

Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas

Departamento de Ingeniería Química

Facultad Química-Farmacia



***Título:** Comportamiento del pH, la absorbancia y alternativas de purificación de fluidos azucarados, con el empleo de bentonita.*

***Autor:** Jennifer Teresa Hernández Gutiérrez.*

***Tutores:** Dr. Ing. Luís Gómez Rodríguez.
MSc. Ing. Reina Reyes Estrada.*

SANTA CLARA
2007

“Año 49 de la Revolución”

*Hay que endurecerse, pero sin perder jamás
la ternura.
Che.*

*A mis padres, por haberme educado y mostrado el
camino correcto.*

*A mi hermano, para que le sirva de guía y ejemplo
en el largo camino que le queda por recorrer.*

*A todos mis familiares, amigos, mi novio y sus
padres que siempre estuvieron pendientes de mí.*

Este trabajo es para ustedes.

A mis padres por todo el apoyo y confianza que siempre han depositado en mí.

A mi hermano, que representa mucho para mí.

A mi familia, que conté con su apoyo cada vez que lo necesité, en especial mi tía y Richard.

A mi novio, por su apoyo y comprensión junto con sus padres.

A mis amigos, que me ayudaron en todo lo que les pedí.

A Yenisleys, por esas largas horas en el laboratorio.

A mis tutores Luís Gómez y Reina Reyes por su gran ayuda y dedicación desmedida.

A mis compañeros de aula, por estar presentes cada día.

A los técnicos de laboratorio en que trabajé durante la realización experimental de este trabajo, en especial al compañero Eduardo Beltrán.

Gracias a todos, por ustedes he triunfado una vez más.

Resumen

El presente trabajo se realizó en el laboratorio de Operaciones Unitarias de la Facultad de Química – Farmacia de la UCLV, ubicada en Santa Clara, provincia Villa Clara, con el objetivo de encontrar nuevas alternativas para la purificación de jugo de caña, encaminadas a mejorar su intensificación, calidad y economía.

Se establece y propone una estrategia tecnológica para el proceso de activación de la Bentonita Natural, la que permite obtener un agente adsorbente con mejores propiedades adsorbidas con relación al original.

Se realizan estudios a escala de laboratorio para analizar la influencia de diferentes agentes adsorbentes en variadas dosis y condiciones operacionales, tales como carbón activado y bentonita en sus diferentes formas, al añadirse en agua, disolución azucarada y jugo de caña, tomando para ello valores de pH, absorbancia a 440 nm y a 720 nm. Para ello se trabaja con valores de temperatura de 50 y 80° C, tiempos de 10 y 20 minutos y velocidades de rotación de 30 y 50 rpm.

Se propone un esquema tecnológico de purificación de la Planta Piloto José Martí de la UCLV, donde se realiza una alcalización luego de ser tratado y filtrado el jugo con bentonita activada por vía química, para ello se procede al diseño de los equipos necesarios tanto para la activación de la bentonita como para la nueva variante propuesta. Mediante Balances de materiales, consideraciones técnicas y cálculos ingenieriles, se determinan flujos involucrados, su composición y evaluación técnico-económica para demostrar que la inversión puede ser recuperada en pocos días de zafra.

Summary

The current work was carried out at the Laboratory of Unitary Operations of the Chemistry - Pharmacy Faculty of the Central University of Las Villas in Santa Clara, with the objective of finding new alternatives for the purification of the sugar cane juice, so as to better the intensification, quality and economy.

There has been proposed and established a technological strategy for the process of activation of the natural biomass, which permits to obtain an absorbent agent with better absorbing properties in comparison with the original one.

Some studies in the laboratory are carried out to analyze the influence of different absorbing agents in different doses and operational conditions, such as activated coal and bentonite in their different forms when they are added to water, sugar solution and sugar cane juice, taking for that purpose pH value, absorbency at 440 nm and at 720 nm. The work was carried out at a temperature of 50°C and 80° C, the time was 10 20 minutes and the speed of rotation was 30 and 50 rpm.

We propose a technological scheme of purification of the Jose Marti pilot plant of the Central University of Las Villas where alkalization is carried out after been treated and filtrated with activated bentonite, for that reason we designed the necessary equipment either for the activation of the bentonite as well as for the new variant proposed. By means of the analysis of the materials, technological considerations and engineering calculus, the flow is determined as well as its composition and technical-economical evaluation so as to show that the costs can be diminished in a few days of the harvest.

Introducción.....	1
Capítulo # 1: Revisión bibliográfica	
1.1. El proceso de purificación de jugos de caña en las tecnologías de obtención de azúcar crudo y Blanco Directo.	
1.1.1.Objetivos.....	4
1.1.2. Operaciones.....	5
1.1.3 Agentes químicos, tratamiento y equipos emplados.....	8
1.1.4. Parámetros tecnológicos.....	9
1.2. El proceso de purificación de licores crudos en la refinación del azúcar crudo.	
1.2.1.Objetivos.....	10
1.2.2.Operaciones.....	10
1.2.3. Agentes Químicos, tratamientos y equipos empleados.....	11
1.2.4. Parámetros tecnológicos.....	12
1.3. Vías para la intensificación de la purificación.....	12
1.4. Tendencias actuales.....	16
1.5. El pH y las sustancias coloreadas en jugos y licores del proceso azucarero	
1.5.1. Comportamiento del pH en jugos y licores en diferentes operaciones y etapas del proceso. Importancia de su control. Factores que influyen.....	16
1.5.2. Comportamiento del color en jugos y licores del proceso azucarero y su influencia en la calidad de corrientes intermedias y producto final. Factores que provocan variaciones en este parámetro.....	18
1.6. Adsorción y agentes absorbentes	
1.6.1. El fenómeno de la adsorción en la industria azucarera. Parámetros que lo determinan y factores que influyen.....	19
1.6.2. Mecanismos cinéticos que rigen esta operación unitaria y su importancia.....	20
1.6.3. Agentes adsorbentes. Sus características e isothermas de adsorción.....	21

Conclusiones parciales.....	25
-----------------------------	----

Capítulo # 2: Análisis experimental.

2.1. Análisis realizados.....	26
2.1.1. Activación de la Bentonita Natural por la vía física	28
2.1.2. Activación de la Bentonita Natural por la vía química.....	29
2.1.3. Tratamiento del agua destilada con los diferentes agentes adsorbentes.....	32
2.1.4. Tratamiento de una disolución azucarada a 15°Bx con los diferentes agentes adsorbentes.....	34
2.1.5. Tratamiento de jugo de caña con bentonita activada por vía química.....	36
2.2. Comportamiento del pH según tendencias de posibles modelos matemáticos y su coeficiente de correlación (R^2) para aguas y disoluciones azucaradas al ser tratadas con diferentes agentes adsorbentes en diferentes dosis y condiciones operacionales	41
2.3. Análisis estadístico.....	44
Conclusiones parciales.....	46

Capítulo # 3: Análisis de los resultados

3.1. Estrategia a seguir acorde a la alternativa que ofrece los mejores resultados.....	47
3.2. Propuesta tecnológica para la activación de bentonita por la vía química.....	48
3.3. Cálculo económico en relación con la mejor alternativa encontrada.....	59
Conclusiones parciales.....	66
Conclusiones.....	67
Recomendaciones.....	69
Bibliografía.....	70

Nomenclatura

Apéndice

INTRODUCCION:

La caña de azúcar constituye la principal materia prima para la obtención de productos y otros derivados de gran importancia para la alimentación y el desarrollo comercial en el continente americano y europeo. El azúcar se consume en todo el mundo, puesto que es una de las principales fuentes de calorías en las dietas de todos los países.

El azúcar puede obtenerse principalmente a partir de la caña de azúcar y la remolacha azucarera. Para su obtención se requiere de un largo proceso, desde que la semilla de caña germina hasta que el azúcar se comercializa nacional e internacionalmente.

Hace más de 400 años que Cuba es productor de azúcar de caña, constituyendo el principal renglón económico antes de la independencia de España y uno de los principales en la actualidad.

La producción azucarera cubana está muy ligada a su historia y en los primeros sesenta años del pasado siglo, la vida del país dependía necesariamente del precio que este producto mantenía en el mercado mundial. Nuestro pequeño país es conocido mundialmente por ser uno de los principales productores de azúcar de caña y uno de los máximos exportadores de dicho producto a nivel mundial.

También es sabido que en los últimos años la producción azucarera cubana ha presentado una disminución debido a un cúmulo de factores adversos que van desde los de índole económica hasta las afectaciones climatológicas, lo que unido a una tendencia general en la disminución de los precios del crudo y sus constantes fluctuaciones en el mercado mundial provoca una difícil situación para este sector.

El azúcar crudo es el principal producto que se obtiene en una fábrica de azúcar, sin embargo son las hojas de la caña quienes constituyen la verdadera fábrica de azúcar; en ella se unen el agua y el anhídrido carbónico para formar los carbohidratos. Este proceso se conoce como fotosíntesis y en él la energía necesaria la ofrece la luz solar. En primer lugar se forman los monosacáridos, glucosa y fructosa principalmente, y posteriormente, se unen estos dos monosacáridos para formar la sacarosa, que es un disacárido. La sacarosa se acumula en el tallo junto con las demás sustancias de reserva de la planta.

Mediante el proceso de purificación del jugo, si este se lleva a cabo con eficiencia, se obtiene un jugo clarificado casi totalmente libre de no-azúcares. Por muy efectiva que haya sido la remoción de los mismos durante la clarificación, no significa que el jugo clarificado este totalmente libre de impurezas. Existen toda una serie de sustancias solubles e incluso algunas insolubles de carácter coloidal que escapan del proceso de purificación continuando en el jugo clarificado. Muchas de estas partículas o sustancias que pueden ser de carácter orgánico e inorgánico, pasan a través del proceso de evaporación a múltiple efecto, llegando así a formar parte de la meladura y por tanto pasar a la estación de tachos y finalmente aparecer en el azúcar, pudiendo afectar su calidad.

Como en el proceso de recuperación de cualquier tipo de azúcar las impurezas ejercen un efecto negativo, siempre que sea posible, su eliminación parcial o totalmente, debe realizarse, a lo cual contribuye en gran medida la purificación de los jugos y la tecnología que para tal propósito se siga con vistas a que la eficiencia en el proceso de elaboración sea mayor y por tanto mejor la calidad del producto final, ya sea en Crudo, en Blanco Directo o en Refino.

Por las razones antes expuestas es de gran importancia el estudio de la purificación de los jugos de caña y las posibles tecnologías a través de las cuales este proceso se pueda realizar, lo que permite establecer como **problema central** del presente trabajo:

La necesidad de intensificación de la purificación de los jugos de caña para la obtención de un jugo claro de buena calidad a un bajo costo de producción, con el empleo de sustancias minerales, natural o activadas, en diferentes dosis y condiciones operacionales, teniendo en cuenta además el comportamiento del pH y el fenómeno de adsorción para la remoción de color que tiene lugar durante la mezcla del agente adsorbente con la disolución azucarada y las posibles nuevas tecnologías que de los resultados de este estudio se puedan derivar.

Hipótesis:

La utilización de bentonita natural o activada en medios fluidos líquidos y en la purificación de jugos de caña con pequeñas dosis, temperaturas adecuadas, tiempo y frecuencia de rotación del agitador, permite el establecimiento de las mejores

condiciones de tratamiento y valorar nuevas alternativas tecnológicas, así como el comportamiento del pH, la absorbancia y la obtención de niveles apropiados de remoción de color en disoluciones azucaradas.

Objetivo general:

Estudiar las variaciones del pH y la absorbancia en agua y soluciones azucaradas al ser tratadas con sustancias adsorbentes naturales y activadas a diferentes dosis y condiciones operacionales, evaluando además diferentes alternativas tecnológicas de purificación de jugos de caña, simuladas a escala de laboratorio, con el empleo de Bentonita Activada, que permita la selección de la mejor para su extrapolación a las condiciones de la Planta Piloto Azucarera José Martí de la UCLV.

Objetivos parciales:

- **Caracterización granulométrica de la bentonita en su estado natural y activada.**
- **Activación de bentonita por diferentes vías para su posterior empleo en el estudio de purificación de sustancias azucaradas y propuesta tecnológica para la activación de Bentonita Natural por la vía química acorde a capacidad de la Planta Piloto Azucarera José Martí de la UCLV.**
- **Comportamiento del pH en agua y disoluciones azucaradas al ser tratadas con sustancias adsorbentes en diferentes dosis y condiciones operacionales.**
- **Estudiar comportamiento de la absorbancia en disoluciones azucaradas sometidas a tratamiento con sustancias adsorbentes en diferentes dosis y condiciones operacionales.**
- **Evaluar el comportamiento de la etapa de sedimentación, y el color y la turbiedad en diferentes etapas del proceso de purificación de jugos de caña, simulado a escala de laboratorio, para la selección de la más adecuada y su extrapolación a las condiciones de la Planta Piloto José Martí de la UCLV.**
- **Desarrollar estudio comparativo y evaluación del efecto técnico-económica para las condiciones de la Planta Piloto Azucarera José Martí de la UCLV, de nuevas alternativas de purificación con el empleo de Bentonita.**

Capítulo # 1: Revisión bibliográfica.

1.1. El proceso de purificación de jugos de caña en las tecnologías de obtención de azúcar crudo y Blanco Directo.

1.1.1. Objetivos

El proceso productivo se inicia con la preparación del terreno, etapa previa de siembra de la caña. Esta, cosechada manual o mecánicamente es transportada a la fábrica por ferrocarril o en camiones. A su llegada al central, la caña es pesada y descargada en el basculador. Mediante esteras transportadoras es conducida hacia un conjunto de molinos en serie (Tándem).

La caña luego de pasar por el tándem será sometida a compresiones para extraer el jugo y separar la fibra en forma de bagazo. El jugo extraído por los molinos se denomina jugo mezclado. Es muy turbio y contiene en suspensión y disolución gran cantidad de impurezas, siendo impropio para obtener azúcar de buena calidad.

Este jugo es ácido y en tal condición ocurre una rápida degradación química de la sacarosa, lo que obliga a su inmediata neutralización (elevar el pH de 7,6 a 7,8). Por estas razones se realiza de inmediato el proceso de purificación que tiene como finalidad neutralizar el jugo, eliminar las impurezas en suspensión y eliminar parte de las impurezas disueltas y en estado coloidal. (Colectivo de autores. 1995)

Este tratamiento produce un precipitado de composición compleja, que contiene sales insolubles de cal, albúmina coagulada, ceras, grasas y gomas que contiene el guarapo.

El objetivo fundamental es tratar de impartir a los no azúcares la condición de insolubles, ya que esto permitirá su remoción. La eliminación de estos tiene que realizarse de manera que los azúcares no sean destruidos en una cantidad apreciable y además debe evitarse la destrucción de reductores porque sus productos de descomposición tienen efectos nocivos para el proceso, ya que pueden aumentar el color del azúcar, pueden ser de reacción ácida y combinar con el catión del agente químico utilizado, formando sales solubles que aumentan las incrustaciones en los equipos, y pueden aumentar la pérdida de sacarosa en miel final, ya que causan un aumento de los azúcares reductores (Morrell, I. 1982).

1.1.2. Operaciones

Azúcar crudo:

En la obtención de azúcar crudo para lograr una adecuada purificación se llevan a cabo una serie de operaciones:

Remoción Primaria:

El objetivo de esta operación es eliminar sólidos insolubles tales como tierra y bagacillo que se encuentra suspendido en el jugo. La no realización de esta operación trae como consecuencia la introducción en el proceso de indeseables materias extrañas perjudicando la calidad de las operaciones restantes y del producto final. (Hugot, E. 1980)

Alcalización:

Este proceso ocurre en el llamado Tanque calero o en el tanque Flash, proceso en el cual se encala el guarapo por medio de la adición de lechada de cal diluida. La cal sirve para evitar que la sacarosa se convierta en miel y ayuda a la clarificación. Se busca que el pH del claro se estabilice alrededor de 7.0. La elevación del pH debe evitarse por la formación excesiva de sales cálcicas, descomposición de reductores y aumento de la coloración.

La aplicación del medio alcalizante (En frío, o caliente o combinado), debería realizarse en condiciones que favorezcan un mezclado con el jugo lo más perfecto y vigoroso posible, para evitar zonas locales de diferentes pH que inciden negativamente en la calidad de la alcalización. (Honig, P. 1979)

Calentamiento:

Posteriormente el jugo es calentado de 103-106 °C en los calentadores, eliminando así microorganismos presentes, y para lograr una mejor mezcla en el tanque Flash y facilitar la formación del lodo en el clarificador.

El calentamiento de los jugos acelera la formación de partículas de tamaño y densidad mayor debido a que incrementa la velocidad del movimiento, también disminuye la viscosidad y densidad del jugo. (Honig, P.1979)

Un aumento de temperatura al jugo mezclado es importante porque con ello se favorece la reacción de los no azúcares, la cal comienza a formar sus verdaderas combinaciones tan pronto como el jugo comienza a calentarse, en este proceso tiene marcada influencia el pH.

Otros objetivos de esta operación son homogenizar la temperatura del jugo a la entrada del clarificador, eliminar gases incondensables que pueden revolver el clarificador, evaporar cierta cantidad de agua sin tener que ceder su calor y regular la velocidad de entrada del jugo al clarificador. (Morrel, I. 1982)

Clarificación:

La sedimentación permite separar el precipitado del guarapo, utilizando equipos que operan en forma continua que permiten la decantación y la sedimentación, extrayendo continuamente el jugo claro y la cachaza para filtrar.

Los objetivos básicos de la clarificación son dos: Obtener un jugo claro y una cachaza densa. (Morrel, I.1982)

El jugo alcalizado pasa por gravedad a un clarificador donde se forman los flóculos de fosfato tricálcico, que son los encargados de arrastrar las impurezas hacia el fondo y formar la cachaza, impidiendo que estas se disuelvan en las condiciones físicas que trabaja el equipo.

La clarificación puede tener resultados adversos, por lo que hay que tener gran cuidado con los parámetros a controlar. Un asentamiento incompleto puede deberse a la acción coloidal protectora, al tamaño pequeño de las partículas, o a la densidad de algunas partículas no mayor que la del jugo.

Un asentamiento lento puede ser debido a la gran área superficial de las partículas, la viscosidad del líquido, o a la pequeña diferencia de densidad entre partículas y líquido.

Un gran volumen de asientos puede deberse a la gran cantidad de material precipitable, particularmente fosfatos.

La baja densidad de los asientos puede deberse a la hidratación de las partículas, o a la forma y tamaño de las partículas. (Honig, P. 1979)

La importancia de este proceso es que permite obtener un azúcar de alta calidad al lograrse eliminar de los jugos la mayor parte de las impurezas solubles o insolubles que acompañan a estos como materiales extraños. Para ello es necesario un grado de agitación muy lento, de manera que se logre arrastrar la cachaza depositada sobre las

bandejas sin que ocurra revoltura de los jugos, a tal efecto se mantendrá una velocidad de 5 rpm. (Morrel, I. 1982)

Filtración:

Los lodos del clarificador son llevados a un mezclador donde se le adiciona el bagacillo como medio filtrante en proporción suficiente como para formar una torta con buenas propiedades físico-mecánicas. De esta operación se obtiene cachaza y jugo filtrado. Este jugo retorna al tanque de mezclado directamente. (Díaz, E. 1986)

Blanco Directo:

La purificación de los jugos en la producción de azúcar Blanco Directo tiene muchas variantes. Entre las más avanzadas se encuentran:

- Sulfitación ácida en frío.
- Doble Sulfitación ácida en frío.
- Sulfitación ácida en caliente (80 grados Celsius).
- Sulfitación básica o neutra.
- Sulfitación ácida con alcalización fraccionada en caliente.

Según Emilio P. Díaz:

Dentro de los métodos utilizados la sulfitación ácida en frío con doble alcalización en caliente ha conseguido los mejores resultados. Esta variante incluye los siguientes pasos:

- Doble sulfitación ácida en frío.
- Pre- alcalización en frío.
- Alcalización en caliente.

Doble sulfitación ácida en frío:

El agente sulfitante es el SO₂ formado por la combustión del azufre, es preferible trabajar en frío para alcanzar buenas velocidades de reacción en la formación del precipitado de sulfato de calcio.

Pre-alcalización en frío:

La Pre-alcalización en frío tiene tres objetivos fundamentales:

- Conseguir la sobresaturación inicial del gas-calcio que garantiza un buen precipitado.

- Eliminar las incrustaciones en los calentadores de jugo provocados por desviaciones de cal en exceso.
- Disminuir la excesiva hidrólisis que pueda provocar el calentamiento de jugos sulfitados a bajos pH, con la consiguiente producción de un aumento en formación de reductores, miel y consiguientes caídas de eficiencia por el aumento en la pérdida de miel y caída del recobrado en azúcar.

Alcalización en caliente:

La alcalización a 104° C hasta un pH 7,4-7,5 cumple con los siguientes objetivos:

- Deshidratar y hacer que floculen las gomas, almidones y compuestos nitrogenados, coagulados que puedan ser arrastrados por el precipitado durante la clarificación.
- Neutralizar a fondo el SO₂ residual para evitar posteriores floculaciones e incrustaciones en la continuidad del proceso de evaporación.
- Garantizar un exceso de Ca adecuado (300-500 P.P.M de CaO) para poder realizar la clarificación de meladura por el proceso de fosfotación de la tecnología precedente.

1.1.3. Agentes Químicos, tratamientos y equipos empleados.

En la purificación de jugos para la obtención de azúcar crudo se utiliza la lechada de cal diluida con una densidad de 2-4 °Be. en una proporción que va desde 500-650 g. de óxido de calcio por toneladas de caña molida o de sacarato con una densidad de 12-15 °Be. Este proceso de encalamiento se puede realizar de una vez en frío o en caliente o en dos etapas (una prealcalización en frío con la rectificación en caliente), esta forma se denomina fraccionada. La calidad de la cal se mide por el contenido de CaO, el cual debe estar entre 90-95% en peso y si es posible debe exigirse menos del 1 % de MgO. Deben evitarse sobre todo, sales que contengan más del 2% de MgO, Fe, Al. Estas impurezas provocan depósitos en el múltiple efecto y el Mg dificulta la defecación. (Hugot, E. 1980)

El tanque Flash está dotado de deflectores con el objetivo de lograr una mezcla homogénea entre el jugo y la cal, iniciándose así la reacción de Ca₃(PO₄)₂ precipitado que representa los núcleos de sedimentación en el clarificador. Además ocurre un flascheo (evaporación espontánea), proceso en el cual se reduce la velocidad del jugo y la presión se iguala a la atmosférica reduciéndose la temperatura a 100 °C; de esta forma se elimina

la posibilidad de revoltura por alta velocidad del flujo o por exceso de temperatura. (Carrazana L. Y López.1998).

Equipos utilizados en la purificación:

- Tanque calero
- Calentadores
- Tanque Flash
- Clarificador
- Mezclador

- Filtros

Equipos utilizados en la sulfitación:

- Horno de azufre
- Línea de aire comprimido
- Separador de cenizas
- Embudo para la dosificación de azufre
- Intercambiador Multitubular- enfriamiento del gas
- Jets o columnas de absorción.
- Tanques de contacto

Al jugo se le añaden floculantes para así obtener una cachaza de más consistencia y menor compresibilidad. (Morrel,I.1982)

Para la clarificación de los jugos por el proceso de sulfitación se utilizan la lechada de cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) y el bióxido de azufre (SO_2).

Existen además agentes depresores y dispersantes que operan negativamente en la flotación. Entre ellos el carbonato de sodio, la sosa cáustica, el almidón y algunos silicatos, en cantidades apreciables pueden destruir la operación de una celda de flotación bien operada.(Díaz, Emilio.1986)

1.1.4. Parámetros tecnológicos.

Para lograr una buena purificación del jugo para la obtención de Azúcar Crudo se deben tener en cuenta ciertos parámetros, pues no tenerlos en cuenta afectaría el producto final.

El jugo extraído en los molinos es acompañado de determinadas cantidades de bagacillo producto a la preparación de la caña, debe tener como máximo 5g/l de bagacillo en suspensión. El jugo mezclado obtenido debe tener una pureza de 80% o superior, su brix debe ser de 15.5, un pH de 5.53, y un contenido de tierra de 5%.

En la etapa de calentamiento lo fundamental es mantener la temperatura de 103-105 °C. La lechada de cal utilizada se prepara con cal viva, la cual debe tener un contenido de óxido de calcio mayor de 85%. Este jugo alcalizado tiene como control fundamental el pH de 7.7 - 8.1. En la etapa de sedimentación el pH del jugo clarificado debe estar entre 6.7 y 7.1. La cachaza que se obtiene debe tener un pol de 2.7%, una humedad de (70 - 76)% y en la misma el agua de lavado debe tener 70 °C. El contenido de bagacillo en la mezcla debe estar en el orden de 6-8 Kg./ton. de caña, lo que representa de un 10-15 % en peso de la torta. Estos lodos se caracterizan por tener un pH en el intervalo de 6-6.7, y una relación sólido-líquido del orden del 50 %, su proporción es del orden del 18-29 % en relación con la caña.

En el filtro se le añade agua condensada, caliente, alrededor de los 76 °C para agotar lo más posible a la torta de cachaza. Debe mantenerse este valor de la temperatura y controlar su volumen para que la disolución del jugo de los filtros no sobrepase al 25 %. El jugo clarificado que proviene del clarificador con un pH de 6.7-7.1 se somete a un tamizado con el objetivo de eliminar el posible bagacillo en suspensión, quedando 0,5 g/l de contenido de bagacillo. (Morrel, I.1982)

1.2. El proceso de purificación de licores crudos en la refinación del azúcar crudo.

1.2.1. Objetivos

En toda tecnología de refinación de azúcar se purifica y decolora parcialmente licores por fosfoflotación y/o carbonatación, antes de pasar estos al proceso de decoloración propiamente dicho.

Este proceso tiene como objetivo preparar licores librándolos de las impurezas, para así evitar el envenenamiento de las capas de materiales de adsorción (resinas y carbón), al ser eliminados los compuestos que bloquean el área superficial en lo que respecta al peso de materia no sacarosa depositado en la unidad de tiempo. (Díaz, Emilio. 1986)

1.2.2. Operaciones.

La purificación por fosfoflotación consta de dos etapas:

- Floculación del fosfato.
- Flotación.

El objetivo de la primera es conformar un flóculo adecuado que adsorba la mayor proporción posible de impurezas presentes en el licor, para luego ser separados en el proceso de flotación.

El propósito de la segunda etapa es lograr la flotación completa de los flóculos formados durante la etapa anterior. El resultado final depende del éxito obtenido en ambas etapas, deficiencias en una u otra originarán una pobre clarificación.

1.2.3. Agentes Químicos, tratamientos y equipos empleados.

Los agentes floculantes tienen propiedades coagulantes en su gran mayoría. Uno de los más usados es el fosfato tricálcico formado por reacción química entre el ácido fosfórico, hidróxido de cal y el fosfato trisódico o monosódico usado en la tecnología de clarificación.

Si se une el floculante a un coagulante sintético a la vez, el floculante se impermeabiliza y realiza su función de arrastre y flotación, más su mecanismo de adsorción queda bloqueado. Sin embargo, la falta de coagulante aumenta el volumen de la capa de flotación, aumentan también las pérdidas por arrastre de líquido y dificulta la operación de clarificación.

Aunque el flóculo se forme y aumente su tamaño debe siempre ayudarse por agentes promotores, como aceites especiales que disminuyen la tensión superficial, impermeabilizan el flóculo constituyendo magníficos agentes espumantes. (Díaz, Emilio.1986).

Principales agentes promotores y colectores utilizados.

- Agua oxigenada
- Tensol
- Amina Guatemaria
- Ácido fosfórico
- Cal
- Polielectrolitos sintéticos
- Detergente

Equipos que componen el área:

- Disolutores
- Equipos para dosificar el ácido fosfórico
- Aereador
- Equipos para dosificar la lechada de cal
- Calentador de licor
- Clarificadores
- Equipos complementarios

1.2.4. Parámetros tecnológicos.

Para lograr un azúcar refino con la calidad deseada se deben tener en cuenta ciertos parámetros que son fundamentales en el proceso.

Lechada de cal	0.3-0.5 Kg. de cal /TM de refino
Ácido fosfórico	0.5-0.8 Kg. de ácido /TM de refino
Sólidos presente en el licor	0.02-0.05 %
Temperatura a la salida del calentador	85°C
Densidad del licor	62-62 Bx
pH	7.1-7.2

1.3. Vías para la intensificación de la purificación.

La intensificación de la purificación constituye un aspecto de gran importancia en la industria azucarera actual, esta se puede realizar por diferentes vías. Con vistas a mejorar su eficiencia, productividad y contribuir a la obtención de un azúcar de máxima calidad van encaminados nuestros esfuerzos. Diversas pueden ser las vías para lograr tales propósitos, a continuación se exponen algunas:

Posibles variantes tecnológicas con la inclusión de equipos:

- Clarificador Deming.

Este clarificador fue inventado por Deming, quien ideó la clarificación continua, y puede decirse que fue el precursor de todos los sistemas que se usan actualmente. (Pedrosa, Puerta, Rafael. 1975).

- Clarificador Dorr.

La característica más convenientes en el proceso de clarificación es la sedimentación rápida que deje sobrenadante un jugo claro y presente un volumen mínimo de asiento. El grado de satisfacción de estos requisitos dependerá principalmente de la eficiencia de la floculación en el propio proceso de clarificación, pero también influye sobre los mismos, el modelo del clarificador. El clarificador Dorr es un clarificador de bandejas múltiples y se comenzó a utilizar en Cuba en 1918. Se trata de una defecadora de alimentación central, con movimiento a contracorriente del guarapo y la cachaza. (Spencer, M; 1967)

- Filtro rotatorio al vacío.

El filtro rotatorio al vacío, está ya consolidado en la industria química, se aplicó por primera vez a la filtración de cachaza de caña por el año 1930, con el nombre de Oliver - Campbell. La característica esencial de tales filtros para cachazas, es el uso de un tamiz constituido por una chapa perforada de cobre o acero inoxidable, en lugar de paño. El paño corriente quedaría fácilmente tupido por las pequeñas partículas de cachaza y reduciría la tasa de filtración prácticamente a cero, a las pocas revoluciones del tambor. La pantalla o tamiz de metal, por otra parte, permite la fácil descarga de la torta, de manera que el tamiz conserva su eficiencia. Dado que las perforaciones del tamiz son demasiado grandes (alrededor de 0.5mm) para retener las partículas de cachaza, se utiliza el bagacillo como auxiliar de filtración. (Spencer, M; 1967)

- Sistemas auxiliares

Es natural que se requiera una cantidad considerable de equipos auxiliares. El bagacillo se separa del conductor de bagazo final y se lleva por medio de transporte neumático a un separador ciclón que lo descarga en un tanque con agitación donde se mezcla con la cachaza, lo que pasa entonces a un tanque de alimentación, desde el cual se vuelve a bombear al tanque del filtro. Este tanque se mantiene a un nivel constante, ya que permite que la mezcla salga por un rebosadero para que retorne al tanque de alimentación. Los filtrados pasan a dos recipientes, que corresponden al primer y segundo filtrado. A continuación los filtrados se extraen de estos recipientes por medio de bombas, y se les devuelven al proceso o se pasan a los evaporadores, según sea el grado de claridad de los mismos. Los recipientes están conectados a un separador de arrastre y a un condensador Toricelli que a su vez está conectado a la bomba de vacío. La torta de filtro se arranca por medio de una raspadora y se saca por un conductor.

- Funcionamiento del filtro.

