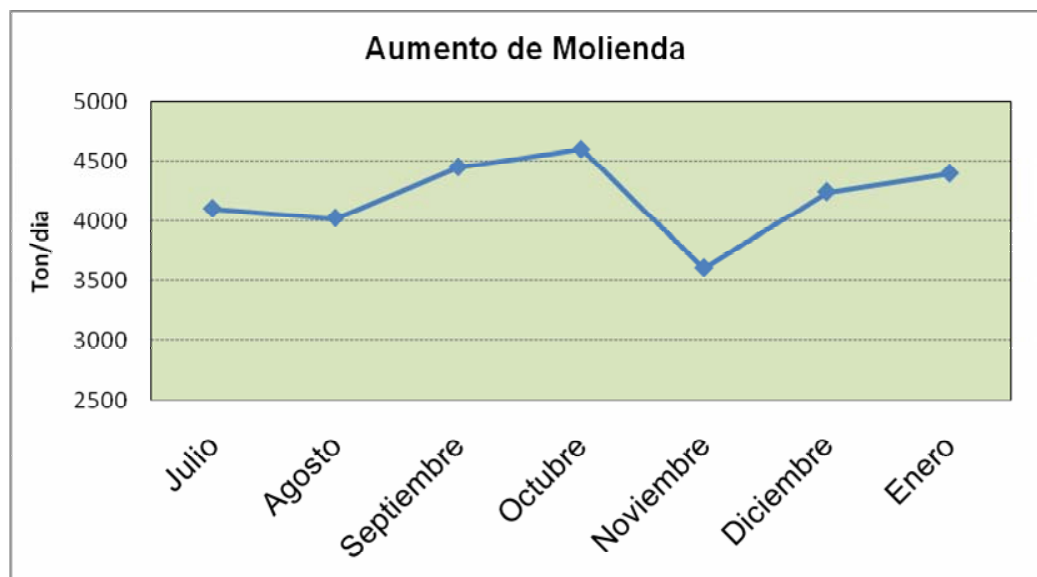


Gráfico 18: Aumento de molienda

Reducción de paros de molienda por motivos de clarificación

La eficiencia de este nuevo equipo también fue medida por medio de los paros de molienda que se producían con los anteriores clarificadores con respecto al clarificador SRI, por causa de un aumento de lodos en las mirillas de los equipos. Se registraron los paros por motivo de clarificación desde el mes de julio para tener como referencia dos meses antes de arranque del equipo (20 de septiembre), hasta el mes de enero. Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Mes	Antes	Después
Julio	3	
Agosto	5	
Septiembre	2	2
Octubre		1
Noviembre		1
Diciembre		0
Enero		0
Total	10 paros	4 paros

Tabla 16: Reducción de paros de molienda

Como se puede observar en la tabla anterior la reducción de paros por motivos de clarificación se encuentra en un 60% menos después del arranque del equipo, esto ha permitido tener calidades mejores en el producto terminado (azúcar) y facilitar la operación normal de la fábrica.

Esto en gran medida ha sucedido gracias a que el equipo cuenta con cinco (5) mirillas las cuales facilitan el control oportuno y adecuado de la operación. Mirillas que no se encontraban en los anteriores mecanismos de clarificación y que influían notablemente en el control inadecuado de la clarificación.

Aumento de la pureza del jugo clarificado.

Como consecuencia de la disminución de los azúcares reductores en el jugo tratado, se ha conseguido aumentar la pureza del jugo clarificado:

Antes (%pureza): 89.31

Después (%pureza): 89.90

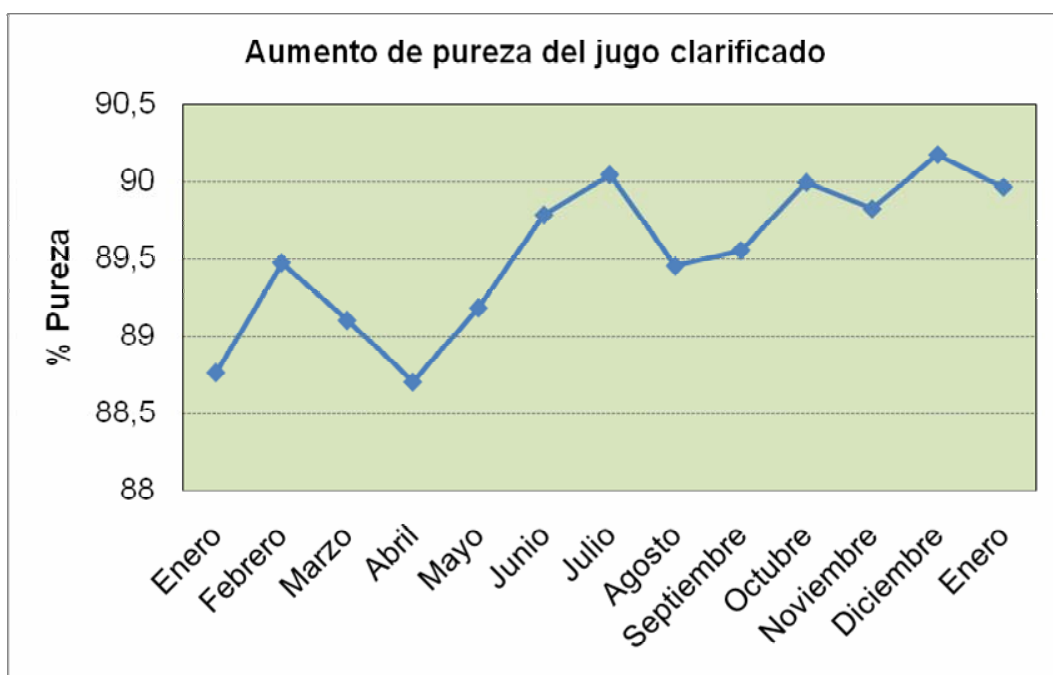


Grafico 19: Aumento de la pureza en el jugo clarificado

5.5.2 Desventajas

PH del agua clarificada utilizada en la preparación de floculante bajo.

Al realizar la determinación del pH del floculante utilizado en la etapa de clarificación se encontró un valor muy por debajo del recomendado, considerando valores cercanos a 8 unidades de pH.

Valor leído: 6.7 a una temperatura de 31°C.

Como se puede ver el pH del floculante preparado esta 1.3 unidades mas bajo del recomendado.

Este valor puede dificultar la homogeneidad del pH del jugo clarificado produciendo valores aun más bajos cuando la caña tratada se encuentra en condiciones muy acidas, producidas por **Leconostoc Mesenteroide**.

6. RECOMENDACIONES

6.1 CONTROL ADECUADO SOBRE LOS SÓLIDOS DEL JUGO

Como se explico anteriormente la caña molida tiene diferente cantidades de sólidos disueltos, así se manejen la mismas cantidades de flujo.

La alternativa propuesta consiste en la instalación de un medidor de brix en línea antes del sistema de clarificación, conectado al sistema de control y por medio del cual se ajusten las dosificaciones no solo de acuerdo al flujo total, como opera en la actualidad, sino también al brix, lo que indica el contenido real de azúcar en la corriente, minimizando el sobrecosto por consumo de reactivos o déficit, según sea el caso. Otra alternativa paralela a ésta es mantener el brix constante, pero debido a la variación de los materiales y de la producción misma en elaboración, es una alternativa menos factible.

6.2 MEDICION DEL POTENCIAL Z AL INICIO DE LA ETAPA DE CLARIFICACION

Es una medida de la estabilidad de una partícula e indica el potencial que se requiere para penetrar la capa de iones circundante en la partícula para desestabilizarla. Por lo tanto, el potencial zeta es la potencia electrostática que existe entre la separación de las capas que rodean a la partícula.

Los coloides tienen un tamaño intermedio entre las partículas en solución verdadera y las partículas en suspensión. Los límites enumerados en la figura, son aproximados, ya que el tamaño y la naturaleza del material son los que determinan si la partícula es coloidal (Richter, *et al.* 1992).

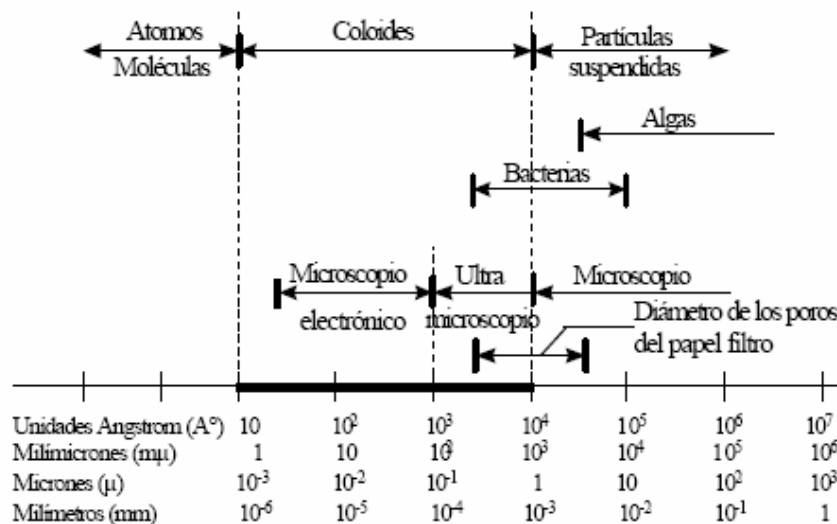


Figura 10: Tamaño de los coloides

Los coloides están en todas partes y la medición del potencial zeta puede ser utilizado para su conocimiento y control. Entre ellos pueden incluirse sistemas biológicos complejos como la sangre o sistemas funcionales como las pinturas. Los sistemas coloidales pueden ser tan espesos como una pasta, tipo cemento, o tan diluidos como las que enturbian las aguas de los lagos. El agua, la leche, el vino, el barro, la tinta, el papel y algunos productos farmacéuticos son buenos ejemplos de sistemas coloidales. Las suspensiones coloidales son comúnmente acuosas, aunque también pueden ser no acuosas (Coagulación & Floculación, Zeta-Meter).

En cada caso las propiedades físicas y cualidades de las suspensiones están fuertemente afectadas por las propiedades de los coloides. Podremos cambiar las características de una suspensión al comprender las interacciones de un coloide individual con otro. En ocasiones buscamos maximizar las fuerzas repulsivas entre ellos, para así producir suspensiones estables. Las repulsiones mutuas entre partículas adyacentes impiden la unión de grandes y rápidas sedimentaciones de aglomerados. En los tratamientos de agua se debe, por el contrario, minimizar las fuerzas de repulsión entre las partículas que las enturbian, para que se formen grandes aglomerados que sedimenten y filtren fácilmente.

Se usa el modelo de la doble capa para visualizar la atmósfera iónica en la proximidad del coloide cargado y para explicar como actúan las fuerzas eléctricas de repulsión. Es posible entender este modelo como una secuencia de etapas que ocurren alrededor de un coloide negativo, si los iones que neutralizan sus cargas son repentinamente separados

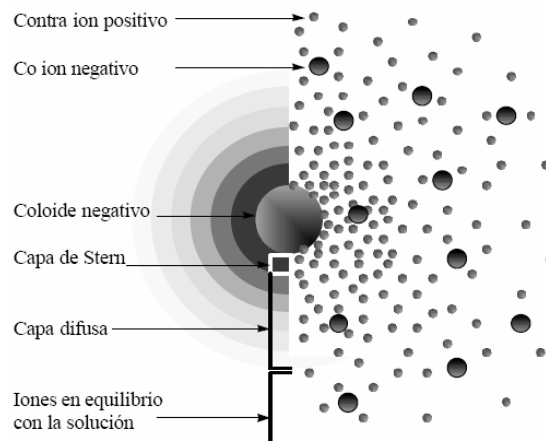


Figura 11. Modelo de la doble capa

La vista izquierda muestra el cambio en la densidad de carga alrededor del coloide. La derecha muestra la distribución de iones positivos y negativos alrededor del coloide cargado.

Efecto del coloide sobre el ion positivo (llamado *contraion*) en la solución. Inicialmente, la atracción del coloide negativo hace que algunos iones positivos formen una rígida capa, adyacente alrededor de la superficie del coloide; esta capa de contraiones es conocida como la *capa de Stern*.

Otros iones positivos adicionales son todavía atraídos por el coloide negativo, pero estos son ahora rechazados por la capa de Stern, así como otros iones positivos que intentan cercarse al coloide. Este equilibrio dinámico resulta en la formación de una *capa difusa* de contraiones, éstos tienen una alta concentración cerca de la superficie, la cual disminuye gradualmente con la distancia, hasta que se logra un equilibrio con la concentración de los contraiones en el seno de la disolución.

En forma similar, aunque opuesta, en la capa difusa hay un déficit de iones negativos, llamados *coiones* pues tienen la misma carga que el coloide. Su concentración se incrementa gradualmente al alejarse del coloide, mientras que las fuerzas repulsivas del coloide son compensadas por los iones positivos, hasta alcanzar nuevamente el equilibrio.

La capa difusa puede ser visualizada como una atmósfera cargada rodeando al coloide. A cualquier distancia de la superficie, la densidad de carga es igual a la diferencia de concentración entre iones positivos y negativos. La densidad de carga es mucho mayor cerca del coloide y gradualmente disminuye a cero cuando las concentraciones de iones positivos y negativos se asemejan.

Los contraiones de la capa de Stern y de la capa difusa son los que juntos llamaremos la *doble capa*. El espesor de esta doble capa depende del tipo y concentración de los iones de la solución.

La variación de la densidad de iones en la capa difusa se muestra en las figuras 8 y 9. La primera muestra la variación en la concentración de iones positivos y negativos con la distancia de un coloide negativo, la segunda el efecto neto, esto es, la diferencia en la densidad de carga positiva y negativa.

El coloide negativo y su atmósfera cargada positivamente producen un potencial eléctrico relativo a la solución. Este tiene su valor máximo en la superficie y disminuye gradualmente con la distancia, aproximándose a cero fuera de la capa difusa. La caída del potencial y la distancia desde el coloide es un indicador de la fuerza repulsiva entre los coloides en función de la distancia a las cuales estas fuerzas entran en juego.

Un punto de particular interés es el potencial donde se unen la capa difusa y la de Stern.

Este potencial es conocido como el potencial zeta, el cual es importante por que puede ser medido de una manera muy simple, mientras que la carga de la superficie y su potencial no pueden medirse. El potencial zeta puede ser una

manera efectiva de controlar el comportamiento del coloide puesto que indica cambios en el potencial de la superficie y en las fuerzas de repulsión entre los coloides.

La relación entre el potencial zeta y el potencial de superficie depende del nivel de iones en la solución. Así, en el agua, la doble capa hace que el potencial zeta sea una buena aproximación del potencial de superficie (figura 5) (Coagulación & Flocculación; Zeta- Meter).

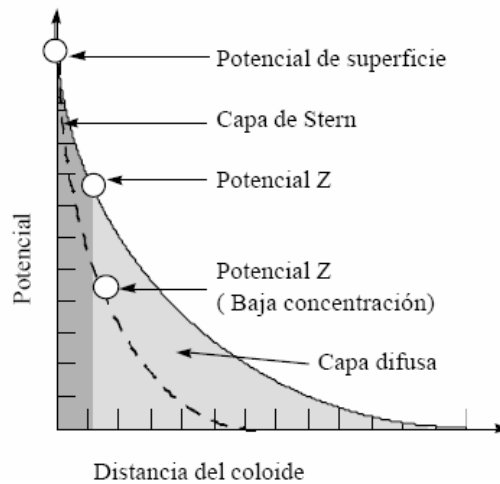


Figura 12. Relación de la distancia del coloide y el potencial z

Para verificar la teoría anterior se realizó el siguiente estudio:

Procedimiento

- a) Se enjuagó el electrodo con agua des ionizada.
- b) Se enjuagó la celda una o dos veces con la muestra a analizar.
- c) Se llenó totalmente la celda con muestra.
- d) Se insertó el electrodo lentamente en la celda.
- e) Se verificó que no queden burbujas atrapadas dentro de la celda.
- f) Se conectó el electrodo.
- g) Se analizó la muestra.

Al conectar el electrodo se aplica una determinada corriente, creando un campo eléctrico que atraviesa la celda. Los coloides del lodo migran en el campo y su movimiento y dirección están relacionados con su potencial zeta.

Inicio	
NTU	Pz (v)
14000	-0,01
13000	-0,018
12800	-0,021
12200	-0,027
11940	-0,032
11410	-0,037
11000	-0,04
10550	-0,046
10000	-0,052
9400	0,057
8440	-0,064
7400	-0,077

Tabla 17: Relación de la turbiedad inicial de jugo encalada y e potencial z (mv) producidos por la solución

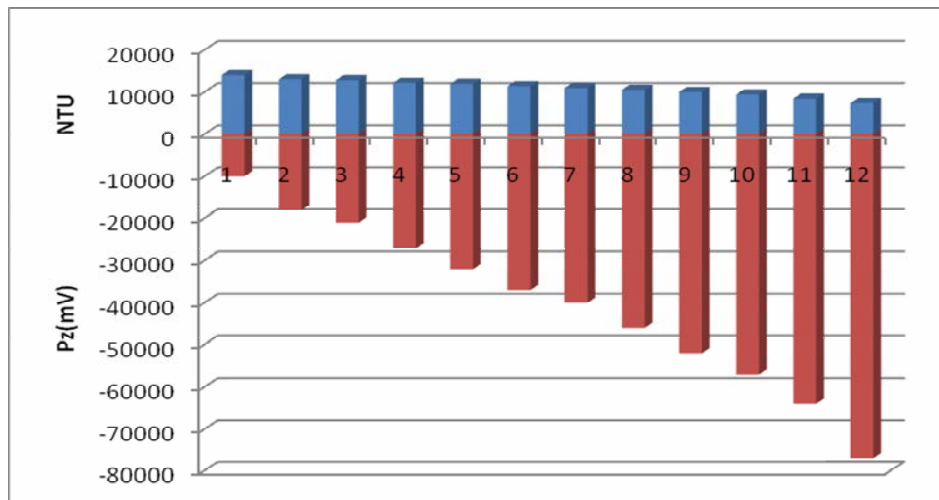


Grafico 20: Relación de la turbiedad inicial de jugo encalada y el potencial z (mv) producidos por la solución

$$V = mv/1 * E6$$

En la gráfica se muestra la relación entre el potencial Z y la turbiedad del jugo encalado. Se observó que existe una mayor desestabilización de la carga de las partículas conforme el potencial se aproxima a cero, permitiendo que éstas se aglomeren incrementando así la concentración de los sólidos disueltos presentes en el lodo.

Es necesario recordar que como la muestra a analizar tiene mucha cantidad de sólidos disueltos es posible que se presenten interferencias en el estudio.

La ecuación que rige la relación entre el potencial (z) y la turbiedad inicial del jugo encalado es:

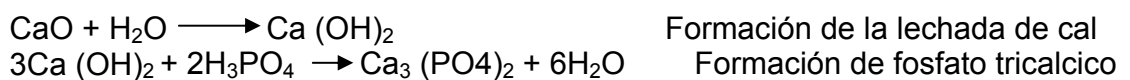
$y=1E-05x-0.152$ con una correlación del **0,996** y un coeficiente de pearson de 0,99800359.

La alternativa propuesta consiste en que el pH metro instalado en el área de encalado funcione al mismo tiempo como medidor de voltaje, con el fin de dosificar floculante teniendo en cuenta el voltaje suministrado por la solución (jugo encalado)

6.3 PREPARACION ADECUADA DEL SACARATO DE CALCIO

La adición de la cantidad correcta de cal es la base de una buena clarificación, la adición de demasiada poca cal producirá una decantación defectuosa y un jugo turbio y quizás ocurran pérdidas por inversión. La adición de demasiada cal produce oscurecimiento de los jugos, aumento de gomas en los productos de baja pureza, aumento en las cenizas debido a las sales cálcicas disueltas y una producción excesiva de melaza final.

Se encontró que la preparación adecuada del sacarato de calcio es una de las variables más importantes que se debe tener en cuenta para obtener una clarificación más eficiente, puesto que la cal forma con los fosfatos en una reacción con una elevada temperatura fosfatos trialcitos facilitando una eficiente clarificación.



Al realizar un seguimiento de la preparación de lechada de cal se hallaron inconsistencias en la manera como se consumía el CaO, como se muestra a continuación:

Según la norma: 450g CaO / TCM

En el promedio del año 2008 se encontró este dato: 780gCaO/TCM

Exceso: 330gCaO/TCM

A continuación se muestra un cálculo para determinar cuanto de lechada de cal se necesita para que reaccione completamente con los fosfatos disueltos en el jugo diluido, teniendo como promedio **350 ppm** de fosfatos.

Base de cálculo: 1L de jugo y 350 ppm de fosfatos.

$$\frac{350 \text{ mg}}{\text{L}} * \frac{1 \text{ g}}{1000 \text{ mg}} * \frac{1 \text{ mol H}_3\text{PO}_4}{97.94 \text{ g}} = 3.3163 * 10^{-3} \text{ mol H}_3\text{PO}_4$$

$$\frac{3 \text{ mol Ca (OH)}_2}{2 \text{ mol H}_3\text{PO}_4} * 3.3163 * 10^{-3} \text{ mol H}_3\text{PO}_4 * \frac{74 \text{ g Ca (OH)}_2}{1 \text{ mol Ca (OH)}_2} = 0.368 \text{ g CaO}$$

L jugo

Y teniendo en cuenta que:

1 TC → 1000 Kg Caña → 952 L jugo

Se tiene que:

$$\frac{0.368 \text{ g CaO}}{1 \text{ L jugo}} * 952 \text{ L} = 350.336 \text{ g CaO}$$

350.336 g CaO que se necesitan para que reaccionen completamente con los fosfatos presentes en el jugo, tomando como valor promedio 350 ppm.

Lo anterior lleva a concluir que el sobre consumo de cal en la preparación de sacarato no solo afecta al aumento de consumo de insumos en Elaboración, sino que también influye notablemente en la formación de incrustaciones en las tuberías, en los evaporadores y puede llegar afectar la turbiedad del jugo clarificado, al quedar en disolución mayor cantidad de iones de calcio que no reaccionan con los fosfatos presentes en el jugo y que sedimentan muy lentamente con el lodo como se explicara mas adelante por medio de una prueba experimental.

La recomendación se trata realizar un control adecuado del consumo de cal, para evitar de esta forma una mala preparación del sacarato de calcio y tratar de disminuir costos, aumentando de esta manera la calidad del jugo clarificado.

La siguiente tabla ayudara a verificar que los grados Baume que se produzcan en la lechada de cal sean los correctos según la norma de operación (10°Baume) y

ayudara también a que los operadores no sobre dosifiquen oxido de calcio, como se ha venido encontrando últimamente.

Baume	Densidad	g CaO	%Peso CaO	Kg H ₂ O/Kg CaO
10	1.075	94	8.74	10.4
15	1.116	148	13.26	6.5
20	1.162	206	17.72	4.6

Tabla 18: Relación de grados Baume y concentración de Cao en la solución

Cumpliendo con la siguiente ecuación:

$$\text{Baume} = 73.399 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg CaO}}^{-0.8505} \text{ con un coeficiente de correlación de } 0.999$$

Con base a lo anterior se realizo un análisis con el fin de determinar que disolución de sacarato es la más adecuada para tener presente en la etapa de clarificación; se efectuaron las siguientes disoluciones:

Sacarato 1:1 → 50% de cal y 50% de meladura

Sacarato 1:2 → 66,66% de cal y 33,33% de meladura

Sacarato 1:3 → 75% de cal y 25% de meladura

Sacarato 1:6 → 85,71 de cal y 14,28% de meladura

Se tuvieron en cuenta los siguientes parámetros para la elección de la mejor dilución:

- ❖ Volumen gastado en la titulación del jugo diluido
- ❖ Tiempo de sedimentación de los lodos
- ❖ Turbiedad final del jugo encalado

Los resultados obtenidos se muestran a continuación:

Muestra	pH muestra	pH final	Volumen gastado(mL)	T. sedimentación	NTU final
Sacarato 1:1	11.67	8	9.8	7	478
Sacarato 1:2	11.90	7.5	10	7,59	320
Sacarato 1:3	12.15	7.8	10	6	222
Sacarato 1:6	12.45	8	9	8,4	430

Tabla 19: Análisis de disoluciones de sacarato

A continuación se muestran las graficas de titulación que fueron obtenidas a través del análisis:

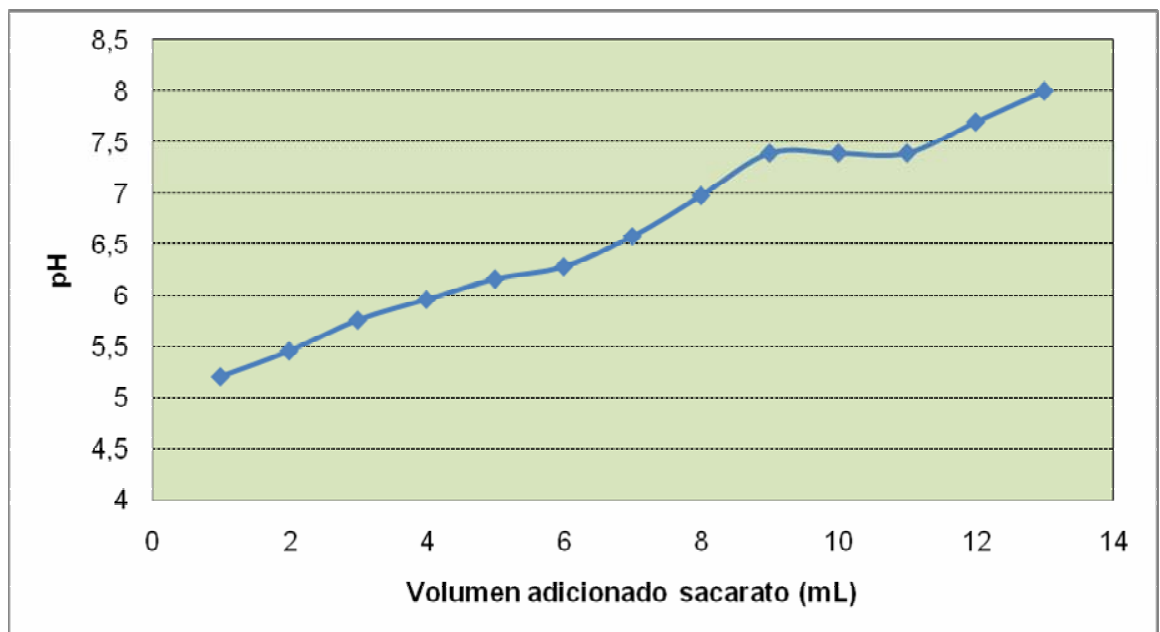


Grafico 21: Curva de titulación. Sacarato 1:1
pH muestra=5.21

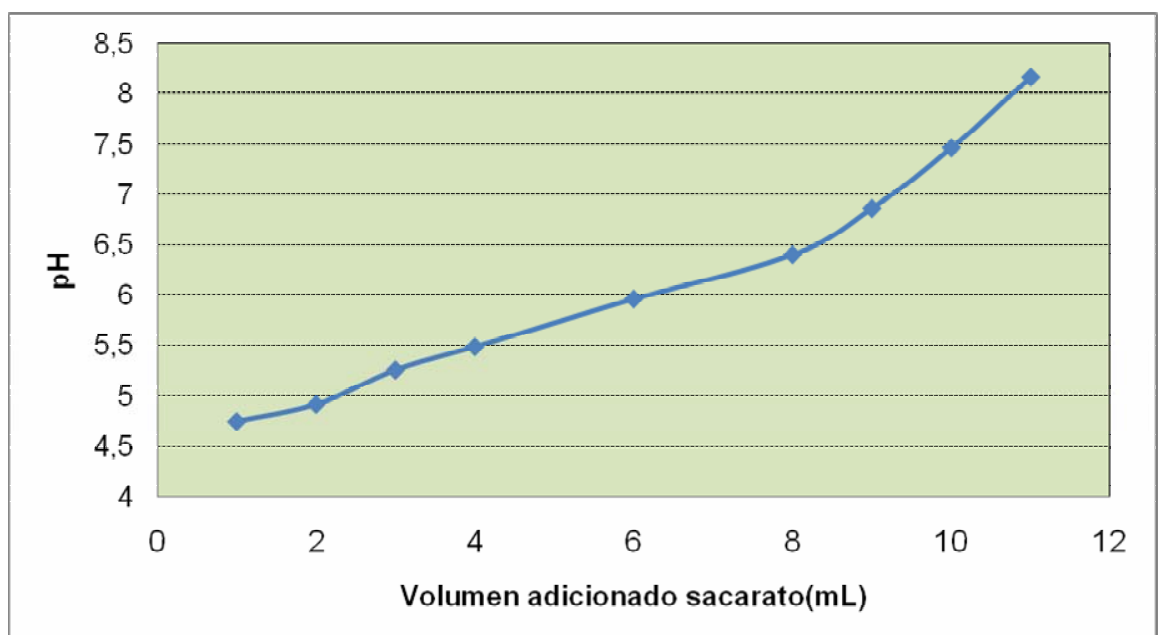


Grafico 22: Curva de titulación sacarato 1:2
pH muestra = 4.14

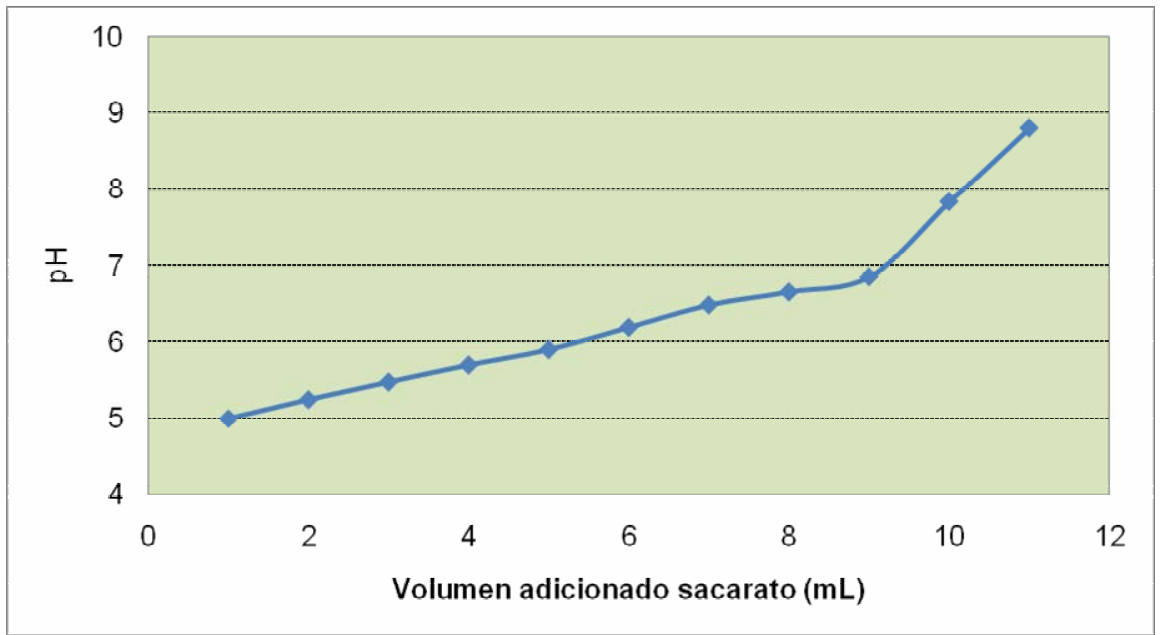


Grafico 23: Curva de titulación sacarato 1:3
pH muestra= 4.14

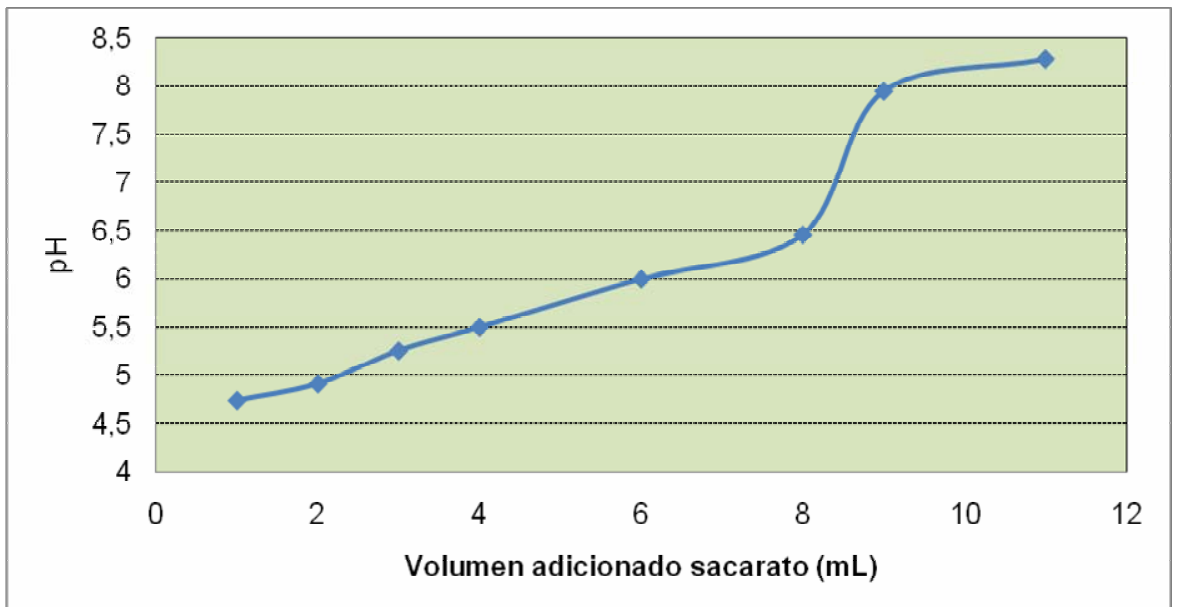


Grafico 24: Curva de titulación sacarato 1:6
pH muestra= 4.14

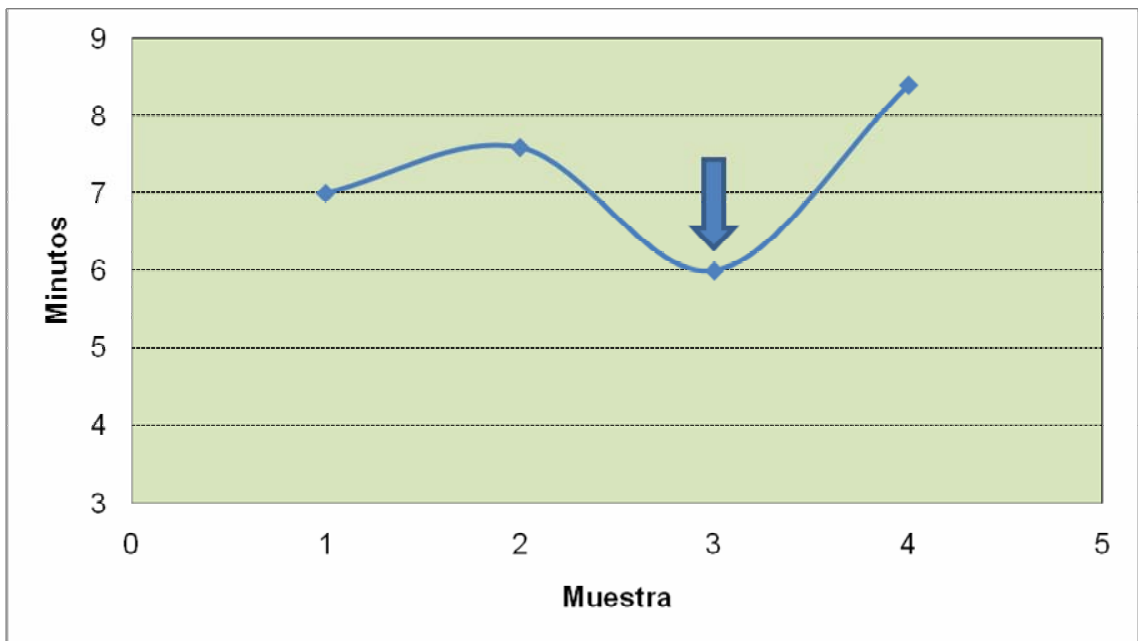


Grafico 25: Tiempo de sedimentación con cada disolución de sacarato

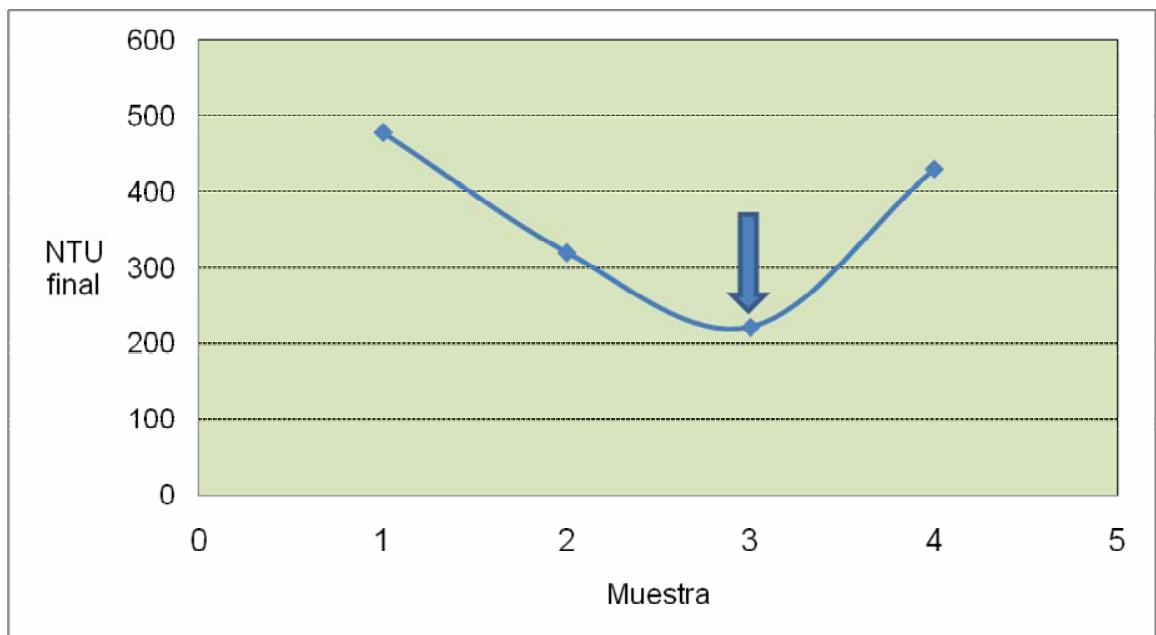


Grafico 26: Turbiedad final de cada muestra con cada disolución de sacarato

Como se puede observar en los resultados anteriores la dilución que se debería emplear en la etapa de clarificación de la fábrica sería la 1:3.

Lo anterior se realizo debido a que al realizar un seguimiento de la preparación de sacarato se encontró que esta elaboración se esta realizando de manera equivocada por causa de que la tubería que conduce meladura concentrada al tanque de preparación de sacarato se encontraba incrustada lo que ocasionaba un aumento de cal en poca cantidad de meladura, teniendo también presente que el consumo de cal estaba muy elevado como se explico anteriormente. Las diluciones elaboradas se muestran a continuación:



Figura 13: Disoluciones de sacarato

- 1: Dilución 1:1
- 2: Dilución 1:2
- 3: Dilución 1:6

Patrón: Muestra sacada directamente del tanque de preparación de la fabrica



Figura 14: Comparación de disolución de sacarato utilizada en la fabrica

Como se puede ver la dilución empleada en la preparación de sacarato era de 1:6, lo que provocaba un aumento considerable en la turbiedad del jugo clarificado por causa de la lenta sedimentación de los lodos como se explico arriba.