En la forma en que normalmente se les trabaja, el funcionamiento de los filtros rotatorios al vacío con frecuencia es muy insatisfactorio. Los filtrados resultan sumamente turbios y la retención de materia en suspensión deja mucho que desear. La retención, definida como el porcentaje de sólidos de la cachaza entrante (materia en suspensión con exclusión del bagacillo) que se retiene en la torta de filtro, ha sido con frecuencia del 50%, o menos. Con

una retención de un orden tan bajo, mucha materia en suspensión se hace reciclar hacia la planta de clarificación. Con una retención del 50%, por ejemplo, la cantidad de sólidos de cachaza que pasa por la planta de clarificación se incrementa hasta duplicar la cantidad que entra con el guarapo mezclado. Este punto se trata por Jenkins en un informe que abarca investigaciones sobre los requisitos sobre una filtración eficiente. Cuando los filtrados están turbios, por lo general se les devuelve al guarapo mezclado y por consiguiente vuelven a pasar por los calentadores, clarificadores y filtros. Un mejoramiento bastante transitorio consiste en pasar lo filtrado a un clarificador separador, después de la adición de alguna cal y la aplicación de calor. La cachaza se sedimenta entonces y el filtrado clarificado puede resultar lo bastante bueno para pasar directamente a los evaporadores. Si no lo es se les puede devolver al guarapo mezclado. En estos casos, el grado de recirculación de la cachaza se reduce notablemente ya que se limita esencialmente al filtro; pero de todos modos el filtro sigue sobrecargado a causa de su mala retención. (Spencer, M; 1967)

- **Nuevas tecnologías utilizadas en el área de purificación.**

El perfeccionamiento de los equipos tecnológicos, está orientado hacia la obtención de nuevos aparatos o modificaciones de los ya existentes que logren reducir el tiempo de residencia, incrementen la productividad y disminuyan las afectaciones que se puedan producir como son la destrucción de los azúcares reductores, aumento del color y pérdidas de sacarosa por inversión. (Gómez Rodríguez, Luis. 1986), (Hdez Lugones, J. María; Pérez Morffí, J. Miguel. 1990)

Dentro de los equipos que se han desarrollado y probado en la industria azucarera se encuentran:

1. Los clarificadores de simple bandeja o de bajo tiempo de retención (CBTR), los cuales presentan la ventaja de mantener bajos volúmenes de jugo en proceso y, por tanto, como indica su nombre, un bajo tiempo de retención (45 minutos). Además, son capaces de eliminar las zonas muertas, las corrientes de cortocircuito y la remezcla. Estos equipos son sencillos, de fácil construcción y montaje y se pueden liquidar (vaciar) en cada parada del ingenio, y para esto sólo consume 1/3 de la energía que se utiliza actualmente.

2. Los clarificadores de árboles de cono, los cuales aumentan las superficies de sedimentación para un mismo volumen de tanque, disminuyendo el tiempo de residencia.

3. Los nuevos modelos de filtros, los que logran filtrados de calidad similares a los filtros prensas, evitando la recirculación de los filtrados. (González López, Gretel; Trabajo de Diploma (1999).

- **Tratamiento térmico de los jugos.**

El tratamiento con vapor a alta presión, es considerado como uno de los métodos para la intensificación del proceso de purificación, y se aplica de forma general con el propósito de mejorar la clarificación del jugo y la calidad del azúcar producido.

El equipo diseñado para llevar a cabo esta tarea es conocido como mezclador vapor - jugo, el cual está caracterizado por ser un tubo cilíndrico con un extremo cónico, en el cual por el centro de la parte cilíndrica penetra el tubo conductor del jugo mezclado y de forma perpendicular entra el vapor directo que sale por toberas especialmente dispuestas. (Carrazana Ruiz, Librado; Gómez Rodríguez, Luis./s.n/), (Hdez Lugones, J. María; Pérez Morffí, J. Miguel.1990), (Martínez Alonso, Nelson./s.n/) (García Bello, David; Ojeda Cesar, Raúl.1985).

Como se ha señalado, mediante el tratamiento de los jugos con vapor de alta presión, ocurre una desnaturalización instantánea de los coloides, lo cual da lugar a la formación de conglomerados voluminosos y densos, que precipitan y sedimentan rápidamente. (González López, Gretel; Trabajo de Diploma (1999).

Perfeccionamiento tecnológico.

- **Tratamiento con floculante**

Los floculantes son uno de los agentes químicos que se utilizan para mejorar las revolturas en el clarificador y dificultades en la filtración de la cachaza, debido fundamentalmente al alto contenido de materias insolubles, al alto brix de los jugos, a la formación de flóculos pequeños y poco densos y a la presencia de sustancias orgánicas como gomas y dextranas las cuales aumentan la viscosidad del medio. Los mismos son sustancias de alto peso molecular, solubles en agua y pueden ser de origen natural o sintético. Los de origen

natural pueden estar constituidos por derivados de almidón o por extractos de plantas que contienen unidades de galactourónico. Los de procedencia sintética son polímeros que tienen gran longitud de cadena y elevada afinidad con las superficies sólidas, entre la amplia gama de este tipo de floculante pueden citarse los no iónicos, aniónicos y catiónicos. (Morales, Serapio; Flores, Pedro. M 1975).

Los floculantes se adicionan al jugo alcalizado en forma líquida, en polvo o peletizado, con el objetivo de conglomerar los flóculos que han sido formados como consecuencia del proceso de clarificación aplicado. (Morales, Serapio; Flores, Pedro. M 1975).

1.4. Tendencias actuales.

La necesidad de intensificación de la purificación, conjugada con el desarrollo y exigencias de tecnologías factibles, no solo desde el punto de vista técnico-económico, sino también ecológico, promueve tendencias a la utilización de módulos de membrana, nuevos productos naturales, agentes químicos, floculantes o polielectrolitos, así como nuevos equipos y nuevos procedimientos. Estos, junto al campo eléctrico y el campo magnético, y su combinación con las vías ya existentes, están dirigidas a la desestabilización de sistemas coloidales en la masa de fluidos azucarados, para facilitar su coagulación floculación y separación en la clarificación, para la obtención de un jugo claro de mejor calidad.

1.5 El pH y las sustancias coloreadas en jugos y licores del proceso azucarero.

1.5.1 Comportamiento del pH en jugos y licores en diferentes operaciones y etapas del proceso. Importancia de su control. Factores que influyen.

En el proceso de purificación para la obtención de azúcar crudo en la etapa de alcalización se tiene como control fundamental el pH de 7.7 - 8.1 pues cuando se alcaliza a altos valores de pH se destruyen los azúcares reductores que al descomponerse producen sustancias de alto color que provocan viscosidad, cuando el pH es bajo se tendrá pérdidas de sacarosa por inversión y una pobre precipitación de los fosfatos y otros compuestos orgánicos. (Honig, P. 1979).

Al abordar lo relativo al pH en los procesos azucareros, según (Díaz G. E. 1986), la decoloración es dependiente del pH y en medios ácidos (pH entre 5 y 6), se observa menor decoloración y ni el tiempo de reacción, ni la temperatura, son suficientes para activar el proceso de decoloración.

Al extender su valoración acerca de la influencia del pH en la adsorción de un no electrolito como por ejemplo aceites, se apunta por (Díaz G. E. 1986) que este fenómeno puede afectarse por cambios en el pH y destaca que a pH bajo, se realiza mejor la adsorción de ácidos orgánicos, mientras que a pH altos, es mejor la adsorción de bases orgánicas, aunque para cada soluto existirá un pH óptimo.

Cualquiera que sea el tipo de adsorbente a emplear resulta de interés conocer como se comporta el pH del medio, dada la importancia de este parámetros en el proceso azucarero, donde influyen además significativamente el tiempo, la temperatura y otros parámetros (Honig, P. 1979).

El (Grupo Lurgi 1974), al referirse a las propiedades físicas del carbón Activado, incluye el pH, planteando que este depende de la materia prima, así como del método de producción y que puede ser ajustado a cualquier valor deseado por un proceso de lavado y tratamiento posterior.

(Rafael García, 2005), al analizar los adsorbentes para la protección del medio ambiente, destaca la importancia de analizar comparativamente el pH del medio con el Punto de Carga Cero (ZPC), para concluir que si $\text{pH} < \text{ZPC}$, la partícula del sólido mostrará atracción preferente de aniones, si $\text{pH} > \text{ZPC}$, atracción preferente de cationes y si $\text{pH} = \text{ZPC}$, es una situación de neutralidad, para lo que la partícula del adsorbente no ejerce ningún efecto.

En la sulfatación ácida en frío trabajar a pH muy alcalino tiene las siguientes desventajas:

.-Destrucción de los azúcares reductores. .- Aumento del color..-Peptización de los coloides floculados. .-Producción de jugos turbios.

Trabajando a pH ácido se consigue una viscosidad mínima, lo cual contribuye al mejor contacto gas – líquido- sólido. (Díaz, Emilio, 1986)

En conclusión a un pH de 4.1-4.5 se logran las siguientes ventajas:

.-Floculación y coagulación de coloides orgánicos e inorgánicos y disminución de viscosidad debido al arrastre de dextrana y otros polisacáridos. .-Formación de un precipitado cristalino de grano fino de SO_3Ca capaz de absorber iones inorgánicos como Ca, Al, Fe, PO_2 , SO_4 , e iones orgánicos como aconitatos, oxalatos, color, residuos incoloros formados por la degradación de color. .-Mínima destrucción de los azúcares reductores. Con la doble sulfitación ácida se consigue acelerar el proceso de purificación señalado.

1.5.2 Comportamiento del color en jugos y licores del proceso azucarero y su influencia en la calidad de corrientes intermedias y producto final. Factores que provocan variaciones en este parámetro.

En la etapa de calentamiento para la obtención de Crudo lo fundamental es mantener la temperatura de 103-105 °C pues si es muy elevada puede ocurrir la inversión de la sacarosa con la consiguiente pérdida para la fábrica y el aumento de color tanto del jugo como del producto terminado, si esta es baja afecta la reacción de formación del flóculo de fosfato tricálcico lo que hará ineficiente la clarificación.

El jugo clarificado en la producción de Blanco Directo presenta valores entre 150 y 200 P.P.M de sulfito de calcio, considerablemente más baja que el jugo clarificado de crudo 300-400 P.P.M de calcio libre, factor primordial de su apariencia mucho más brillante y de menos color que el jugo clarificado de producción de crudos.

En la purificación de licores de azúcar crudo la cantidad de color removido es proporcional a la cantidad de ácido utilizado, depende de la calidad del azúcar crudo, eficiencia del equipamiento y la operación. Los valores fluctúan entre 25 y 35 %. (Carrazana L. Y López.1998)

Influencias del pH en la decoloración de licores de azúcar con peróxido de hidrógeno.

A pH ácidos la decoloración es menor, a pH neutros y ligeramente alcalinos hay una extensa decoloración, mientras que a pH fuertemente alcalinos aumenta el color.

Existe también una relación directa entre la concentración de peróxido y el color final, donde los valores óptimos se encuentran entre 600 y 800 P.P.M de peróxido para una decoloración de 65.9 -69.5 %. (Díaz, Emilio, 1986)

1.6. Adsorción y agentes absorbentes.

1.6.1. El fenómeno de la adsorción en la industria azucarera. Parámetros que lo determinan y factores que influyen.

El fenómeno de la adsorción ocurre debido a ciertos sólidos capaces de extraer con preferencia determinadas sustancias de una solución.

La mezcla a separar es puesta en contacto con el adsorbente sólido, y la distribución desigual de los componentes originales entre la fase adsorbida sobre la superficie sólida y el seno del líquido permite la separación.

(Germánico Campo y colaboradores, 1980), al estudiar el efecto de la decoloración con carbón de bagazo en los procesos de refinación de licores de refinería, pudo observar que el pH no ofrece dificultades.

Existen dos tipos de adsorción, la adsorción física o adsorción de Van der Waals y la adsorción química o adsorción activada.

La adsorción física es el resultado de las fuerzas intermoleculares de atracción entre las moléculas de un sólido y la sustancia adsorbida. Es un fenómeno fácilmente reversible.

La adsorción química es el resultado de la interacción química entre el sólido y la sustancia adsorbida. La resistencia de la unión química puede variar considerablemente, pero la fuerza adhesiva es generalmente mucho más grande que la encontrada en la adsorción física. El proceso es frecuentemente irreversible, en la desorción la sustancia original sufre a menudo un cambio químico. (Treybal, R. 1980)

El tiempo necesario para que el adsorbente y el líquido alcancen un considerable equilibrio, depende principalmente de la concentración y del tamaño de partículas del sólido, de la viscosidad del líquido y de la intensidad de la agitación. La agitación debe ser vigorosa de manera que se asegure un contacto rápido de las partículas del adsorbente con todo el líquido, el que será más rápido cuanto mayor sea la concentración del sólido. Debe efectuarse el mezclado a la temperatura convenientemente más alta, ya que la consecuente disminución de la viscosidad del líquido aumenta tanto el régimen de difusión del soluto como la facilidad de movimiento de las partículas del adsorbente a través del líquido.

1.6.2. Adsorción en Fase Líquida. Mecanismos que rigen esta operación unitaria y su importancia.

Al referirse a esta operación, (Sergio, Aguiar. M. G.2005), expresa lo compleja que resulta, debido a la competencia del solvente por el adsorbato, destacando que deben tenerse en cuenta parámetros tales como la presencia de diversos solutos, el pH y la fuerza iónica, así como que en este tipo de adsorción suele darse adsorción en multicapa y es común la asociación molecular.

En cuanto a las isotermas, para las que destaca solo tres tipos, apunta que se construyen de forma similar que para la adsorción gaseosa. Estos son:

Tipo I.- La que presenta una adsorción importante a bajas concentraciones para alcanzar luego una meseta.

Tipo II.-Con una adsorción pequeña a bajas concentraciones que luego crece a concentraciones intermedias llegando a una meseta.

Tipo III.-Que presenta un escalón a concentraciones intermedias.

Con relación a la Cinética de adsorción, refiere que esto implica determinar como varía la concentración en función del tiempo para una proporción dada entre la cantidad de absorbible y de adsorbente. Es un estudio indispensable y ha de hacerse previo a la determinación de una isoterma de adsorción, aunque cuando se trabaja en suspensión se agrega una dificultad adicional, ya que el tiempo necesario para alcanzar el equilibrio es función además de las propiedades del par absorbible-adsorbente y la temperatura, del solvente, del pH, y de otras sustancias presentes en el medio, tanto por su naturaleza como por su concentración.

Al analizar los fundamentos del transporte de masa, se apunta por (Leyva Ramos R. 2005), las etapas de la velocidad global de adsorción cuando se ponen en contacto aguas contaminadas y el agente adsorbente, destacando que en la capa externa correspondiente al fluido, ocurre el transporte de masa externo, en tanto que en la partícula del agente adsorbente tiene lugar la difusión en el poro ($D_{e.p}$), así como la difusión superficial ($D_{e.s}$) y la reacción de adsorción, la que se considera que es un proceso instantáneo. Sobre esta base plantea un modelo general con las siguientes suposiciones:

- Las partículas del adsorbente son esféricas.

- La velocidad global de adsorción es controlada por la difusión en el volumen del poro, por la difusión superficial y el transporte de masa externo.
- La velocidad de adsorción en la superficie es un proceso instantáneo.

Sobre este aspecto (Díaz, García, M, P. 1986), apunta que el calor de absorción y su difusión al medio, la concentración del adsorbato en las diferentes porciones de este sistema, deben ser también teniendo en cuenta al analizar el mecanismo cinético del mencionado fenómeno, y destaca que el aspecto más importante para la interacción adsorbente adsorbato esta dada por la mayor área superficial disponible, así como la velocidad de absorción de las moléculas del adsorbato a través de los poros

1.6.3. Agentes adsorbentes. Sus características e isoterma de adsorción.

Los agentes adsorbentes sólidos se utilizan generalmente en forma de polvo o granular, variando sus diámetros desde aproximadamente ½ plg hasta 50 μ.

Existen diferentes tipos de adsorbentes sólidos, entre ellos encontramos la Tierra de Fuller, arcillas activadas, Bauxita, hueso carbonizado, carbones decolorantes, alúmina, sílica gel y tamices moleculares.

Bentonitas

La bentonita es una arcilla de grano muy fino (coloidal) del tipo de la montmorillonita ($\text{Al}_2(\text{OH})_2[\text{Si}_4\text{O}_{10}]$) que contiene bases y hierro. El tipo más normal es la cálcica. La sódica se hincha cuando toma agua. El hierro que contiene siempre le da color, aunque existe también una bentonita blanca. Existen diversos tipos de bentonita que varían tanto en la plasticidad como en la dureza. Existen unas pocas, como la tierra de batán, que carecen totalmente de plasticidad.

Es una arcilla muy pegajosa con un alto grado de encogimiento y tiene tendencia a fracturarse durante la cocción y el enfriado. (Klockmann, F.& Ramdohr, P.1955)

La bentonita es utilizada en la industria de la construcción, elaboración de cerámicas, elaboración de refractarios, materias plásticas y colorantes, celulosa, papelería, arenas de fundición y la siderúrgica, en la preparación de jabones y el área de perfumería. En la

agricultura se utiliza para preparar fungicidas e insecticidas, también en los productos farmacéuticos y así muchísimos empleos diversos.

La elevada superficie específica de la bentonita, le confiere una gran capacidad tanto de absorción como de adsorción. Tienen gran importancia en los procesos industriales de purificación de aguas que contengan diferentes tipos de aceites industriales y contaminantes orgánicos.(Rodríguez, S.1986)

Carbón activado.

El carbón activado, o carbón activo, es un material de carbón poroso. Un material carbonizado que se ha sometido, a reacción con gases oxidantes (como CO₂ o aire), o con vapor de agua; o bien a un tratamiento con adición de productos químicos como el H₃PO₄, durante (o después) de un proceso de carbonización, con el objeto de aumentar su porosidad. Los carbones activados poseen una capacidad de adsorción elevada y se utilizan para la purificación de líquidos y gases. Mediante el control adecuado de los procesos de carbonización y activación se puede obtener una gran variedad de carbones activados que posean diferentes distribuciones de tamaño de poros. (Klockmann, F.& Ramdohr, P.1955)

Los carbones activos pueden clasificarse atendiendo al tamaño de las partículas en carbón activado en polvo (CAP) y carbón activado granular (CAG). Los CAP presentan tamaños menores de 100 µm, siendo los tamaños típicos entre 15 y 25 µm. Los CAG presentan un tamaño medio de partícula entre 1 y 5 mm. Los CAG pueden dividirse en dos categorías: carbón activado troceado (o sin forma) y carbón activado conformado (o con una forma específica, cilindros, discos, etc.). Los carbones activados troceados se obtienen por molienda, tamizado y clasificación de briquetas de carbón o de trozos más grandes. Los carbones conformados pueden obtenerse por peletización o por extrusión de carbón en polvo mezclado con distintos tipos de aglomerantes. (Metcalf & Hedí.1991)

Procesos para la activación de agentes adsorbentes naturales. Sus características.

Producción de carbones activados

Activación térmica

Llamada también activación física, a pesar de que la activación se produce por la reacción (química) del agente activante con el carbono del material que está siendo activado. Este tipo de activación consta de varias etapas. Consiste en hacer reaccionar al agente activante con los átomos de carbono del carbonizado que está siendo activado, generando poros y aumentando la porosidad hasta transformarlo en un carbón activado. Los agentes activantes que se suelen usar son: Oxígeno (raramente a escala industrial) aire, vapor de agua (el más usado) y CO₂. (Rodríguez, S.1986)

A veces son necesarios ciertos pretratamientos como la molienda y el tamizado para obtener un tamaño adecuado del precursor. En otras ocasiones el material de partida es molido hasta formar un fino polvo, después compactado con algún aglomerante en forma de briquetas y luego vuelto a moler hasta obtener el tamaño deseado. De esta forma se consigue una mejor difusión del agente activante y por tanto una mejor porosidad en el carbón activado resultante. Otra etapa previa a la activación propiamente dicha es la carbonización, en la cual el precursor es sometido a elevadas temperaturas (del orden de los 800 °C) en ausencia de aire, para eliminar las sustancias volátiles y dejar un residuo carbonoso que será el que se someta a la activación. (Klockmann, F. Ramdohr, P.1955)

Activación química:

Este tipo de activación el precursor se hace reaccionar con un agente químico activante. En este caso la activación suele tener lugar en una única etapa a temperaturas que pueden variar entre 450 y 900 °C. No obstante, en este tipo de activación, es necesaria una etapa posterior de lavado del carbón activado para eliminar los restos del agente activante. Existen numerosos compuestos que podrían ser usados como agentes activantes, sin embargo los más usados industrialmente son el cloruro de zinc (ZnCl₂), el ácido fosfórico (H₃PO₄), el ácido sulfúrico (SO₄ H₂), y el hidróxido de potasio (KOH). (Klockmann, F.Ramdohr, P.1955)

La activación con H_3PO_4 implica las siguientes etapas:

- molienda y clasificación del material de partida.
- mezcla del precursor con H_3PO_4 (reciclado y fresco).
- tratamiento térmico en atmósfera inerte entre 100 y 200 °C, manteniendo la temperatura aproximadamente 1h, seguido de un nuevo tratamiento térmico hasta 400 – 500 °C, manteniendo esta temperatura en torno a 1h.
- lavado, secado y clasificación del carbón activado, y reciclado del H_3PO_4 .

Bentonita activada:

En ocasiones se procede a someter a las bentonitas a procesos físicos y químicos que tienen por objeto potenciar algunas de sus propiedades para determinadas aplicaciones industriales. Desde el punto de vista industrial tienen gran importancia los procesos destinados bien a modificar las propiedades de superficie del mineral mediante tratamientos de distinta naturaleza.

La bentonita en su estado natural presenta, la mayoría de las ocasiones, una elevada proporción de humedad, por lo que se procede a secarlas al aire libre en los propios yacimientos. Para lograr una adecuada activación es necesario pulverizarlas después de secarlas en molinos de rodillos o de Martillos oscilantes. Una vez trituradas se procede al tamizado para clasificarlas y si no tienen el tamaño deseado son trituradas una vez más. Si se desea activarla por vía física el proceso es más sencillo pues una vez clasificada ya está lista para su utilización. Si lo que se desea es una activación química la operación se efectúa sobre las bentonitas secas y finamente pulverizadas en aparatos mezcladores intermitentes o continuos, con ácido concentrado; la mezcla debe ser mantenida a una temperatura ligeramente superior a 100° C (212° F) y ser agitada vigorosamente. El tiempo en que debe mantenerse en contacto la bentonita con el ácido, depende de la naturaleza del mineral y del grado de concentración del ácido, y fluctúa entre 2 y 12 horas. Los ácidos más utilizados para este proceso son el ácido sulfúrico y el ácido clorhídrico, usándose más el primero por su menor costo. Una vez concluido el tratamiento es separado el ácido restante de la bentonita, y luego se enjuaga con agua clara y es filtrado, secado y pulverizado nuevamente. La humedad que no se encuentre en estado de combinación, no debe exceder de 15%. (Rodríguez, S.1986).

Conclusiones Parciales

1. Las tecnologías convencionales de purificación de jugos y licores crudos en la industria azucarera y sus respectivos parámetros de control, con independencia del proceso tecnológico, mantienen su vigencia..
2. Con vistas a la intensificación de los procesos de purificación se destaca en la literatura las tendencias a la utilización de nuevos equipos, nuevos agentes químicos y sustancias minerales, así como nuevas tecnologías.
3. Los parámetros pH, tiempo y temperatura se consideran de gran influencia al estudiar el fenómeno de la adsorción, con vistas a la remoción de color y al establecimiento de las curvas de decoloración.
4. Sustancias minerales naturales y/o activadas permiten su utilización como agentes adsorbentes, mostrando propiedades y comportamiento en su mecanismo cinético, con tendencias similares a las que muestra el carbón activado.

Capítulo # 2: Análisis experimental.

2.1. Análisis realizados:

Para la realización de los experimentos se determinó el pH, el brix, la remoción de color, la remoción de turbiedad y la velocidad de sedimentación. Se utilizaron dos agentes adsorbentes variando sus dosis, el tiempo de mezclado y la velocidad de rotación.

1. Bentonita en sus diversas formas (Bentonita natural, Bentonita Activada por la vía física y Bentonita activada por la vía química).
2. Carbón Activado.

El Carbón se emplea para establecer una comparación en la adsorción con la Bentonita en sus diversas formas.

Pruebas preliminares:

Para dar comienzo a la parte experimental de este trabajo se realizaron estudios preliminares empleando el Carbón Activado y la Bentonita en sus variadas formas, en diferentes medios (agua destilada, disoluciones azucaradas y jugo de caña), variando dosis, velocidad y tiempo de rotación para la selección del más adecuado a partir de los mejores resultados y el empleo más racional posible.

Las dosis de agente clarificante a añadir se determinaron teniendo en cuenta los resultados de trabajos anteriores y el criterio de expertos.

Las disoluciones azucaradas objeto de estudio de 15° Bx, fueron preparadas con azúcar crudo y agua destilada, determinándosele su Bx, pH y lecturas de absorbancia a 440 y 720 nm. Al agua destilada utilizada también se le midió su valor de pH.

Se utilizaron dosis de 0.075 g de Bentonita / 150 g de disolución, 0.15 g de Bentonita / 150 g de disolución y 0.225 g de Bentonita / 150 g de disolución, 0.3 g de Bentonita / 150 g de disolución, 0.375 g de Bentonita / 150 g de disolución.

Se estudió además el comportamiento del pH tanto de las disoluciones azucaradas como del agua destilada, ante diferentes dosis del material adsorbente utilizado y de las condiciones operacionales, establecidas para las experiencias.

Las velocidades de rotación (rpm) se comprobaron con el tacómetro en la posición de 300-3000, para un resultado de 50 rpm en la posición 4 del agitador y 30 rpm en la posición 2.

Caracterización granulométrica de la bentonita:

Pasos a seguir:

Limpiar bien cada tamiz.

1. Pesar con la mayor precisión, y anotar, incluyendo el plato colector. Ordenar de mayor a menor de arriba hacia abajo.
2. Pesar 300 gramos de bentonita.
3. Añadirlo en el juego de tamices y poner los tamices en el vibrador 45 minutos.
4. Separar cada tamiz con cuidado y pesar nuevamente, ofreciendo los datos en una tabla.

Los resultados de la caracterización granulométrica de la Bentonita natural se muestran en la tabla #1 “caracterización granulométrica de la Bentonita natural”, que aparece en el apéndice.

El cálculo del diámetro promedio de las partículas, a partir de los datos de la tabla #1 del apéndice, y según la ecuación de Rebox, será:

$$D_p = \frac{1}{\sum \frac{\Delta X_i}{D_{pi}}}$$

$$D_{pi} = 0.061mm$$

2.1.1. Activación de la Bentonita Natural por la vía física.

Para la activación de la Bentonita natural por vía física se realizaron los siguientes pasos:

1. Se pesaron 200 gramos de bentonita natural.
2. Se colocaron en una probeta y se le añadió 2 litros de agua.
3. Se agitó y luego se dejó decantar durante 2 horas.
4. Se sustrajo el agua sobrenadante quedándose en el fondo la fracción no arcillosa.
5. Dicha agua se añadió en 4 beakers se mantuvo en reposo por espacio de 2 horas y se procedió a decantar.
6. La fracción arcillosa que se quedó en el fondo se colocó en la estufa por un tiempo de 15 horas a 85 °C.
7. Se realizó una pesada a los beakers y se volvió a colocar en la estufa durante media hora.
8. Se realizó una nueva pesada a los beakers para ver si la humedad ya era constante.
9. Se pesaron los beakers luego de retirada la bentonita y por diferencia de su peso original se comprobó que se habían perdido en la operación 0.63 gramos.
10. Se pesó la arcilla extraída de los beakers (48.65 g)
11. Se trituró en un mortero y se volvió a pesar (47.61 g)
12. Se pesó el mortero antes y después de triturar y las pérdidas fueron de 1.04 g.
13. La arcilla se pasó por un tamiz de diámetro 0.63 mm.
14. Se pesó el tamiz antes y después de tamizar, y las pérdidas fueron de 0.26 g.
15. Luego se pesó y se colocó en una placa petry.
16. Peso final de la bentonita 47.3 g.

En la figura # 3 se muestra el diagrama de bloques de la activación de la bentonita por vía física.

2.1.2. Activación de la Bentonita Natural por la vía química.

Para la activación de bentonita natural por vía química se realizaron los siguientes pasos:

1. Se pesaron 200 gramos de bentonita natural.
2. Se colocaron en una probeta y se le añadió 2 litros de agua.
3. Se agitó, se mantuvo en reposo durante 2 horas y se procedió a decantar
4. Dicha agua se añadió en 4 beakers, se mantuvo en reposo por espacio de 2 horas y posteriormente se procede a decantar.
5. La fracción arcillosa que se quedó en el fondo se colocó en la estufa por un tiempo de 15 horas a 85 °C.
6. Se realizó una pesada a los beakers y se volvió a colocar en la estufa durante media hora.
7. Se realizó una nueva pesada a los beakers para ver si la humedad ya era constante.
8. Se pesaron los beakers luego de retirada la bentonita y por diferencia de su peso original se comprobó que se habían perdido en la operación 0.58 gramos.
9. El peso de la arcilla extraída de los beakers es de 49.03 g.
10. Se trituró en un mortero y se volvió a pesar (48.54)
11. Se pesó el mortero antes y después de triturar y las pérdidas fueron de 0.49g.
12. La arcilla se pasó por un tamiz de diámetro 0.63 mm.
13. Las pérdidas en el tamizado fueron de 0.51 g.
14. Se pesó y se colocó en una placa petry.
15. El peso final de la bentonita fue 48.02g.
16. Se le añadió a la bentonita una solución de ácido sulfúrico al 5 % masa y se mezcló durante 2 horas.
17. Se mantuvo en reposo y se procedió a decantar.
18. Se le realizaron lavados a la bentonita midiéndose el pH a cada muestra hasta llegar a un valor de 3.

Lavado #1.....pH=1.91
Lavado #2.....pH=2.04
Lavado #3.....pH=2.30
Lavado #4.....pH=2.41
Lavado #5.....pH=2.60
Lavado #6.....pH=2.75
Lavado #7.....pH=2.95
Lavado #8.....pH=3.05

19. Luego se volvió a colocar en la estufa por igual tiempo y temperatura.

20. Se trituró, se tamizó (0,063 mm), y se pesó resultando un valor de 35,03 gramos.

Cálculos para conocer la cantidad de ácido necesario para la activación de la bentonita:

La cantidad de arcilla seca que se somete al proceso de activación por la vía química es de 48.02 gramos.

Se parte del siguiente criterio:

$$\frac{300\text{g.de.disolución}}{100.\text{g.de.bentonita}} * 48.02\text{g.de.bentonita} = 144.06\text{g.de.disolución}$$

La disolución se preparó de la siguiente forma:

Solución de H₂SO₄ al 5% masa

- 5 gramos de H₂SO₄ al 5% masa
- 95 gramos de H₂O al 5% masa

$$\text{Volumen.de.H}_2\text{SO}_4 = \frac{5.\text{g.de.H}_2\text{SO}_4}{1.049.\frac{\text{g}}{\text{ml}}} = 4.76.\text{ml.de.H}_2\text{SO}_4$$

$$\text{Volumen.de.agua} = \frac{95.\text{g.de.agua}}{0.997\frac{\text{g}}{\text{ml}}} = 95.28\text{ml.de.agua}$$

$$\frac{4.76\text{ml de } H_2SO_4}{100\text{g de solución}} * 144.06\text{g de solución} = 6.86\text{ml de ácido}$$

$$\frac{95.28\text{ml de agua}}{100\text{g de solución}} * 144.06\text{g de solución} = 137.26\text{ml de agua}$$

En la figura # 4 se muestra el diagrama de bloques de la activación de la bentonita por vía química.

2.1.3. Tratamiento del agua destilada con Carbón Activado, Bentonita Natural, Bentonita Activada por la vía física y por la química.

Condiciones experimentales a 50 °C, 10 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agentes adsorbentes. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #2 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 1 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 10 min y 50 rpm”.

Condiciones experimentales a 50 °C, 20 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #2 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 2: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 20 min y 50 rpm”.

Condiciones experimentales a 50 °C, 10 min y 30 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #2 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 3 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 10 min y 30 rpm”.

Condiciones experimentales a 50 °C, 20 min y 30 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #2 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 4 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 20 min y 30 rpm”.

Condiciones experimentales a 80 °C, 10 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agentes adsorbentes. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #3 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 5 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 10 min y 50 rpm”.

Condiciones experimentales a 80 °C, 20 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agentes adsorbentes. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #3 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 6 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 20 min y 50 rpm”.

Condiciones experimentales a 80 °C, 10 min y 30 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agentes adsorbentes. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #3 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 7 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 10 min y 30 rpm”.