La alternativa propuesta consiste simplemente en la revisión periódica de la tubería que conduce tanto meladura concentrada, como cal, y así poder verificar que las diluciones se estén realizando de manera adecuada (75% de cal y 25% de meladura) para que esto vaya a beneficio de la calidad final del producto tratado en la etapa de clarificación.

6.4 ESTANDARIZACIÓN DE LA PREPARACIÓN DE REACTIVOS

Para que la calidad de la operación de clarificación se mantenga, deben usarse siempre reactivos de buena calidad que lógicamente deben estar preparados en concentraciones correctas y dosificados en su punto óptimo para evitar sobre consumos o deficiencias en la dosificación. Para conseguir este objetivo se propone seguir un conjunto de reglas para la preparación indicada de materias primas, que permita además un control sobre el gasto de reactivos, esto complementado con una calibración continua de las bombas de dosificación

6.4.1 Preparación de floпам AN934

- ❖ Para conseguir una solución con una concentración de 0.2% de floculante, se debe adicionar 12 libras de reactivo al tanque de maduración solo cuando se encuentre completamente vacío.

Nota: se recomienda agregar las seis primeras libras en un 50% de agua, realizar una agitación durante 10 minutos y después agregar las seis libras restantes del reactivo. Esto con el fin de asegurar una mezcla homogénea.

6.4.2 Preparación de lechada de cal

- ❖ Se debe mantener la cal suficiente (aproximadamente 60 bultos) al lado del tambor rotativo.
- ❖ Para conseguir una solución que tenga 10 °Be, adicione 4 bultos de cal (50Kg) al tanque de preparación de lechada de cal.
- ❖ Alimentar el tambor rotativo con agua clarificada.
- ❖ Medir los grados Brix y verificar que se encuentren entre 10 °Be
- ❖ La dosificación estipulada es 50% en volumen de jugo diluido, 25% de lechada de cal y 25% de agua.

NOTA: sólo se debe preparar lechada de cal cuando el tanque de preparación esté completamente vacío, esto para evitar que varíe la dosificación estipulada en la norma.

7. CONCLUSIONES

- ❖ Para contar con una buena clarificación se deben considerar múltiples variables, flujos, temperaturas, adición de insumos químicos, tiempo de residencia, cantidad de fosfatos en el jugo diluido entre otras. El floculante utilizado es de gran importancia en esta parte del proceso, ya que como es una clarificación por sedimentación este debe ser de alto peso molecular y ser dosificado de acuerdo a la carga y la densidad del jugo entrante, no solamente considerando la variable del flujo de jugo mezclado.
- ❖ La preparación del floculante debe contar con un tiempo adecuado de maduración para que su efecto sea altamente eficiente. Según estudios realizados un buen tiempo de maduración se encuentra alrededor de cuatro horas, teniendo siempre presente que el pH y la temperatura del mismo se deben encontrar en un rango entre 8 unidades y 50°C.
- ❖ Con la implementación del clarificador SRI se ha logrado obtener un pH del jugo tratado mas uniforme, gracias a corto tiempo de residencia del jugo en el equipo; lo que contribuye altamente a la disminución de perdidas por inversión de sacarosa.
- ❖ Mediante este nuevo sistema de clarificación rápida en el Ingenio Risaralda, se ha logrado reemplazar a los clarificadores uno y dos utilizados convencionalmente, contribuyendo a la disminución de la carga microbiana, así como la disminución de perdidas por sacarosa y un control adecuado del pH.
- ❖ La dosis a manejar en el proceso de clarificación de jugo se debe ir variando constantemente dependiendo de los parámetros que más presentaron influencia sobre la turbiedad del jugo como los siguientes: tiempo de permanencia de caña en patios, flujo de jugo mezclado y turbiedad de jugo enalado que entra al equipo.
- ❖ La temperatura del calentamiento primario se debe tratar de conservar entre valores cercanos de 65-70°C, para que de esta manera se facilite la floculación primaria entre las sales cálcicas y los fosfatos presentes en el jugo diluid

CRISTALIZACION DE AZUCAR TACHO CONTINUO FLETCHER SMITH

1. MARCO DE REFERENCIA

1.1 EVAPORACION

Para entender mejor el proceso de cristalización se explicara el proceso de evaporación el cual tiene los mismos fundamentos de la etapa de cristalización.

El evaporador de una fabrica de azúcar esta constituido esencialmente por una calandria tubular que tiene la función de intercambiador de temperatura. El vapor de calentamiento baña los tubos por el exterior y el jugo por evaporar se encuentra en el interior de esos tubos.

El punto de cristalización del jugo de caña se encuentra entre los 78 y los 80°Brix. En la práctica los tacheros tienen necesidades de una meladura capaz de disolver cristales, para el caso en que se formen falsos granos al principio de la templa; esta condición es indispensable para obtener un buen cocimiento

1.1.1. Funcionamiento de un múltiple efecto

El progreso más notable y más importante en la historia de la fabricación de azúcar es sin duda el descubrimiento del efecto hecho alrededor de 1830, en Louisiana, por Nobert Rillieux, americano de origen francés.

La idea de Rillieux fue la siguiente: ya que es con vapor con lo que se calienta el jugo para elaborar el agua que contiene, ¿Por qué no es posible utilizar el vapor así producido por el jugo para calentar otra fracción del mismo o para terminar la evaporación iniciada con vapor ordinario?

Al resolver este problema se encontró inmediatamente con el siguiente obstáculo: Con vapor de 110 °C es posible calentar y evaporar jugo a la presión atmosférica. La temperatura del vapor del jugo, hirviendo a la presión atmosférica es 100°C. Así con vapor de 100°C de temperatura no es posible hacer hervir jugo a 100°C; es necesaria una diferencia de temperatura entre el fluido que calienta y el fluido calentado.

Rillieux resolvió la dificultad poniendo al vacio el o los cuerpos siguientes al primero. El agua o el jugo hierven a 90°C a 23 cm de vacio; a 80°C a 40cm de vacio, a 70°C a 52cm de vacio, etc.; es posible entonces crear la diferencia de temperatura necesaria y utilizar el vapor del jugo producido por el primer cuerpo, para calentar el jugo encerado en el segundo; el vapor de este para calentar el

tercero y así sucesivamente. Es por esto que la ebullición al vacío tiene las siguientes ventajas:

- ❖ Aumenta la diferencia total de temperatura entre vapor y jugo en una cantidad igual a la caída del punto de ebullición del jugo entre la presión del primer cuerpo y la del último
- ❖ Permite continuar la evaporación a temperaturas menos peligrosas desde el punto de vista de la inversión y de la coloración del jugo, cuando el jugo está más concentrado y más viscoso.

A continuación se muestra una descripción general de la distribución de los evaporadores en el Ingenio Risaralda, con sus respectivos cambios de temperatura, presión y brix de cada efecto.

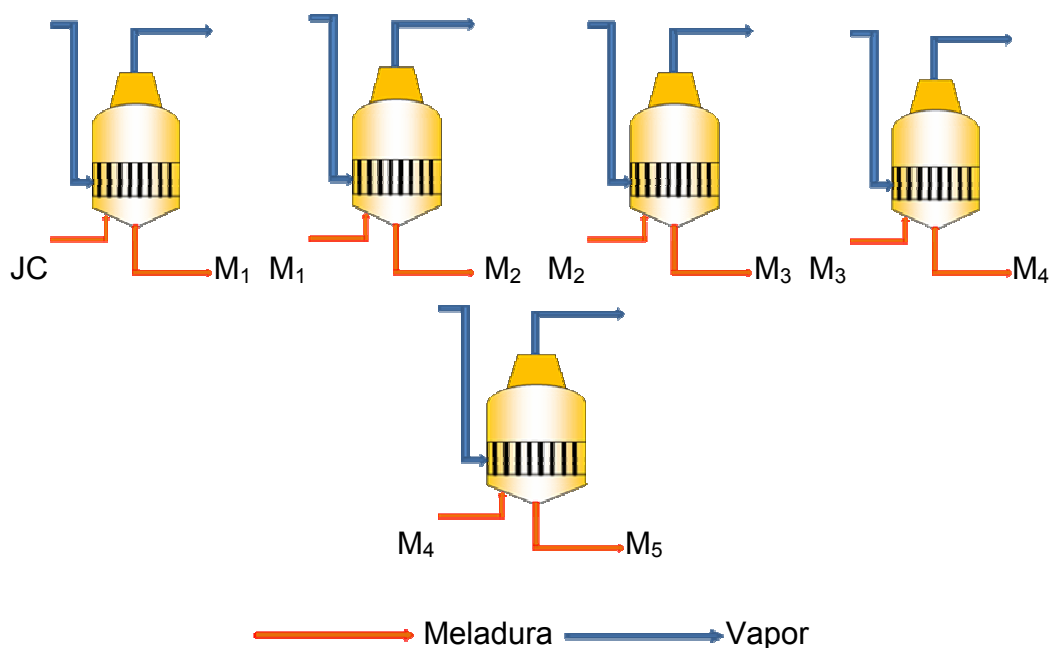


Figura 15: Distribución general del proceso de evaporación

Primer efecto

Brix JC = 14

Brix M₁ = 25.5

Temperatura del vapor₁ = 120°C

Presión del vapor₁ = 33.33 psia

Temperatura del vapor₂ = 114°C

Presión del vapor₂ = 24.33 psia

Segundo efecto

Brix M₁ = 25.5

Brix M₂ = 32

Temperatura del vapor₁ = 114°C

Presión del vapor₁ = 24.33 psia

Temperatura del vapor₂ = 111°C

Presión del vapor₂ = 21.33 psia

Tercer efecto

Brix M₂ = 32

Brix M₃ = 46

Temperatura del vapor₁ = 111°C

Presión del vapor₁ = 21.33 psia

Temperatura del vapor₂ = 95.8

Presión del vapor₂ = 13.84 psia

Cuarto efecto

Brix M₃ = 46

Brix M₄ = 53

Temperatura del vapor₁ = 95.8

Presión del vapor₁ = 13.84

Temperatura del vapor₂ = 85°C

Presión del vapor₂ = 8.4 psia

Quinto efecto

Brix M₄ = 53

Brix M₅ = 70

Temperatura del vapor₁ = 85°C

Presión del vapor₁ = 8.4 psia

Temperatura del vapor₂ = 64°C

Presión del vapor₂ = 3.5 psia

1.1.1.1 Gases I

Son los gases producidos en el primer efecto del proceso de evaporación, tiene una temperatura aproximadamente de 114°C y una presión de 24 psia por lo que se les aprovecha para calentar el segundo efecto de los evaporadores y funcionar como gases importantes en el proceso de elaboración de azúcar.

1.1.1.2 Gases II

Son los gases producidos por el segundo efecto de evaporación, tiene una temperatura cercana a 111°C y una presión de 21 psia.

Estos son los gases que serán utilizados para efectuar el calentamiento del tachó continuo y facilitar de esta manera el consumo de Lbv/Tcm

1.1.1.3 Balance de masa y energía de los evaporadores del Ingenio Risaralda

En este balance se explicara la formación de los gases I (producidos en el primer efecto y los cuales son utilizados en los procesos de calentamiento de Elaboración) y gases II que son los gases de interés en el presente estudio ya que proporcionaran el calentamiento del tachó continuo, facilitando la disminución de Lbv/Tcm

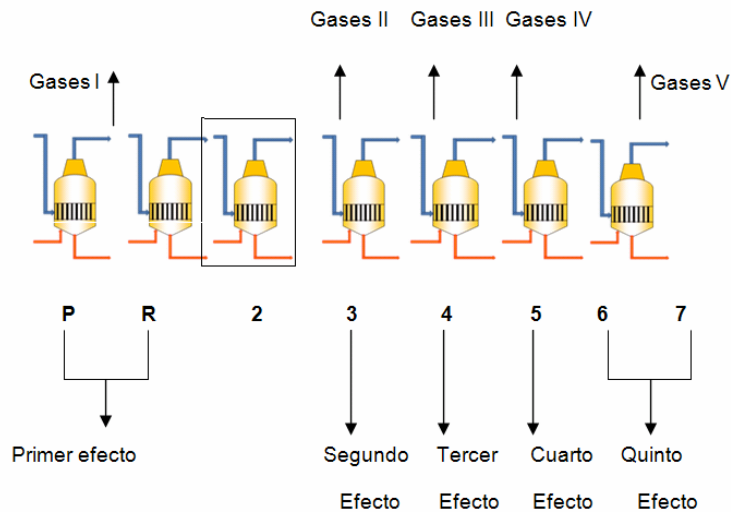


Figura 16: Distribución de los cinco efectos del proceso de evaporación

P: Calentador de placas
 R: Evaporador Roberts
 Flujo de jugo: 242629 Kg/h

Primer efecto

Se utilizaran las siguientes ecuaciones para realizar el balance:

$$m_e = m_s \quad (1)$$

$$m_1 = m_2 + m_3 \quad (2)$$

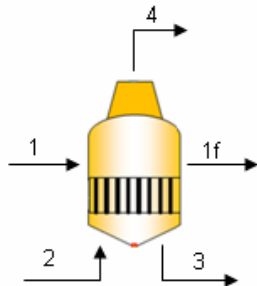
$$m_1 \text{ Brix} = m_2 \text{Brix} + m_3 \text{Brix} \quad (3)$$

$$m_v H_{pi} + m_{ji} C_{pji} T_{ji} = m_{mf} C_{p_{mf}} T_{mf} + m_v H_{pf} + m_v H_p \quad (4)$$

$$m_1 (H_{pi} - H_{pf}) + m_{ji} C_{pji} T_{ji} = m_{mf} C_{p_{mf}} T_{mf} + m_v H_p \quad (5)$$

$$Q \text{ entra} = -Q \text{ sale} \quad (6) \text{ Proceso de condensación} \quad (6)$$

$$(H_{1i} - H_{1f}) = \text{calor latente}$$



- 1= Vapor de escape
- 1f = Vapor
- 2 = Flujo de jugo
- 3 = Flujo de meladura
- 4 = Gases (I, II, III, IV o V)

- m_{vi} = masa de vapor
- H_{pi} = entalpia inicial del vapor
- H_{pf} = entalpia final del vapor
- m_{ji} = masa del jugo
- C_{pji} = Calor especifico del jugo
- T_{ji} = Temperatura inicial del jugo

m_{mf} = Masa final de la meladura
 Cp_{mf} = Calor específico de la meladura
 T_{mf} = Temperatura final de la meladura
 m_v = Masa del gas (I, II, III, IV, V)
 H_p = Entalpia del gas

❖ **Balance de masa y energía del primer efecto**

$$m_e = m_s \quad (1)$$

$$m_1 = m_2 + m_3 \quad (2)$$

$$m_1 \text{ Brix} = m_2 \text{Brix} + m_3 \text{Brix} \quad (3)$$

Reemplazando en (3) se tiene lo siguiente:

$$\frac{230m^3}{h} * \frac{1.05491 \text{ Kg}}{L} * \frac{1000L}{m^3} * \frac{14}{100} = m_2 \frac{25,5}{100} + m_3(0)$$

$$m_2 = 133208.2431 \text{ Kg/h}$$

Reemplazando en (2) hallo m_3

$$m_1 - m_2 = m_3$$

$$m_3 = 109420.75 \text{ Kg/h}$$

$$m_1 H_{1i} + m_2 C_{p2} T_2 = m_3 C_{p3} T_3 + m_1 H_{1f} + m_4 H_4 \quad (1)$$

$$m_1 (H_{1i} - H_{1f}) + m_2 C_{p2} T_2 = m_3 C_{p3} T_3 + m_4 H_4 \quad (2)$$

Q entra = -Q sale (3) Proceso de condensación

$$(H_{1i} - H_{1f}) = \text{calor latente a } 120 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$(H_{1i} - H_{1f}) = -525.7 \text{ Kcal / Kg}$$

$$m_1 = x$$

$$m_2 = 242629 \text{ Kg/h}$$

$$m_3 = 133208,2431 \text{ Kg/h (Gases I)}$$

$$m_4 = 109420,75 \text{ Kg/h}$$

$$H_4 = 644,78 \text{ Kcal / Kg}$$

$$Cp_2 = 0,92 \text{ Kcal / Kg}^\circ\text{C}$$

$$Cp_3 = 0,847 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 94^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 115^\circ\text{C}$$

Remplazando los anteriores valores en la ecuación (2) se obtiene el valor de m_1 , el cual se define como la masa de vapor necesaria para pasar el flujo de jugo indicado a las condiciones finales

$$m_{v1} = 119255,32 \text{ Kg/h}$$

De esta manera se hallaron las masas de vapor y de jugo de los siguientes 4 efectos de la etapa de evaporación.

(Las tablas de entalpia de los diferentes vapores se encuentran en el anexo H)
Los resultados se muestran a continuación:

❖ **Segundo efecto**

$$m_2 = m_4 + m_5$$

$$m_2 \text{ Brix} = m_4 \text{ Brix} + m_5 \text{ Brix}$$

$$m_4 = 106150,31 \text{ Kg /h}$$

$$m_5 = 27057,92 \text{ Kg/h (Gases II)}$$

$$m_{v2} = 26474,74 \text{ Kg/h}$$

❖ **Tercer efecto**

$$m_4 = m_7 + m_6$$

$$m_4 \text{ Brix} = m_7 \text{ Brix} + m_6 \text{ Brix}$$

$$m_6 = 73843,69 \text{ Kg/h}$$

$$m_7 = 32306,62 \text{ Kg/h (Gases III)}$$

$$m_v = 29871,69 \text{ Kg/h}$$

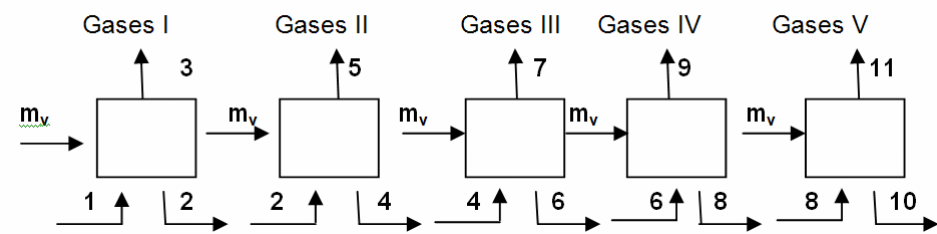


Figura 17: Balance de vapor y gases del proceso de evaporación

1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE CRISTALIZACION

Cuando el jugo se concentra, su viscosidad aumenta rápidamente con el brix, y al llegar a los 80°C comienzan a salir cristales, modificándose la naturaleza del material al pasar progresivamente del estado líquido a una condición en parte sólida y en parte líquida. El material pierde su fluidez progresivamente, de manera que es necesario emplear métodos diferentes para manejarlo. En estas condiciones el material recibe el nombre de "masa-cocida".

Su consistencia no permite hervirlo en tubos angostos, ni circularlo con facilidad de un cuerpo a otro. Por esta razón se hace necesario hacer los siguientes cambios:

1. Llevar a cabo la evaporación en un solo efecto
2. Emplear un tipo de equipo similar en principio, el evaporador, pero mejor adaptado para manejar el producto viscoso que debe concentrar.

La función del tacho es la producción y el desarrollo de cristales satisfactorios de azúcar a partir del jarabe del que se alimenta. La concentración inicial de los productos que se usan en tachos suele ser de 60 a 65 °Brix, y puede llegar a 74 °Brix en el trabajo de refinería. Las altas densidades disminuyen el consumo de vapor y la duración del ciclo, pero hacen que el control satisfactorio de las operaciones sea cuestión delicada que implica el peligro de la producción de conglomerados y falso grano

En general predominan dos tipos de tachos; los de serpentín que trabajan satisfactoriamente con vapor directo; y los de calandria que trabajan con vapor de escape a baja presión. La desventaja del tacho de serpentín es que restringe la economía de vapor que se puede lograr, ya que tienen que trabajar con vapor directo.

El primer paso es la fabricación del grano. En las refinерías de azúcar de caña y en las fábricas de azúcar de remolacha se fabrica grano para cada templa. Sin embargo, en la industria de azúcar crudo no se hacen granos más que para las templeas de baja calidad, que se transfieren a un cristalizador de depósito "semillero" situado en el piso de tachos o cerca de él, del cual se extraen pies para comenzar las templeas de baja calidad. El Volumen del pie no es más que la tercera parte de la templa terminada, y una templa de grano produce material suficiente para tres pies de templa de baja calidad. Si se poseen dos cristalizadores de depósito en vez de uno, se podrá hacer esta operación en forma compuesta, lo que permitirá la fabricación de grano suficiente para nueve templeas. Este procedimiento ahorra mucho tiempo, al proporcionar triple cantidad de núcleos, cada uno de los cuales adsorbe a la misma velocidad, con lo que se aumenta el volumen a una a una rapidez de tres a nueve veces mayor.

En términos generales, es preferible que la fabricación de grano se haga a un vacío que no pase de 25" al nivel del mar. Lo que significa que las temperaturas de operación serán de 150° a 160 °F, según la pureza. A estas temperaturas la viscosidad será menor y la velocidad de desarrollo de los cristales, mayor.

El tacho se cierra, se hace vacío, y se aplica la cantidad plena de agua de inyección al condensador, para lograr la evaporación rápida del licor, jarabe o melaza antes del cebado. Se aplica vapor a la calandria después que ésta ha quedado cubierta de líquido. No se debe cargar demasiado el tacho, ya que esto frenará la velocidad de la operación, debido al efecto de la presión hidrostática. Después que comience la formación del grano. La alimentación se suspende antes del comienzo de la formación de núcleos.

1.2.1 Tacho de calandria

Un tacho de calandria es un evaporador de simple-efecto, de diseño especial, dotados de tubos cortos de gran diámetro y un tubo central grande, para facilitar la circulación de la masa cocida pesada y viscosa que se elabora en cochuras llamadas templeas.

El jarabe y las melazas, en ciertas proporciones desarrollan cristales de azúcar. Se comienza por la cobertura de la superficie calórica a un nivel apenas suficiente para lograr que haya circulación, y se termina con la carga completa que constituye la templa, cuyo volumen es el triple del volumen con que se empieza.

1.3. LAS TRES FASES DE LA CRISTALIZACION

En una solución no se forman, crecen, ni depositan cristales a menos que está sobresaturada, es decir, que la solución contenga más sólido que los que el agua podría disolver a determinada temperatura.

En la práctica comercial es conveniente para que los cristales se formen en el jugo, que exista una sobresaturación considerable. La sobresaturación del jugo disminuye en la proporción en que los cristales se forman y crecen. Para conservarla es necesario entonces mantener la evaporación de agua y el aprovisionamiento del material azucarado

El grado de sobresaturación se puede dividir en tres fases:

La primera: (meta estable), comprende una zona de concentración en la cual los cristales que existen aumentan su tamaño, pero no se forman cristales, nuevos.

La Segunda Fase: justamente arriba de la metaestable es la intermedia, dentro de la cual crecen los cristales existentes y se forman cristales nuevos.

Fase lábil: En esta los cristales existentes crecen y pueden formarse otros aun en ausencia de cristales.

1.4. CONDENSADOS

El vapor transmitido del vapor a la meladura a través de la calandria corresponde al calor latente de vaporización del jugo. Por lo tanto, todo el vapor que se usa para calentar se transforma en condensados dentro de la calandria. Es entonces necesario evacuar o remover un peso de este condensado igual al peso de vapor que se recibió. Esta evacuación se efectúa por medio de drenajes colocados en la parte inferior de la calandria.

1.5. BRIX DE LA MELADURA

Se ha visto ya que la concentración óptima en la cual la meladura se pasa del múltiple efecto al tacho al vacío es, aproximadamente de 70°Brix. Si la meladura se concentra más, se economiza vapor ya que la evaporación es un poco mayor en un múltiple que en un simple efecto; sin embargo no es fácil, en estas condiciones obtener un grano regular.

1.6. BRIX DE LAS MASA COCIDAS

El brix de las masas cocidas se origina de las sustancias disueltas en el licor madre y del azúcar presente en forma de cristales.

El análisis de las masas cocidas se lleva a cabo disolviendo una cierta cantidad de ellas en un volumen conocido de agua. En esta dilución se determina el % de azúcar, la pureza y el brix. De esta manera quedan incluidos en la determinación, tanto los cristales de azúcar como el azúcar disuelto en el licor madre.

1.6.1 Limite de la concentración de las masas cocidas.

Las masas cocidas se concentran tanto como es posible en los tachos modernos y en las fábricas bien operadas se pueden obtener concentraciones de 100°. En las fábricas poco flexibles, se llega con dificultad a 95° brix en las masas pesadas.

Si se inicia la operación con 1000Kg de jugo a 12°Brix y se concentra en el múltiple efecto a 60°Brix, la cantidad de agua evaporada es:

$$E = 1000 (1 - 12/60)$$

$$E = 800 \text{ Kg}$$

La cantidad de meladura es entonces

$$S = 1000 - 800 = 200 \text{ Kg}$$

Y la cantidad de agua existente originalmente en el jugo y evaporada en los tachos, si se concentra a 96°Brix es:

$$E' = 200(1-60/96)$$

$$E' = 75 \text{ Kg}$$

1.7 MIELES

1.7.1 Mieles agotadas

No existe un criterio absoluto que indique si las mieles están realmente agotadas. De acuerdo a Noel Deerr la experiencia indica, que en las mieles agotadas por la unidad de no azúcares, se necesitan 0,455 de agua para mantener a estos en solución, y que por unidad de agua hay aproximadamente 1.8 de azúcar disuelta en esta agua. Se deduce que existe aproximadamente 0,82 de azúcar por la unidad de no-azúcares

Deer asegura que en este tipo de mieles el azúcar no cristaliza cuando se elimina el agua.

La composición de estas mieles es aproximadamente la siguiente:

Materia secas	80%
Polarización	27
Sacarosa	36%
No-azúcares	44
Brix	90

Evidentemente esta composición solo es indicativa y Deer comenta que en la práctica se obtienen frecuentemente mejores cifras

1.8 MARCHA DEL COCIMIENTO DEL AZUCAR

El trabajo del tachero es ciertamente el trabajo más importante de los trabajos de la fábrica, aunque tiende a ser más simplificado y es posible controlarlo con instrumentos, el cocimiento del azúcar es evidentemente una cuestión de destreza y la destreza y la habilidad del tachero tienen una influencia decisiva en la calidad y en rendimiento del azúcar. El desarrollo de una templa comprende de cuatro fases:

❖ Concentración

El tachero deja entrar al tacho cierta cantidad de meladura. Esta cantidad esta determinada por el volumen del grano del tacho y debe ser tan pequeña como sea posible y al mismo tiempo suficiente para cubrir la calandria, de otro modo abra caramelización en las salpicaduras de las pequeñas gotas de meladura que hacen contacto con las paredes descubiertas de la superficie de calentamiento.

Cuanto menor es el volumen de meladura que se deje entrar, o cuanto menor es el volumen de pie de templa, tanto menor es el número de cristales en la masa cocida final y tanto mayores serán estos.

El tachero debe agregar mas meladura a medida que el volumen dentro del tacho disminuye, por la concentración de la carga, para mantener dentro del tacho el liquido a un nivel suficiente alto para cubrir la superficie de calentamiento.

❖ **Cristalización**

A medida que la meladura se concentra se hace mas viscosa. Cuando la sobresaturación llega a un valor determinado ocurre la cristalización. Esta puede hacerse por uno de los tres métodos siguientes:

1. **Espera:** La meladura se concentra progresivamente y se deja que los cristales aparezcan espontáneamente. Los cristales se forman cuando el brix es de alrededor de 80. El tachero reconoce el punto de cristalización por la viscosidad de la meladura, al ver que las gotas y las salpicaduras que llegan a las mirillas escurren más lentamente. Puede darse cuenta también, sacando una muestra del tacho, lo que hace por medio de una sonda, tomando entre los dedos un poco de meladura y separando a estos rápidamente:
 - a) Si todavía no es tiempo la hebra se rompe tan pronto como se separan los dedos
 - b) Si es muy tarde la hebra no se rompe
 - c) Si es el momento preciso la hebra se estira y se adelgaza a determinada longitud antes de romperse, haciéndose muy fina

2. **Por semilla:** La cristalización por semilla se lleva a efecto en la zona metaestable a una sobresaturación de 1.10, pero puede controlarse muestreando, para determinar el momento propicio, este momento corresponde al caso en el que la hebra se rompe en una longitud de aproximadamente 2 a 3 cm. En este momento el vacio se reduce a 60 cm y el cocimiento continua hasta que la muestra tiene un comportamiento semejante a la nueva temperatura. En seguida se introduce polvo de azúcar. La válvula para la semilla debe tener un diámetro de aproximadamente 3mm para que la cantidad de aire que aspira no contribuya a arrastrar el polvo al condensador a través de la masa.
Una vez se introdujo el grano, se cierra el vapor completamente para evitar la posible disolución de los cristales finos en contacto con la superficie de calentamiento. Después de esperar unos cuantos minutos el cocimiento se continúa muy lentamente para que los cristales crezcan

❖ **Crecimiento del grano**

Tan pronto como el grano es lo suficientemente grande como para poder observarlo en una muestra, el tachero experimentado sabe si su grano es insuficiente o demasiado. Si es demasiado procede a disolver parte de él, introduciendo rápidamente una carga grande de meladura. Si el grano es insuficiente la situación es casi imposible; se verá obligado a cocer cristales muy grandes. Para no tener granos irregulares es necesario tener especial cuidado en no propiciar una segunda cristalización; si es el caso se formarían cristales de dos diferentes tamaños que harán la centrifugación muy difícil.

El resto de la templa consiste sobre todo en desarrollar el grano existente sin formar falsos granos (estos son los nuevos granos que pueden formarse o cristales de diferente tamaño que hacen a la centrifugación difícil)

Con este objeto es necesario mantener en lo posible la uniformidad de la operación y mantener constante, el vacío y la presión del vapor.

Cualquier aumento de vacío o cualquier disminución súbita en la presión del vapor pueden ocasionar la formación de granos secundarios, al reducirse la temperatura de cocimiento del tacho.

❖ **“Cerrado” de la masa cocida**

La experiencia permite al tachero introducir meladura (o miel) a una velocidad suficiente para compensar la cantidad de agua evaporada y para aumentar lenta y progresivamente el volumen de masa cocida de una manera tal que la concentración aumente con el nivel de masa cocida y el brix llegue aproximadamente al máximo del valor provisto.

Durante la última parte de la templa se tiene entonces, una masa cocida muy cerrada y muy viscosa cuya circulación es muy difícil. Cuando se observa que los cristales ocupan la mayor parte del espacio y el licor madre ocupa solamente el volumen que permanece entre dos cristales adyacentes, que se están tocando uno a otro, la templa se “vacía”. Es decir se corta la conexión al vacío, se abre la comunicación con la atmósfera, lo que rompe el sonido con un sonido característico y se abre la válvula de descarga del tacho, a los cristalizadores o al mezclador que se encuentra abajo.

2. DESCRIPCION DEL TACHO CONTINUO

El tacho continuo Fletcher Smith es una unidad horizontal, con una calandria tubular, montada verticalmente a lo largo del eje de la carcasa.

El vapor alimentado a la calandria, y el condensado es drenado a través de una serie de tubos existentes en el fondo de la placa inferior de tuberías.

El tacho está dividido en 12 celdas separadas. Estas permiten diferentes configuraciones de flujo de masa cocida

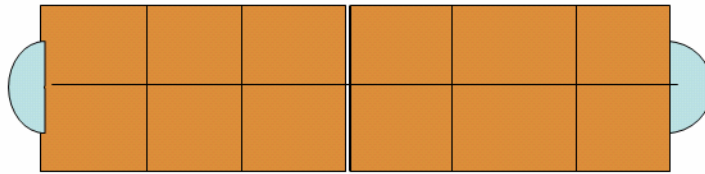


Figura 18: Distribución general del tacho continuo

La masa cocida en ebullición fluye por gravedad a través de cada celda y pasa de una celda a otra por medio de una serie de pórticos u orificios de transferencia. Estos están diseñados de tal forma que evitan atascamiento y garantizan un buen flujo.

A continuación se muestra un diagrama global de la distribución de cada una de las partes que conforman el tacho continuo:

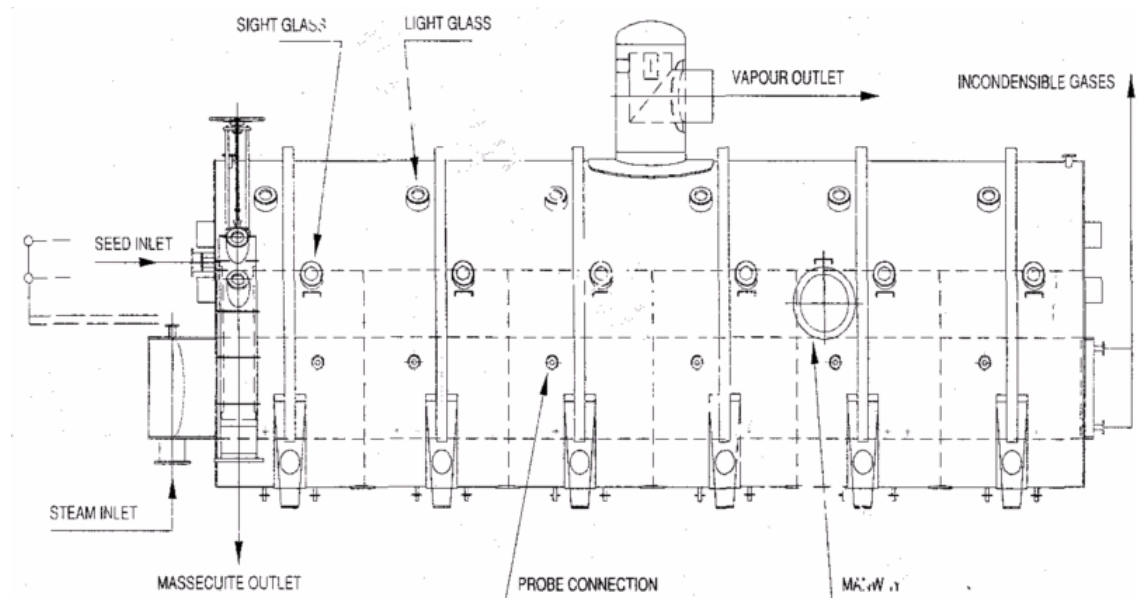


Figura 19: Distribución del tacho continuo

- Sight glass: Cristal de vista
- Light glass: Cristal de luz
- Vapour outlet: vapor de salida
- Seed Inlet: Entrada de semilla
- Steam Inlet: Entada de vapor
- Massecuite outlet: Masa cocida de salida
- Incondensible gases: Gases incondensables

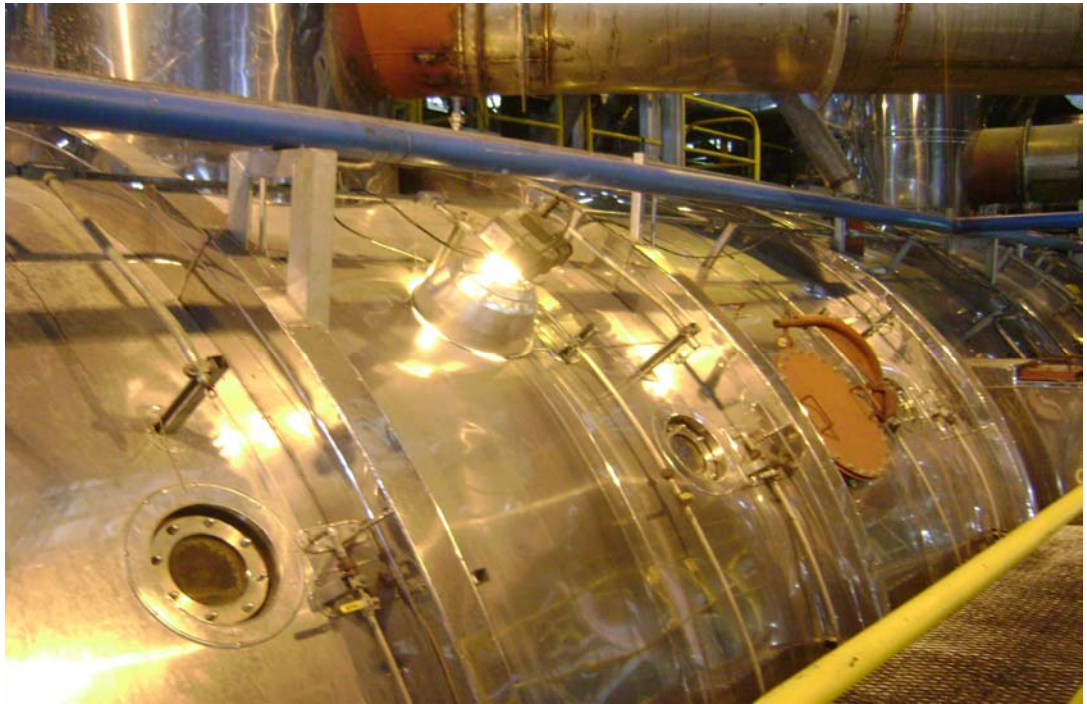


Figura 20. Tacho continuo

2.1 BOMBA DE SEMILLA

Semilla proveniente de un tacho de cochada (batch), o de un azúcar mezclada de baja pureza, es bombeada a la primera celda empleando velocidad variable y una bomba dosificadora.

La velocidad de la bomba dependerá del tamaño del cristal deseado y de la rata de flujo de la masa.

Para contar con prácticas adecuadas de cocimiento y un buen control de alimentación, el material alimentado al tacho debe tener un brix y una temperatura constante. Debe estar libre de cristales

2.2 CELDAS MONOTRAC E HIDROTRAC

2.1 Sondas Hidrotrac

Las sondas hidrotrac son aquellas sondas diseñadas para medir el contenido de humedad en un rango amplio de productos azucareros. Esta humedad es lo que se llama brix. Esta medición se realiza por medio de microondas de baja energía. El agua absorbe las microondas en mayor proporción que otros materiales presentes en la solución; lo que hace que la medición sea sensible únicamente al contenido de humedad y no a las impurezas presentes en la muestra o al

contenido de sólidos como los cristales; sabiendo que el brix se calcula en base a la humedad.

Soportan altas temperaturas y su medición esta calibrada con respecto a temperatura de la solución.

Los rangos típicos de medición de estas sondas son los siguientes:

Brix	58 – 98 °Bx
Temperatura	0°C -100°C
Humedad	2%-50% en contenido de agua

2.1.1 Sondas Monotrac

Estas sondas están diseñadas para medir la conductividad presente en una muestra, por medio de la radio frecuencia.

3. ANALISIS DE RESULTADOS

1. Objetivos

1.1. General.

Realizar un seguimiento de las variables fisicoquímicas del tacho continuo al vacío para lograr optimizar el proceso de elaboración de azúcar.

1.2. Específicos

1.2.1. Inspeccionar las variables operativas del tacho continuo al vacío, tales como: cantidad de condensados producidos, vacío y presión dentro de la calandria, consumo de meladura, consumo de semilla y cantidad de agua manejada.

1.2.2. Analizar los perfiles de brix del equipo, así como la influencia de las sondas monotrac e hidrotrac en la calidad del producto terminado.

1.2.3. Determinar el consumo de vapor por tonelada de caña molida para así poder verificar la eficiencia del tacho continuo.

3.1 ANALISIS OBJETIVO 1

A continuación se muestran los resultados obtenidos mediante la operación del equipo, teniendo en cuenta los parámetros de más relevancia en el proceso de cristalización.

Se separan en tres cuadros diferentes debido al tipo de calandria en uso.