Condiciones experimentales a 80 °C, 20 min y 30 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #3 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y la gráfica # 8 “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 20 min y 30 rpm”.

2.1.4. Tratamiento de una disolución azucarada a 15°Bx con Carbón Activado, Bentonita Natural, Bentonita Activada por la vía física y por la química.

Condiciones experimentales a 50 °C, 10 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH, la remoción de color y turbiedad con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #4 “Comportamiento del pH, la remoción de color y turbiedad en una disolución azucarada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y las gráficas:

9 “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 10 min y 50 rpm”.

13 “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 10 min y 50 rpm”.

17 “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 10 min y 50 rpm”.

Condiciones experimentales a 50 °C, 20 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH, la remoción de color y turbiedad con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #4 “Comportamiento del pH, la remoción de color y turbiedad en una disolución azucarada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y las gráficas:

10 “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 20 min y 50 rpm”.

14 “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 20 min y 50 rpm”.

18 “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 20 min y 50 rpm”.

Condiciones experimentales a 80 °C, 10 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH, la remoción de color y turbiedad con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #5 “Comportamiento del pH, la remoción de color y turbiedad en una disolución azucarada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y las gráficas:

11 “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 10 min y 50 rpm”.

15 “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 10 min y 50 rpm”.

19 “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 10 min y 50 rpm”.

Condiciones experimentales a 80 °C, 20 min y 50 rpm:

El objetivo es observar la variación del pH, la remoción de color y turbiedad con el incremento de la cantidad de agente adsorbente. Los resultados obtenidos de esta experiencia, se muestran en la tabla #5 “Comportamiento del pH, la remoción de color y turbiedad en una disolución azucarada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales” y las gráficas:

12 “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 20 min y 50 rpm”.

16 “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 20 min y 50 rpm”.

20 “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 20 min y 50 rpm”.

2.1.5. Tratamiento de jugo de caña con bentonita activada por vía química.

Primeramente se realizó una experiencia al jugo natural sin añadirle ninguna sustancia adsorbente para utilizarlo como patrón de comparación.

1. Se tomó una muestra de jugo absoluto y se le midió el Bx y el pH.
2. Se diluyó el jugo hasta 15° Bx.

Para esto se realizaron los siguientes cálculos, según balances de masa:

Se desea obtener 600 ml de jugo a 15° Bx.

$$\rho_{\text{jugo a } 15^{\circ}\text{Bx}} = 1.058 \text{ g/ml}$$

$$\rho_{\text{jugo a } 21.5^{\circ}\text{Bx}} = 1.087 \text{ g/ml}$$

$$\rho_{\text{agua}} = 0.996 \text{ g/ml}$$

$$\text{Masadejugo } 15^{\circ}\text{Bx} = 600\text{ml} * \frac{1\text{m}^3}{1000000\text{ml}} * 1058 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0.6348\text{Kgdejugo} = 634.8\text{gdejugo}$$

$$\text{Masadejugo } 15^{\circ}\text{Bx} * 0.15 = \text{Masadejugo } 21.5^{\circ}\text{Bx} * 0.215$$

$$\text{Masadejugo } 21.5^{\circ}\text{Bx} = \frac{634.8\text{g} * 0.15}{0.215} = 443\text{g}$$

$$\text{Masadeagua} = 634.8\text{g} - 443\text{g} = 191.8\text{g}$$

$$\text{mldejugo } 21.5^{\circ}\text{Bx} = \frac{443\text{g}}{1.087 \frac{\text{g}}{\text{ml}}} = 408\text{mldejugo}$$

$$\text{mldeagua} = \frac{192\text{g}}{0.996 \frac{\text{g}}{\text{ml}}} = 193\text{mldeagua}$$

3. Se tomaron 550 ml de jugo y se alcalizó con lechada de cal de 4.5° Be hasta un pH= 8.0.
4. Se calentó hasta su punto de ebullición.
5. Se realizó una prueba de sedimentación a 250 ml con adición de disolución de floculante Quimifloc, al 1 % masa, a razón de 3 ppm.

Tiempo (minutos)	Altura (cm)
0	21
3	1

6. Se realizó otra prueba de sedimentación a 250 ml pero sin adición de floculante.

Tiempo (minutos)	Altura (cm)
0	21
5	1

Variante1: Consiste en añadirle bentonita al jugo antes de alcalizarlo.

1. Se tomó el jugo en su estado natural y se le midió el pH y el Bx.
2. Se diluyó hasta 15 °Bx de igual manera que en la muestra patrón.
3. Se tomaron 550 ml de jugo, se calentó hasta 50° C, se le añadió la bentonita requerida y se agitó durante 10 minutos a 50 rpm.

Cantidad de bentonita a añadir:

$$\frac{0.225gdebentonita}{150mldejugo} * 550mldejugo = 0.825gdebentonita$$

4. El jugo tratado es filtrado para retener las partículas de bentonita que quedan presentes.
5. Se toman 500 ml del jugo filtrado anteriormente tratado con bentonita y se alcaliza hasta un pH=8.
6. Se calienta hasta su punto de ebullición.
7. Una parte se pone a sedimentar sin floculante y se le realiza la prueba de sedimentación.

Tiempo (minutos)	Altura (cm)
0	11
2	1

8. La otra parte se le añade floculante y se le realiza la prueba de sedimentación

Tiempo (minutos)	Altura (cm)
0	13
1	1

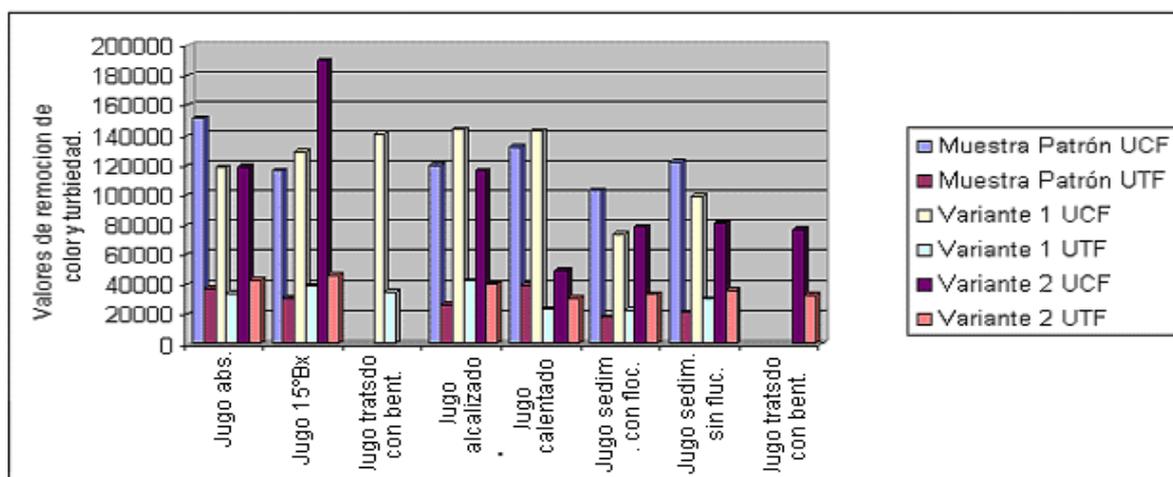
9. Se toma el sobrenadante de ambas sedimentaciones y se le mide valores de pH, Bx y Absorbancias a 440 y 720 nm.

Variante 2: Consiste en añadirle bentonita al jugo una vez que haya sedimentado con la adición de floculante.

Para la variante 2 se realizaron los mismos pasos que para la muestra patrón, después de realizada la prueba de sedimentación se toma el sobrenadante de la sedimentación con floculante y se le añade bentonita activada por vía química a condiciones operacionales de 50° C, en un período de 10 min. y 50 rpm.

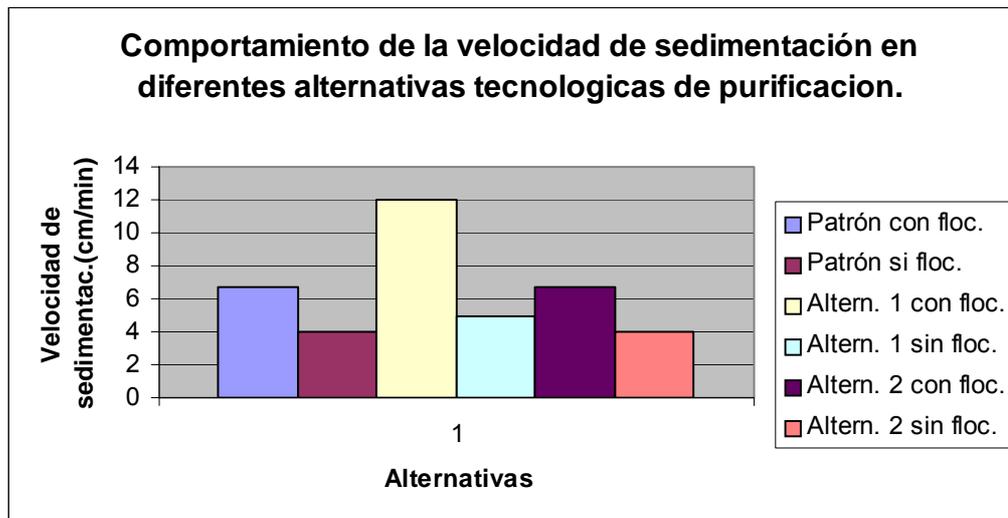
Los valores que se tienen en cuenta en cada paso se muestran en la siguiente tabla:

Condición del jugo	pH	Bx	Abs440	Abs720	UCF	UTF
Muestra patrón						
Jugo absoluto	4.91	21.5	0.303	0.074	151500	37000
Jugo a 15° Bx	5.08	15	0.174	0.046	116000	30667
Jugo alcalizado	7.99	14.45	0.18	0.039	120000	26000
Jugo calentado	7.44	14.26	0.198	0.059	132000	39333
J. sediment. con floculante	8.01	14.3	0.154	0.027	102667	18000
J. sediment. sin floculante	7.98	14.5	0.183	0.032	122000	21333
Variante 1						
Jugo absoluto	4.7	21.5	0.236	0.068	118000	34000
Jugo a 15° Bx	4.77	15	0.193	0.058	128667	38667
J. filtrado(tratado con bent)	5.8	15	0.211	0.052	140667	34667
Jugo alcalizado	8.01	13	0.215	0.063	143333	42000
Jugo calentado	7.54	13.1	0.214	0.035	142667	23333
J. sediment. con floculante	6.84	13	0.11	0.034	73333	22667
J. sediment. sin floculante	6.97	13	0.148	0.045	98667	30000
Variante 2						
Jugo absoluto	4.65	21.5	0.237	0.085	118500	42500
Jugo a 15° Bx	4.76	15	0.285	0.069	190000	46000
Jugo alcalizado	8	14	0.174	0.06	116000	40000
Jugo calentado	7.41	14.05	0.074	0.046	49333	30667
J. sediment. con floculante	8.04	14	0.118	0.05	78667	33333
J. sediment. sin floculante	7.91	14	0.121	0.054	80667	36000
Jugo tratado con bentonita	7.31	13.98	0.115	0.049	76667	32667



Valores de velocidad de sedimentación(cm/min) de la disolución azucarada a 15° Bx.

Alternativa	Con floculante	Sin floculante
Patrón	6.66	4
1	12	5
2	6.66	4



Procedimiento para el cálculo de las unidades de color fotocolorimétricas (UCF) y unidades de turbiedad fotocolorimétricas (UTF):

$$UC = \frac{A}{b * c} * 1000$$

A- Absorbancia leída a cada longitud de onda. (440 y 720 nm)..

b- Longitud de la cubeta en cm.

c- Concentración de la solución en g/ml. (Los datos se toman del Manual analítico de control. 1982, T-II, Tabla # 9.) Estos valores dependen del Bx de la disolución de la muestra a analizar.

El cálculo de UC es afectado por el factor de dilución. En algunos casos dicho factor era 10 y en otros era 2.

El cálculo de la remoción de color se realizó de la siguiente forma:

$$Remoc..color = \frac{UCo - UCf}{UCo} * 100$$

2.2. Comportamiento del pH según tendencias de posibles modelos estadísticos y su coeficiente de correlación (R^2) para aguas y disoluciones azucaradas al ser tratadas con diferentes agentes adsorbentes en diferentes dosis y condiciones operacionales.

Agua destilada

Parám.	Ag.ads.	Posible tend.	Modelo (y)	R2	Parám.	Modelo	R2
50oC	Carbón	Linial	$1.6x + 0.81$	0.98	80oC	$1.4x + 0.995$	0.993
10 min	Act.	Logarit	$0.2769\ln(x) + 1.6372$	0.882	10min	$0.2542\ln(x) + 1.739$	0.984
50rpm		Exp	$0.8489e1.3632x$	0.992	50rpm	$1.0168e1.0864x$	0.984
		Polin.	$2.6667x^2 + 0.4x + 0.905$	1		$-1.3333x^2 + 2x + 0.9475$	1
	Bent.	Linial	$1.3667x + 0.7525$	0.998		$1.0333x + 0.8808$	0.983
	Natural	Logarit	$0.2461\ln(x) + 1.4753$	0.973		$0.1793\ln(x) + 1.416$	0.89
		Exp	$0.779e1.3121x$	0.991		$0.8984e0.9244x$	0.992
		Polin	$0.6667x^2 + 1.6667x + 0.7287$	1		$1.5556x^2 + 0.3333x + 0.9362$	1
	Bent	Linial	$0.9333x + 0.7633$	0.855		$1.2667x + 0.7483$	0.977
	Act.	Logarit	$0.1811\ln(x) + 1.2789$	0.967		$0.2188\ln(x) + 1.4026$	0.877
	vía Fca	Exp	$0.7705e1.0003x$	0.843		$0.7765e1.2198x$	0.99
		Polin	$-4.4444x^2 + 2.9333x + 0.605$	1		$2.2222x^2 + 0.2667x + 0.8275$	1
	Bent	Linial	$-8.1333x + 0.59$	0.932		$-9.1x + 0.4142$	0.903
	Act	Logarit	$-1.5341\ln(x) - 3.8289$	0.997		$-1.7363\ln(x) - 4.5635$	0.988
	VíaQca	Exp		-			-
		Polin	$25.333x^2 - 19.533x + 1.4925$	1		$34.444x^2 - 24.6x + 1.6413$	1
50oC	Carbón	Linial	$2.1667x + 0.7325$	0.966	80oC	$1.0667x + 1.1367$	0.923
20min	Act.	Logarit	$0.3715\ln(x) + 1.8469$	0.854	20min	$0.202\ln(x) + 1.7175$	0.995
50rpm		Exp	$0.8004e1.7667x$	0.987	50rpm	$1.1456e0.7939x$	0.911
		Polin.	$4.6667x^2 + 0.0667x + 0.8987$	1		$-3.5556x^2 + 2.6667x + 1.01$	1
	Bent.	Linial	$1.3x + 0.7608$	1		$1.3667x + 0.9092$	0.905
	Natural	Logarit	$0.2313\ln(x) + 1.4436$	0.951		$0.2272\ln(x) + 1.6002$	0.752
		Exp	$0.7865e1.2466x$	0.999		$0.9407e1.0988x$	0.923
		Polin	$0.2222x^2 + 1.2x + 0.7687$	1		$5.1111x^2 - 0.9333x + 1.0913$	1
	Bent	Linial	$1.3667x + 0.6592$	0.946		$1.3667x + 0.8692$	0.905
	Act.	Logarit	$0.2316\ln(x) + 1.3575$	0.816		$0.2272\ln(x) + 1.5602$	0.752
	vía Fca	Exp	$0.6957e1.3935x$	0.966		$0.9016e1.1357x$	0.923
		Polin	$3.7778x^2 - 0.3333x + 0.7937$	1		$5.1111x^2 - 0.9333x + 1.0513$	1

Capítulo # 2:

	Bent	Linial	$-8.9333x + 0.62$	0.943		$-9.3667x + 0.4442$	0.908
	Act	Logarit	$-1.6769\ln(x) - 4.2198$	0.999		$-1.7839\ln(x) - 4.6738$	0.99
	víaQca	Exp					
		Polin	$25.333x^2 - 20.333x + 1.5225$	1		$34.444x^2 - 24.867x + 1.6713$	1
50oC	Carbón	Linial	$2.5667x + 0.3025$	0.961	80oC	$1.9333x + 0.6483$	0.897
10min	Act.	Logarit	$0.4385\ln(x) + 1.62$	0.843	10min	$0.3204\ln(x) + 1.6241$	0.741
30rpm		Exp	$0.4237e^{2.954x}$	0.993	30rpm	$0.7152e^{1.734x}$	0.925
		Polin.	$6x^2 - 0.1333x + 0.5162$	1		$7.5556x^2 - 1.4667x + 0.9175$	1
	Bent.	Linial	$1.6333x + 0.4092$	0.952		$1.5667x + 0.6242$	1
	Natural	Logarit	$0.3053\ln(x) + 1.2918$	1		$0.2803\ln(x) + 1.4497$	0.962
		Exp	$0.4472e^{2.277x}$	0.918		$0.6621e^{1.6391x}$	0.993
		Polin	$-4.2222x^2 + 3.5333x + 0.2587$	1		$-0.2222x^2 + 1.6667x + 0.6162$	1
	Bent	Linial	$1.6x + 0.3833$	0.945		$1.7x + 0.5242$	0.994
	Act.	Logarit	$0.3\ln(x) + 1.2497$	0.999		$0.3085\ln(x) + 1.4272$	0.984
	vía Fca	Exp	$0.4203e^{2.3458x}$	0.909		$0.5678e^{1.9535x}$	0.975
		Polin	$-4.4444x^2 + 3.6x + 0.225$	1		$-1.5556x^2 + 2.4x + 0.4687$	1
	Bent	Linial	$-6.5667x - 0.3692$	0.999		$-7.9667x + 0.1325$	0.977
	Act	Logarit	$-1.1813\ln(x) - 3.8403$	0.972		$-1.4674\ln(x) - 4.1364$	0.997
	víaQca	Exp					
		Polin	$2.8889x^2 - 7.8667x - 0.2662$	1		$14x^2 - 14.267x + 0.6313$	1
50oC	Carbón	Linial	$2.5x + 0.4175$	0.975	80oC	$1.6667x + 1.0283$	0.998
20min	Act.	Logarit	$0.431\ln(x) + 1.7073$	0.871	20min	$0.2945\ln(x) + 1.9004$	0.937
30rpm		Exp	$0.5209e^{2.5853x}$	0.997	30rpm	$1.0612e^{1.1947x}$	1
		Polin.	$4.6667x^2 + 0.4x + 0.5837$	1		$0.8889x^2 + 1.2667x + 1.06$	1
	Bent.	Linial	$1.5667x + 0.5008$	0.982		$1.1x + 0.9758$	0.992
	Natural	Logarit	$0.2876\ln(x) + 1.3386$	0.995		$0.1999\ln(x) + 1.5607$	0.986
		Exp	$0.5377e^{1.9283x}$	0.958		$0.9904e^{0.911x}$	0.985
		Polin	$-2.4444x^2 + 2.6667x + 0.4137$	1		$-1.1111x^2 + 1.6x + 0.9362$	1
	Bent	Linial	$1.6333x + 0.4492$	0.952		$1.4333x + 0.8308$	0.996
	Act.	Logarit	$0.3053\ln(x) + 1.3318$	1		$0.2594\ln(x) + 1.5911$	0.98
	vía Fca	Exp	$0.4856e^{2.1525x}$	0.92		$0.8569e^{1.2669x}$	0.986
		Polin	$-4.2222x^2 + 3.5333x + 0.2987$	1		$-1.1111x^2 + 1.9333x + 0.7912$	1
	Bent	Linial	$-6.9667x - 0.3858$	0.987		$-8.5667x + 0.3408$	0.937
	Act	Logarit	$-1.273\ln(x) - 4.1016$	0.991		$-1.6121\ln(x) - 4.307$	0.998
	víaQca	Polin	$9.1111x^2 - 11.067x - 0.0612$	1		$25.556x^2 - 20.067x + 1.2513$	1

Disolución azucarada

Parám	Ag ads.	Posible tend.	Modelo(y)	R2	Parám	Modelo	R2
50oC-10min	Carbón	Linial	$0.9667x + 0.4058$	0.954	80oC-10min	$0.2667x + 0.8467$	0.923
50rpm	Activado	Logarit	$0.1805\ln(x) + 0.9279$	1	50rpm	$0.0505\ln(x) + 0.9919$	0.995
		Exp	$0.4232e1.6295x$	0.93		$0.8476e0.2965x$	0.918
		Polin.	$-2.4444x^2 + 2.0667x + 0.3187$	1		$-0.8889x^2 + 0.6667x + 0.815$	1
	Bentonita	Linial	$0.7x + 0.2825$	0.993		$0.2667x + 0.8167$	0.98
	Natural	Logarit	$0.1228\ln(x) + 0.6472$	0.918		$0.0461\ln(x) + 0.9545$	0.882
		Exp	$0.3009e1.6032x$	1		$0.8183e0.3032x$	0.983
		Polin	$0.6667x^2 + 0.4x + 0.3062$	1		$0.4444x^2 + 0.0667x + 0.8325$	1
	Bentonita	Linial	$0.5x + 0.2975$	0.987		$0.2333x + 0.8075$	0.942
	Activada vía Fca	Logarit	$0.0914\ln(x) + 0.5643$	0.991		$0.0395\ln(x) + 0.9266$	0.811
		Exp	$0.3059e1.249x$	0.973		$0.8089e0.2699x$	0.947
		Polin	$-0.6667x^2 + 0.8x + 0.2737$	1		$0.6667x^2 - 0.0667x + 0.8312$	1
	Bentonita	Linial	$-4.7667x + 0.2192$	1		$-3.3333x + 1.1033$	0.923
	Activada vía Qca	Logarit	$-0.8543\ln(x) - 2.2951$	0.965		$-0.5587\ln(x) - 0.5895$	0.78
		Exp					
		Polin	$1.1111x^2 - 5.2667x + 0.2588$	1		$-11.111x^2 + 1.6667x + 0.7075$	1
50oC-20min	Carbón	Linial	$1.3867x + 0.348$	0.944	80oC-20min	$0.44x + 0.773$	0.917
50rpm	Activado	Logarit	$0.2613\ln(x) + 1.086$	0.962	50rpm	$0.085\ln(x) + 1.0108$	0.983
		Exp	$0.3871e2.2413x$	0.918		$0.7759e0.5118x$	0.908
		Polin.	$-2.7937x^2 + 2.6438x + 0.238$	0.974		$-1.3968x^2 + 1.0686x + 0.718$	0.989
	Bentonita	Linial	$0.7333x + 0.361$	0.93		$0.4267x + 0.546$	0.959
	Natural	Logarit	$0.139\ln(x) + 0.753$	0.96		$0.0771\ln(x) + 0.7679$	0.899
		Exp	$0.3748e1.4504x$	0.897		$0.5513e0.6658x$	0.962
		Polin	$-1.1429x^2 + 1.2476x + 0.316$	0.948		$6E-14x^2 + 0.4267x + 0.546$	0.959
	Bentonita	Linial	$0.76x + 0.339$	0.997		$0.3867x + 0.489$	0.987
	Activada vía Fca	Logarit	$0.1396\ln(x) + 0.738$	0.966		$0.0691\ln(x) + 0.6889$	0.906
		Exp	$0.3574e1.5221x$	0.985		$0.4942e0.6697x$	0.992
		Polin	$-0.381x^2 + 0.9314x + 0.324$	0.999		$0.381x^2 + 0.2152x + 0.504$	0.995
	Bentonita	Linial	$-4.2267x + 0.235$	0.96		$-2.0533x + 0.626$	0.925
	Activada	Logarit	$-0.7954\ln(x) - 2.02$	0.976		$-0.3533\ln(x) - 0.41$	0.786
	vía Qca	Polin	$7.23x^2 - 7.48x - 0.52$	0.982		$-5.58x^2 + 0.46x + 0.406$	0.978

2.3. Análisis estadístico

Comportamiento del agua destilada al ser tratada con bentonita activada por vía química

Modelo lineal

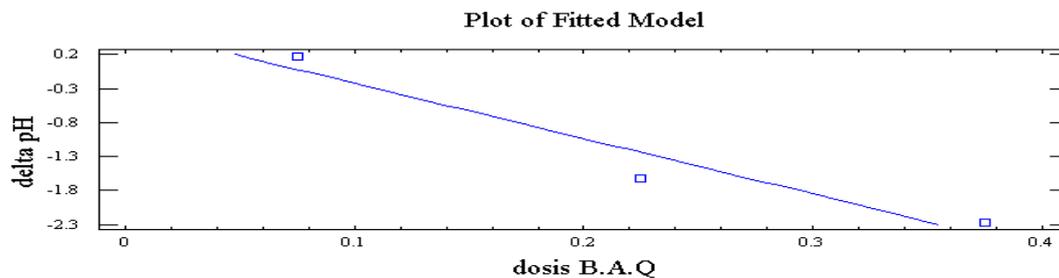
Polynomial Regression Analysis

Dependent variable: delta pH

Parameter	Estimate	Standard Error	T Statistic	P-Value
CONSTANT	0.59	0.562028	1.04977	0.4845
dosis B.A.Q	-8.13333	2.19333	-3.7072	0.1677

R-squared = 93.2173 percent

delta pH = 0.59-8.13333*dosis B.A.Q



Modelo cuadrático

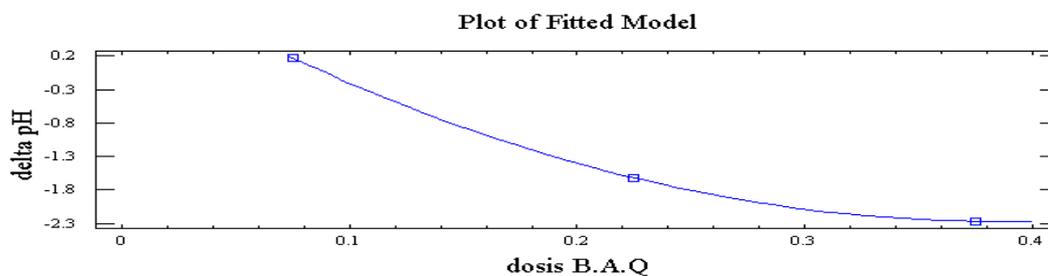
Polynomial Regression Analysis

Dependent variable: delta pH

Parameter	Estimate	Standard Error	T Statistic	P-Value
CONSTANT	1.4925			
dosis B.A.Q	-19.5333			
dosis B.A.Q^2	25.3333			

R-squared = 100.0 percent

delta pH = 1.4925-19.5333*dosis B.A.Q + 25.3333*dosis B.A.Q^2



Comportamiento de una disolución azucarada al ser tratada con bentonita activada por vía química

Modelo lineal

Polynomial Regression Analysis

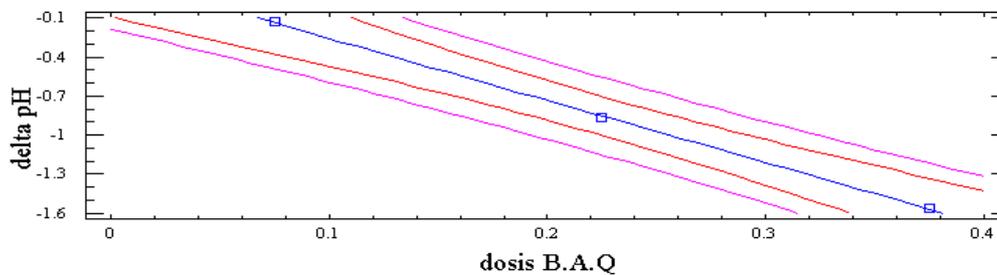
Dependent variable: delta pH

Parameter	Estimate	Standard Error	T Statistic	P-Value
CONSTANT	0.219167	0.0246503	8.89102	0.0713
dosis B.A.Q	-4.76667	0.096225	-49.5367	0.0128

R-squared = 99.9593 percent

$$\text{delta pH} = 0.219167 - 4.76667 * \text{dosis B.A.Q}$$

Plot of Fitted Model



Modelo cuadrático

Polynomial Regression Analysis

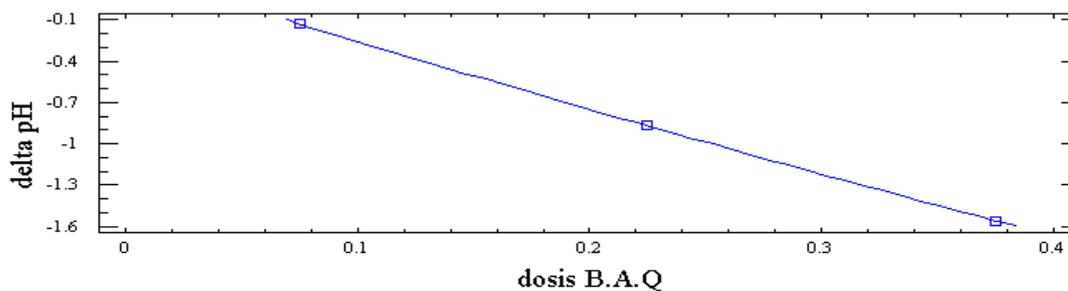
Dependent variable: delta pH

Parameter	Estimate	Standard Error	T Statistic	P-Value
CONSTANT	0.25875			
dosis B.A.Q	-5.26667			
dosis B.A.Q^2	1.11111			

R-squared = 100.0 percent

$$\text{delta pH} = 0.25875 - 5.26667 * \text{dosis B.A.Q} + 1.11111 * \text{dosis B.A.Q}^2$$

Plot of Fitted Model



Conclusiones parciales

1. Los resultados del comportamiento del pH del agua tratada con carbón activado, bentonita natural y bentonita activada por la vía física, para cualquiera de las condiciones operacionales realizadas, pone de manifiesto incremento en el valor del pH, estando en correspondencia este efecto con el incremento en la dosis del agente adsorbente. Solo cuando se aplicó bentonita activada por la vía química es que se obtuvo disminución del pH, el que se hizo mas pequeño en la medida en que se incremento la dosis de este agente adsorbente.
2. Se observa un comportamiento similar al expuesto para el agua, al analizar los resultados del pH en disoluciones azucaradas de 15 ° Bx, tanto con carbón activado como con bentonita en cualquiera de sus formas.
3. Los resultados de las lecturas de absorbancia a 440 nm(para color) y 720 nm(para turbiedad) en disoluciones azucaradas de 15° Bx para cualquiera de los agentes adsorbentes empleados a las condiciones operacionales de 50° C, 10 min y 50 rpm; 50° C, 20 min y 50 rpm y 80°C, 10 min y 50 rpm, así como para la condición de 80° C, 20 min y 50 rpm con carbón activado y bentonita natural, mostraron tendencia a la disminución con el incremento de la dosis del agente.
4. La condición operacional realizad a 50°C, 10 min y 50 rpm cuando se trata la disolución azucarada de 15° Bx con bentonita activada por la vía química permite obtener los mayores valores de remoción de color y turbiedad.
5. De las 3 alternativas tecnológicas de purificación de jugo de caña, simuladas a escala de laboratorio(Patrón, variante 1 con adición de bentonita activada vía química a razón de 0.225 g/150 ml de jugo, previa a la etapa de alcalización a la mejor condición operacional 50 °C-10min-50rpm y filtrando posteriormente, y Variante 2 similar a la patrón pero con tratamiento con bentonita al jugo clarificado final), la correspondiente a la variante 1 ofrece los mejores resultados en cuanto a pH del jugo claro cercano a 7,00, menor color y valor aceptable de turbiedad, así como la mayor velocidad de sedimentación(12 cm/min) cuando se aplico formulante y 5 cm/min sin la aplicación de este.
6. Los análisis estadísticos realizados por el Excel y Statgraphic, teniendo en cuenta las tendencias(lineal, exponencial, logarítmica y polinomial), así como el coeficiente de correlación R^2 permitió obtener los modelos estadísticos para la dependencia de delta pH en función a la dosis del agente adsorbente empleado para muestras de agua destilada y disolución azucarada de 15° Bx, siendo el modelo polinomial o cuadrático el que mejor refleja el comportamiento del modelo obtenido.