Calandria 1

Parámetro	Promedio (X)	Valor Mínimo Encontrado	Valor Máximo encontrado	Valor mínimo aceptable	Valor máximo aceptable	Desviación estándar absoluta (s)	Coefficiente de variación (CV)
Condensados (m3/h)	6,7	3,88	12,72			2,44067443	36,2655933
Vacio (psia)	1,8	1,23	2,5	1,3	1,4	0,35496875	19,7204861
Presión (psia)	13,31	13	13,95	13,1	13,1	0,23287105	1,74959466
%Agua	33	25	40			6,02236578	18,2495933
Brix (ultima celda)	89	83	91	92	92	2,0417517	2,29410303
C. Semilla (m3/h)	23	17	38	8.3	11.7	5,46546406	23,7628872
C. Meladura (m3/h)	41	20	58	33	46	9,93557987	24,2331216

Tabla 20: Análisis de la calandria 1 del tachó continuo

Calandria 2

Parámetro	Promedio (X)	Valor Mínimo encontrado	Valor Máximo encontrado	Valor mínimo aceptable	Valor máximo aceptable	Desviación estándar absoluta (s)	Coefficiente de variación (CV)
Condensados (m3/h)	7,0	4,9	10,34			1,88212528	26,734734
Vacio (psia)	1,7	1,4	2,01	1,3	1,4	0,24019437	14,3132583
Presión (psia)	13,28	13,09	13,8	13,1	13,1	0,28331569	2,13340125
%Agua	29,13	25	35			3,55357113	12,1990083
Brix (ultima celda)	89	87	92	92	92	1,43019035	1,60695545
C. Semilla (m3/h)	29	17	42	8.3	11.7	14,8114546	51,0739812
C. Meladura (m3/h)	36	28	55	33	46	18,4840711	51,3446421

Tabla 21: Análisis de la calandria 2 del tachó continuo

Tacho completo

Parámetro	Promedio (X)	Valor Mínimo Encontrado	Valor Máximo encontrado	Valor mínimo aceptable	Valor máximo aceptable	Desviación estándar absoluta (s)	Coefficiente de variación (CV)
Condensados (m3/h)	9.1	3,06	6,35			0,87216033	19,0013143
Vacio (psia)	1,6	1.33	1,85	1.3	1.4	0,17712134	11,0700839
Presión (psia)	13,14	13,07	13,24	13,1	13,1	0,05107184	0,38867462
%Agua	26,66	25	30			2,25092574	8,44308228
Brix (ultima celda)	88,5	86	90	92	92	1,51657509	1,71364417
C. Semilla (m3/h)	19	17	20	8.3	11.7	1,34164079	7,21312251
C. Meladura (m3/h)	38	20	47	33	46	10,7842478	28,3795994

Tabla 22. Análisis del funcionamiento completo del tacho continuo

❖ Vacío en psia:

Las diferencias de los vacíos producidos en la calandria uno, en la dos y el tacho completo se muestran a continuación:

Calandria 1: 0.58 unidades

Calandria 2: 0.35 unidades

Tacho completo: 0.24 unidades

Se puede observar que en el equipo se generan vacíos muy cercanos al ideal, lo que facilita el rápido cocimiento del material a bajas temperaturas.

Esta diferencia se puede evidenciar también en el coeficiente de variación de los datos siendo 19% para la calandria uno, 14% para la calandria dos y 11% para el equipo completo.

3.1.1 Relación Semilla-Meladura

A continuación se muestra la relación que se debe manejar entre la cantidad de semilla y meladura para obtener un grano uniforme y evitar la reproducción del grano.

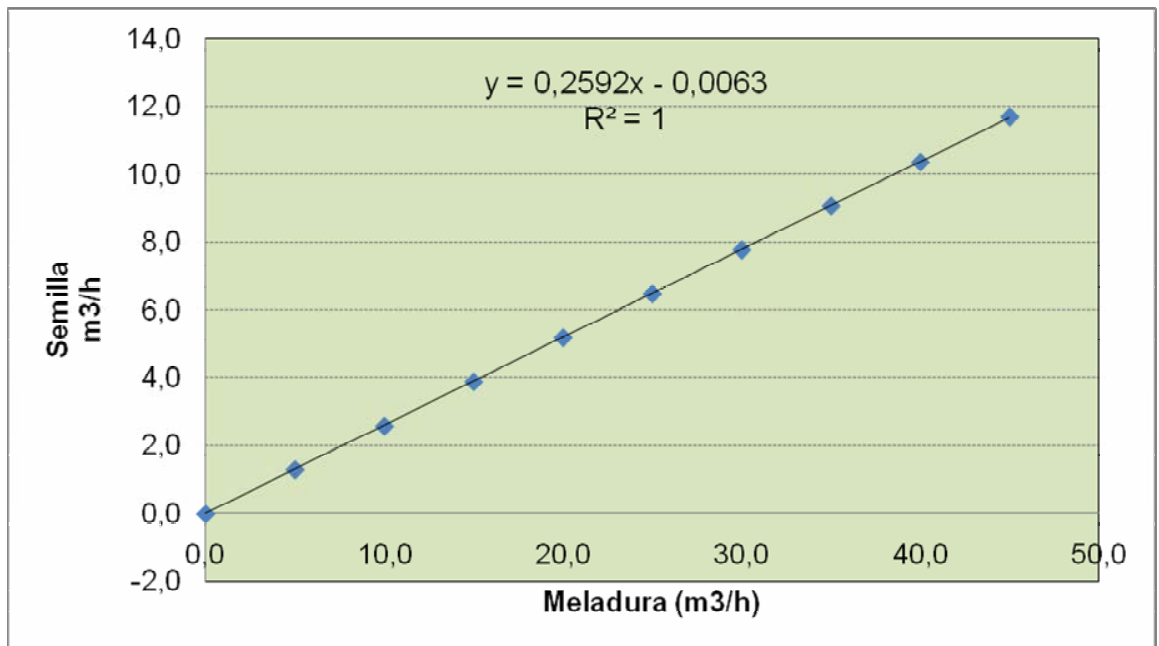


Gráfico 27: Curva de calibración, relación de meladura y semilla

3.2 ANALISIS OBJETIVO 2

3.2.1 Análisis de las sondas Monotrac e Hidrotrac

Se realizaron 3 análisis de las sondas monotrac e hidrotrac tomando muestras de masa en todas las celdas, se registraron los valores de radio frecuencia en pantalla (celdas 1 a 5 y 7 a 11) y de brix en el laboratorio (celdas 1 a 12) y con esto poder determinar una relación entre una medida de radio frecuencia y de brix y además comparar los valores obtenidos de las sondas hidrotrac frente a los valores medidos en el laboratorio. Los resultados obtenidos se encuentran en la siguiente tabla.

RADIO FRECUENCIA VS BRIX											
Análisis 1				Análisis 2				Análisis 3			
Sonda	SP	Lectura	Brix	Sonda	SP	Lectura	Brix	Sonda	SP	Lectura	Brix
1				1	20	33,27	88	1	13	42,4	86,46
2				2	30	37,98	87	2	31	47,95	85,26
3				3	40	47,87	88	3	50	54,15	86,82
4				4	45	53,58	90	4	65	59,57	88,92
5				5	55	56,81	91	5	50	66,7	90,48
6				6	92	88,61	91	6	84	89,12	91,02
7	25	41,24	85	7				7			
8	35	58,84	85	8				8			
9	45	76,45	88	9				9			
10	55	70,4	89	10				10			
11	60	51,36	89	11				11			
12	88	91,33	91	12				12			

Tabla 23: Análisis de la radio frecuencia vs Brix

En el caso de las sondas hidrotrac las cuales miden directamente el brix, se puede observar que la medida de brix tomada en la celda 12 tiene mayor precisión con respecto a las celda 6 en comparación con los análisis realizados en el laboratorio, encontrándose pues una diferencia de 0,43 unidades en el caso de la celda 12 y 2,24 unidades para el caso de la celda 6.

El manual de operación del tachó continuo recomienda tener presente lo siguiente en caso de que los perfiles de brix del equipo no correspondan o se alejen demasiado del valor dado por las sondas:

El brix puede reducirse por lo siguiente:

- ❖ Demasiado bajo el punto de referencia de las sondas. Esto se corrige incrementando su valor.
- ❖ Acumulación de azúcar en las sondas. Esto se corrige limpiándolas. El registrador mostrará fallas cuando hay desviaciones.
- ❖ Pérdida de vacío. A medida que la presión dentro del tachó se incremente, la temperatura de ebullición de la masa se incremente también aflojando la masa cocida.
- ❖ Una válvula de alimentación que presente fugas.

El brix puede incrementarse debido a lo siguiente:

- ❖ Demasiado alto el punto de referencia de las sondas. Esto se corrige reduciendo su valor.
- ❖ Bloque parcial en la línea o válvula de alimentación.

Relación de la radio frecuencia y los perfiles de brix de cada celda

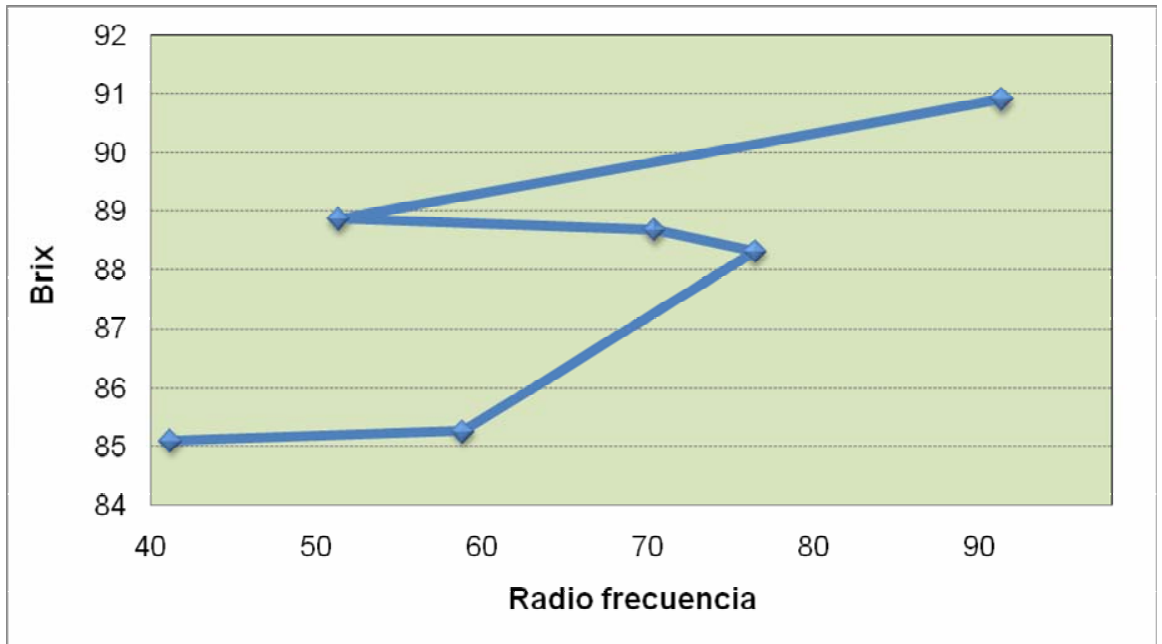


Gráfico 28: Radio frecuencia en función del brix. Análisis 1

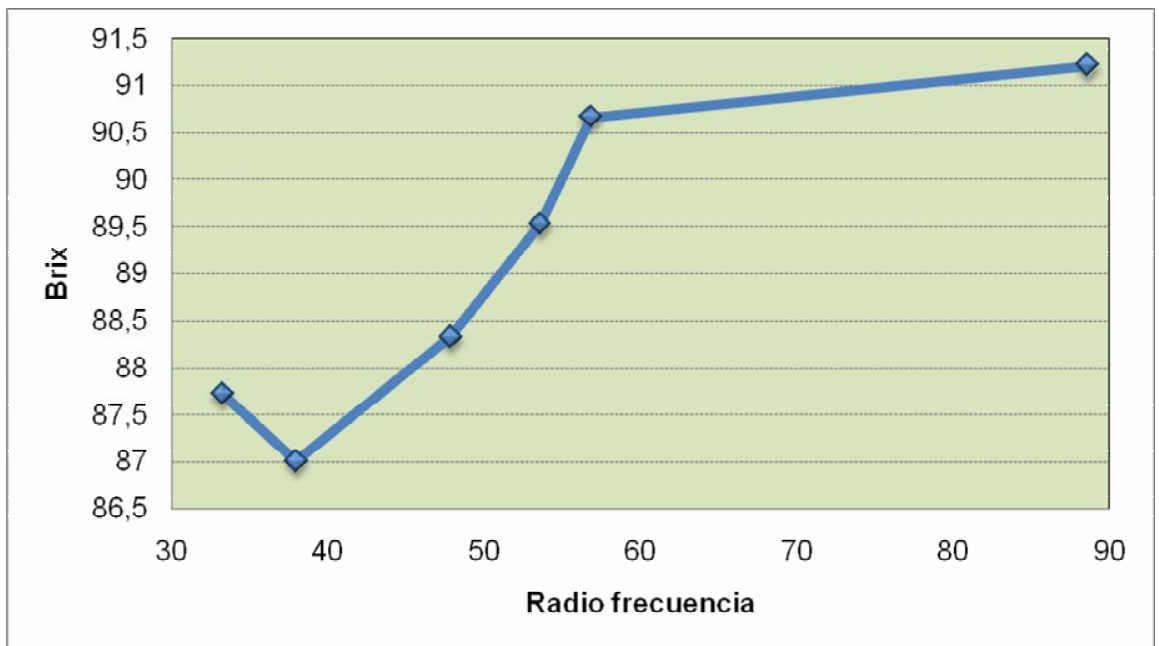


Gráfico 29: Radio frecuencia en función del brix. Análisis 2

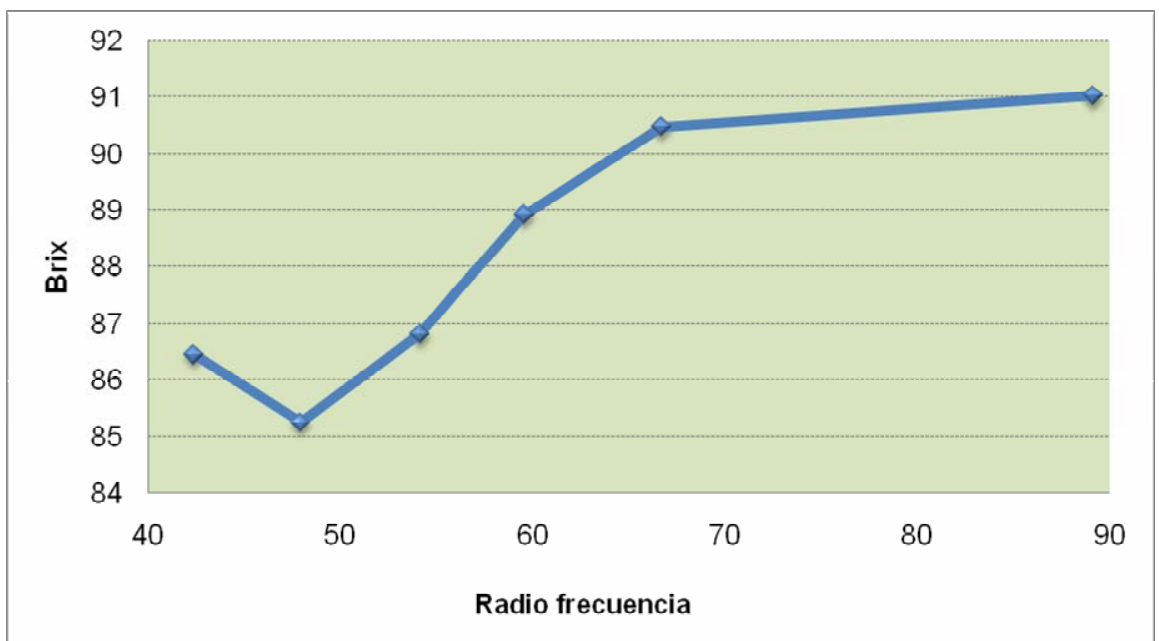


Gráfico 30: Radio frecuencia en función del brix. Análisis 3

Las anteriores graficas nos indican la relación directa que existe entre la radio frecuencia (conductividad) y el brix, verificando de esta manera que los sólidos disueltos aumentan de una celda a otra a medida que la concentración de agua disminuye.

Perfiles de Brix de cada una de las celdas.

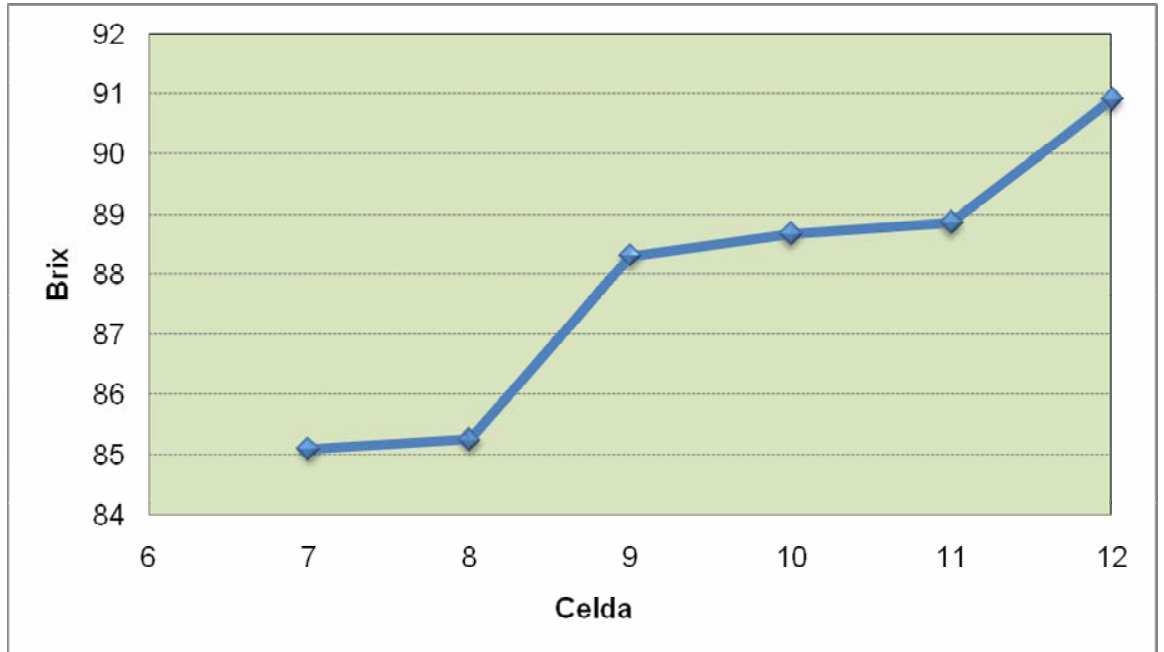


Grafico 31: Perfil de brix. Análisis 1

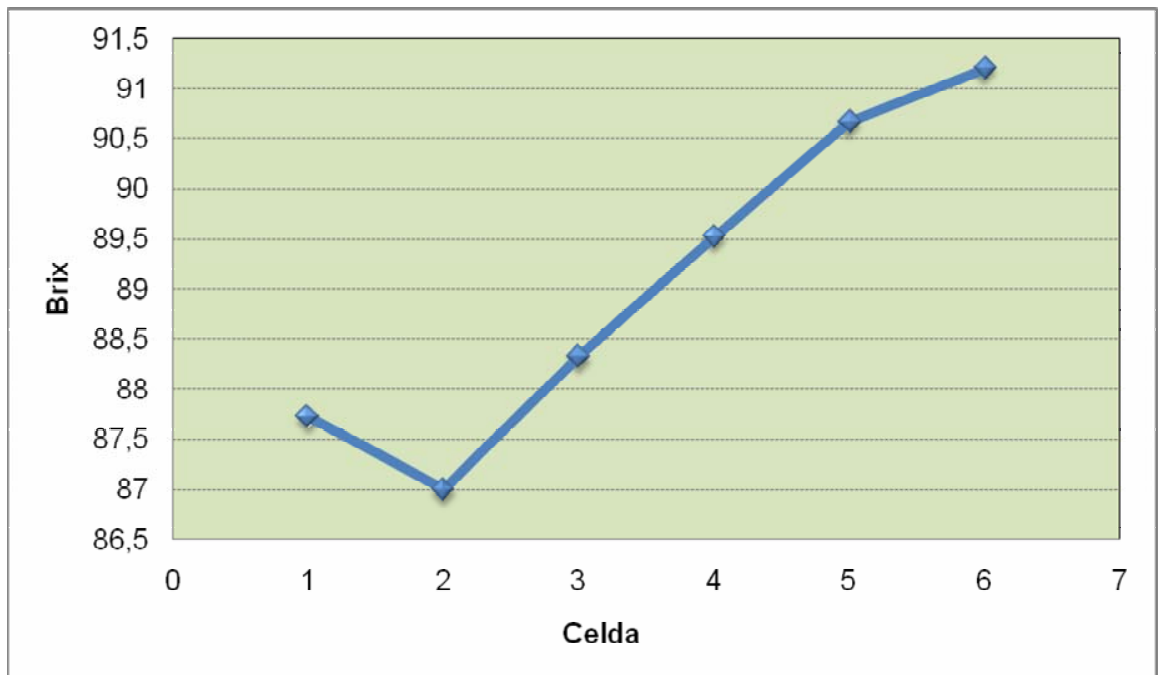


Grafico 32: Perfil de brix. Análisis 2

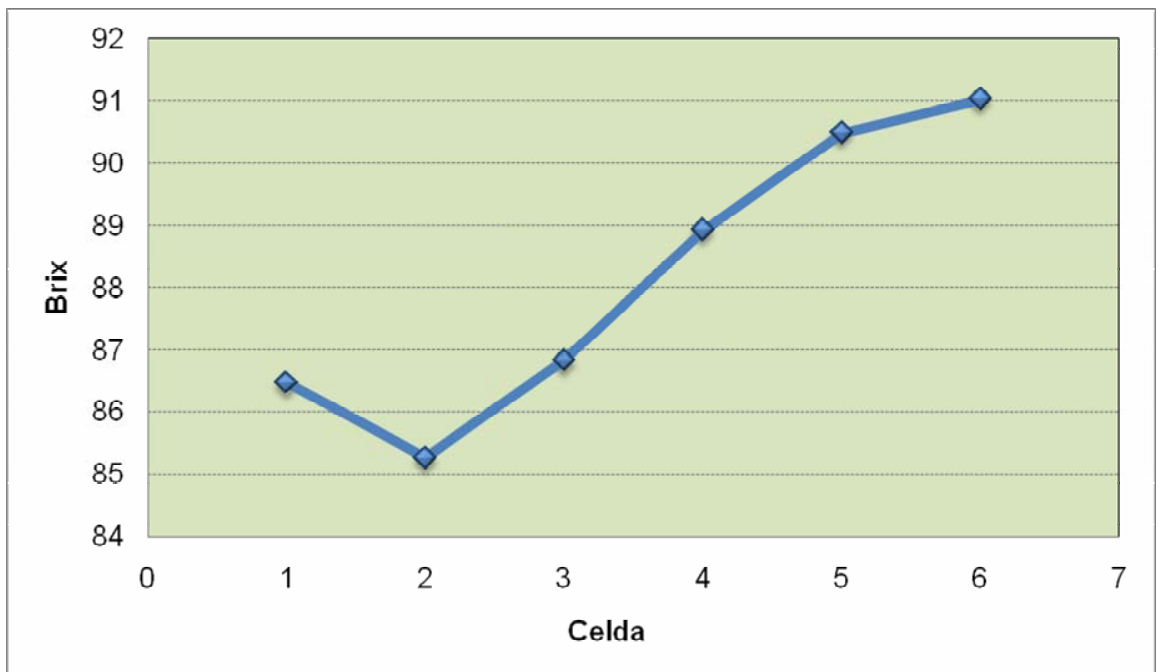


Grafico 33: Perfil de brix. Análisis 3

3.2.2 Análisis de granulometría en blancos

Inicialmente se recopiló la equivalencia de medida en los tamices usados en el laboratorio en función de la abertura del tamiz en micras. Estos valores se encuentran recopilados en la siguiente tabla.

EQUIVALENCIA DE MEDIDAS EN LOS TAMICES				
U.S No.	Mesh	Abertura (in)	Abertura (mm)	Abertura (µm)
3 ½	3 ½	0,223	5,66	5664
4	4	0,187	4,75	4750
5	5	0,157	3,99	3988
6	6	0,132	3,35	3353
7	7	0,111	2,82	2819
8	8	0,0937	2,38	2380
10	9	0,0787	2	1999
12	10	0,0661	1,68	1679
14	12	0,0555	1,41	1410
16	14	0,0469	1,19	1191
18	16	0,0394	1	1001
20	20	0,0331	0,84	841

25	24	0,0278	0,71	706
30	28	0,0234	0,59	594
35	32	0,0197	0,5	500
40	35	0,0165	0,42	419
45	42	0,0139	0,35	353
50	48	0,0117	0,3	297
60	60	0,0098	0,25	249
70	65	0,0083	0,21	211
80	80	0,007	0,18	178
100	100	0,0059	0,15	150
120	115	0,0049	0,12	124
140	150	0,0041	0,1	104
170	170	0,0035	0,09	89
200	200	0,0029	0,07	74
230	250	0,0025	0,06	64
270	270	0,0021	0,05	53
325	325	0,0017	0,04	43
400	400	0,0015	0,04	38

Tabla 24: Equivalencia de medidas en los tamices.

A continuación se muestran los valores permitidos de retención de los principales clientes en la línea de blanco.

Cliente	Color	Turbiedad	Pol (Mín)	Humedad	% de Retención (Máx.)			
	(ui)	(ui)		Máx. (%)	18	20	40	100
Costa	400	400	99,4	0,04				
Bavaria	400	400	99,4	0,04				
Dulces	300	300	99,4	0,04		30%		
La Rosa	220	100	99,5	0,04		15%		
Noel	200	100	99,4	0,04		2%		
Chocolates	400	400	99,4	0,04	7%		80%	15%
Luker	400	400	99,4	0,04			83-92 %	

Tabla 25: Retención por clientes línea de blancos.

Análisis de granulometría en blancos					
		Análisis 1	Análisis 2	Análisis 3	Análisis 4
TAMIZ No.	ABERTURA (mm)	% DE RETENCION	% DE RETENCION	% DE RETENCION	% DE RETENCION
18	1	10,15	9,73	7,16	10,16
20	0,84	8,71	8,25	3,84	9,28
40	0,42	69,39	67,97	68,53	62,02
100	0,15	11,51	13,66	20,31	18,46
COLECTOR	0	0,2	0,3	0,01	0,08
CV		30,91	33,14	28,68	27,03
Apertura media		0,69	0,67	0,64	0,68

Análisis de granulometría en blancos				
		Análisis 5	Análisis 6	Análisis 7
TAMIZ No.	ABERTURA (mm)	% DE RETENCION	% DE RETENCION	% DE RETENCION
18	1	5.84%	1.03%	1.2%
20	0,84	4.4%	1.67%	3.04%
40	0,42	70.57%	65.99%	66.45%
100	0,15	19.15%	30.89%	28%
COLECTOR	0	0.04%	0.42%	1.32%
CV		23.82	30.39	36.52
Apertura media		0.66	0.55	0.53

Tabla 26: Análisis de granulometría en blancos

ANALISIS DE GRANULOMETRÍA EN BLANCOS					
Retención Malla 20	Retención malla 40	Total	Finos	CV	Apertura media
18.86%	69,39%	88,85%	11.15%	30.91	0.69
17,98%	67,97%	85,95%	14,05%	33.14	0.67
11%	68,53%	79,53%	20,47%	28.68	0.64
19,44%	62,02%	81,46%	18,54%	27.03	0.68
10.24%	70.57%	80.81%	19.19%	23.82	0.66
4.24%	66.45%	70.69%	29.31%	36.52	0.53
2.7%	65.99%	68.69%	31.31%	30.39	0.55
12.06%	67.27%	79.33%	20.66%	30.07	0.63

Tabla 27: Análisis de granulometría en blancos. Resumen

Del anterior análisis se tiene que el 12% de retención se encuentra en la malla 20, el 67% en la malla 40 y el 20 % son finos. Esto nos da una idea del tamaño de cristal obtenido en el equipo.

También se puede observar que el coeficiente de variación de los análisis realizados no sobrepasa el 30%, lo que nos indica que el grano producido es normalmente uniforme y que cumple uno de los parámetros establecidos para ser considerado como blanco refinado.

3.2.3 Análisis granulométrico de masas producidas en un tacho de bache

Como se observara en los siguientes resultados, donde se refleja las diferencias del tamaño de grano producidas en un tacho de bache y en el tacho continuo, encontrándose que se puede producir un grano mas fino en el tacho continuo que en otro tipo de tacho y reflejando también de esta forma que no se presenta reproducción de la masa en el equipo.

Estos datos son del mes de junio, un mes antes del arranque del equipo.

ANALISIS DE GRANULOMETRÍA EN BLANCOS			
Retención Malla 20	Retención malla 40	Total	Finos
24,53	63,43	87,96	12,04
37,32	58,81	96,13	3,87
31,08	67,09	98,17	1,83
26,97	63,81	90,78	9,22
17,2	60,02	77,22	22,78
17,34	67,73	85,07	14,93
13,13	73,41	86,54	13,46
20,06	67,8	87,86	12,14
21,79	71,44	93,23	6,77
20,62	65,93	86,55	13,45
23,004	65,947	88,951	11,049

Tabla 28: Análisis granulométrico de masas producidas en un tacho de bache

3.2.4 Caídas de pureza

A continuación se muestra un cuadro donde se establecen las caídas de pureza de la masa primera y la miel primera, desde el inicio del año para establecer de esta forma un comparativo desde antes del arranque del equipo hasta su inicio (31 de julio).

Mes	Pureza Masas 1ras	Pureza Miel 1ra	Caída de pureza
Enero	89	78	11
Febrero	90	81	8
Marzo	89	81	8
Abril	89	82	7
Mayo	90	82	8
Junio	90	84	6
Julio	90	84	6
Agosto	91	85	7
Septiembre	91	85	6
Octubre	91	83	8
Diciembre	90	84	7

Tabla 29: Caídas de pureza

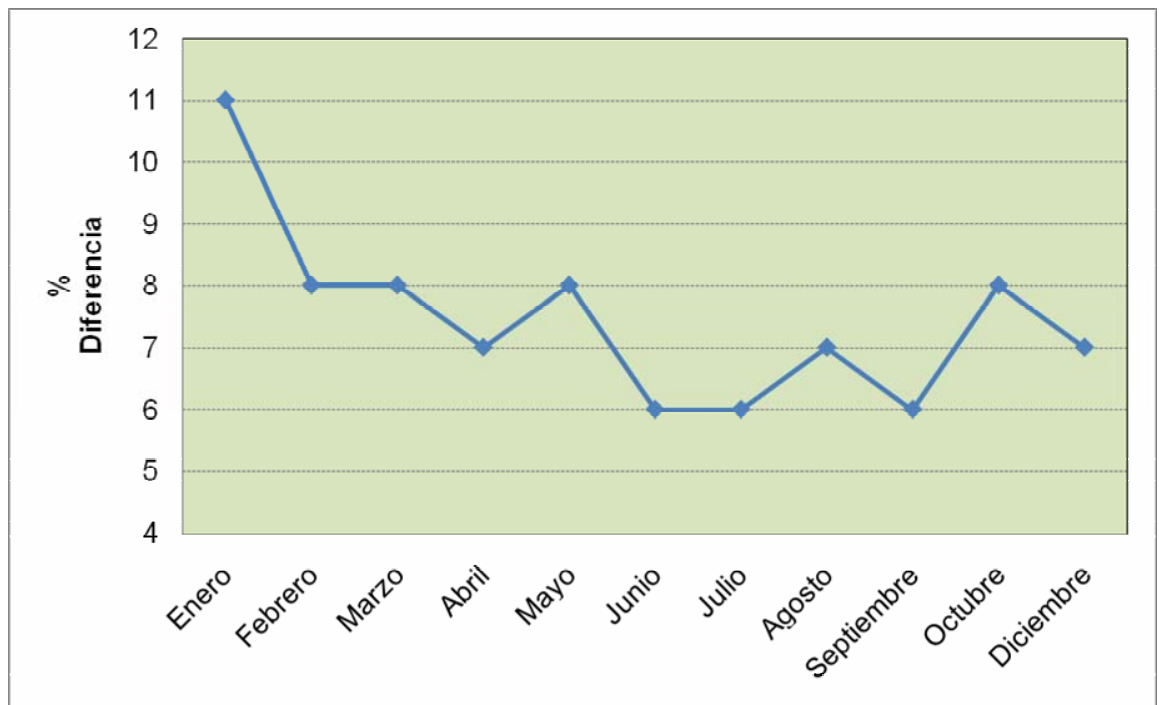


Grafico 34: Caídas de pureza

Como se puede observar las caídas de pureza se han mantenido constantes desde el inicio de operación del tacho, indicándonos una buena agotabilidad de las masas y por lo tanto tener como resultado una pureza alta en el material elaborado.

3.3 ANALISIS OBJETIVO 3

3.3.1 Consumo de Lbv/Tcm

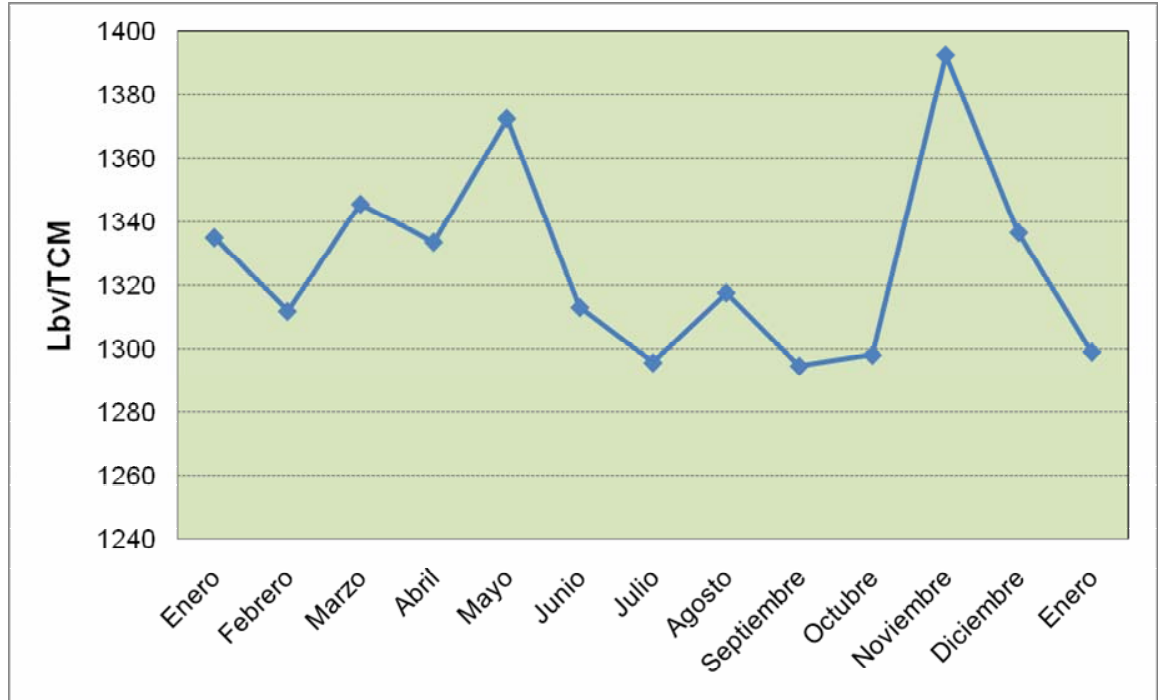


Grafico 35: Consumo de Lbv/Tcm

Como se puede ver se toma como referencia el consumo de vapor desde el comienzo del presente año para realizar una comparación después del inicio de operación del equipo (31 de julio)

En el mes de noviembre (4 meses después del arranque) se observa un aumento en el consumo a 1392.38 Lbv/tcm debido a que el equipo no opero por causa de problemas en las bombas de semilla y otros de tipo mecánico

4. CONCLUSIONES

- ❖ La implementación del tacho continuo fletcher Smith a facilitado el control adecuado de las masas cocidas producidas en la fabrica, llevándose a cabo por medio de seguimientos a través de cada una de las celdas del equipo. Lo que facilita la detección rápida y fácil de alguna anomalía en el proceso.
- ❖ El vacío es una de las variables más importantes que se deben controlar en el proceso de cocimiento en el equipo, tratando siempre de que se mantenga cercano al valor ideal; para evitar que se produzcan masas muy acarameladas o por el contrario con una humedad muy alta.
- ❖ Este nuevo proceso de cristalización por medio de la implementación del tacho continuo ha contribuido en la disminución de Lbv/Tcm gracias a que este nuevo sistema trabaja con los gases producidos por el proceso de evaporación y que son los gases que origina directamente la fabrica; lo que se traduce en un ahorro energético muy favorable en el proceso de elaboración de azúcar.
- ❖ Las sondas monotrak e hidrotrak son las principales indicadoras del buen o mal funcionamiento del equipo; siendo las primeras medidoras del brix y las segundas medidoras de la humedad contenida en la muestra.
- ❖ Se demostró que el coeficiente de variación del azúcar producido por el tacho continuo se encuentra dentro de los valores permitidos, lo que nos indica la uniformidad del grano producido por el equipo.