Capítulo # 3: Análisis de los resultados

3.1. Estrategia a seguir acorde a la alternativa que ofrece los mejores resultados.

En dependencia a los datos obtenidos en la purificación de jugo de caña con bentonita activada vía química podemos observar que la mejor variante es la 1, es decir, añadir bentonita al jugo antes de alcalizarlo, filtrándolo para que las partículas de bentonita no pasen al proceso.

La estrategia a seguir en el área de purificación con el jugo que sale del colador parabólico es como sigue:

El jugo procedente de las romanas del guarapo, es descargado en un tanque de mezcla donde se le añadirá la bentonita y se agitará durante 10 minutos a 50° C. Posteriormente se debe realizar una operación de filtración para separar la bentonita añadida. El jugo filtrado resultante es enviado a un segundo tanque de mezcla donde será alcalizado junto al jugo recirculado de los filtros hasta un pH de aproximadamente 8.0. Debe tenerse en cuenta el contenido de fosfato en el jugo, porque de ser muy bajo, no hay ningún tipo de reacción, o sea el calcio estará en exceso, posibilitando que las partículas sean mucho más finas, dificultando así su sedimentación.

Posteriormente el jugo tratado y alcalizado es enviado a los calentadores y tanque flash, desde donde se alimenta al clarificador, que es el encargado de posibilitar su sedimentación. El claro será enviado directamente a los evaporadores y el sedimento será alimentado al cachazón donde se le adiciona bagacillo para ayudar a mejorar las propiedades filtrantes de la mezcla la que se envía al filtro rotatorio al vacío. (Fig.2 en la que se especifica la diferencia de este esquema tecnológico con el tradicional de la fig.1)

3.2. Propuesta tecnológica para la activación de bentonita por la vía química para la capacidad de la Planta Piloto Azucarera José Martí de la UCLV.

Cálculo de las sustancias utilizadas.

La capacidad de molienda de la Planta Piloto es de 10000@ /día, en una zafra de 3 meses que equivale a 84 días tenemos:

$$\frac{10000@}{dia} * 84días * \frac{25lbs}{@} * \frac{1Kg}{2.2lbs} * \frac{1t}{1000Kg} = 9575 \text{ t de caña}$$

El índice de consumo de la bentonita activada es: 0.225g de bentonita /150ml de jugo.

$$\frac{9545Kgdejugo}{1052 \frac{Kg}{m^3}} * 1000 \frac{l}{m^3} * 1000 \frac{ml}{l} = 9073190000ml$$

Para saber la cantidad de bentonita necesaria para el proceso:

$$\frac{0.225gdebent}{150mldejugo} * 9073190000mldejugo = 13609785gdebent = 13609.785Kgdebentact$$

Partiendo de que:

De 100 g de bentonita natural se obtienen aproximadamente 20 g de bentonita activada de acuerdo a la activación a escala de laboratorio, por lo que se tendrá:

$$\begin{array}{l} 100 \text{ g} \text{ ----- } 20 \text{ g} \\ X \text{ ----- } 13609785 \text{ g} \end{array}$$

$$X = 68048925 \text{ g} = 68048.9 \text{ Kg}$$

Se necesitan 68048.9 Kg de bentonita natural para obtener 13609.8 Kg de bentonita activada necesarias para los tres meses de zafra.

- Cálculo de la lechada de cal a 4°Be

$$\frac{10000@ \text{ decaña}}{dia} * \frac{1dia}{24h} * \frac{25lbs}{1@} * \frac{1Kg}{2.2lbs} * \frac{1t}{1000Kg} = 4.73 \text{ t de caña / h}$$

El equivalente de caña a moler, según el jugo del filtro = 710.22 Kg = 0.710 t / h

El equivalente total de caña a moler = 4.73 + 0.710 = 5.44 t de caña / h

Considerando: un consumo de $\frac{500gdeCaO}{tdecaña}$ se tendrá:

$$\frac{500gdeCaO}{tdecaña} * \frac{5.44tdecaña}{h} = 2720g \text{ de CaO / h}$$

Para una lechada de cal de 4°Be, se tiene 36 g de CaO / litro de lechada, de densidad = 1029 Kg / m³, por lo que se necesitarán:

$$\frac{2720gdeCaO}{h} * \frac{\text{litro}}{36gdeCaO} = 75.55 \text{ litro de lechada / h} = 0.0755 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$\text{Donde Flujo másico de lechada} = \frac{0.0755m^3}{h} * \frac{1029Kg}{m^3} = 77.68 \text{ Kg / h}$$

- Cantidad de Agua y ácido que se necesitan para toda la zafra:

Se parte del criterio expuesto por (Hernández, J. 2007):

$$\frac{600gdedisol}{100gdebent} * 13609785gdebent = 81658710gdedisol$$

La disolución se preparó de la siguiente manera:

$$\text{Volumen del Ácido sulfúrico (H}_2\text{SO}_4) = \frac{5gdeac}{1.049 \frac{g}{ml}} = 4.77ml$$

$$\text{Volumen del agua (H}_2\text{O)} = \frac{95gdeagua}{0.997 \frac{g}{ml}} = 95.28ml$$

$$\frac{4.77mldeac}{100gdedisol} * 81658710gdedisol = 3895120.5mldeacido$$

$$\frac{95.28mldeagua}{100gdedisol} * 81658710gdedisol = 77804418.9mldeagua$$

Se necesitan 3895120.5 ml de ácido y 77804418.9 ml de agua para preparar la disolución de ácido para toda la zafra.

- Balance en el tanque de lavado de bentonita natural

Flujo de bentonita natural:

$$\frac{68048.9 \text{ Kg}}{30 \text{ dias}} * \frac{1000g}{1Kg} * \frac{1cm^3}{2.23g} * \frac{1d}{1h} * \frac{1h}{3600s} = 282.6 \frac{cm^3}{s} = 1.01 \frac{m^3}{h}$$

Flujo de H₂O(en un flujo equivalente a 20 veces el flujo de bentonita a utilizar)

$$282.6 \text{ cm}^3/\text{s} * 20 = 5652 \text{ cm}^3/\text{s} = 20.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

Volumen total del líquido en el tanque = 1.01m³+20.4m³ = 21.41m³/h

- Tanque de mezclado de la bentonita con el ácido:

La cantidad de bentonita activada va a ser igual a la cantidad que se va a añadir en este tanque, pues la masa de ácido que se adiciona es despreciable.

Partiendo de 13609.8 kg de bentonita activada, tenemos:

$$\frac{13609.8 \text{ Kg}}{30 \text{ dias}} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ Kg}} * \frac{1 \text{ cm}^3}{2.23 \text{ g}} * \frac{1 \text{ dia}}{1 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 56.5 \text{ cm}^3/\text{s} = 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Cálculo del flujo de ácido (H₂SO₄) que se adiciona al tanque:

Si se necesitaran 3895120.5 ml de H₂SO₄ para 30 días se tendrá que:

$$\frac{3895120.5 \text{ ml}}{30 \text{ dias}} * \frac{1 \text{ d}}{1 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 36.1 \text{ cm}^3/\text{s} = 0.13 \text{ m}^3/\text{h} \text{ de ácido}$$

Cálculo del flujo del agua:

$$\frac{77804418.9 \text{ cm}^3}{30 \text{ dias}} * \frac{1 \text{ dia}}{1 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 720.4 \text{ cm}^3/\text{s} = 2.6 \text{ m}^3/\text{h} \text{ de H}_2\text{O}$$

Flujo de la disolución de ácido al 5%

$$0.13 \text{ m}^3/\text{h} + 2.6 \text{ m}^3/\text{h} = 2.73 \text{ m}^3/\text{h} = 756.5 \text{ cm}^3/\text{s}$$

Volumen total del líquido en el tanque = Vol de bent. + Vol de disoluc. de ácido

$$= 1.01 \text{ m}^3 + 2.73 \text{ m}^3 = 3.74 \text{ m}^3$$

- Cálculo del área de sedimentación requerida.

$$A_{\text{SED}} = \frac{Q_m * (1 - \frac{x_i}{x_f})}{\rho_{\text{JC}} * V'_{\text{SED}}} \quad (\text{Ec 3.13; Pavlov K.F; 1981}).$$

Para un jugo claro de 15oBx, cuya densidad = 1050 Kg / m³ y para valores de insolubles de:

$$X_{\text{insol. alimentado}} = 0.023$$

Xinsol. fondo = 0.1539

y velocidad de sedimentación de 6.6 cm / min = 0.0011 m / s (obtenido de la prueba de sedimentación en probeta sin aplicar bentonita).

$$V'_{SED} = 0.5 * V_{SEDLIB} \quad (\text{Ec 3.12; Pavlov K.F; 1981}).$$

$$V/\text{sed} = 0.5 * V_{\text{sed}} = 0.00055 \text{ m / s}$$

$$A_{\text{sed}} = \frac{1.5340 \left(1 - \frac{0.023}{0.1539} \right)}{1050 * 0.00055} = 3.12 \text{ m}^2$$

- Para cuando se aplica bentonita activada por la vía química.

$$V/\text{sed} = 0.00216 \text{ m / s}$$

Xi . Alimet. = Masa de insolubles alimentada / masa total de alimentación

$$\frac{0.023 \text{ Kg de Insol Alimt}}{\text{Kg de Aliment.}} * 5522.74 \frac{\text{Kg Alimentado}}{h} = 127.02 \text{ Kg / h de Ins. Alimt.}$$

Para el cálculo de la masa de insoluble en el fondo, calcular primero a través de un balance en el clarificador del flujo de claro, para eso se parte de:

Balance total

$$Q_{mo} = Q_{mc} + Q_{mf} \quad (1)$$

Balance parcial de insolubles

$$Q_{mo} * x_o = Q_{mc} * x_c + Q_{ml} * x_L \quad (2)$$

Despejando Q_{ml} de (1) y sustituyendo en (2)

$$Q_{mc} * (x_c - x_L) + Q_{mo} * (x_L - x_o) = 0$$

$$Q_{mc} * (0.014 - 0.1539) + 5522.74 (0.1539 - 0.023)$$

$$Q_{mc} = 5167.40 \text{ Kg / h} = 1.43 \text{ Kg / s}$$

Sustituyendo este valor en la ecuación (1) se obtiene que: Q_{mf} = 355.34 Kg / h

Masa de insolubles en el fondo = 0.1539 * Q_{mf} = 54.68 Kg / h

Cantidad de bentonita activada por la vía química que se añade al proceso:

$$\frac{0.225 \text{ g de Bentonita}}{150 \text{ ml de jugo}} * 5.25 * 10^6 \text{ ml de jugo} = 2.25 \text{ Kg Bentonita / h}$$

Masa total de jugo alimentado = 5522.74 + 2.25 = 5524.99 Kg Jugo / h

$$Xi. \text{ Alimt.} = \frac{127.02 + 2.25}{5524.99} = 0.0233$$

$$\text{XI. Fondo} = \frac{54.68 + 2.25}{355.34 + 2.25} = 0.159$$

$$\text{Ased} = \frac{1.53 \left(1 - \frac{0.0233}{0.16} \right)}{1050 * 0.00216} = 0.87 \text{ m}^2$$

- Cálculo del flujo al que puede ser alimentado el clarificador.

Sin bentonita

$$Q_r = \text{Ased} * V/\text{sed} = 3.5 \text{ m}^2 * 0.00055 \text{ m / s} * 3600 \text{ s / h} = 6.93 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$Q_{mr} = 7290 \text{ Kg / h}$$

Considerando que este fluido másico de jugo claro representa un 85% de Q_{mo} , se tendrá:

$$Q_{mo} = \frac{Q_{mr}}{0.85}$$

$$Q_{mo} = 8576 \text{ Kg / h} = 8.15 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Con bentonita activada por la vía química

Siguiendo la misma metodología anterior se tendrá que:

$$Q_r = 27.21 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{mr} = 28631 \text{ kg/h}$$

$$Q_{mo} = 33683 \text{ Kg / h} = 32 \text{ m}^3/\text{h}$$

Diseño de los equipos que intervienen en el proceso:

- Tanque de lavado de la Bentonita natural:

Datos

$$\text{Masa (H}_2\text{O)} = 1360960 \text{ Kg} = 45365 \text{ Kg/d}$$

$$\text{Densidad del H}_2\text{O} = 9095.7 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Volumen (H}_2\text{O)} = \frac{\text{Masa}}{\rho} = 4.98 \text{ m}^3$$

$$\text{Masa (Bentonita)} = 68048 \text{ Kg de Bentonita} = 2268 \text{ Kg/d}$$

$$\text{Densidad de la Bentonita} = 2230 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Volumen (Bentonita)} = \frac{\text{Masa}}{\rho} = 1.02 \text{ m}^3$$

Volumen total a tratar = Volumen de Bent + Volumen de agua

$$\text{Volumen total a tratar} = (4.98 + 1.02) \text{ m}^3 = 6 \text{ m}^3$$

Cumpliendo el criterio de diseño de que:

$$H = D$$

Para un volumen de 6 m^3 se tendrá que:

$$V = \frac{\Pi * D^2}{4} * H$$

$$V = \frac{\Pi * D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * V}{\Pi}} = 1.97 \text{ m}$$

Selección del tanque agitado y cálculo del consumo de potencia.

El agitador debe de ser de hélice (curva # 6 según tabla 21 Rosabal Tomo II.)

$$\text{Con: } n = 50 \text{ rev / min} = 0.833 \text{ rev / seg}$$

$$\frac{d}{D} = 0.33$$

$$d = 0.33 * D = 0.33 * 1.97 = 0.65 \text{ m}$$

Para el consumo de potencia:

Datos

$$\rho_p = 2.23 \text{ g / cm}^3 = 2230 \text{ Kg / m}^3 \quad (\text{Tabla 10 apéndice , Rosabal tomo II})$$

$$\rho(\text{ácido}) = 1049 \text{ Kg / m}^3$$

$$Re_m = \frac{n * d^2 * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec 9.6; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\rho_s = \rho = \frac{1}{\frac{x}{\rho_p} + \frac{1-x}{\rho}} \quad (\text{Ec 5.6 ; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\rho_s = \frac{1}{\frac{0.25}{2230} + \frac{1-0.25}{1049}} = 1209.23 \text{ Kg / m}^3$$

Cálculo de la μ Efectiva .

$$\varphi = \frac{x * \rho}{\rho_p - (\rho_p - \rho) * x} \quad (\text{Ec. 3.18; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\varphi = \frac{0.25 * 1049}{2230 - (2230 - 1049) * 0.25} = 0.13$$

Para $\varphi \leq 0.3$

$$\mu_s = \mu * \frac{0.59}{(0.77 - \varphi^2)} \quad (\text{Ec. 9.10; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\mu_s = 6.29 * 10^{-4} \text{ Pa.s}$$

$$Re_m = \frac{0.833 * (0.65)^2 * 1209.23}{6.29 * 10^{-4}} = 10.9 * 10^5$$

Potencia útil

$$N = kN * \rho_s * n^3 * d^5 = 0.08 * 1209.23 * (0.833)^3 * (0.65)^5$$

$$N = 6.7 \text{ W}$$

Potencia en el arranque

$$N_{arranque} = (2-3) * N = 20.13 \text{ W}$$

Potencia de la instalación

$$N_{inst} = \frac{N_{Arran.} + (F.R) * N_{arranq.}}{\xi * 1000} = \frac{20.13 + 20.13 * 0.20}{0.8 * 1000} = 4.05 \text{ KW}$$

$$N_{inst} = N_{inst} * \beta = 4.05 * 2 = 8.1 \text{ KW}$$

Por lo que la propuesta del motor a instalar es:

Motor Monofásico de 110V / 220V, de 60 Hz de frecuencia

Potencia nominal de 9.3 KW, y velocidad sincrónica de 1800-3600 rpm.

- Tanque de mezclado de la Bentonita con la disolución acidulada.

Datos

μ (disolución ácida) = $0.8 * 10^{-3}$ Pa.s Figura # 1 Rosabal Tomo 1.

Masa (disolución ácida) = 81658 Kg de disolución ácida = 2722 Kg/d

Densidad del Ácido Sulfúrico = $1049 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$

$$\text{Volumen (disolución ácida)} = \frac{\text{Masa}}{\rho} = 2.6 \text{ m}^3$$

$$\text{Masa (Bentonita)} = 13609.8 \text{ Kg de Bentonita} = 453.7 \text{ Kg/d}$$

$$\text{Densidad de la Bentonita} = 2230 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Volumen (Bentonita)} = \frac{\text{Masa}}{\rho} = 0.2 \text{ m}^3$$

Volumen total a tratar = Volumen de Bent + Volumen de Acido

$$\text{Volumen total a tratar} = (2.6 + 0.2) \text{ m}^3 = 2.8 \text{ m}^3$$

Cumpliendo el criterio de diseño de que:

$$H = D$$

Para un volumen de 2.8 m^3 se tendrá que:

$$V = \frac{\Pi * D^2}{4} * H$$

$$V = \frac{\Pi * D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * V}{\Pi}} = 1.53 \text{ m}$$

Selección del tanque agitado y cálculo del consumo de potencia.

El agitador debe de ser de hélice (curva # 6 según tabla 21 Rosabal Tomo II.)

$$\text{Con: } n = 50 \text{ rev / min} = 0.83 \text{ rev / seg}$$

$$\frac{d}{D} = 0.33$$

$$d = 0.33 * D = 0.33 * 1.53 = 0.5 \text{ m}$$

Para el consumo de potencia:

Datos

$$\rho_p = 2.23 \text{ g / cm}^3 = 2230 \text{ Kg / m}^3 \quad (\text{Tabla 10 apéndice , Rosabal tomo II})$$

$$\rho(\text{ácido}) = 1049 \text{ Kg / m}^3$$

$$Re_m = \frac{n * d^2 * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec 9.6; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\rho_s = \rho_s = \frac{1}{\frac{x}{\rho_p} + \frac{1-x}{\rho}} \quad (\text{Ec 5.6 ; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\rho_s = \frac{1}{\frac{0.25}{2230} + \frac{1-0.25}{1049}} = 1209.23 \text{ Kg / m}^3$$

Cálculo de la μ Efectiva .

$$\varphi = \frac{x * \rho}{\rho_p - (\rho_p - \rho) * x} \quad (\text{Ec. 3.18; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\varphi = \frac{0.25 * 1049}{2230 - (2230 - 1049) * 0.25} = 0.13$$

Para $\varphi \leq 0.3$

$$\mu_s = \mu * \frac{0.59}{(0.77 - \varphi^2)} \quad (\text{Ec. 9.10; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\mu_s = 6.29 * 10^{-4} \text{ Pa.s}$$

$$Re_m = \frac{0.83 * (0.5)^2 * 1209.23}{6.29 * 10^{-4}} = 4.2 * 10^5$$

Potencia útil

$$N = kN * \rho_s * n^3 * d^5 = 0.08 * 1209.23 * (0.83)^3 * (0.5)^5$$

$$N = 1.85 \text{ W}$$

Potencia en el arranque

$$N_{arranque} = (2-3) * N = 3.69 \text{ W}$$

Potencia de la instalación

$$N_{inst} = \frac{N_{Arran.} + (F.R) * N_{arranq.}}{\xi * 1000} = \frac{3.69 + 3.69 * 0.20}{0.8 * 1000} = 0.74 \text{ KW}$$

$$N_{inst} = N_{inst} * \beta = 257.2 * 2 = 514.5 \text{ W} = 0.515 \text{ KW}$$

Por lo que la propuesta del motor a instalar es:

Motor Monofásico de 110 V / 220 V, de 60 Hz de frecuencia

Potencia nominal de 0.8 KW, y velocidad sincrónica de 1800 rpm.

- Tanque agitado para el mezclado del jugo con la bentonita activada.

Datos

$\mu = 1.2 \text{ cP}$ Figura # 1 Rosabal Tomo 1.

Máxima posibilidad de molienda de la planta cuando se trabaje con la alternativa de empleo de la bentonita activada por la vía química.

Cap. Máx. = $33683 \text{ Kg/h} - 0.15 \cdot 33683 \text{ Kg/h} = 28631 \text{ Kg/h} = 28.63 \text{ t/h}$ de jugo mezclado.

Si la extracción diluida del jugo en los molinos fuera de un 100 %, entonces la caña a moler será de 28.63 t/h.

$Q_{mo} = 28631 \text{ Kg de jugo / h}$

$$Q_o = \frac{Q_{mo}}{\rho} = 27 \text{ m}^3/\text{h} = 0.45 \text{ m}^3/\text{min}$$

Vol. de jugo a tratar en 10 min = $Q_o \cdot 10 = 0.45 \text{ m}^3/\text{min} \cdot 10 \text{ min} = 4.5 \text{ m}^3$

Cumpliendo el criterio de diseño de que:

$$H = D$$

Para un volumen de jugo de 4.5 m^3 se tendrá que:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H$$

$$V = \frac{\pi \cdot D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} = 1.79 \text{ m}$$

Selección del tanque agitado y cálculo del consumo de potencia.

El agitador debe de ser de paletas (tipo marcos, curva # 9 según tabla 21 Rosabal Tomo II.)

Con: $n = 50 \text{ rev / min} = 0.83 \text{ rev / seg}$

$$\frac{d}{D} = 0.87$$

$$d = 0.87 * D = 0.87 * 1.79 = 1.35 \text{ m}$$

Para el consumo de potencia para un tiempo de 10 min:

Datos

$$\rho_p = 2.23 \text{ g / cm}^3 = 2230 \text{ Kg / m}^3 \quad (\text{Tabla 10 apéndice , Rosabal tomo II})$$

$$\rho = 1050 \text{ Kg / m}^3$$

$$\text{Masa de jugo} = 4772 \text{ Kg}$$

$$Re_m = \frac{n * d^2 * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec 9.6; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\rho_s = \frac{1}{\frac{x}{\rho_p} + \frac{1-x}{\rho}} \quad (\text{Ec 5.6 ; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\text{Masa de insolubles en el jugo} = x_o * M_j = 0.02 * 4772 \text{ Kg} = 95.44 \text{ Kg}$$

$$\text{Masa de bentonita a aplicar} = \text{Dosis} * \text{Volumen de jugo a tratar}$$

$$\text{Masa de bentonita a aplicar} = \frac{0.225 \text{ g}}{150 \text{ ml}} * 4500000 \text{ ml de jugo} = 6750 \text{ g}$$

$$\text{Masa de bentonita a aplicar} = 6.75 \text{ Kg de Bentonita}$$

$$\text{Masa de insolubles} = 95.44 + 6.75 = 102.2 \text{ Kg de insolubles}$$

$$\text{Masa total de jugo + Bent.} = 4772 + 6.75 = 4778.75 \text{ kg}$$

$$X_{\text{insolubles}} = \frac{102.2}{4778.75} = 0.021$$

$$\rho_s = \frac{1}{\frac{0.021}{2230} + \frac{1-0.021}{1050}} = 1509 \text{ Kg / m}^3$$

Cálculo de la μ Efectiva .

$$\varphi = \frac{x * \rho}{\rho_p - (\rho_p - \rho) * x} \quad (\text{Ec. 3.18; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\varphi = \frac{0.021 * 1050}{2230 - (2230 - 1050) * 0.021} = 0.0149$$

Para $\varphi \leq 0.3$

$$\mu S = \mu * \frac{0.59}{(0.77 - \phi^2)} \quad (\text{Ec. 9.10; Rosabal Tomo II ; 1998})$$

$$\mu s = 1.2417 \text{ cP} = 1.2417 * 10^{-3} \text{ Pa.s}$$

$$Re_m = \frac{0.83 * (0.67)^2 * 1509}{1.24 * 10^{-3}} = 4.5 * 10^5$$

Potencia útil

$$N = kN * \rho s * n^3 * d^5 = 0.35 * 1509 * (0.83)^3 * (1.35)^5$$

$$N = 1360.75 \text{ W}$$

Potencia en el arranque

$$N_{\text{arraque}} = (2-3) * N$$

$$N_{\text{arraque}} = 4082 \text{ W}$$

Potencia de la instalación

$$N_{\text{inst}} = \frac{N_{\text{Arran.}} + (F.R) * N_{\text{arranq.}}}{\xi * 1000}$$

$$N_{\text{inst}} = \frac{4082 + 4082 * 0.20}{0.917 * 1000} = 820 \text{ W}$$

$$N_{\text{inst}} = N_{\text{inst}} * \beta = 0.8 * 2 = 1.6 \text{ KW}$$

Por lo que la propuesta del motor a instalar es:

Motor Trifasico de 220V / 440V, de 60 Hz de frecuencia

Potencia nominal de 2.1 KW, y velocidad sincrónica de 1800-3600 rpm.

3.3. Cálculo económico en relación con la mejor alternativa encontrada.

A partir del desarrollo de este trabajo, se expresa el análisis económico basado en los siguientes factores:

- Costo de las sustancias utilizadas.
- Costo de los equipos propuestos y su consumo de energía.
- Incremento de la producción.
- Efecto neto total.

Costo de las sustancias utilizadas. (CSU)

- **Bentonita natural seca.**

Para una cantidad de Bentonita de 68048.9 Kg y precio de venta de 140 \$ / t, se tendrá:

$$68048Kg * \frac{1t}{1000Kg} * 140 \$/t = 9526.7\$ \frac{9526.7\$}{30d} = 317.6 \$/d$$

- **Oxido de calcio.**

Para un flujo de lechada de cal de 77.68 Kg / h se tendrá un consumo de CaO de 2720 g / h o sea 2.72 kg / h, asumiendo un 80 % de pureza y que el precio de venta del Oxido de calcio es de 106.9 \$ / t, se tiene:

$$\text{Gasto total} = \frac{2.72 \text{ kg}}{\text{h}} * \frac{\text{t}}{1000 \text{ kg}} * \frac{24\text{h}}{\text{d}} * \frac{1}{0.8} * \frac{\$}{\text{t}} 106.90 = \frac{\$}{\text{d}} 8.723 * 30d = 261\$$$

- **Ácido Sulfúrico para la activación de la Bentonita.**

$$3895120.5ml * 1.09 \frac{g}{ml} * \frac{1t}{10^6 g} * 60 \$/t = \frac{254.74\$}{30d} = 8.5 \$/d$$

$$CSU = \frac{\$}{d} 317.6 + \frac{\$}{d} 8.723 + \frac{\$}{d} 8.5 = \frac{\$}{d} 334.8$$

Costo del los equipos propuesto. (CTE)

Índice de costo actual (ICA) = 499 (Chemical Engineering; 2007)

Índice de costo original (ICO) = 109.1 (Pieter.S.Max; 1967)

Índice de costo original (ICO) = 101.8 (Vilbrandt; 1959)

$$\text{Costo Actual} = \frac{\text{ICA}}{\text{ICO}} * \text{Costo Original}$$

$$\text{Costo Actual} = 4.57 * \text{Costo Original} \quad (\text{Pieter})$$

$$\text{Costo Actual} = 4.9 * \text{Costo Original} \quad (\text{Vilbrandt})$$

Costo del tanque mezclador de la Bentonita activada por la vía química con el JM:

De la figura 13-56 del texto Plant Design for Chemical Engineering. Mx S. Pieter; 1967, se obtuvo que para un volumen de 4.5 m³ que equivale a 1190 gal, el costo original es de \$1900.

$$\text{Costo Actual} = 4.57 * \$1900 = \$5440$$

Costo del tanque mezclador de la Bentonita con la disolución ácida:

De la figura 13-56 del texto Plant Design for Chemical Engineering. Mx S. Pieter; 1967, se obtuvo que para un volumen de 2.8 m³ que equivale a 740.7 gal, el costo original es de \$1700.

$$\text{Costo Actual} = 4.57 * \$1700 = \$7769$$

Costo del tanque de lavado de la Bentonita Natural:

De la figura 13-56 del texto Plant Design for Chemical Engineering. Mx S. Pieter; 1967, se obtuvo que para un volumen de 6 m³ que equivale a 1587 gal, el costo original es de \$2000.

$$\text{Costo Actual} = 4.57 * \$2000 = \$9154$$

Costo de la energía necesaria para secar la Bentonita activada por la vía química.

$$Q_g = m * C_p * \Delta T + m * \lambda$$

$$m_{H_2O} \text{ a evaporar} = 0.95 * 4860 \text{ Kg de disoluc. } \acute{a}cida = 4617 \text{ Kg de } H_2O$$

m = masa de ácido + masa de Bent

$$m = 4860 \text{ Kg} + 1620 \text{ Kg} = 6480 \text{ Kg}$$

$$C_{p \text{ Bent}} = 0.92 \frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ C}$$

$$x_{Bent} = 0.25$$

$$C_{p \text{ } \acute{a}cido} = 1.52 \frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ K}$$

$$x_{\acute{a}cido} = 0.75$$

$$C_{p \text{ Mezcla}} = C_{p \text{ Bent}} * x_{Bent} + C_{p \text{ } \acute{a}cido} * x_{\acute{a}cido}$$

$$x_{Bent} = \frac{1620}{6480} = 0.25$$

$$x_{\acute{a}cido} = \frac{4860}{6480} = 0.75$$

$$C_{p \text{ Mezcla}} = 0.92 \frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ C} * 0.25 + 1.52 \frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ K} * 0.75 = 1.37 \frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ C}$$

$$Q_g = 6480 \text{ Kg} * 1.37 \frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ C} * (120 - 80)^\circ C + 4617 \text{ Kg} * 2025.8 \frac{Kj}{Kg}$$

$$Q_g = 9708222.6 \text{ Kj} = 2696.72 \text{ KW} * h * \frac{\$0.6}{\text{KW} * h} = \$161.8$$

Cálculo del costo de la energía.

Para el tanque donde se mezcla la bentonita con el jugo mezclado:

$$\frac{1.6 \text{ KW}}{10 \text{ min}} * \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 9.6 \text{ KW/h} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} * \frac{30 \text{ d}}{1 \text{ mes}} = 6912 \text{ KW}$$

$$N_{\text{util}} * \text{Costo del Kwh} = 6912 \text{ Kw} * \$ 0.06 / \text{Kwh} * 30 \text{ d} * 24 \text{ h}$$

$$\text{Costo de la energía} = 298598 \$$$

Para el tanque donde se mezcla la bentonita con la disolución ácida:

$$0.515 \text{ KW/d} * \frac{30 \text{ d}}{1 \text{ mes}} = 15.45 \text{ KW}$$

$$N_{\text{util}} * \text{Costo del Kwh} = 15.45 \text{ Kw} * \$ 0.06 / \text{Kwh} * 2 \text{ h} * 30 \text{ dias}$$

Costo de la energía = 55.62 \$

Para el tanque de lavado de la bentonita natural:

$$8.1 \text{ KW/d} * \frac{24d}{1mes} = 194.4 \text{ KW}$$

$N_{\text{útil}} * \text{Costo del Kwh} = 194 \text{ Kw} * \$ 0.06 / \text{Kwh} * 2 \text{ h} * 30 \text{ dias}$

Costo de la energía = 699.8 \$

Cálculo del Incremento en la producción

Sin bentonita

Con un rendimiento industrial promedio de 10% se tiene que la producción de azúcar no se incrementa apreciablemente referido a su norma potencial de 10000 @/d de caña, ya que el 10% de la norma potencial es de 1000 @/d de azúcar, y cuando se compara con la norma real que tendría sin Bentonita que sería de 8668.68@/d, el 10% de la norma real sería de 866.86@/d, por lo que no existiría incremento significativo en la producción de azúcar.

Con bentonita

Cálculo del posible incremento de la capacidad de molida en la Planta Piloto como consecuencia del empleo de la Bentonita activada en la clarificación del jugo:

A partir de:

Velocidad de sedimentación corregida = 0.00216 m/s

Área de sedimentación = 0.87 m²

$$Q_0 = 32 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para una densidad del jugo de 1050Kg/m³, el flujo másico alimentado al clarificador, será de:

$$Q_{m0} = 33683 \text{ Kg / h}$$

Flujo másico proveniente de los molinos (JM):

$$Q_{mJM} = Q_{m0} - Q_{mJRF} - Q_{ML.CAL} - Q_M \text{ Bentonita}$$

$$Q_{mJM} = 33683 - 0.15JM - 0.04JM - 2.25$$

$$JM = 33680 / 1.19 = 28303 \text{ Kg/h} = 20444 \text{ @/d}$$

Considerando que la extracción de jugo diluido en los molinos, es de un 100%, la cantidad de caña a procesar será entonces de 20444 @/d.

Luego para un rendimiento industrial de un 10 %, se tendrá que la cantidad de azúcar a producir, será de 2044.4 @/días de azúcar = 4685 Kg/h

Azúcar que se puede producir de más cuando se trabaje con la bentonita

$$= 4685 - 866.86 = 3818.3 \text{ @/d} = 8750.2 \text{ Kg/h}$$

Con un rendimiento industrial promedio de 10% se tiene que la producción de azúcar se incrementa en 875 Kg / h de azúcar.

$$I_{\text{AZUCAR}} = 875 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} * \frac{1 \text{ t}}{1000 \text{ Kg}} * = 21 \frac{\text{t}}{\text{d}}$$

Estimando la producción de miel como se realiza en la Industria azucarera de que por cada tonelada de azúcar se tienen 0,297 toneladas de miel, se tendrá que para 40.58 t / d de azúcar, la miel producida es de:

$$I_{\text{MIEL}} = 21 \frac{\text{t}}{\text{d}} * \frac{0.297 \frac{\text{t}}{\text{d}_{\text{MIEL}}}}{1 \frac{\text{t}}{\text{d}_{\text{AZUCAR}}}} = 6.2 \frac{\text{t}}{\text{d}_{\text{MIEL}}}$$

El precio del azúcar y la miel, es de \$ / t 341.75, \$ / t 29.0, respectivamente, por consiguiente se tendrá un incremento en dinero de:

$$\text{Azúcar : } I_A = 21 \frac{\text{t}}{\text{d}} * \frac{\$}{\text{t}} 341.75 = 7161 \frac{\$}{\text{d}}$$

$$\text{Miel : } I_M = 6.2 \frac{\text{t}}{\text{d}} * \frac{\$}{\text{t}} 29.0 = 179 \frac{\$}{\text{d}}$$

Con un incremento total de la producción en dinero de:

$$\text{ITP} = \frac{\$}{\text{d}} 7161 + \frac{\$}{\text{d}} 179 = 7340 \frac{\$}{\text{d}}$$

Luego se tendrá una ganancia de:

$$G = PV - CTP_{AZUCAR} - CSU$$

$$PV = ITP$$

$$CTP_{AZUCAR} = \frac{\$}{t} 232.3 * 21 \frac{t}{d} = \frac{\$}{d} 4876.2 \frac{\$}{d}$$

Por datos de la Empresa.

$$G = \frac{\$}{d} 7340 - \frac{\$}{d} 4876.2 - \frac{\$}{d} 334.8 = 2129 \frac{\$}{d}$$

Efecto neto total (ENT)

Base de cálculo una zafra de 30 días.

$$ENT = G - CTE$$

$$CTE = 5440 + 7769 + 9154 = 22363\$$$

$$G = \frac{\$}{d} 2129 * 30 d = \$ 63870$$

$$ENT = \$63870 - 22363 = \$41500$$

Tiempo de recuperación de la inversión. (TRI)

$$TRI = \frac{CTE}{G}$$

$$TRI = \frac{\$22363}{\frac{\$}{d} 2129} = 10.5d$$

Conclusiones parciales

1. La aplicación de los balances materiales totales y parciales y la aplicación de los principios de Ingeniería Química y de diseño de planta posibilitaron el análisis de alternativas tecnológicas para la aplicación de un nuevo producto(bentonita activada), y la proyección de una planta para la activación de esta, en la Planta Piloto.
2. Para la activación de la bentonita por vía química para la capacidad de la Planta Piloto, se diseña y recomienda su tecnología, quedando conformado el sistema de tanquería requerido en la misma por: tanque agitado para el lavado de la bentonita(de acero al carbón, D =1.97 m); tanque agitado de acero inoxidable para la mezcla de la fracción arcillosa con la solución ácida, D = 1.53 m).
3. Con la implementación de la mejor variante tecnológica de las estudiadas(variante 1), en la Planta Piloto, es posible incrementar su capacidad de molienda en 10444 @/d lo que para un rendimiento industrial de un 10 %, permitirá un incremento en la producción de azúcar de 21t/d y de miel de 6.2 t/d para una ganancia de 2129 \$/d y un tiempo de recuperación de la inversión de 10.5 días.

Conclusiones:

Los resultados obtenidos en el presente trabajo permiten arribar a las siguientes conclusiones:

1. La utilización de agentes minerales naturales o activados encuentran aplicación en la tecnología de producción de azúcar de caña permitiendo la intensificación de esta tecnología a través de los beneficios que con ella se alcanzan fundamentalmente en el área de purificación.
2. Los resultados del comportamiento del pH del agua tratada y de disoluciones azucaradas de 15° Bx con carbón activado, bentonita natural y bentonita activada por la vía física, para cualquiera de las condiciones operacionales realizadas, pone de manifiesto incremento en el valor del pH, estando en correspondencia este efecto con el incremento en la dosis del agente adsorbente. Solo cuando se aplicó bentonita activada por la vía química es que se obtuvo disminución del pH, el que se hizo mas pequeño en la medida en que se incremento la dosis de este agente adsorbente.
3. Los resultados de las lecturas de absorbancia a 440 nm(para color) y 720 nm(para turbiedad) en disoluciones azucaradas de 15° Bx para cualquiera de los agentes adsorbentes empleados a las condiciones operacionales de 50° C, 10 min y 50 rpm; 50° C, 20 min y 50 rpm y 80°C, 10 min y 50 rpm, así como para la condición de 80° C, 20 min y 50 rpm con carbón activado y bentonita natural, mostraron tendencia a la disminución con el incremento de la dosis del agente. Resultando la mejor condición la correspondiente a 50°C, 10 min y 50 rpm con la bentonita activada por la vía química

4. De las 3 alternativas tecnológicas de purificación de jugo de caña, simuladas a escala de laboratorio (Patrón, variante 1 con adición de bentonita activada vía química a razón de 0.225 g/150 ml de jugo, previa a la etapa de alcalización a la mejor condición operacional 50 °C-10min-50rpm y filtrando posteriormente, y Variante 2 similar a la patrón pero con tratamiento con bentonita al jugo clarificado final), la correspondiente a la variante 1 ofrece los mejores resultados en cuanto a pH del jugo claro cercano a 7,00, menor color y valor aceptable de turbiedad, así como la mayor velocidad de sedimentación (12 cm/min) cuando se aplico floculante y 5 cm/min sin la aplicación de este.
5. Los análisis estadísticos realizados por el Excel y Statgrafpic, teniendo en cuenta las tendencias (lineal, exponencial, logarítmica y polinomial), así como el coeficiente de correlación R^2 permitió obtener los modelos estadísticos para la dependencia de delta pH en función a la dosis del agente adsorbente empleado para muestras de agua destilada y disolución azucarada de 15° Bx, siendo el modelo polinomial o cuadrático el que mejor refleja el comportamiento del modelo obtenido.
6. Para la activación de la bentonita por vía química para la capacidad de la Planta Piloto, se diseña y recomienda su tecnología, quedando conformado el sistema de tanqueria requerido en la misma.
7. Con la implementación de la mejor variante tecnológica de las estudiadas (variante 1), en la Planta Piloto, es posible incrementar su capacidad de molienda en 20444 @/d, lo que para un rendimiento industrial de un 10 %, permitirá un incremento en la producción de azúcar de y de miel de 21 y 6.2 t/d respectivamente, para una ganancia de 2129 \$/d y un tiempo de recuperación de la inversión de 10 días.

Recomendaciones:

1. Analizar con la dirección técnica de la Planta Piloto azucarera de la UCLV las posibilidades de factibilidad técnico económica del montaje de una planta para la activación de bentonita por vía química.
2. Valorar los posibles impactos ambientales y las medidas para su mitigación que la nueva tecnología propuesta pueda ocasionar.
3. Realizar una valoración exhaustiva de la capacidad de todos los equipos existentes en las restantes áreas de la planta excluyendo la purificación, para verificar si la misma se ajusta a las exigencias que la nueva tecnología propuesta requiere.
4. Realizar una valoración de las modificaciones que se requerirán en el área de purificación si se decidiera la sustitución del actual clarificador existente de 3.5 m² de área de sedimentación por otro mas pequeño de 0.87 m² acorde a las exigencias que la nueva tecnología requiere si no fuera posible variar la norma potencial de molida de 10000 @/d de caña.
5. Recircular el agua residual acidulada proveniente de la etapa de activación de la bentonita, para disminuir las pérdidas y afectaciones al medio ambiente con el vertimiento de dichas aguas.

Nomenclatura utilizada

F_C	Flujo de caña.(Kg/h)
M_C	Masa de caña.(Kg)
M_B	Masa de bagazo.(Kg)
M_{AI}	Masa de de imbibición.(Kg)
M_{JM}	Masa de jugo mezclado.(Kg)
M_{JA}	Masa de jugo alcalizado.(Kg)
M_{JC}	Masa de jugo clarificado.(Kg)
M_L	Masa de lodo del clarificador instalado.(Kg)
M_{Lc}	Masa de lechada de cal.(Kg)
M_{JF}	Masa de jugo filtrado.(Kg)
M_{Ld}	Masa de lodo denso.(Alimentación a los filtros).(Kg)
M_{Ba}	Masa de bagacillo.(Kg)
M_{AI}	Masa de agua de lavado.(Kg)
M_T	Masa de torta del filtro. (cachaza)(Kg)
M_{JFd}	Masa de jugo filtrado diluido con agua condensado.(Kg)
M_{JFdf}	Masa de jugo filtrado diluido final.(Kg)
D	Diámetro del tanque diseñado. (m)
d	Diámetro del agitador seleccionado. (m)
M_{TI}	Masa total de insol en el jugo alimentado al clarificad(Kg)
M_{CaO}	Masa de óxido de calcio alimentada al clarificador.(Kg)
M_{IJF}	Masa de insolubles en el jugo filtrado.(Kg)
M_{IJFC}	Masa de insolubles en el jugo filtrado clarificado.(Kg)
M_{Lodo}	Masa de lodo del clarificador.(Kg)
Q_m	Masa tota de jugo alimentada al clarificador.(Kg)
F_{ALIM}	Flujo másico de alimentación.(Kg/h)

F_{JF}	Flujo másico de jugo filtrado.(Kg/h)
Q_0	Flujo volumétrico de alimentación al clarificador.(m ³ /h)
V_{Lc}	Volumen de lechada de cal.(m ³)
V_{JFdf}	Volumen de jugo filtrado diluido final.(m ³)
V_D	Volumen de la zona de espesamiento.(m ³)
%f _C	Por ciento de fibra en caña. (%)

1. Acosta ,A. La purificación de los jugos y su incidencia en la evaporación y la eficiencia industrial. Trabajo de diploma ,UCLV ,1994.
2. Álvarez, N; Delgado, M. Los suroarbonatos de calcio como agente clarificante. Revista Centro- Azúcar (UCLV. Año13, No1: Enero- Abril, 1986.
3. Batista, Y. Fabricación de azúcar en el CAI "Obdulio Morales". Proyecto de Curso, UCLV, 2003.
4. Borroto, M; Fontes, A. La cavitación como medio auxiliar del proceso de purificación. Revista Centro- Azúcar (UCLV. Año 26, No1: enero-marzo, 1999.
5. Camiven: 1999 Fue un mal año para la industria minera. Economía Hoy, Caracas, (Venezuela).
6. Carrazana, L; Gómez, L. Esquema moderno de purificación de jugo. / Dr. Librado Carrazana Ruiz; Dr. Luis Gómez Rodríguez y otros. (UCLV) Facultad química-farmacia:/S.n./.
7. Carrazana L; López, Y. Balances de sólidos insolubles en la etapa de purificación del CAI " Carlos Baliño". Revista Centro- Azúcar (UCLV). Año 15, No3: jul- sep, 1998.
8. Carrazana, L; Suárez, E. Uso del sacarato de calcio como agente clarificante. Revista Centro- Azúcar (UCLV). Año 20, No3: Septiembre-Diciembre, 1993.
9. Castellanos, J; Fajardo, R. Procedimiento industrial para el tratamiento del jugo de los filtros con bagacillo polarizado. Revista Centro- Azúcar (UCLV). Año 18, No1: Enero- Marzo, 1991.
10. Castellanos, J; Fajardo, R. Sustitución del carbón activado por zeolita para la producción de azúcar blanco. Revista Centro- Azúcar (UCLV). Año 24, No1: Enero- Diciembre, 1997.
11. Col. de autores. Manual de operaciones para la producción de azúcar crudo de caña. Dirección de tecnología del MINAZ, HABANA. 1995.

12. Denis, R. Estudio de la adsorción y del comportamiento del pH, en la decoloración de disoluciones azucaradas y jugos de caña con Bentonita. Trabajo de Diploma, UCLV, 2006.
13. Departamento de control de calidad, dirección de normalización, metrología y control de la calidad, Ministerio de la industria azucarera. Manual analítico de control unificado para la producción de azúcar crudo, T –II, 1982.
14. Díaz, E. “Alcance y objetivos de la sulfitación.” 1982.
15. Díaz, E. “Nuevas Tecnologías para los procesos de crudo y refino” 1980.
16. Díaz, E. Tecnología Azucarera II. Capítulo V. Parte II. Editorial ISPJAE. La Habana. Cuba. Páginas 227-340. 1986.
17. Domínguez, F. y col. Estudio de la influencia de los sólidos insolubles sobre el brix aerométrico del jugo filtrado. Revista Centro- Azúcar (UCLV). Año 18, No1: enero- marzo, 1991.
18. Dorta, F. Diversificación azucarera en el CAI Benito Juárez. Trabajo de Diploma, UCLV, p 1 – 5. 1992.
19. Duarte, Y. Fabricación de azúcar crudo CAI “Chiquitico Fabregat”. Proyecto de Curso, UCLV, 2003.
20. Fabregat, P. Influencia de la calidad del filtrado sobre la capacidad del clarificador. Revista Centro- Azúcar (UCLV). Año 1, No2: Mayo- Agosto, 1973.
21. Fabregat, P. Intensificación del proceso de purificación. Efecto del tratamiento térmico de los jugos de caña / Pedro Fabregat Prado. (UCLV): / s.n. / 1986.
22. Fajardo, R; Castellanos, J. La filtración de la cachaza en las fábricas de azúcar. Problemas y soluciones. Revista Centro- Azúcar (UCLV) . Año 21, No3: Septiembre- Diciembre, 1994.
23. Fernández, R. Estudio preliminar de la utilización de zeolitas naturales en el tratamiento del jugo clarificado de caña. Revista Centro Azúcar (La Habana) : 14-16 : Abril- Junio 1991.

24. García, D; Ojeda, RI. Evaluación a escala industrial del mezclador vapor- jugo./ David García Bello; Raúl Ojeda César; Jorge Leiva Mas; Pedro Fabregat Prado, tutores.-TD; UCLV (Química- Farmacia), 1984-1985.
25. García, R. Red Temática V. F (Documento editado por la Red). Adsorbentes para la protección ambiental. Managua. Nicaragua. 5-8 Abril del 2005.
26. Gómez, A. Características sedimentacionales de jugos de caña orgánica en la Planta Piloto de la UCLV. Influencia del tratamiento térmico en su clarificación. Trabajo de Diploma, UCLV, 1999.
27. Gómez, L. Intensificación del proceso de purificación. Efectos del tratamiento térmico de los jugos de caña./ Luis Gómez Rodríguez.../et.al/ Resumen bibliográfico. (UCLV) Facultad de Tecnología Química- Azucarera, 1986.
28. Gonzáles, G. Estudio de la recirculación de sólidos, el empleo de floculante, zeolita, agente alcalinizante y el campo magnético en la purificación de los jugos de caña. Gretel Gonzáles López; Luis Gómez Rodríguez, tutor---TD, UCLV (Facultad Química y Farmacia), 1999.
29. González, M. Tecnología azucarera. No. 12. 1965.
30. Hernández, J. Diseño de una planta para la activación de bentonita natural por la vía química. Proyecto de Curso, UCLV. 2007.
31. Hernández, J.; Pérez, J. Evaluación de la aplicación combinada de los tratamientos: vapor-jugo, zeolita natural y bagacillo polarizado en el proceso de purificación de la tecnología de azúcar blanco directo. / J. María Hernández Lugones; Miguel Pérez Morffí; Nelson Castro Perdomo; Jesús.E.Castellanos Estupiñán; Luis Gómez Rodríguez, tutores.-TD, UCLV (Química- Farmacia), 1990.
32. Honig, P. "Elsevier publishing company." 1953
33. Honig, P. Principios de Tecnología Azucarera. Capítulo X. Tomo II. 3^{ra} edición. Editorial Pueblo y Educación. La Habana. Cuba. 250p. 1979.
34. Honig, P. Principles of sugar technology. 1987.

35. Hugot, E. Manual para ingenieros azucareros./ E.Hugot.- La Habana: Editorial Pueblo y Educación, 1980.
36. Jenkins, G. Introducción a la tecnología del azúcar de caña. Edición revolucionaria. 1988.
37. Keenan, Joseph H. Steam Tables. Joseph H Keenan. Ediciones Revolucionarias.1998.
38. Kern. Donald. Operaciones con transferencia de calor. 1985.
39. Klockmann, F.& Ramdohr. P.(1955). Tratado de Mineralogía, Barcelona. Edit. Gustavo Gili S.A. 716 p.
40. Levespiel O. Ingeniería de las reacciones químicas. Edit Reverti SA 1974.
41. Leyva, R. Eliminación de metales y otros compuestos inorganicos de las aguas. Documento resumen VI curso taller iberoamericano sobre adsorbente para la protección ambiental de la red tmatca V.F. Adsorbentes para protección ambiental. Abril, Managua Nicaragua. 2005.
42. Lurgi Group. Powdered Activated Carbon. Lurgi Express Information. T1119/10.74, Frankfurt: Lurgi Umwelt und Chemotechnik Gmbh. 1974.
43. Martínez, M. Efecto de las materias extrañas en los procesos de purificación y cristalización cuando se muele caña integral a escala de Planta Piloto. Trabajo de Diploma, UCLV, 2002.
44. Martínez, N. Mezclador vapor- jugo seriado y automático. / Nelson Martínez Alonso. Universidad de Camagüey. Facultad de Ingeniería Química: /s.n./1986.
45. Morales, S; Flores, P. El uso de floculantes en la industria azucarera. Revista Cuba- Azúcar. La Habana: Enero- Marzo, 1975.
46. Morrel I. Tecnología azucarera. UCLV, 1982.
47. Murray, H. Clays for Our future. Ottawa. Proceedings of the 11th International Clay Conference. 1997.
48. Ocampo G. La Cerna N. Los derivados de la caña de azúcar. Capítulo IX . Editorial Científico-técnica. La Habana. Cuba. 1980.

49. Osorio, Y. Fabricación de azúcar crudo CAI "5 de Septiembre". Proyecto de Curso, UCLV, 2004.
50. Pedrosa, R. Fabricación de azúcar crudo de caña. Editorial científico-técnico, La Habana. 1975.
51. Peláez Rodríguez, M. Manual de operaciones para la producción de azúcar crudo de caña, 1985.
52. Pérez, M; Monterde, J. Clarificador de bajo tiempo de retención. Revista Cuba- Azúcar. La Habana. Volumen 27, No1: Enero- Marzo, 1998.
53. Pérez , Y. Modelación de las etapas de extracción y purificación de jugo en la Planta Piloto "José Martí". Trabajo de Diploma, UCLV, 2000.
54. Perry, J. "Manual del Ingeniero Químico " .1959
55. Perry, J. "Rotación por espumado." 1999.
56. Peters, M; Timmerhaus, K. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1968
57. Revista Chemical Engineering Vol.100, No2, Febrero. 2001.
58. Revista Chemical Engineering Vol.14, No 4, Abril. 2007
59. Rodríguez, A. Sulfitación de jugos de caña. Tercer curso de postgrado. Refinería e ingenios de blanco directo. Octubre 1982.
60. Rodríguez, S. Recursos Minerales de Venezuela. Boletín del Ministerio de Energía y Minas. Caracas, 215 p. 1986.
61. Roldán, A. Estudio de diferentes alternativas de purificación y su incidencia en la evaporación y calidad del azúcar. Trabajo de Diploma, UCLV, 1996.
62. Rosabal, M. Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas. 1998
63. Sergio, M. Caracterización textural de sólidos. Documento resumen VI curso taller iberoamericano sobre adsorbente para la protección ambiental de la red temática V.F. Adsorbentes para protección ambiental. Abril, Managua Nicaragua. 2005.
64. Spencer Meade. Manual del azúcar de caña. Ediciones Revolucionarias La Habana.1967.

65. Treybal, E. Operaciones con Transferencia de Masa. Capítulo XI. Primera edición. Editorial. Pueblo y Educación. La Habana. Cuba. 815p. 1980.
66. Wastewater Engineering; Metcalf & Eddy; tercera edición; página 317. 1991.
67. www.activated-carbon.com
68. www.azucar.htmagutarra@uni.edu.pe
69. www.inazucar.gov.do/obtension_azucar.htm
70. www.msun@pucp.edu.pe
71. www.pdvsa.com/lexico/museo/minerales/bentonita.htm
72. Villbrandt, F, Dryden C. Chemical Engineering Plant Design. Frank C Villbrandt, Charles E Dryden. Editorial Mc Graw-Hill Book Company, Inc. 1959.
73. Yero, A. Nuevas tecnologías para los procesos de crudo y refino. Dirección de tecnología . Octubre 1980.

Fig. # 1: Diagrama tecnológico del proceso de purificación de la Planta Piloto.

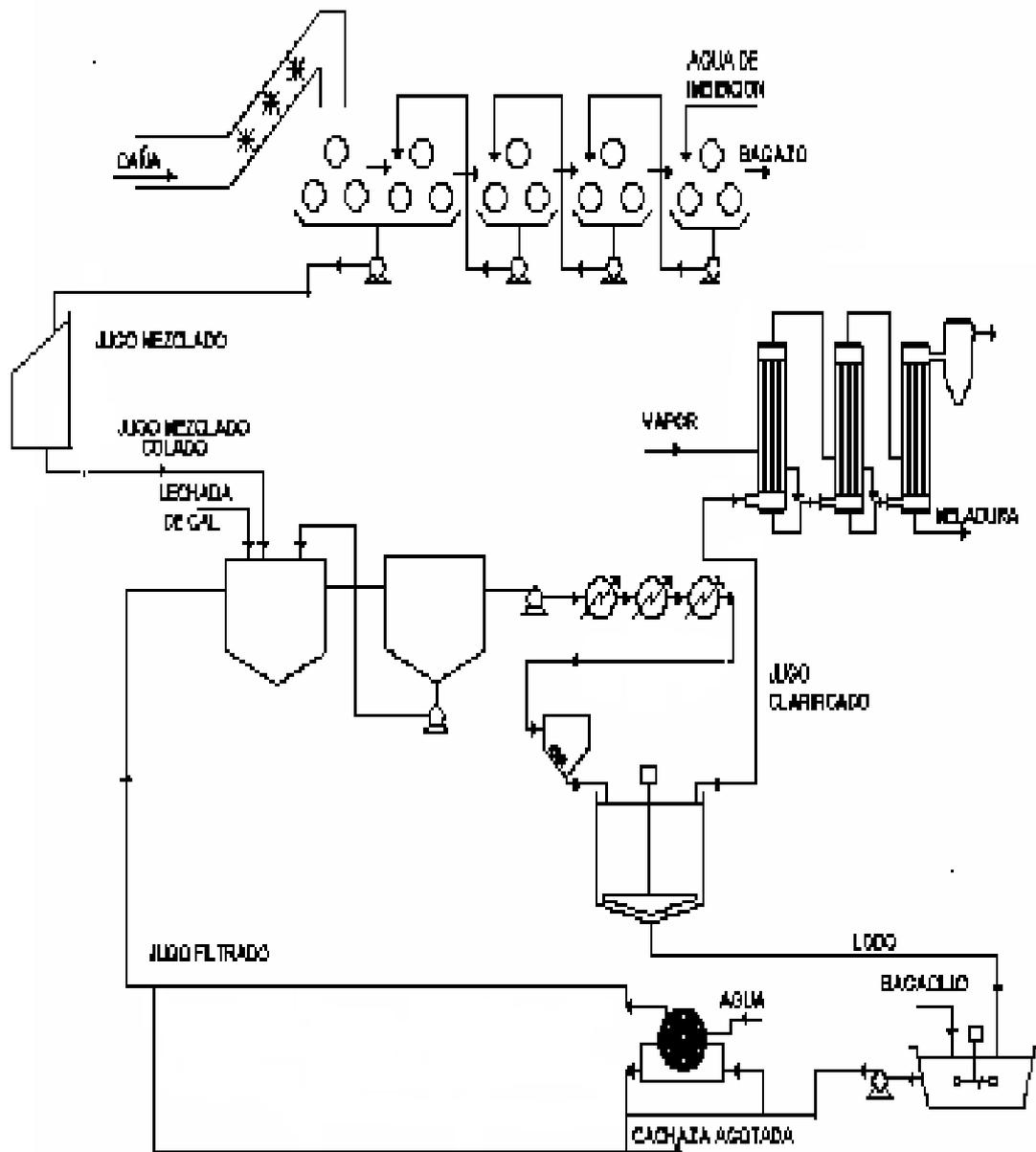


Fig.# 2: Diagrama propuesto del proceso de purificación de la Planta Piloto.

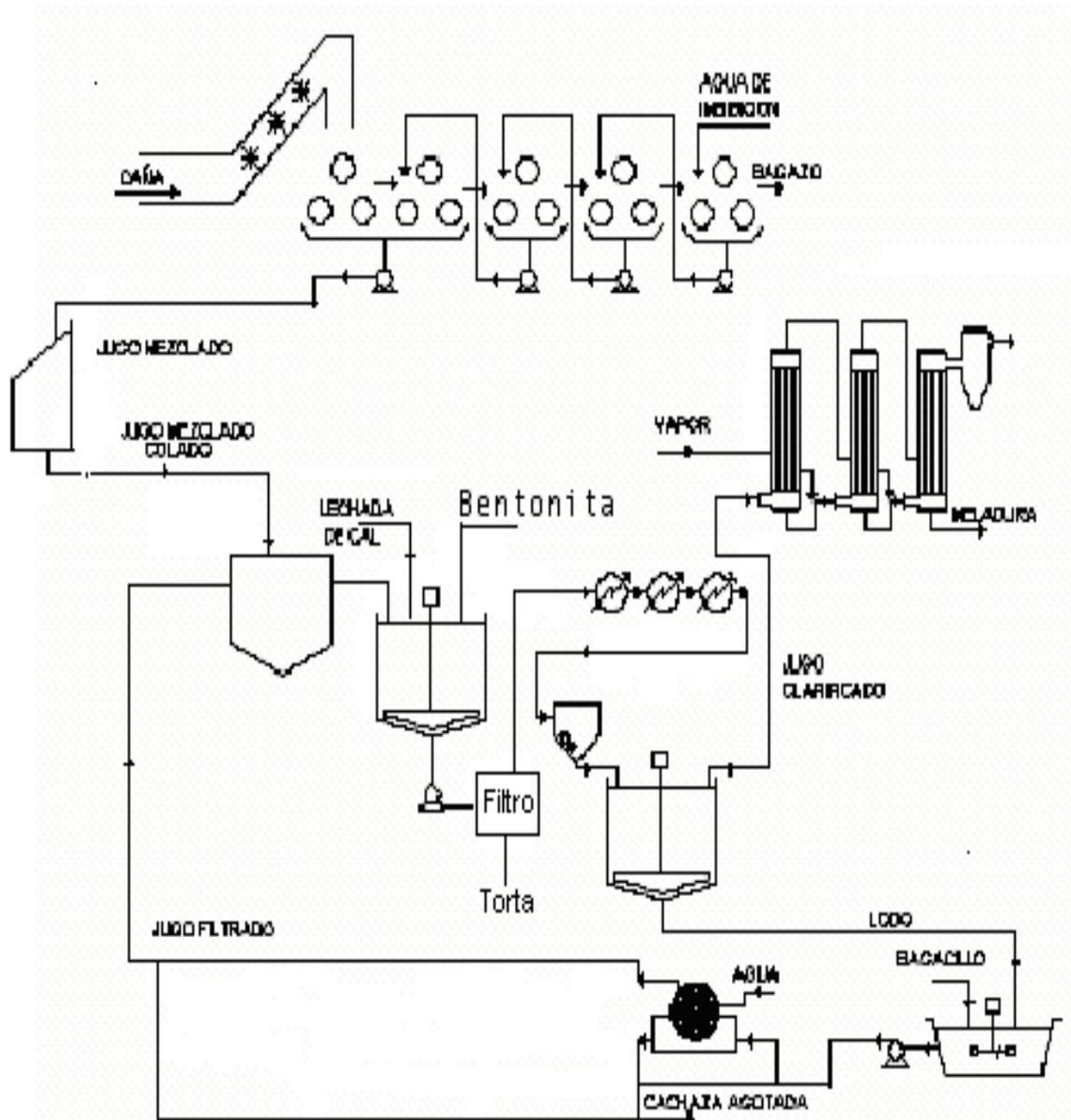


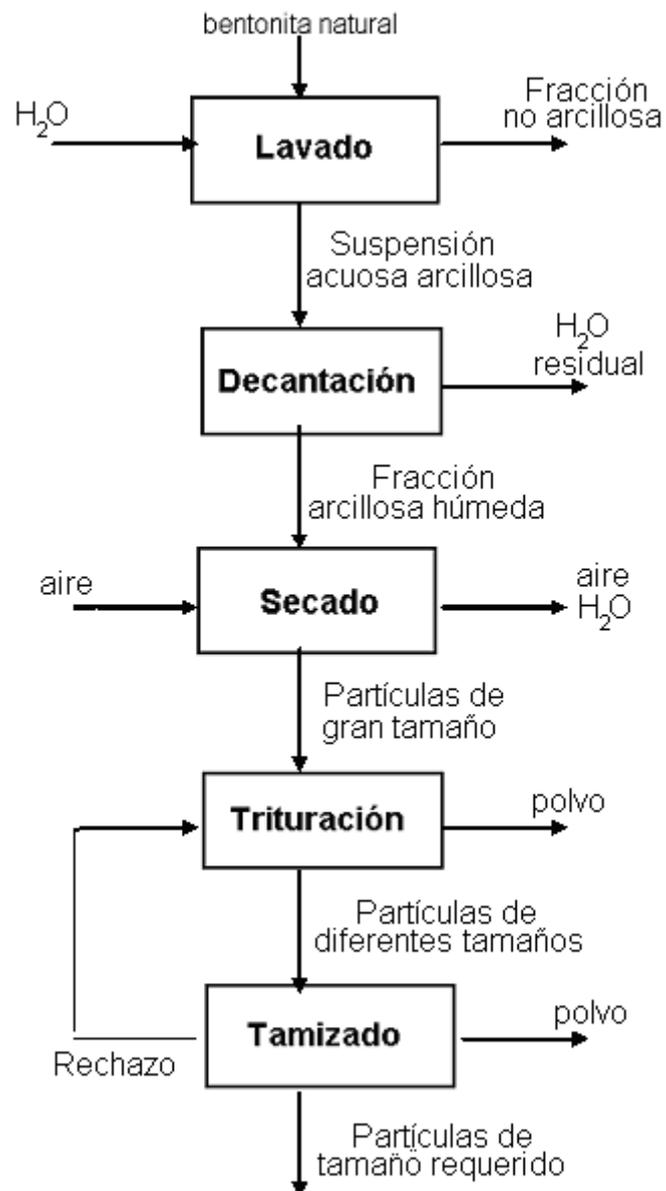
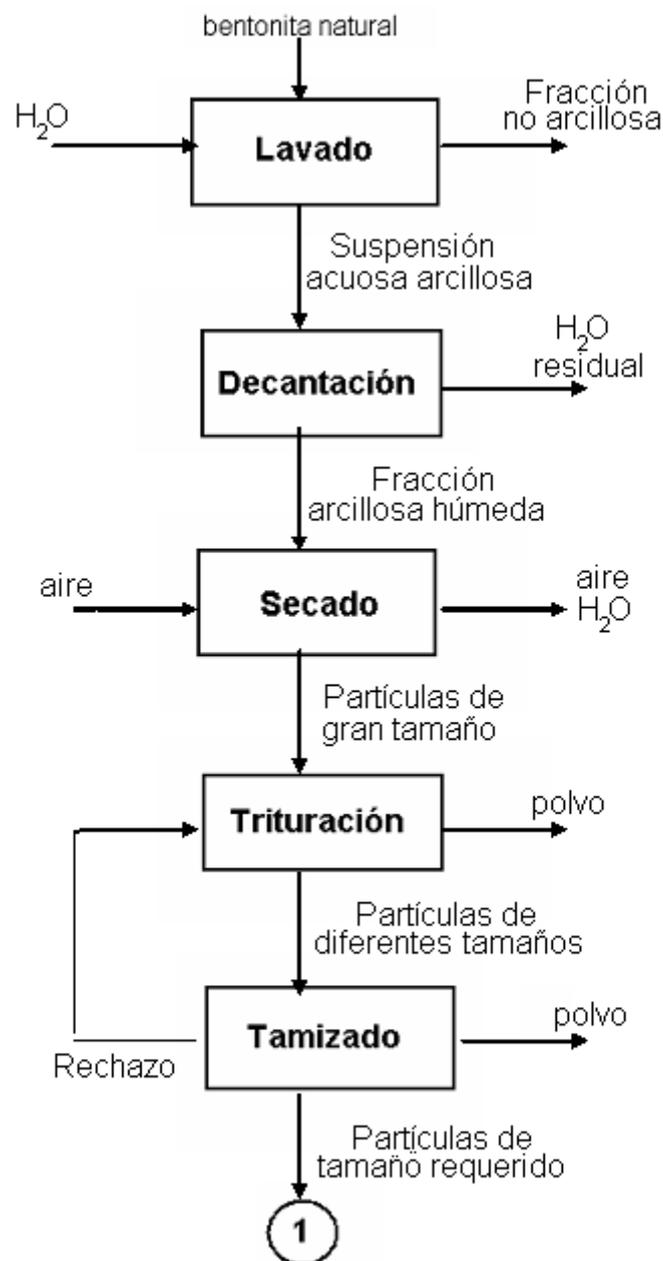
Fig.# 3: Esquema de la activación de la Bentonita Natural por la vía física.