5. BIBLIOGRAFIA

SPENCER MEADE, George. Manual del Azúcar de Caña. 9ª edición. Barcelona. Pág. 93

KUELH, Robert. Principios estadísticos para el diseño y el análisis de investigaciones. 2ª edición. México. Thomson, 2001. Pág. 201

Productos y servicios. MOL LABS. Reactivos para análisis

“Documentación interna Ingenio Risaralda”. Calidad de Conformidad

LABORATORY MANUAL FOR SOUTH AFRICAN SUGAR FACTORIES

ESPARZA, Raúl. Haciendo azúcar, clarificación del jugo. Volumen 4

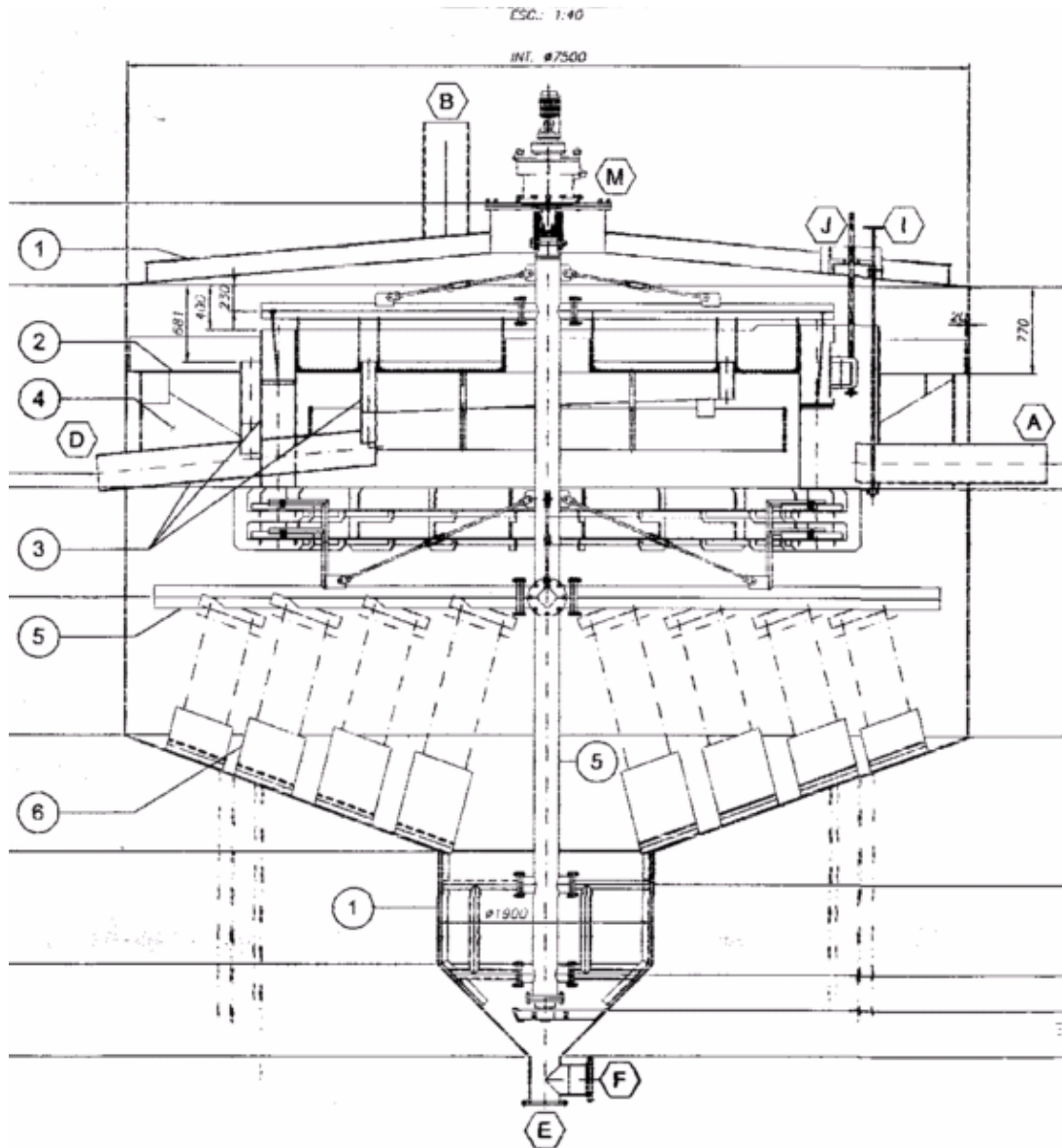
ESPARZA, Raúl. Haciendo azúcar, cristalización del azúcar. Volumen 4

ICUMSA: Specification and tolerate for pure sucrose and reagents, 1994

Álvarez Miriam, Cabanillas Melba; Manual de Laboratorio para la Industria Azucarera”, edición TECNICAÑA, Colombia, 1982.

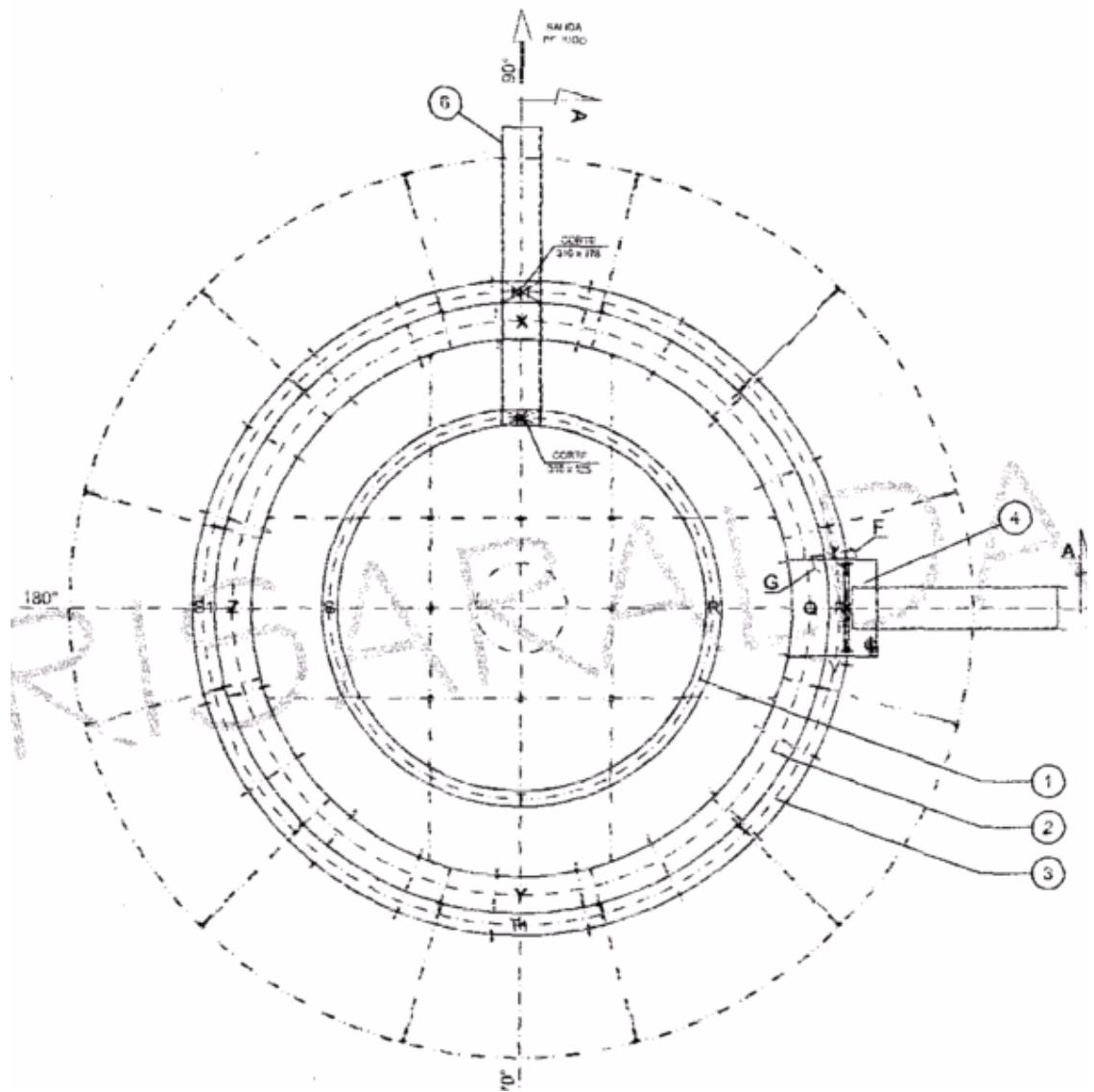
INTERNATIONAL COMMISSION FOR UNIFORM METHODS OF SUGAR ANALISIS (1974 Ankara)

**ANEXO A
PLANO GENERAL DEL CLARIFICADOR SRI**



A- Entrada de jugo
B- Salida de gases
C- Salida de liquidación
D- Salida de jugo
E- Drenaje
F- Drenaje

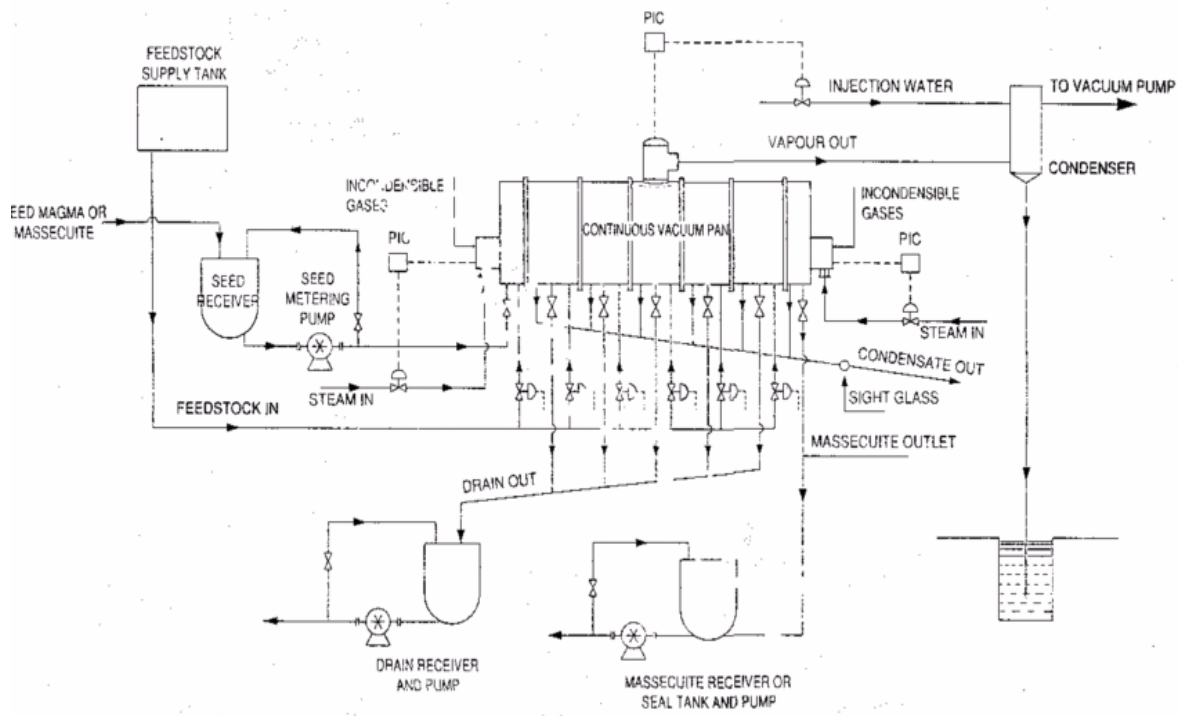
J- Tapa de inspección entrada de jugo
I- Tapón pozo alimentación
1-Cuerpo
2-Chapas perforadas
3-Canales de jugo
4-Soportes canales y chapas perforadas
5-Eje y brazos
6-Raspadores de cachaza



- 1- Canal interno- construcción
- 2- Canal de alimentación-construcción
- 3- Canal externo-construcción
- 4- Pozo de alimentación
- 5- Chapas deflectoras
- 6- Ductos salida de jugo

ANEXO B PLANO GENERAL DEL TACHO CONTINUO FLETCHER SMITH

TYPICAL FLOW DIAGRAM



ANEXO C TARJETA DE SEGURIDAD. OXIDO DE CALCIO

OXIDO DE CALCIO

ICSC: 0409


TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
EXPLOSION			Los bomberos deberían emplear indumentaria de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración.
EXPOSICION		¡EVITAR LA PRODUCCION DE NIEBLAS!	
● INHALACION	Sensación de quemazón de nariz y garganta, tos, jadeo.	Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo y someter a atención médica.
● PIEL	Enrojecimiento, quemaduras cutáneas, sensación de quemazón, dolor.	Guantes protectores, traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar la piel con agua abundante o ducharse y solicitar atención médica.
● OJOS	Enrojecimiento, dolor, visión borrosa.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después consultar a un médico.
● INGESTION	Calambres abdominales, dolor abdominal, sensación de quemazón en la boca, garganta y esófago, diarrea, vómitos, colapso.	No comer, beber ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. NO dar nada de beber y someter a atención médica.
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Barrer la sustancia derramada e introducirla en un recipiente seco y después limpiar la zona con descarga abundante de agua. (Protección personal adicional: respirador de filtro P2 para partículas nocivas).	Separado de alimentos y piensos; separado de ácidos. Mantener en lugar seco.	Hermético. NO transportar con alimentos y piensos. Clasificación de Peligros NU: 8 Grupo de Envasado NU: III	
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE			
ICSC: 0409		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	

OXIDO DE CALCIO

ICSC: 0409

D A T O S I M P O R T A N T E S	<p>ESTADO FISICO; ASPECTO Polvo blanco higroscópico.</p> <p>PELIGROS FISICOS</p> <p>PELIGROS QUIMICOS Reacciona violentamente con ácidos fuertes, agua, trifluoruro de cloro o trifluoruro de boro; reacciona con agua generando el calor suficiente para encender materiales combustibles.</p> <p>LIMITES DE EXPOSICION TLV: 2 mg/m³ (ACGIH 1990-1991).</p>	<p>VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación y por ingestión.</p> <p>RIESGO DE INHALACION La evaporación a 20°C es despreciable, sin embargo se puede alcanzar rápidamente una concentración nociva de partículas en el aire por dispersión.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La sustancia es corrosiva de los ojos, piel y tracto respiratorio. Corrosivo por ingestión. La inhalación de puede originar edema pulmonar (véanse Notas). Los efectos pueden aparecer de forma no inmediata. Se recomienda vigilancia médica.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis, ulceración y perforación del tabique nasal.</p>
	<p>PROPIEDADES FISICAS</p> <p>Punto de ebullición a 101.325 kPa: 2850°C Punto de fusión: 2570°C</p>	<p>Densidad relativa (agua = 1): 3.3-3.4 Solubilidad en agua: reacciona formando hidróxido de calcio</p>
DATOS AMBIENTALES		
NOTAS		
<p>Los síntomas del edema pulmonar no se ponen de manifiesto a menudo hasta pasadas algunas horas y se agravan por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son por ello imprescindibles. Debe considerarse la inmediata administración de un spray adecuado por un médico o persona por él autorizada. Las concreciones de óxido de calcio formadas por la reacción del compuesto con las lágrimas y las proteínas oculares son difíciles de extraer mediante irrigación. NO verter NUNCA agua sobre esta sustancia; cuando se deba disolver o diluir añadiría al agua siempre lentamente.</p> <p style="text-align: right;">Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-67</p>		
INFORMACION ADICIONAL		
<p>FISQ: 2-151 OXIDO DE CALCIO</p>		
<p>ICSC: 0409</p>		<p>OXIDO DE CALCIO</p>
<p>© CCE, IPCS, 1994</p>		
<p>NOTA LEGAL IMPORTANTE:</p>	<p>NI la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).</p>	

ANEXO D
TARJETA DE SEGURIDAD FLOERGER AN-934

Insumo POLÍMERO B 934 o FLOERGER SNF 934 GR		
N° ONU		
Estado físico	Sólido	
Clase (NCH 382. Of 89)		
Identificación (N°704 NFPA):	Salud 1, Inflamabilidad 0, Reactividad 0.	
Tipo de Envase		
Información General	Nombre químico poliacrilamida.	
Riesgos para la Salud	<p>Inhalación: el polvo puede irritar el sistema respiratorio.</p> <p>Contacto con la piel: puede causar irritación, especialmente después de un prolongado o repetido contacto.</p> <p>Ingestión: Puede causar malestar gastrointestinal. Baja toxicidad oral.</p> <p>Contacto con los ojos: puede producir una irritación suave en los ojos.</p>	
Ropa y Equipo de Seguridad	Use lentes de seguridad, guantes y mascarilla de seguridad.	
Primeros Auxilios	<p>Inhalación: llevar a la persona afecta a un lugar con aire fresco. Pedir atención medica si fuera necesario.</p> <p>Contacto con la piel: lavar área afectada con agua y jabón por lo menos, durante 15 minutos. Si la irritación persiste, contactar a un medico.</p> <p>Contacto con los ojos: inmediatamente lavar con agua y jabón al menos 15 minutos. Contactar a un medica para un tratamiento adicional.</p> <p>Ingestión: si la persona esta consciente, inmediatamente dar 2 a 4vasos de agua, e inducir el vomito y contactar a una medico.</p> <p>Si la persona esta inconsciente y tiene problemas para respirar o convulso sífonos, NO INDUCIR AL VOMITO NI DAR AGUA, Llevar al medico lo mas rápido posible.</p>	
Respuesta a Incendios	Es un sólido no inflamable, como agente extintor puede utilizar dióxido de carbono, polvo químico seco y contactar a una medico.	
Respuesta a Derrames	Barrer o traslada dentro de un contenedor plástico o metálico (siempre el operario debe usar equipo de protección personal) el producto en solución es extremadamente resbaladizo. El equipo de protección personal para atacar la emergencia son: lentes de seguridad, filtro de polvo y guantes.	
Almacenaje	<p>Mantener el producto en lugar seco y fresco.</p> <p>El operador debe utilizar equipo de protección personal, mantener siempre una buena ventilación en el lugar de trabajo.</p>	

ANEXO E
FORMATO DE SEGUIMIENTO DEL CLARIFICADOR SRI

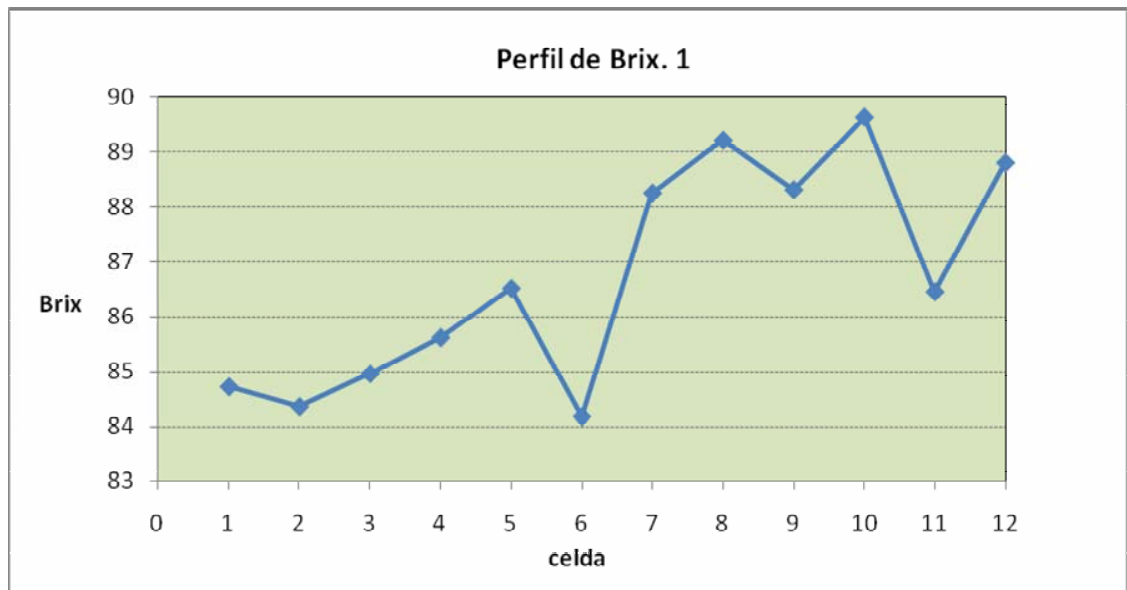
SEGUIMIENTO CLARIFICADOR SRI							
Hora	pH Encalado	pH Clarificado	Turbiedad (NTU)	Turbiedad (UB)	Temperatura (°C)	Flujo mezclado (m ³ /hr)	Flujo floculante (m ³ /hr)
06:00 a.m.							
07:00 a.m.							
08:00 a.m.							
09:00 a.m.							
10:00 a.m.							
11:00 a.m.							
12:00 p.m.							
01:00 p.m.							
02:00 p.m.							
03:00 p.m.							
04:00 p.m.							
05:00 p.m.							
06:00 p.m.							
07:00 p.m.							
08:00 p.m.							
09:00 p.m.							
10:00 p.m.							
11:00 p.m.							
12:00 a.m.							
01:00 a.m.							
02:00 a.m.							
03:00 a.m.							
04:00 a.m.							
05:00 a.m.							
CONSUMO DE FLOCULANTE		BOMBA DE FLOCULANTE		TIEMPO DE MADURACIÓN (Horas)		FECHA	
Turno 1		Turno 1		Turno 1			
Turno 2		Turno 2		Turno 2			
Turno 3		Turno 3		Turno 3			
NIVEL DE LODOS	OPERADOR CLARIFICACIÓN	DOSIFICACIÓN FLOCULANTE (ppm)	OBSERVACIONES				
Turno 1	Turno 1	Turno 1	Turno 1				
Turno 2	Turno 2	Turno 2	Turno 2				
Turno 3	Turno 3	Turno 3	Turno 3				