Fig.# 4: Esquema de la activación de la Bentonita Natural por la vía química.

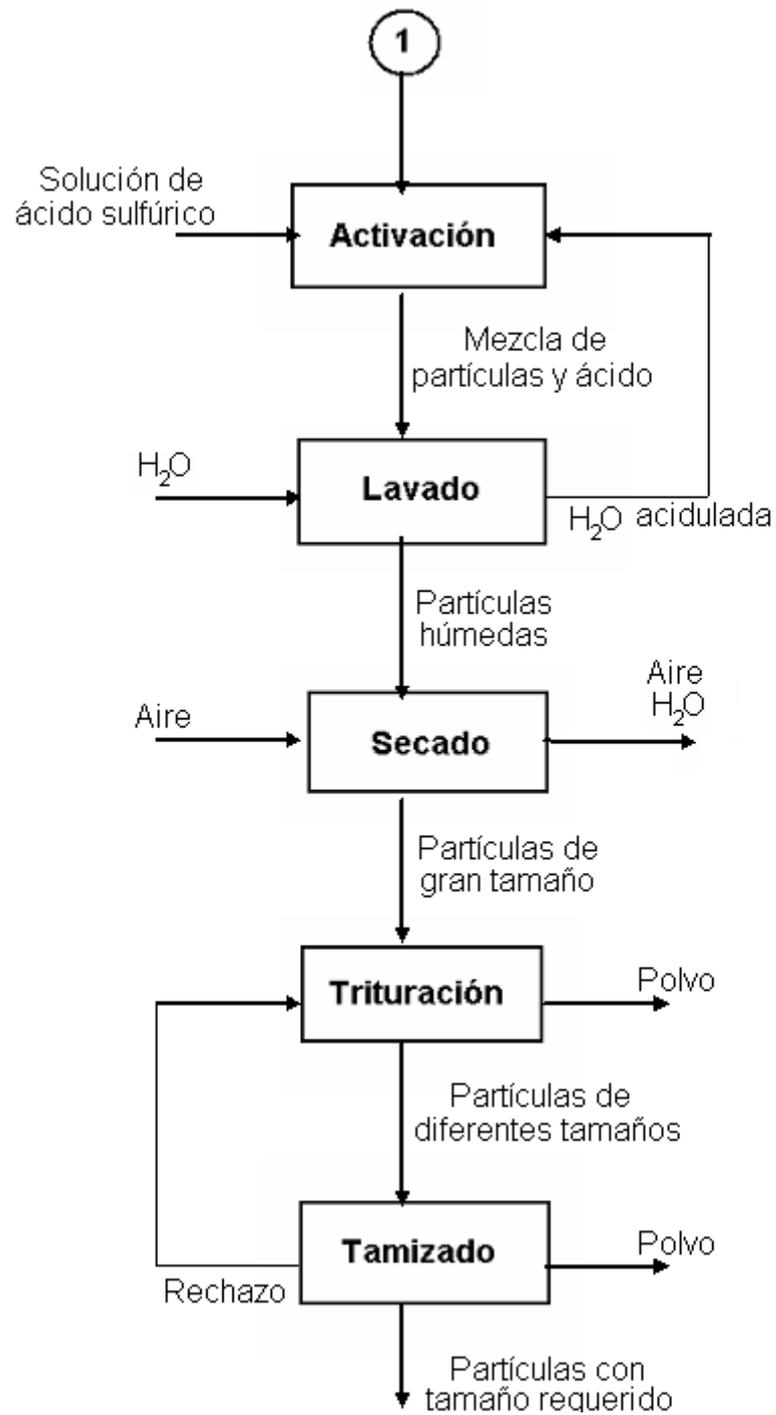


Tabla # 1: Caracterización granulométrica de la Bentonita natural.

Tamices	Peso inicial	Peso final	mi	ΔX_i
2.5	485.5	485.50	0	0
0.1	344.16	372.06	27.9	0.088
0.09	313.81	373.69	59.88	0.188
0.08	337.65	347.4	9.75	0.03
0.063	339.21	412.73	73.52	0.23
0.056	319.27	355.95	36.68	0.115
0.05	336.3	349.59	13.29	0.04
0.045	272.21	342.07	69.86	0.22
0.040	313.64	317.68	4.04	0.0127
Colector.	348.4	370.38	21.98	0.069
Sumatoria			316.9	

# de clases	Especificación de la clase	ΔX_i	D _{Pi}	$\Delta X_i / D_{pi}$
1	2.5/0.1	0.088	1.3	0
2	0.1/0.09	0.188	0.095	0.92
3	0.09/0.08	0.03	0.085	2.22
4	0.08/0.063	0.23	0.0715	0.43
5	0.063/0.056	0.115	0.059	3.899
6	0.056/0.05	0.04	0.053	2.18
7	0.05/0.045	0.22	0.047	0.88
8	0.045/0.04	0.0127	0.0425	5.18
9	0.04/P.Colector	0.069	0.02	0.63
Sumatoria	-	0.9927		16.34

Tabla # 2: Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales.

50°C, 10 min y 50 rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.25	Carbón Activado	0.075	7.2	0.95
		0.225	7.38	1.13
		0.375	7.68	1.43
	Bentonita Natural	0.075	7.1	0.85
		0.225	7.32	1.07
		0.375	7.51	1.26
	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.05	0.8
		0.225	7.29	1.04
		0.375	7.33	1.08
	Bentonita Activada vía Química	0.075	6.42	0.17
		0.225	4.63	-1.62
		0.375	3.98	-2.27

50°C, 20 min y 50rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.28	Carbón Activado	0.075	7.21	0.93
		0.225	7.43	1.15
		0.375	7.86	1.58
	Bentonita Natural	0.075	7.14	0.86
		0.225	7.33	1.05
		0.375	7.53	1.25
	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.07	0.79
		0.225	7.19	0.91
		0.375	7.48	1.2
	Bentonita Activada vía Química	0.075	6.42	0.14
		0.225	4.51	-1.77
		0.375	3.74	-2.54

50°C, 10 min y 30 rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.45	Carbón Activado	0.075	6.99	0.54
		0.225	7.24	0.79
		0.375	7.76	1.31
	Bentonita Natural	0.075	6.95	0.5
		0.225	7.29	0.84
		0.375	7.44	0.99
	Bentonita Activada vía Física	0.075	6.92	0.47
		0.225	7.26	0.81
		0.375	7.4	0.95
	Bentonita Activada vía Química	0.075	5.61	-0.84
		0.225	4.56	-1.89
		0.375	3.64	-2.81

50°C, 20 min y 30 rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.41	Carbón Activado	0.075	7.05	0.64
		0.225	7.32	0.91
		0.375	7.8	1.39
	Bentonita Natural	0.075	7.01	0.6
		0.225	7.3	0.89
		0.375	7.48	1.07
	Bentonita Activada vía Física	0.075	6.95	0.54
		0.225	7.29	0.88
		0.375	7.44	1.03
	Bentonita Activada vía Química	0.075	5.57	-0.84
		0.225	4.32	-2.09
		0.375	3.48	-2.93

Tabla # 3: Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales.

80°C, 10 min y 50 rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.32	Carbón Activado	0.075	7.41	1.09
		0.225	7.65	1.33
		0.375	7.83	1.51
	Bentonita Natural	0.075	7.29	0.97
		0.225	7.41	1.09
		0.375	7.6	1.28
	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.18	0.86
		0.225	7.32	1
		0.375	7.56	1.24
	Bentonita Activada vía Química	0.075	6.31	-0.01
		0.225	4.17	-2.15
		0.375	3.58	-2.74

80°C, 20 min y 50rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.29	Carbón Activado	0.075	7.48	1.19
		0.225	7.72	1.43
		0.375	7.8	1.51
	Bentonita Natural	0.075	7.34	1.05
		0.225	7.43	1.14
		0.375	7.75	1.46
	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.3	1.01
		0.225	7.39	1.1
		0.375	7.71	1.42
	Bentonita Activada vía Química	0.075	6.29	0
		0.225	4.11	-2.18
		0.375	3.48	-2.81

80°C, 10 min y 30 rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.37	Carbón Activado	0.075	7.22	0.85
		0.225	7.34	0.97
		0.375	7.8	1.43
	Bentonita Natural	0.075	7.11	0.74
		0.225	7.35	0.98
		0.375	7.58	1.21
	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.01	0.64
		0.225	7.3	0.93
		0.375	7.52	1.15
	Bentonita Activada vía Química	0.075	6.01	-0.36
		0.225	4.5	-1.87
		0.375	3.62	-2.75

80°C, 20 min y 30rpm”

pH ₀	Agente ads.	Dosis	pH _f	ΔpH
6.22	Carbón Activado	0.075	7.38	1.16
		0.225	7.61	1.39
		0.375	7.88	1.66
	Bentonita Natural	0.075	7.27	1.05
		0.225	7.46	1.24
		0.375	7.6	1.38
	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.15	0.93
		0.225	7.39	1.17
		0.375	7.58	1.36
	Bentonita Activada vía Química	0.075	6.11	-0.11
		0.225	4.25	-1.97
		0.375	3.54	-2.68

Tabla #4 “Comportamiento del pH, la remoción de color y turbiedad en una disolución azucarada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales.”

50°C, 10 min y 50 rpm

Param.inic.	Agente ads.	Dosis	pHf	Abs 440nm	Abs 720nm	ΔpH	UCF	UTF	Rem.color	Rem.turb
pH=6,68 Abs440 =0,031	Carbón Activado	0.075	7.14	0.019	0.004	0.46	12616.2	2656.04	38.7206	59.9994
		0.225	7.34	0.012	0.002	0.66	7968.13	1328.02	61.29722	79.9997
		0.375	7.43	0.008	0.001	0.75	5312.08	664.011	74.19815	89.9998
Abs720 =0,01 UC=20588	Bentonita Natural	0.075	7.02	0.031	0.007	0.34	20584.3	4648.07	0.017829	29.9989
		0.225	7.11	0.028	0.005	0.43	18592.3	3320.05	9.693523	49.9992
		0.375	7.23	0.02	0.001	0.55	13280.2	664.011	35.49537	89.9998
UT=6640 Bx=1,5	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.01	0.018	0.003	0.33	11952.2	1992.03	41.94584	69.9995
		0.225	7.1	0.013	0.002	0.42	8632.14	1328.02	58.07199	79.9997
	0.375	7.16	0.007	0.001	0.48	4648.07	664.011	77.42338	89.9998	
	Bentonita Activada vía Qca	0.075	6.55	0.025	0.005	-0.13	16600.3	3320.05	19.36922	49.9992
0.225		5.81	0.019	0.003	-0.87	12616.2	1992.03	38.7206	69.9995	
		0.375	5.12	0.014	0.002	-1.56	9296.15	1328.02	54.84676	79.9997

50°C, 20 min y 50 rpm

Param.inic.	Agente ads.	Dosis	pHf	Abs 440nm	Abs 720nm	ΔpH	UC	UT	Rem.color	Rem.turb
pH=6,62 Abs440 =0.183	Carbón Activado	0.075	7.05	0.155	0.037	0.43	3331.18	795.186	15.3017	7.4935
		0.15	7.16	0.132	0.035	0.54	2836.88	752.203	27.86983	12.4938
		0.225	7.35	0.127	0.036	0.73	2729.42	773.694	30.60204	9.99367
		0.3	7.38	0.125	0.029	0.76	2686.44	623.254	31.69492	27.4949
Abs720 =0.04 UC=3933 UT=859.6 Bx=9,02	Bentonita Natural	0.075	7.01	0.179	0.038	0.39	3846.98	816.677	2.187123	4.99332
		0.15	7.13	0.174	0.032	0.51	3739.52	687.728	4.919327	19.9944
		0.225	7.14	0.173	0.03	0.52	3718.03	644.745	5.465767	24.9947
		0.3	7.2	0.18	0.027	0.58	3868.47	580.271	1.640683	32.4953
		0.375	7.25	0.169	0.033	0.63	3632.07	709.22	7.65153	17.4942
pH=6,42 Abs440 =0,207 Abs720 =0,073	Bentonita Activada vía Física	0.075	6.81	0.2	0.071	0.39	4559.96	1618.79	3.381597	2.73934
		0.15	6.88	0.185	0.058	0.46	4217.97	1322.39	10.62798	20.5476
		0.225	6.93	0.202	0.067	0.51	4605.56	1527.59	2.415413	8.21881
		0.3	6.99	0.185	0.066	0.57	4217.97	1504.79	10.62798	9.58868
UC=4719.56 UT=1664.38 Bx=8,5	Bentonita Activada vía Qca	0.075	6.42	0.196	0.055	0	4468.76	1253.99	5.313965	24.6572
		0.15	6.01	0.18	0.054	-0.41	4103.97	1231.19	13.04344	26.0271
		0.225	5.53	0.175	0.066	-0.89	3989.97	1504.79	15.4589	9.58868
		0.3	5.44	0.169	0.051	-0.98	3853.17	1162.79	18.35745	30.1367
		0.375	5.12	0.154	0.046	-1.3	3511.17	1048.79	25.60383	36.986

Tabla #5 “Comportamiento del pH, la remoción de color y turbiedad en una disolución azucarada con agentes adsorbentes a diferentes condiciones operacionales.”

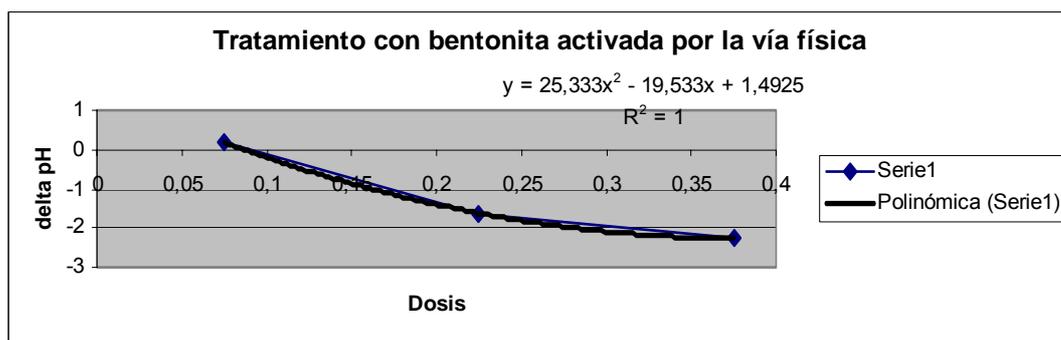
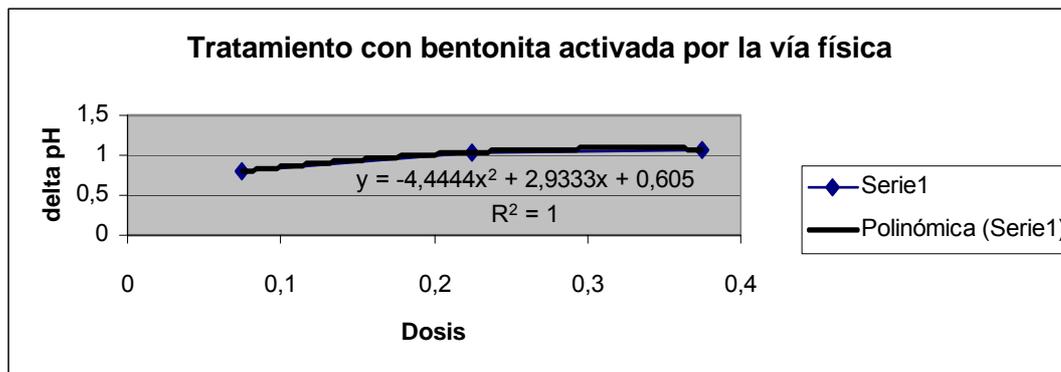
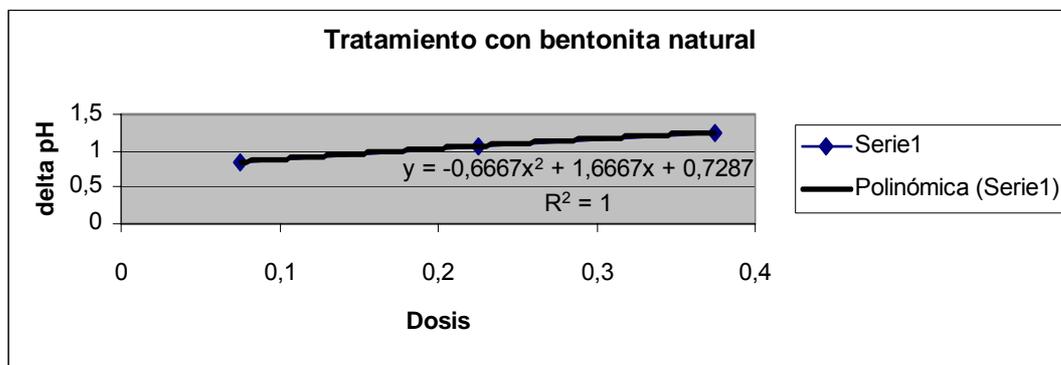
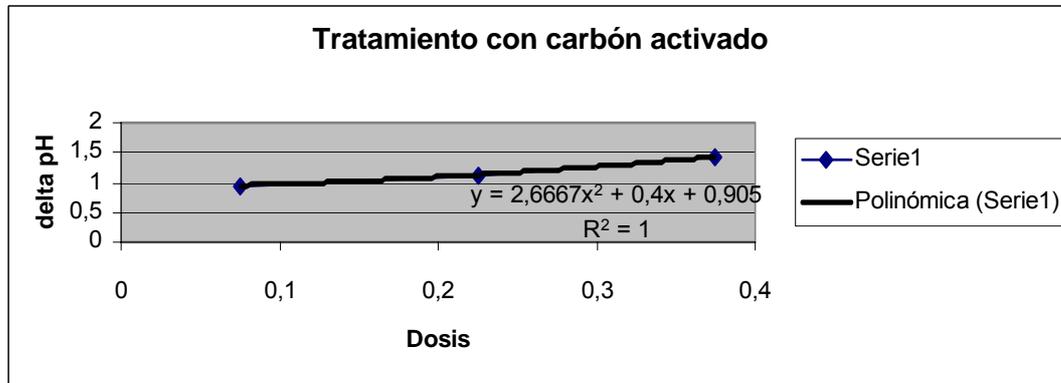
80°C, 10 min y 50 rpm

Param.inic.	Agente ads.	Dosis	pHf	Abs 440nm	Abs 720nm	ΔpH	UC	UT	Rem.color	Rem.turb
pH=7,11 Abs440 =0,269	Carbón Activado	0.075	7.97	0.227	0.053	0.86	4878.57	1139.05	15.6146	27.3982
		0.225	8.03	0.145	0.044	0.92	3116.27	945.626	46.09743	39.7268
		0.375	8.05	0.121	0.042	0.94	2600.47	902.643	55.01924	42.4665
Abs720 =0,073 UC=5781.3 UT=1568.9 Bx=8,95	Bentonita Natural	0.075	7.95	0.262	0.052	0.84	5630.78	1117.56	2.603639	28.768
		0.225	7.98	0.258	0.05	0.87	5544.81	1074.58	4.090606	31.5077
		0.375	8.03	0.254	0.045	0.92	5458.84	967.118	5.577573	38.3569
	Bentonita Activada vía Física	0.075	7.94	0.241	0.073	0.83	5179.45	1568.88	10.41022	0.00126
		0.225	7.96	0.226	0.072	0.85	4857.08	1547.39	15.98634	1.3711
		0.375	8.01	0.219	0.069	0.9	4706.64	1482.91	18.58854	5.48064
	Bentonita Activada vía Qca	0.075	7.88	0.269	0.052	0.77	5781.22	1117.56	0.001446	28.768
		0.225	7.63	0.268	0.055	0.52	5759.72	1182.03	0.373188	24.6585
		0.375	6.88	0.221	0.05	-0.23	4749.62	1074.58	17.84505	31.5077

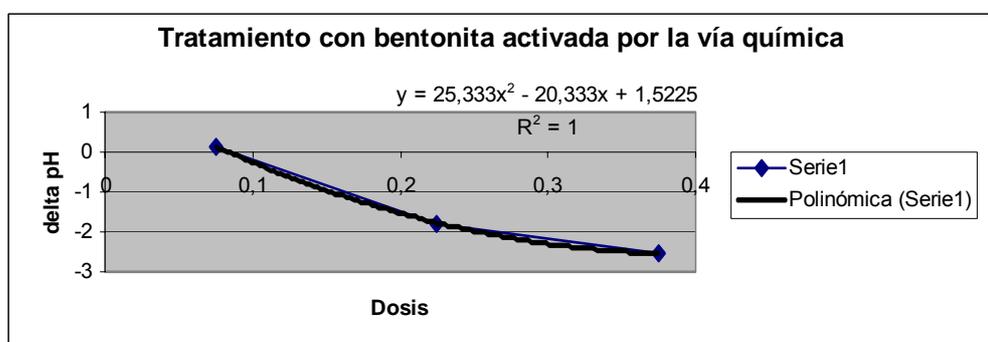
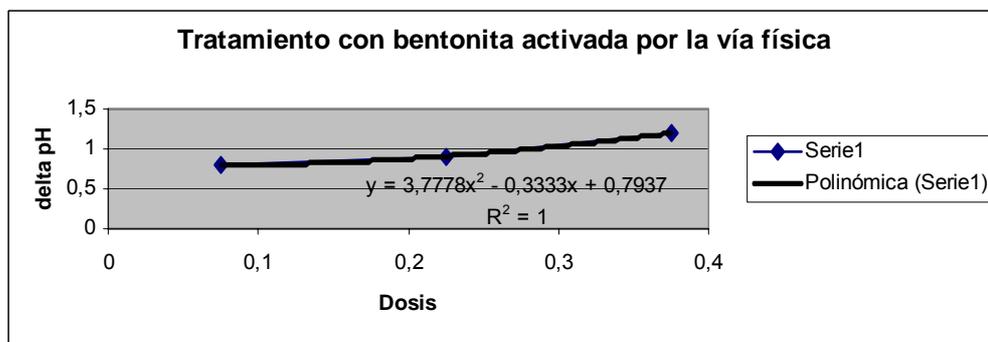
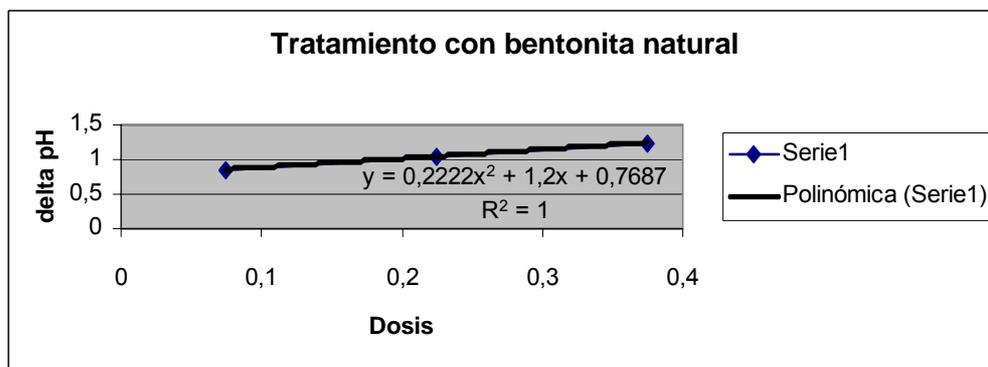
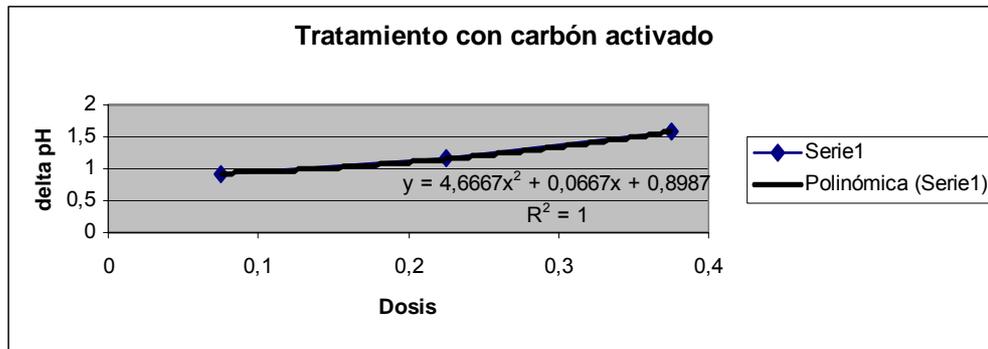
80°C, 20 min y 50 rpm

Param.inic.	Agente ads.	Dosis	pHf	Abs 440nm	Abs 720nm	ΔpH	UC	UT	Rem.color	Rem.turb
pH=7,27 Abs440 =0,207	Carbón Activado	0.075	8.06	0.207	0.074	0.79	4398.17	1572.29	0.00062	0.0004
		0.15	8.12	0.172	0.074	0.85	3654.52	1572.29	16.9095	0.0004
		0.225	8.15	0.138	0.071	0.88	2932.12	1508.55	33.33526	4.05444
		0.3	8.19	0.097	0.041	0.92	2060.98	871.136	53.1428	44.5948
Abs720 =0,074 UC=4398.2 UT=1572.3 Bx=9,1	Bentonita Natural	0.375	8.19	0.11	0.058	0.92	2337.19	1232.34	46.86236	21.6219
		0.075	7.85	0.204	0.036	0.58	4334.43	764.9	1.449952	51.3515
		0.15	7.88	0.209	0.04	0.61	4440.67	849.888	-0.9656	45.9462
		0.225	7.9	0.228	0.049	0.63	4844.36	1041.11	-10.1447	33.7841
		0.3	7.96	0.274	0.042	0.69	5821.74	892.383	-32.3678	43.2435
		0.375	7.97	0.28	0.043	0.7	5949.22	913.63	-35.2665	41.8921
		0.075	7.83	0.272	0.046	0.52	5845.69	988.609	2.158273	2.11787
		0.15	7.86	0.275	0.044	0.55	5910.17	945.626	1.079136	6.37362
=0,278 Abs720 =0,047 UC=5974.7 UT=1010 Bx=8,95	vía Física	0.225	7.88	0.28	0.048	0.57	6017.62	1031.59	-0.71942	-2.13787
		0.3	7.91	0.288	0.071	0.6	6189.56	1525.9	-3.59712	-51.0789
		0.375	7.95	0.289	0.079	0.64	6211.05	1697.83	-3.95683	-68.1019
		0.075	7.73	0.278	0.045	0.42	5974.64	967.118	-2.9E-07	4.24574
	Bentonita Activada vía Qca	0.15	7.62	0.296	0.045	0.31	6361.49	967.118	-6.47482	4.24574
		0.225	7.59	0.314	0.055	0.28	6748.33	1182.03	-12.9496	-17.033
		0.3	7.32	0.318	0.058	0.01	6834.3	1246.51	-14.3885	-23.4166
		0.375	7.11	0.335	0.097	-0.2	7199.66	2084.68	-20.5036	-106.404

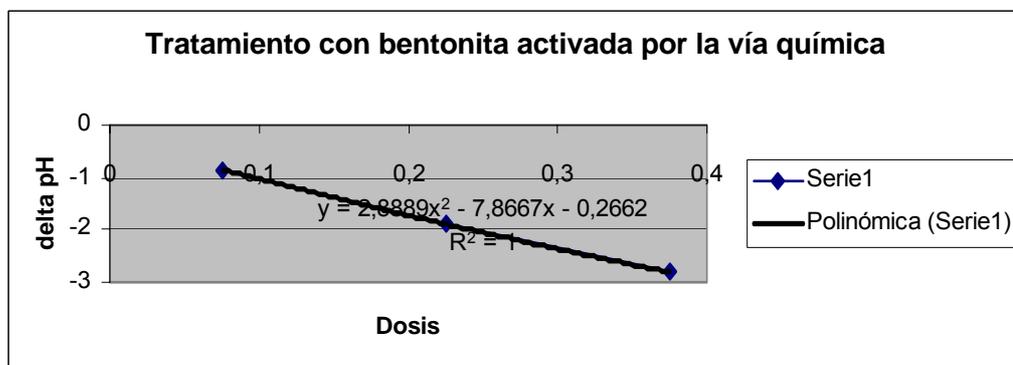
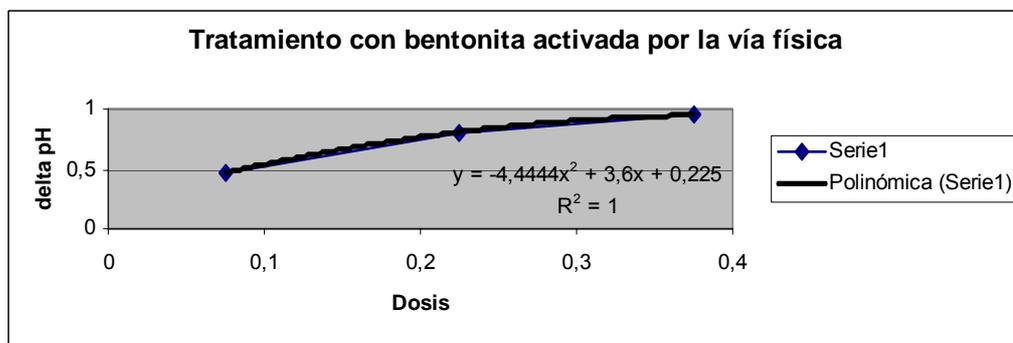
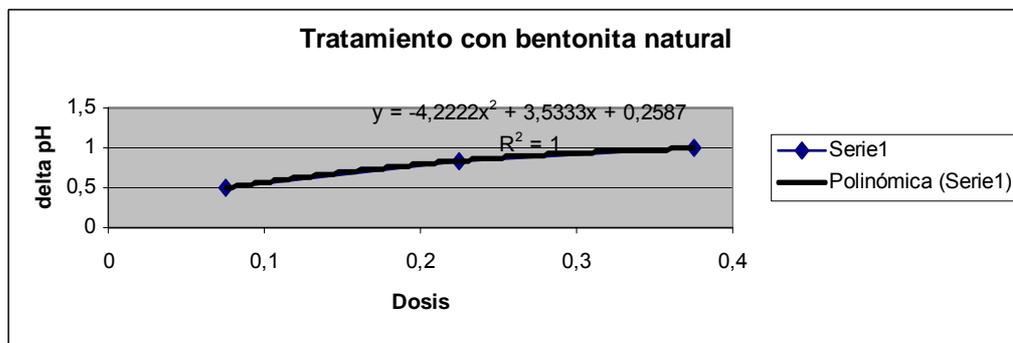
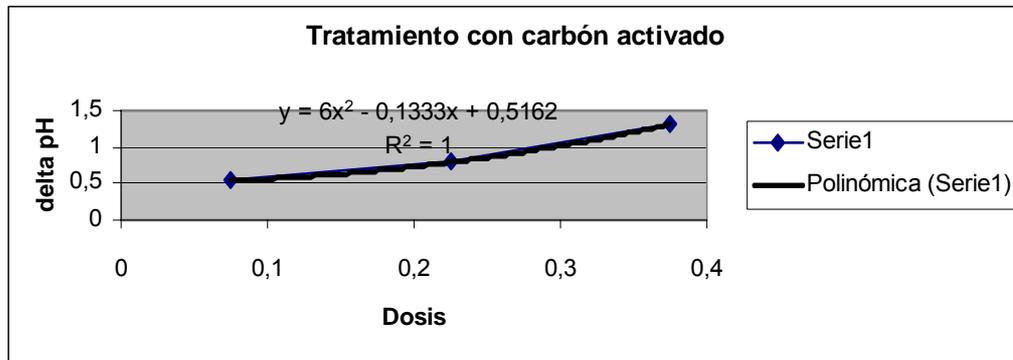
Gráfica # 1: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 10 min y 50 rpm”.



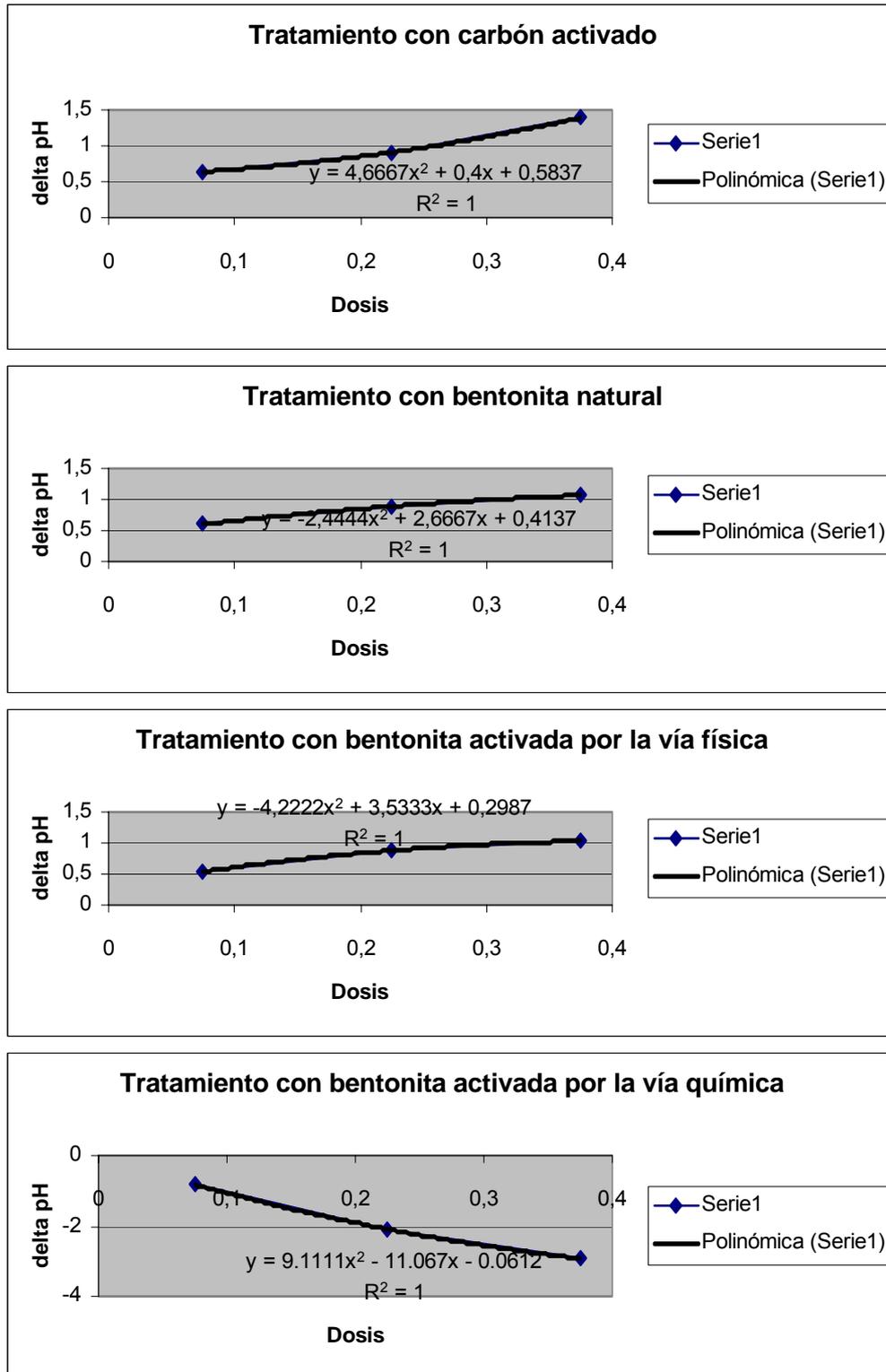
Gráfica # 2: "Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 20 min y 50 rpm".



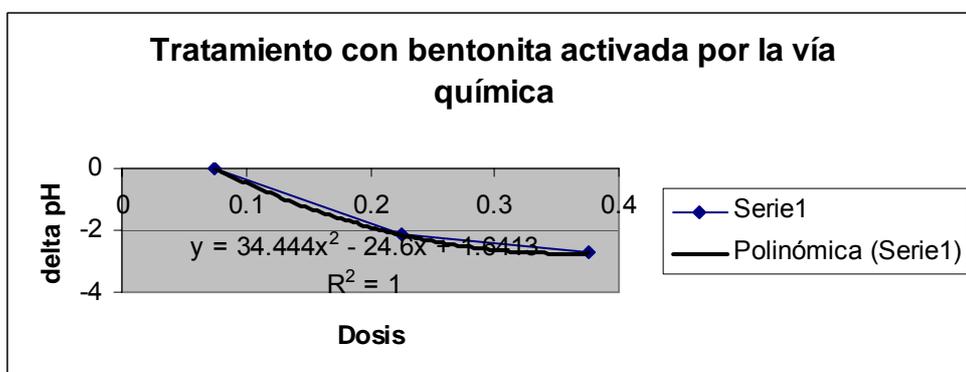
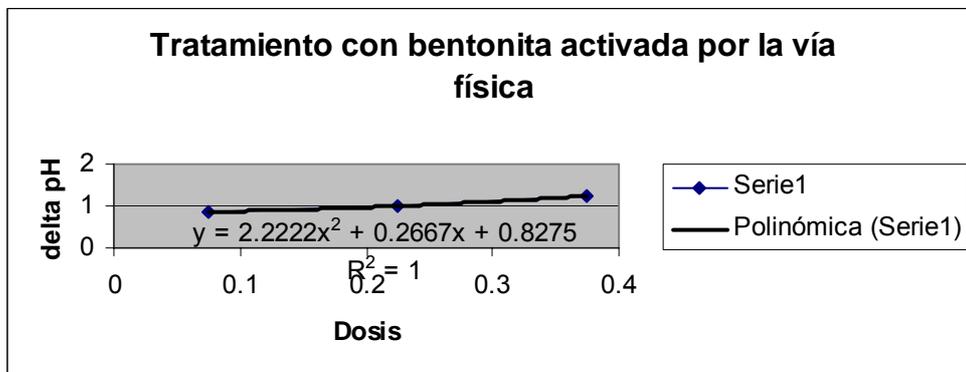
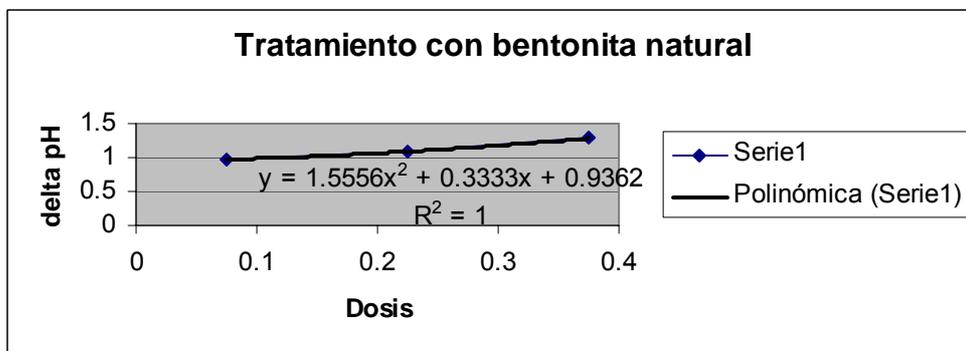
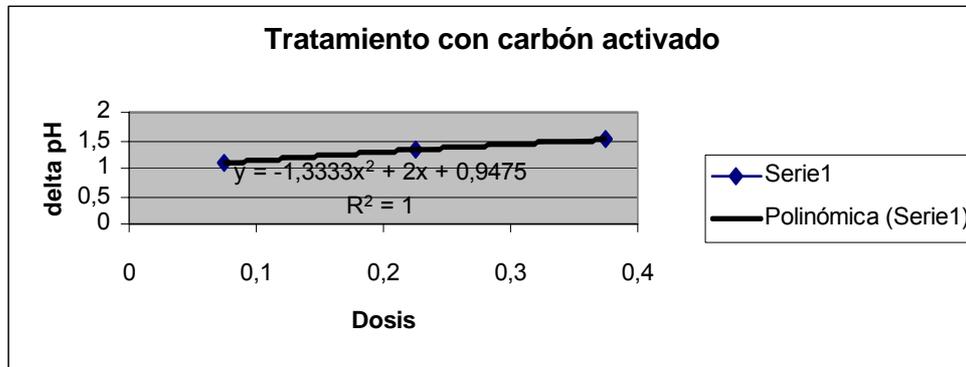
Gráfica # 3: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 10 min y 30 rpm”.



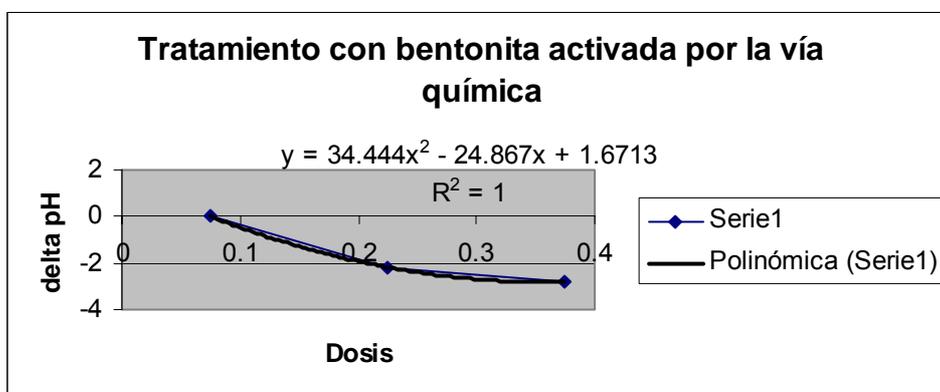
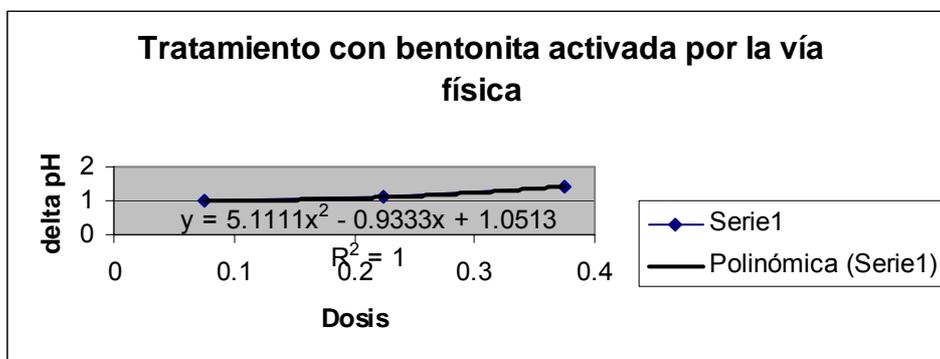
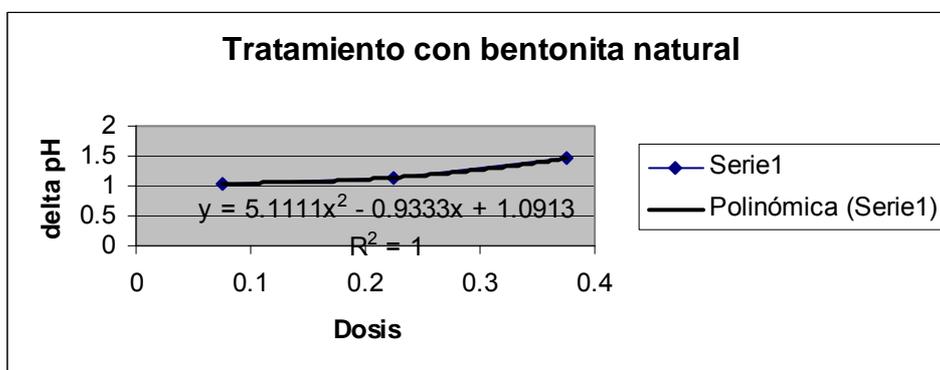
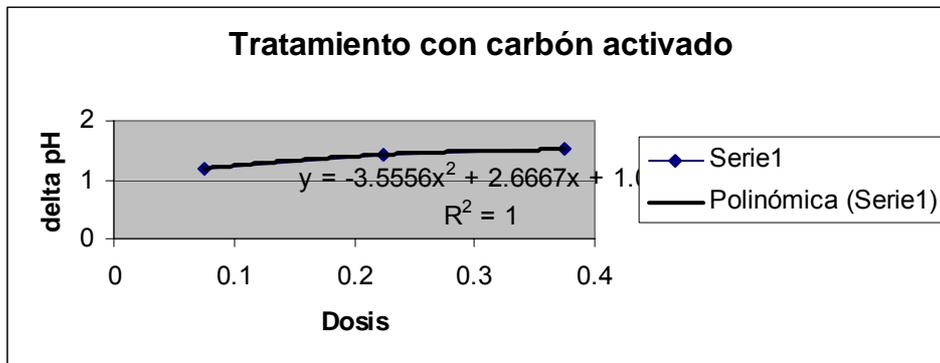
Gráfica # 4: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 50 °C, 20 min y 30 rpm”.



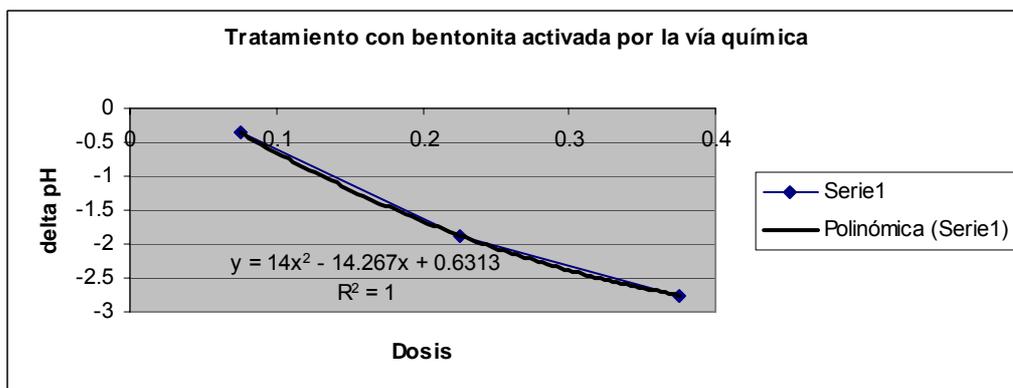
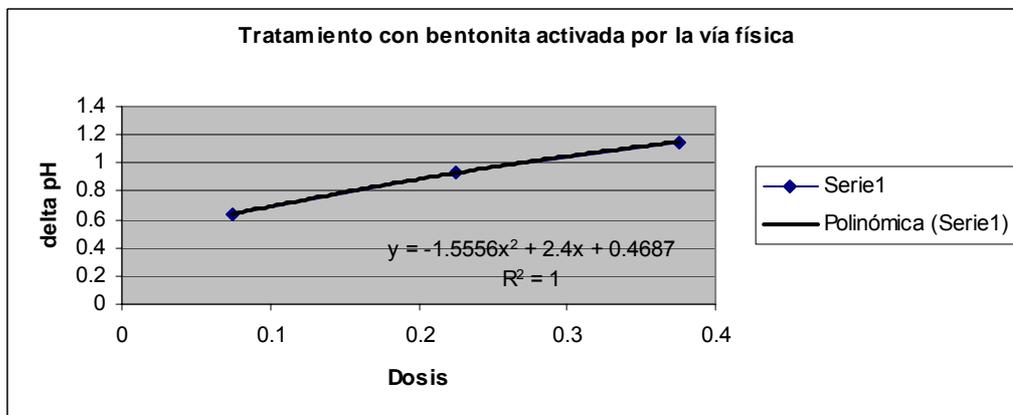
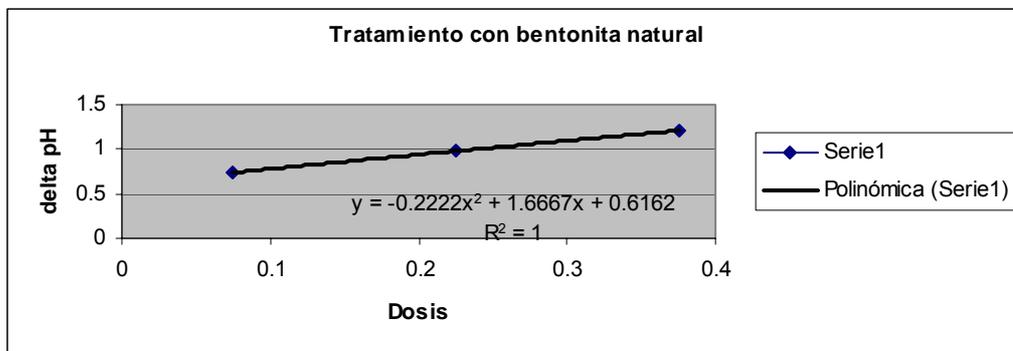
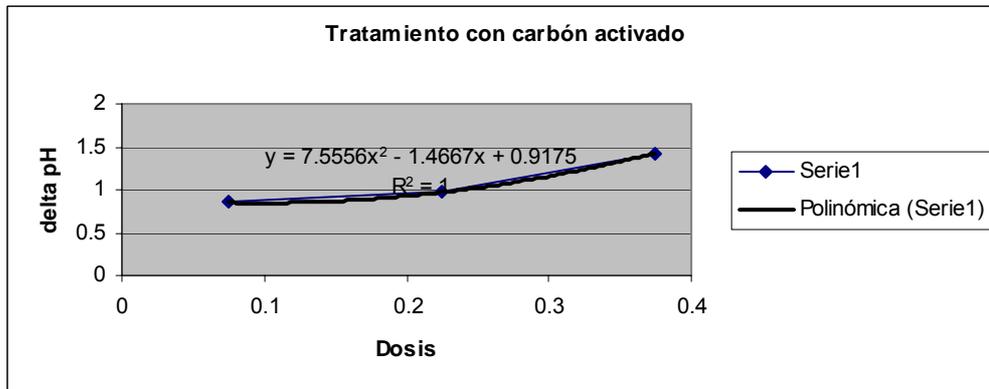
Gráfica # 5: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 10 min y 50 rpm”.



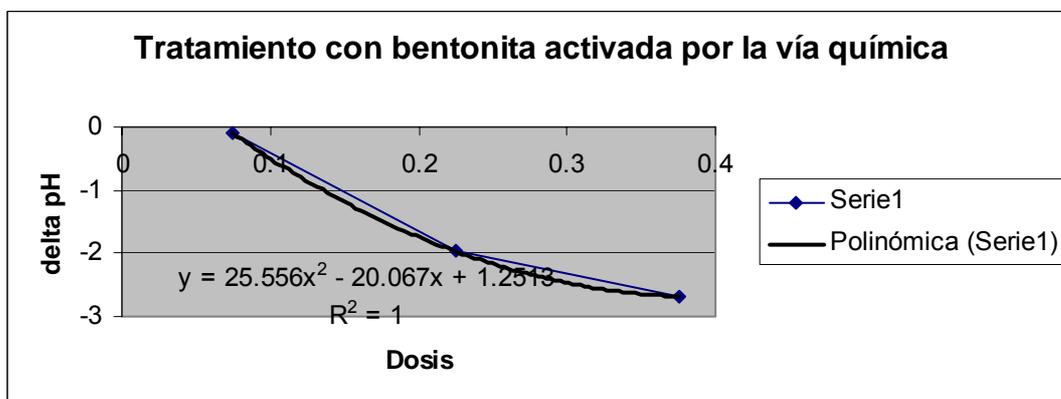
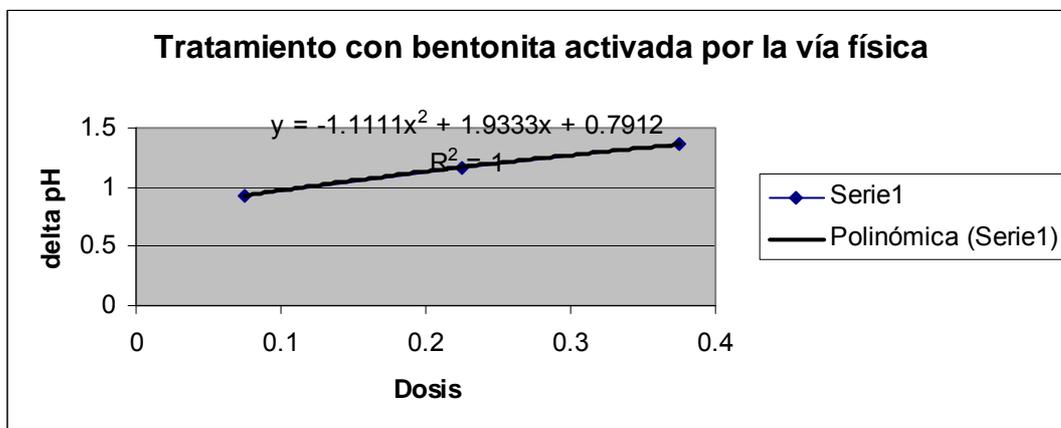
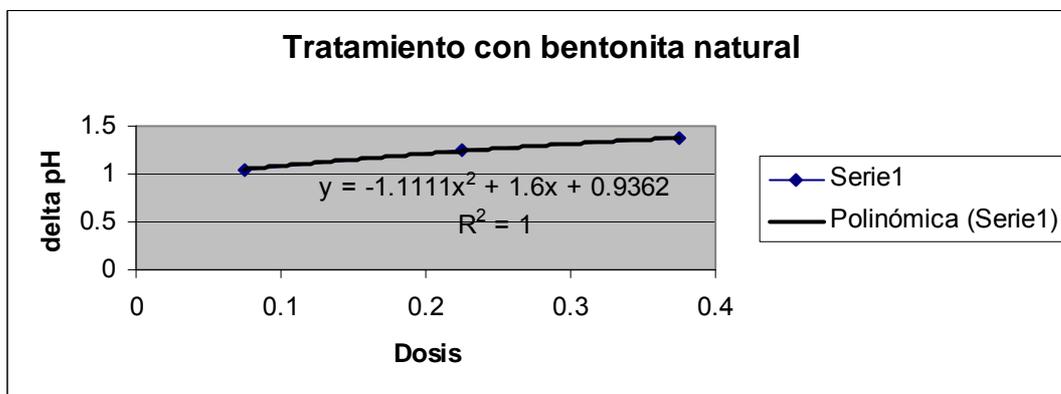
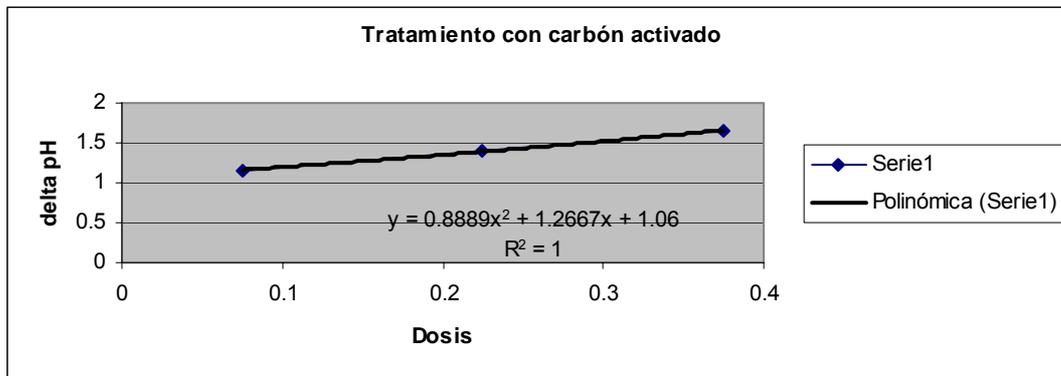
Gráfica # 6: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 20 min y 50 rpm”.



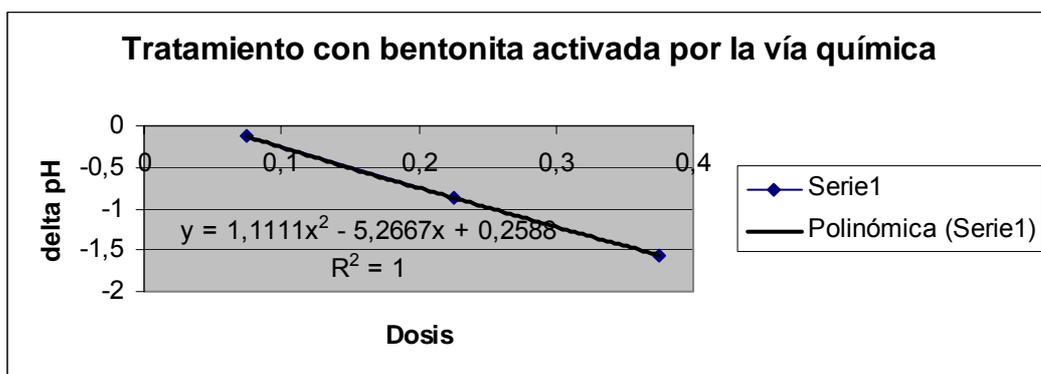
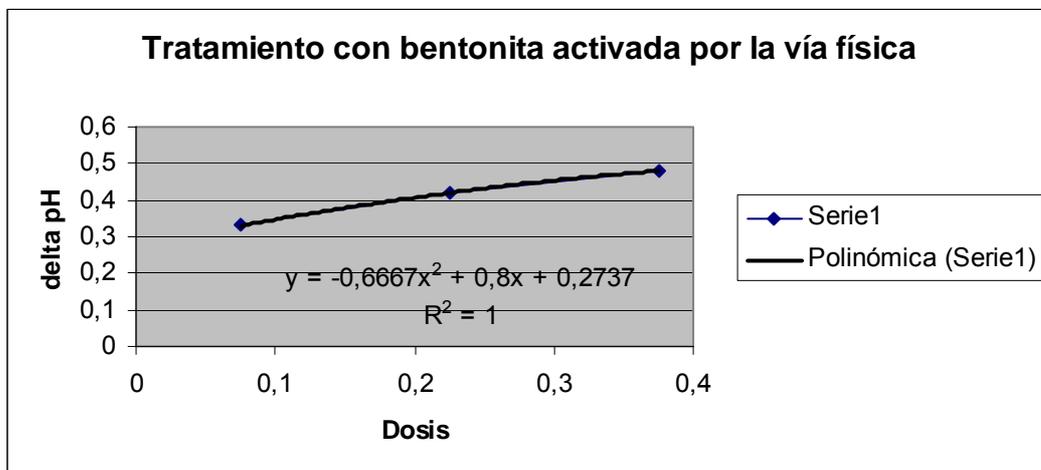
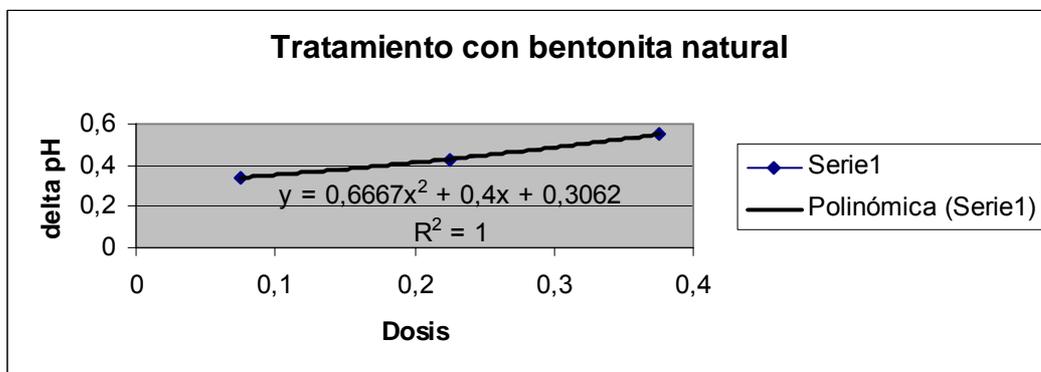
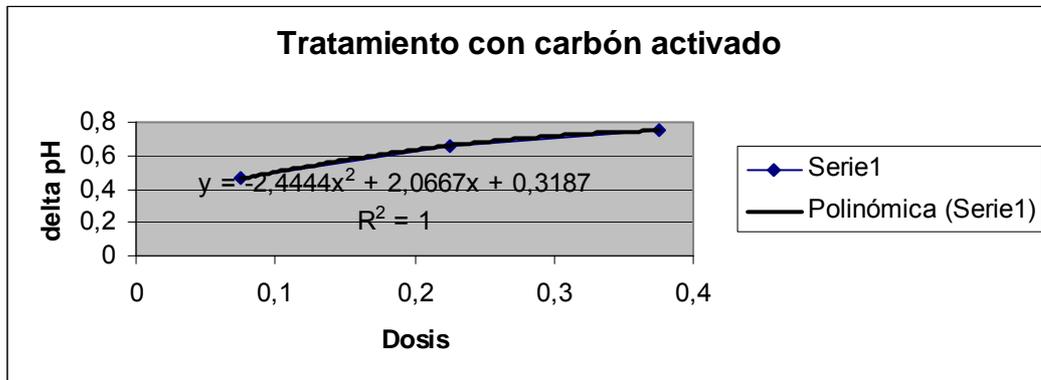
Gráfica # 7: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 10 min y 30 rpm”.