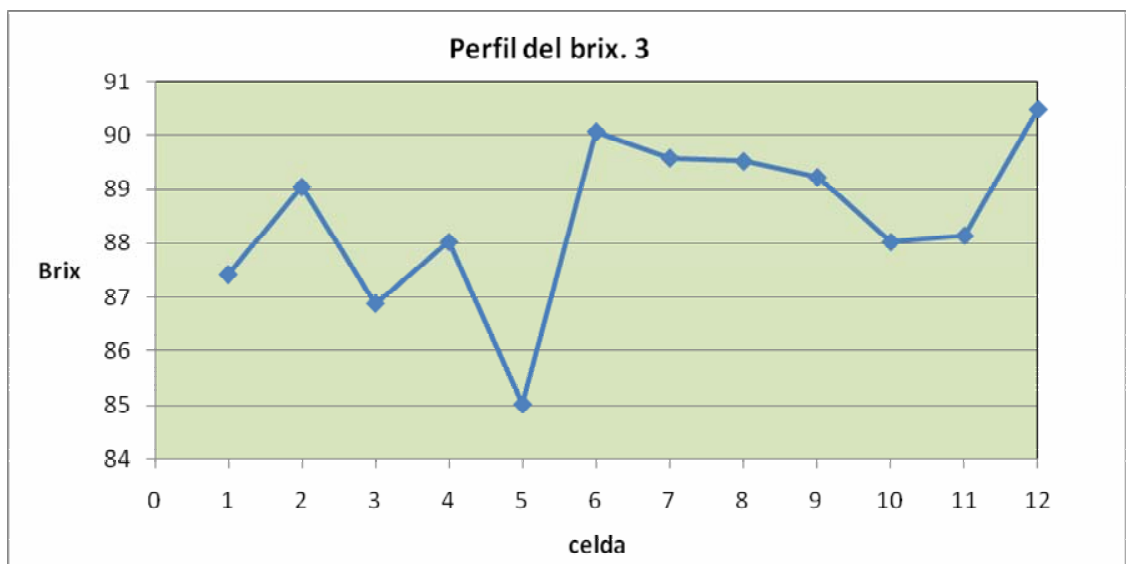
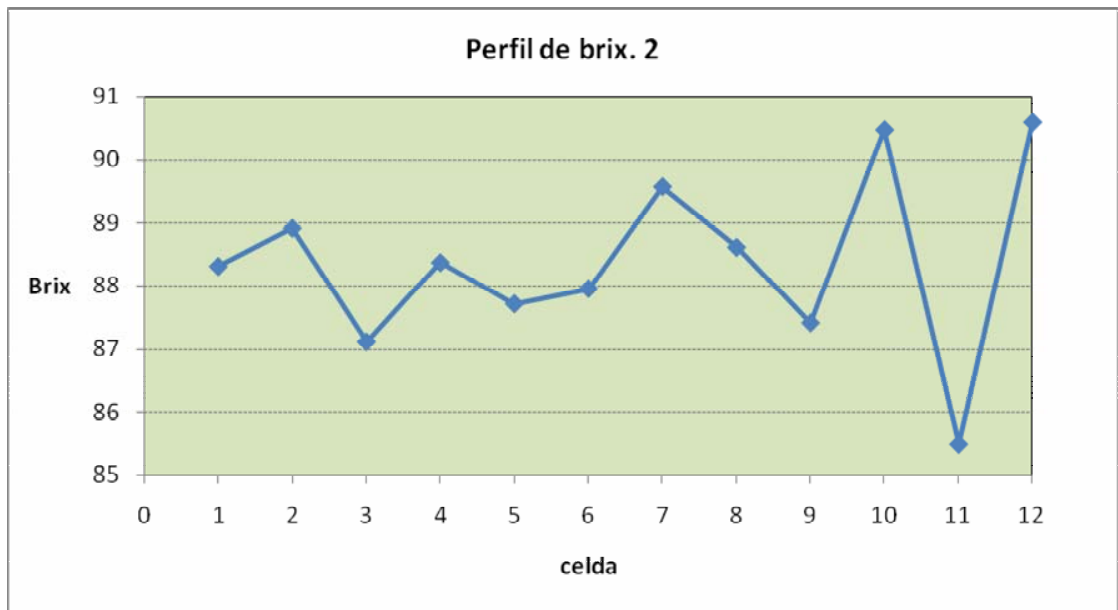
ANEXO F
FORMATO DE SEGUIMIENTO DEL TACHO CONTINUO

FORMATO DE SEGUIMIENTO TACHO CONTINUO									
Hora	# de Cuerpo	Cond C1 (m ³ /hr)	Cond C2 (m ³ /hr)	Vacío C1 (psia)	Vacío C1 (psia)	Pres C1 (psia)	Pres C2 (psia)	% Ag Cruda	
07:00 a.m.									
09:00 a.m.									
11:00 a.m.									
01:00 p.m.									
03:00 p.m.									
05:00 p.m.									
07:00 p.m.									
09:00 p.m.									
11:00 p.m.									
01:00 a.m.									
03:00 a.m.									
05:00 a.m.									
BOMBAS DE CONDENSADOS			BOMBAS DE VACÍO			BOMBAS DE SEMILLA			
Turnos	Bomba 1	Bomba 2	Turnos	Bomba 1	Bomba 2	Turnos	Bomba 1	Bomba 2	
T1			T1			T1			
T2			T2			T2			
T3			T3			T3			
SET POINT SONDAS MONOTRAC E HIDROTRAC				CONSUMO DE SEMILLA		VAPOR DE TRABAJO			
Celda	TURNO			Turnos	Caudal de Semilla (m ³ /hr)	Turno	Gases I ó II		
	T1	T2	T3	T1		T1			
1				T2		T2			
2				T3		T3			
				CONSUMO DE MELADURA		FECHA			
				Turnos	Caudal de meladura (m ³ /hr)				
4				T1					
5				T2					
6				T3					
7									
8									
				OPEARDORES Y SUPERVISORES					
				Turnos	Operador				Supervisor
9				T1					
10				T2					
11				T3					
12									

ANEXO G
PERFILES DE BRIX DEL TACHO CONTINUO

CALIBRACIÓN DE SONDAS MONOTRAC E HIDROTRAC								
Calibración 1			Calibración 2			Calibración 3		
Sonda	Lectura	Brix (Lab)	Sonda	Lectura	Brix (Lab)	Sonda	Lectura	Brix (Lab)
1	46	84,72	1	46	88,32	1	44	87,42
2	53	84,36	2	47	88,92	2	46	89,04
3	54	84,96	3	48	87,12	3	45	86,88
4	59	85,62	4	49	88,38	4	51	88,02
5	59	86,52	5	50	87,72	5	60	85,02
6	86	84,18	6	86	87,96	6	87	90,06
7	57	88,26	7	51	89,58	7	57	89,58
8	58	89,22	8	48	88,62	8	54	89,52
9	54	88,32	9	51	87,42	9	53	89,22
10	61	89,64	10	49	90,48	10	51	88,02
11	61	86,46	11	54	85,5	11	59	88,14
12	89	88,81	12	89	90,6	12	91	90,48

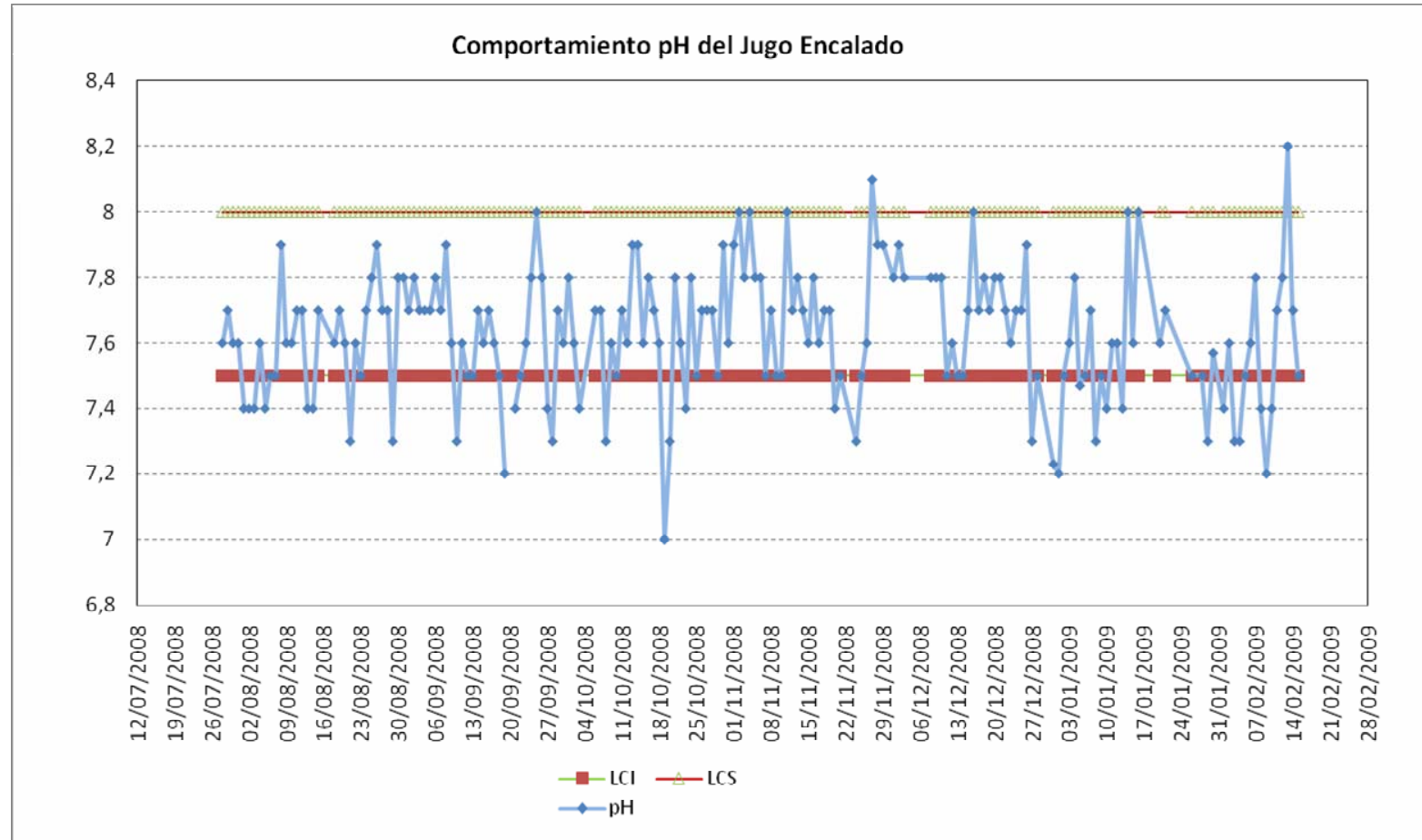




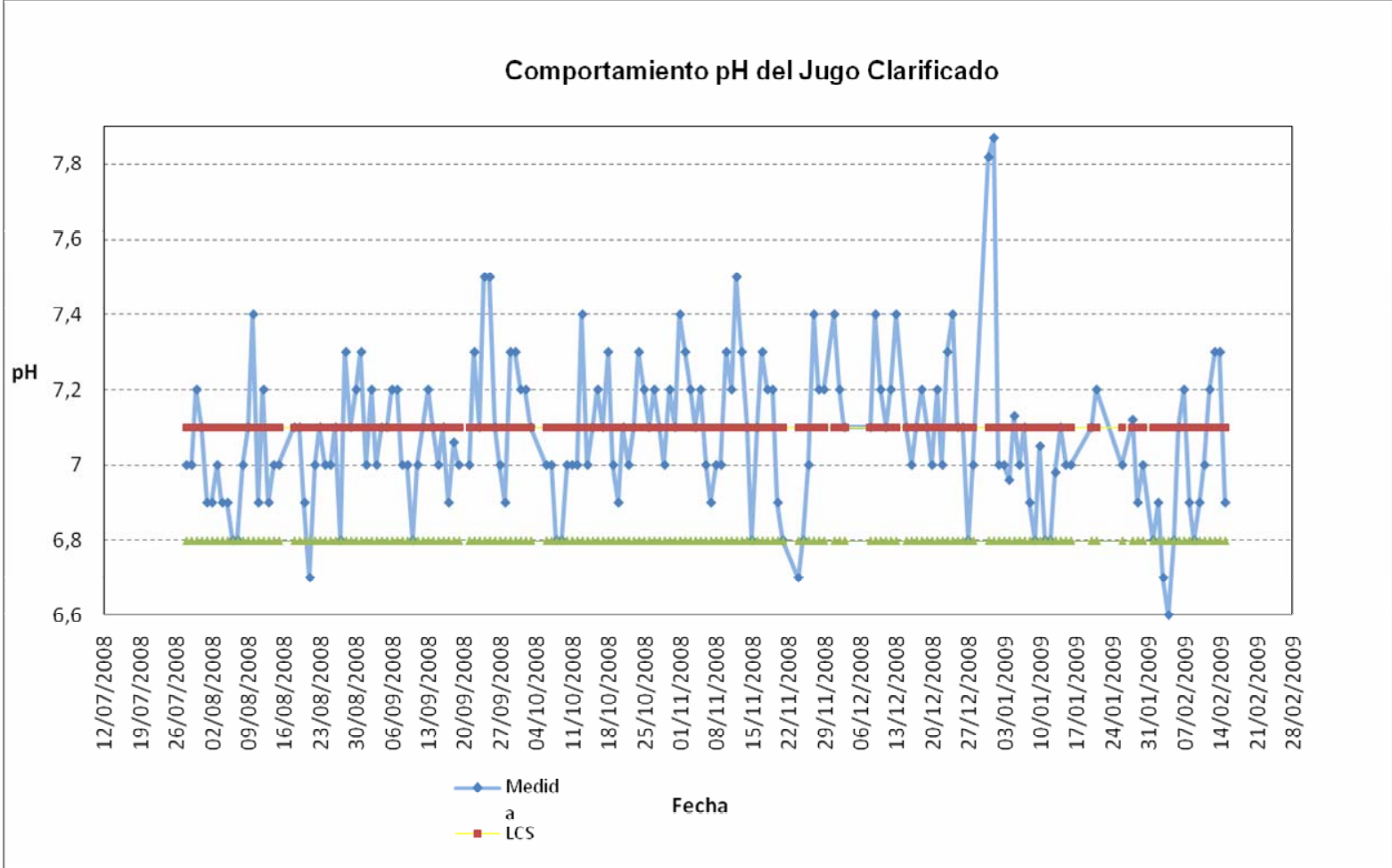
ANEXO H
TABLAS DE CALOR SENSIBLE Y CALOR LATENTE

Temperatura °C	Calor sensible (Kcal/Kg)	Calor latente (Kcal/Kg)	Calor total (Kcal/Kg)
0	0	597,2	597,2
5	5	594,4	599,4
10	10	591,6	601,6
15	15	588,8	603,8
20	20	586	606
25	25	583,2	608,2
30	30	580,4	610,4
35	35	577,5	612,5
40	40	574,7	614,7
45	45	571,8	616,8
50	50	569	619
55	54,9	566,1	621
60	59,9	563,3	623,2
65	64,9	560,3	625,2
70	69,9	557,4	627,3
75	74,9	554,4	629,3
80	80	551,3	631,3
85	85	548,2	633,2
90	90	545,1	635,1
95	95	542	637
100	100	538,9	638,9
105	105,1	535,6	640,7
110	110,1	532,4	642,5
115	115,2	529,1	644,3
120	120,3	525,7	646
125	125,3	522,4	647,7
130	130,4	518,9	649,3
135	135,5	515,3	650,8
140	140,6	511,9	652,5
145	145,8	508,2	654
150	150,9	504,6	655,5

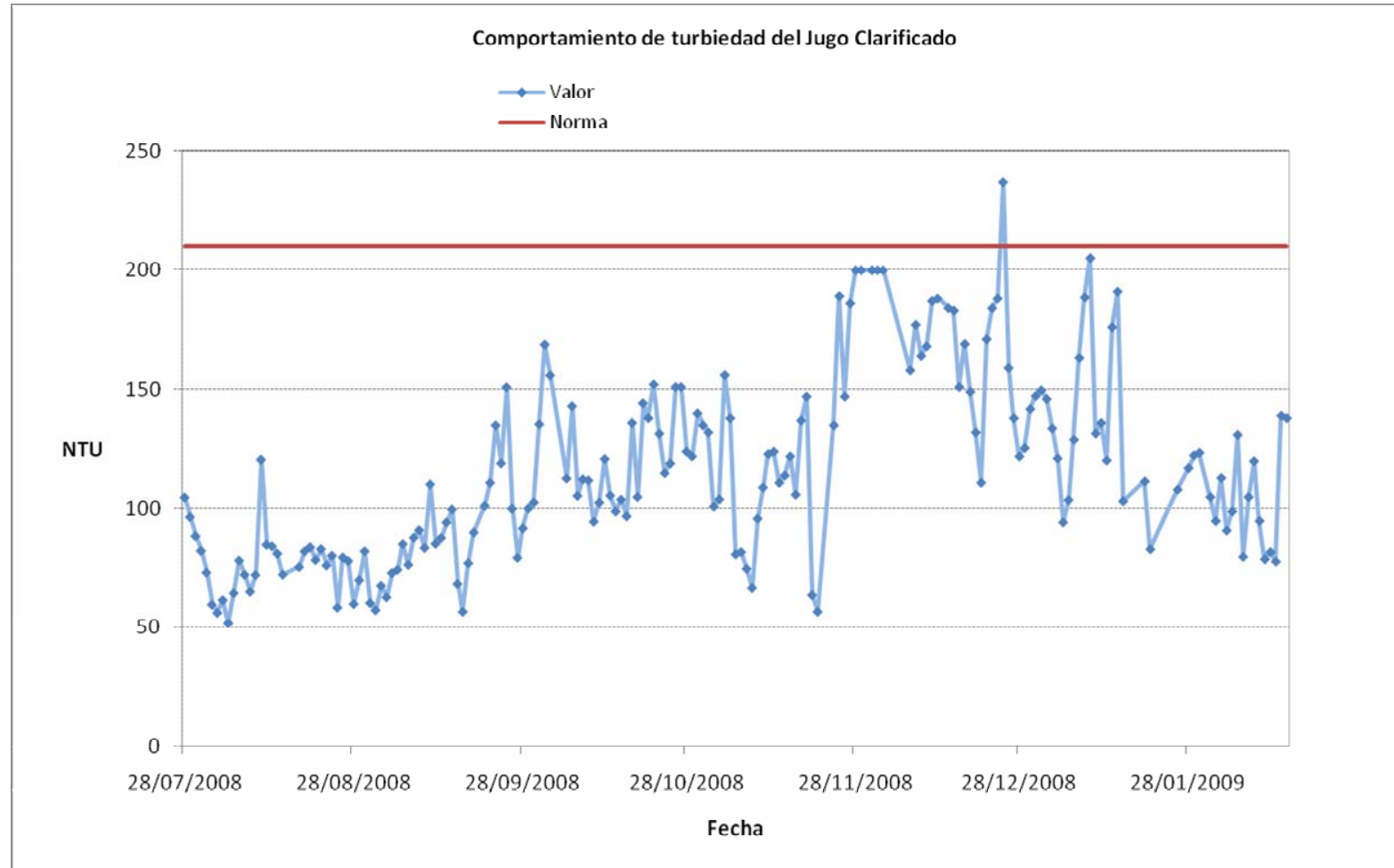
ANEXO I COMPORTAMIENTO DEL PH DEL JUGO ENCALADO



**ANEXO J
COMPORTAMIENTO DEL PH DEL JUGO CLARIFICADO**



ANEXO K COMPORTAMIENTO DE LA TURBIEDAD (NTU) DEL JUGO CLARIFICADO



ANEXO L
TAMAÑO DEL CRISTAL DE LAS NUEVE PRIMERAS CELDAS DEL TACHO
CONTINUÓ

Celda	Tamaño mínimo (μm)	Tamaño máximo (μm)	Tamaño promedio (μm)	Tamaño ideal (μm)
1	120	800	311	380
2	200	800	381	398
3	200	720	437	416
4	200	960	496	434
5	320	800	447	452
6	320	960	555	470
7	80	800	518	488
8	360	960	622	506
9	360	960	578	524