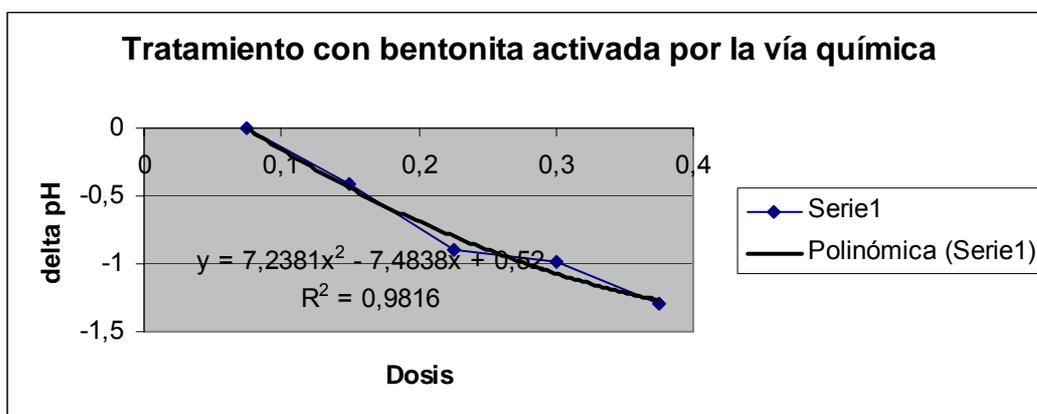
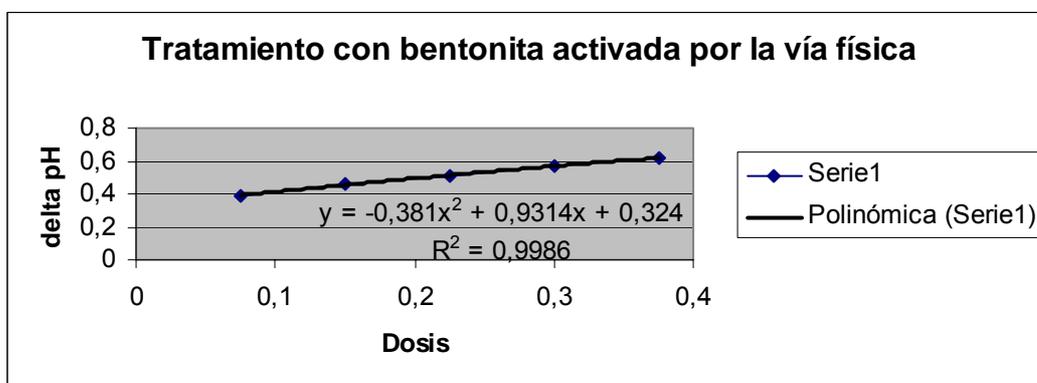
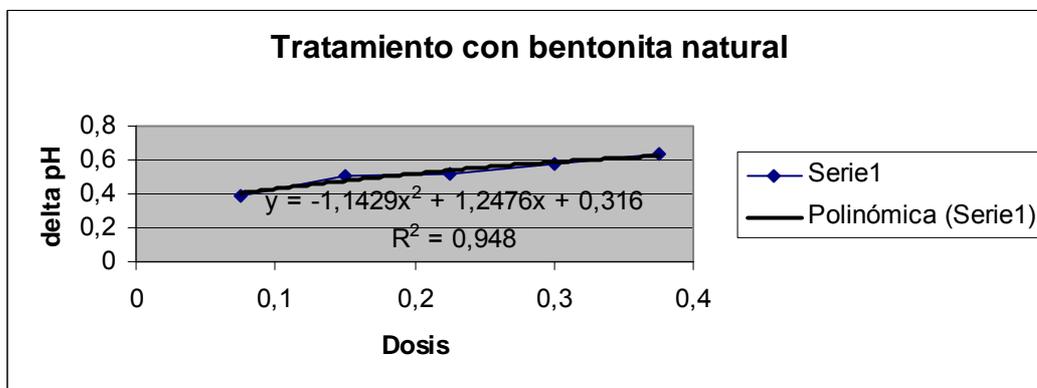
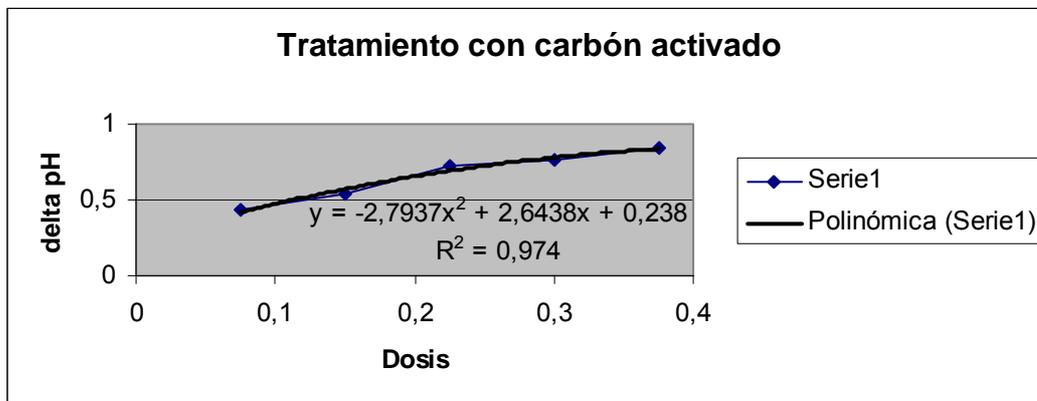
Gráfica # 8: “Comportamiento del pH en agua destilada con agentes adsorbentes a 80 °C, 20 min y 30 rpm”.



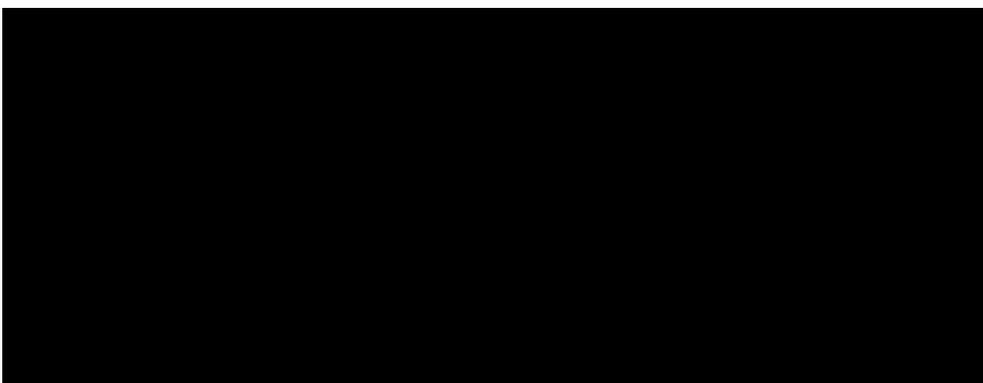
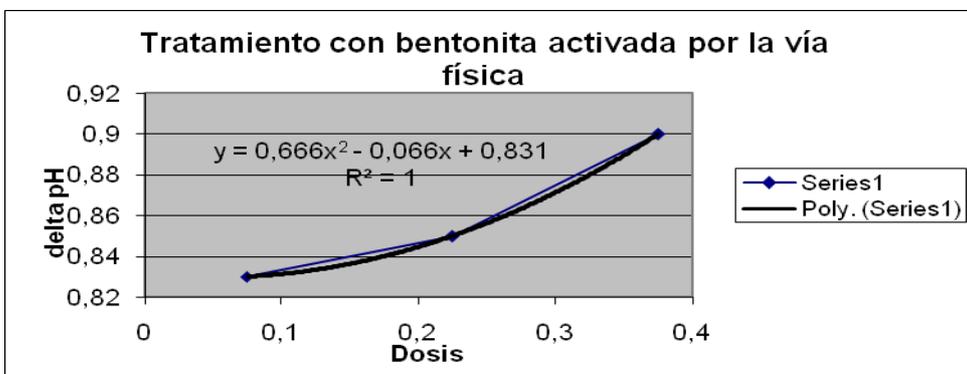
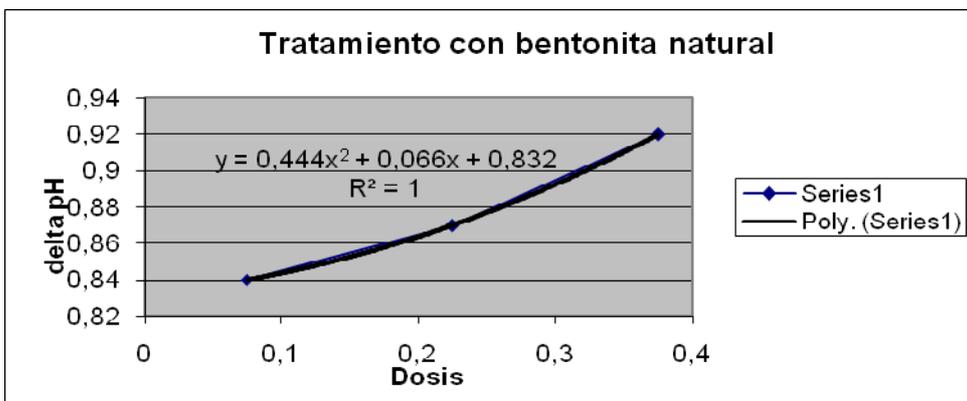
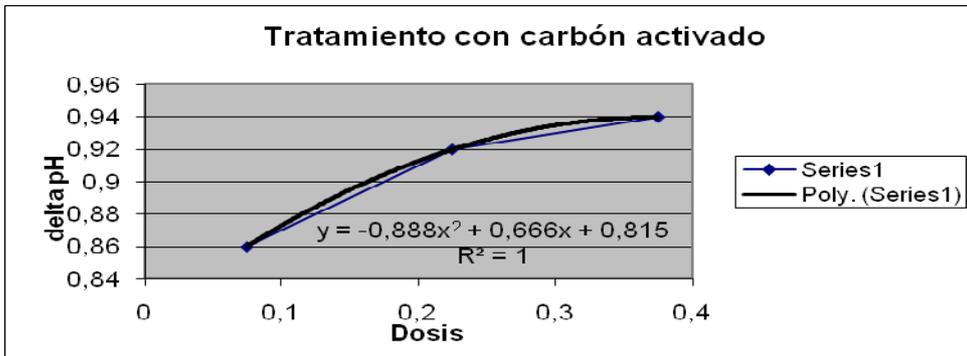
Gráfica # 9: “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 10 min y 50 rpm”.



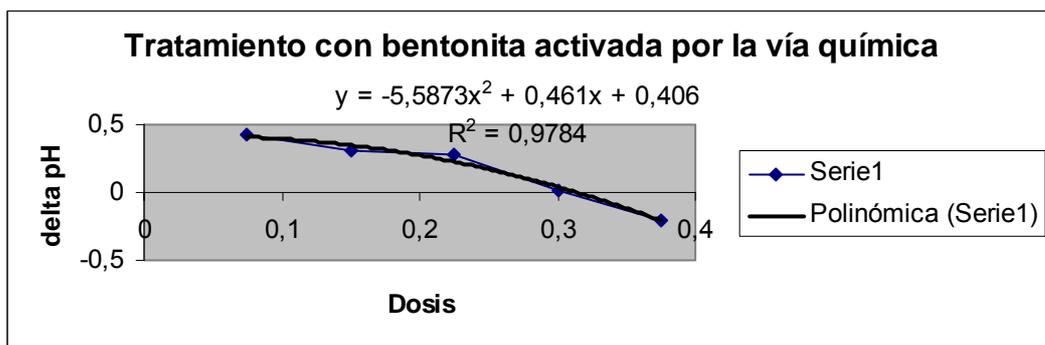
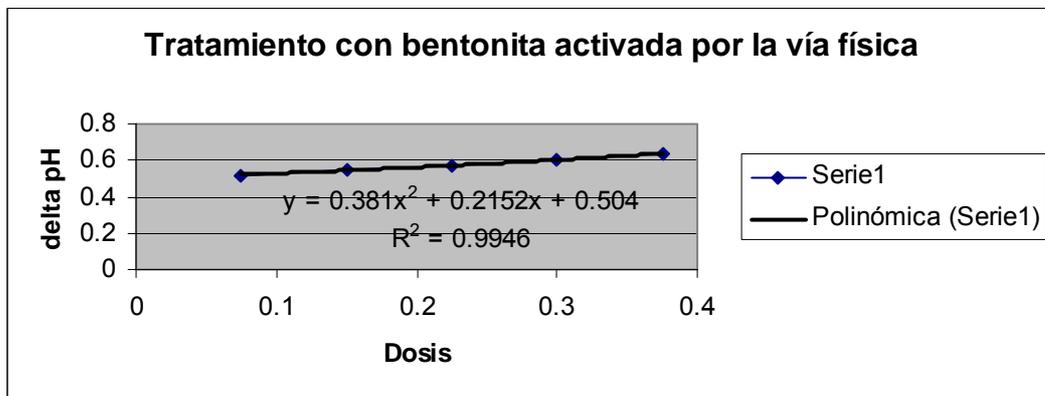
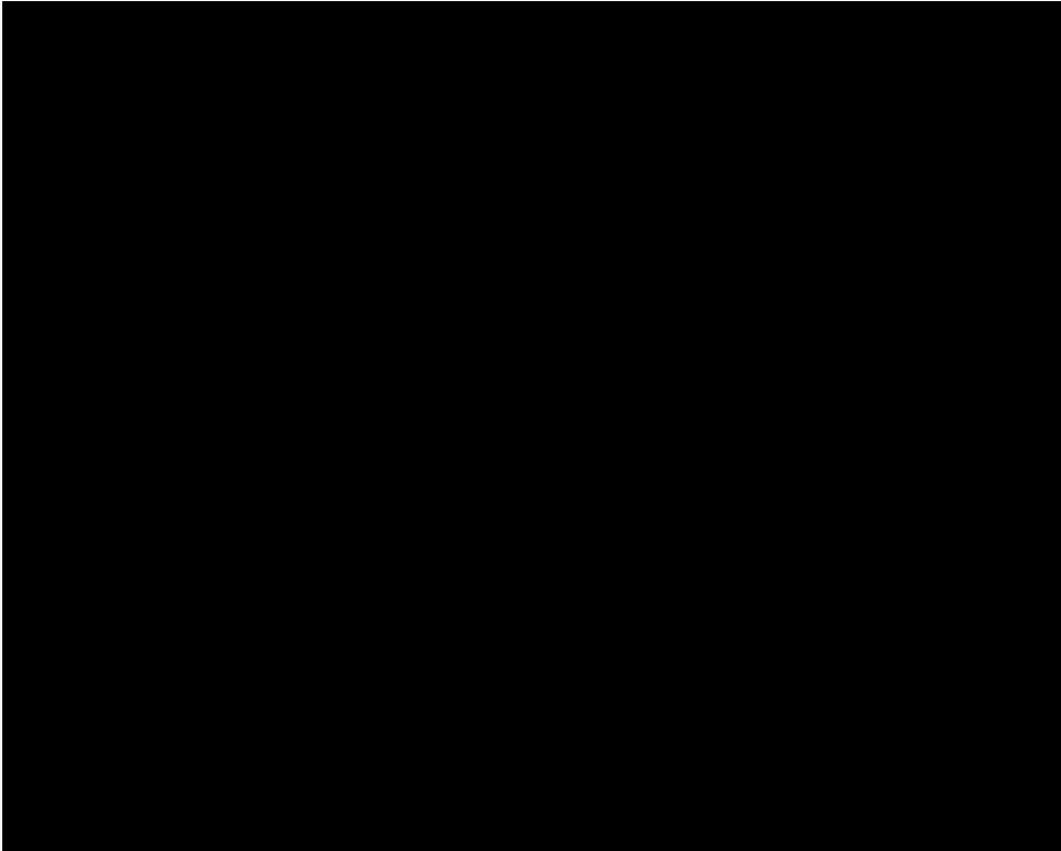
Gráfica # 10: “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 20 min y 50 rpm”.



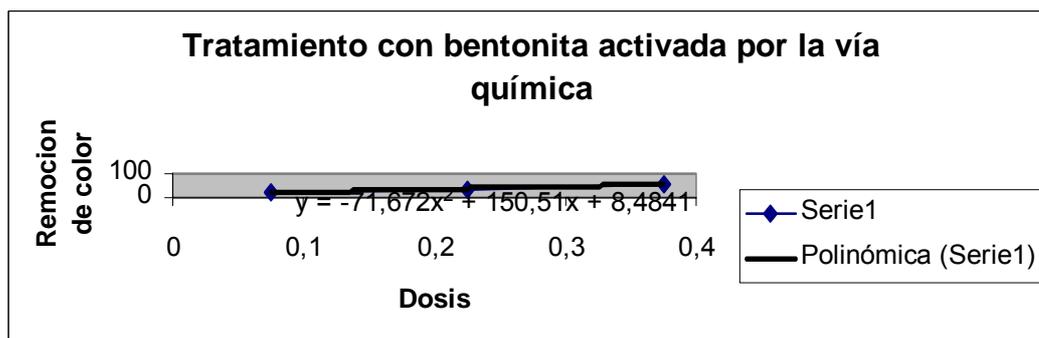
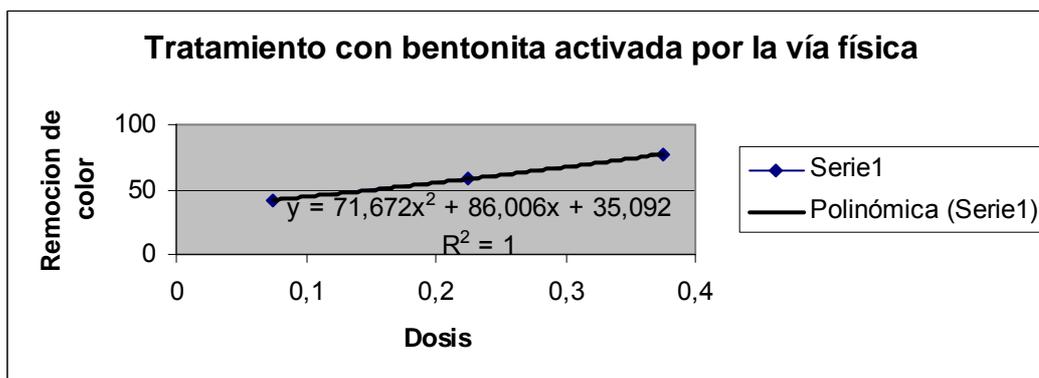
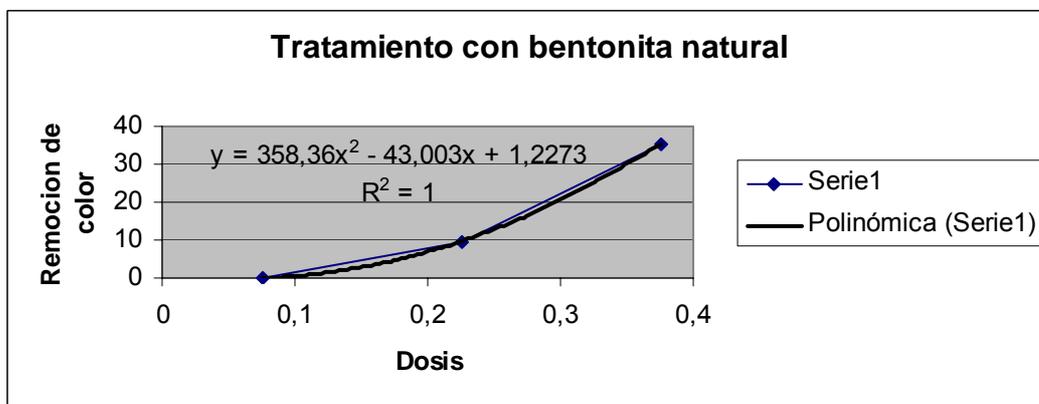
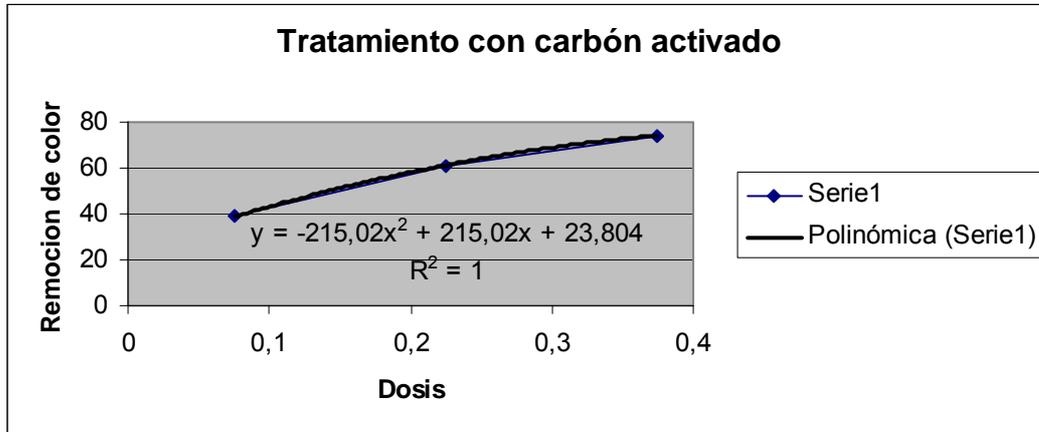
Gráfica # 11: “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 10 min y 50 rpm”.



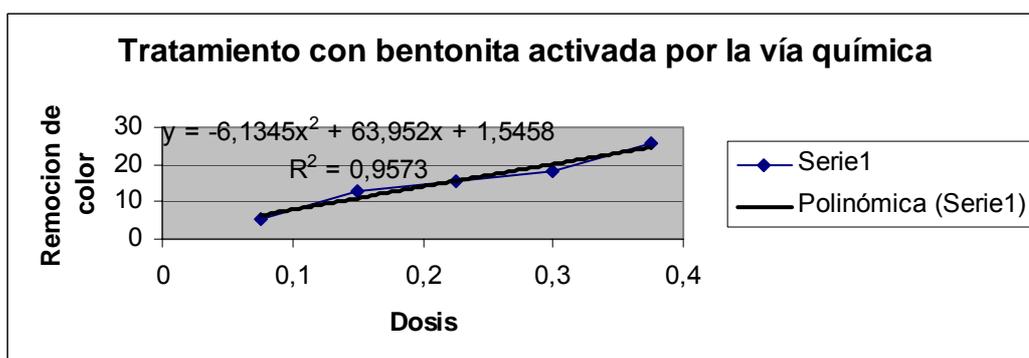
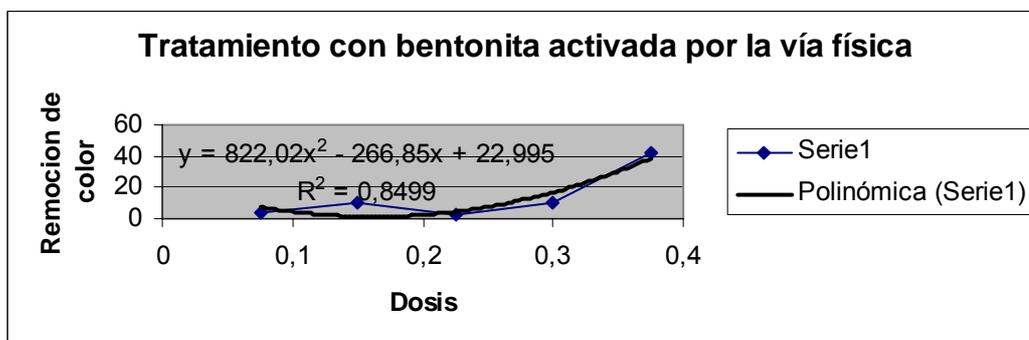
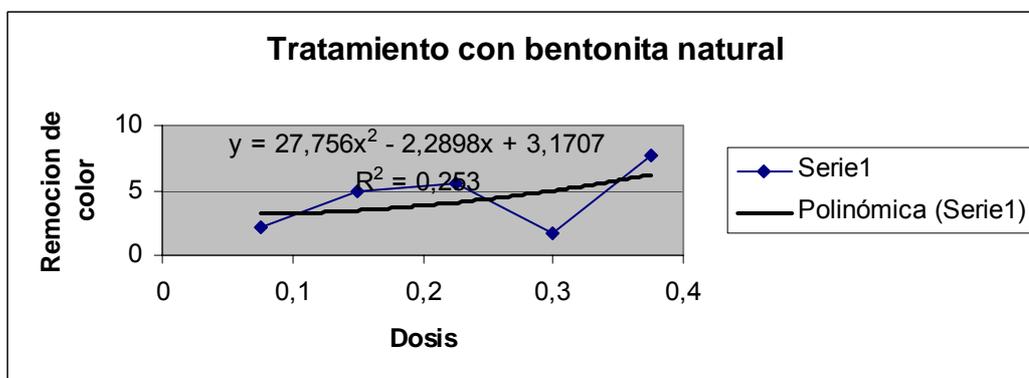
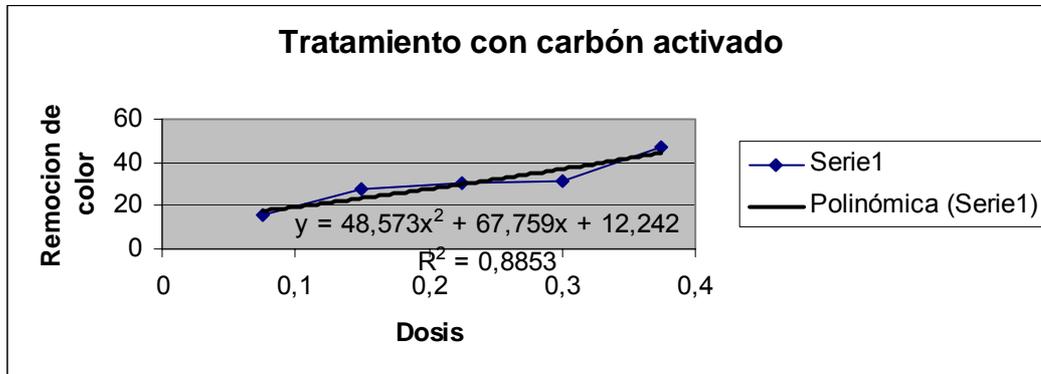
Gráfica # 12: “Comportamiento del pH de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 20 min y 50 rpm”.



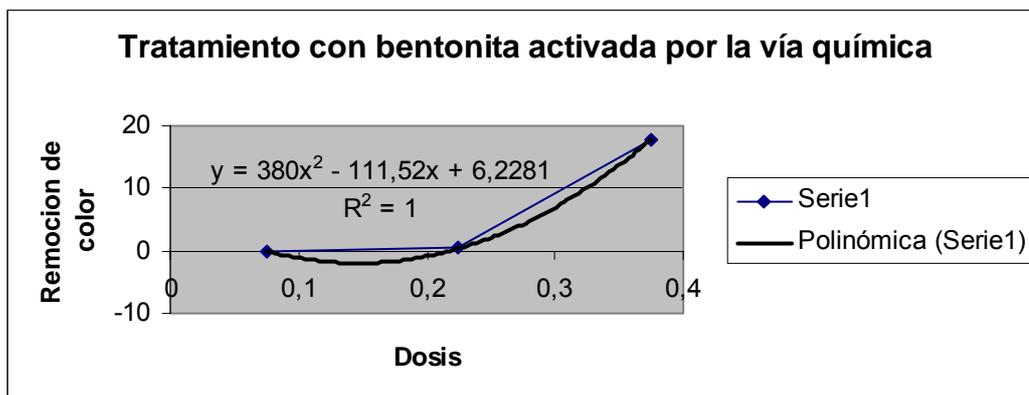
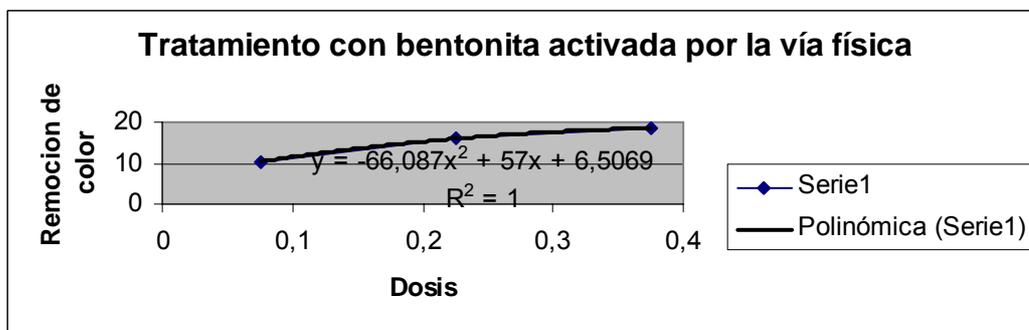
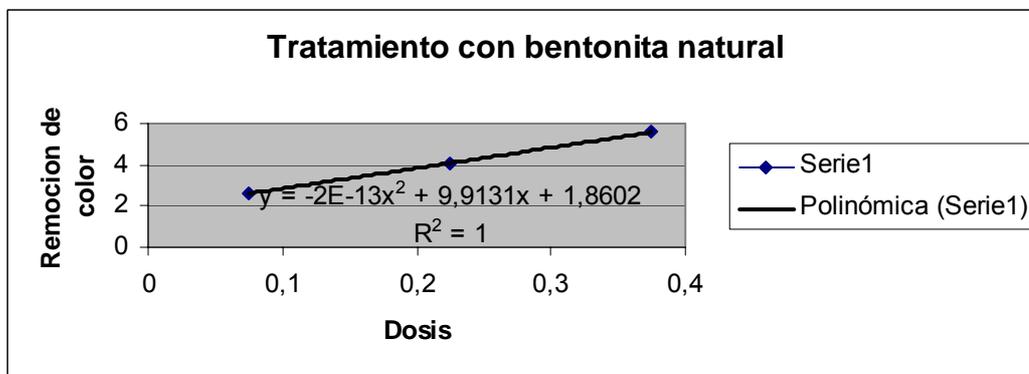
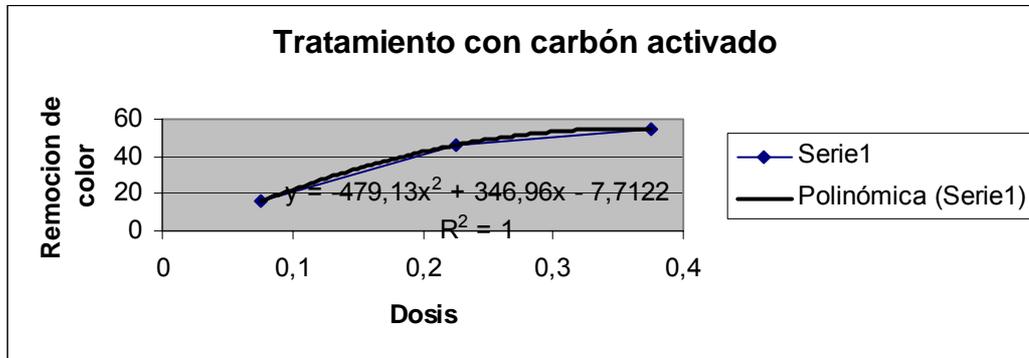
Gráfica # 13: “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 10 min y 50 rpm”.



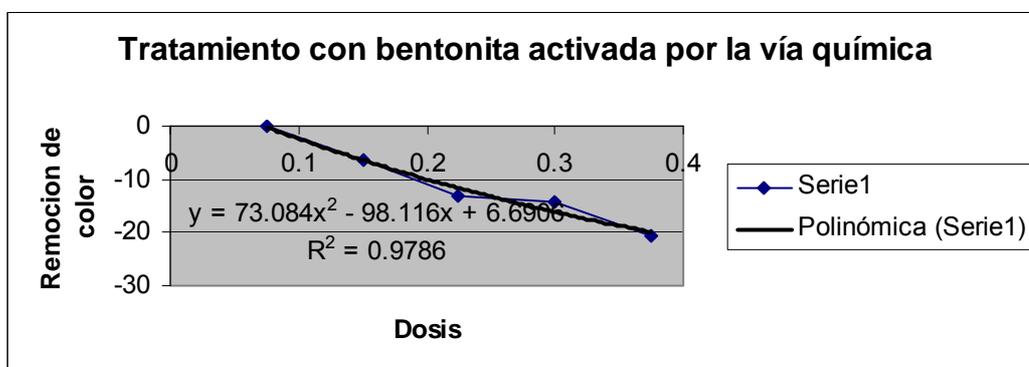
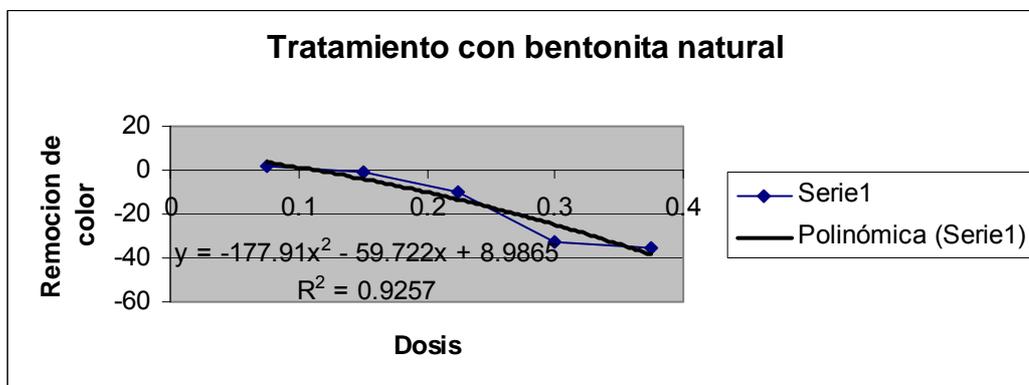
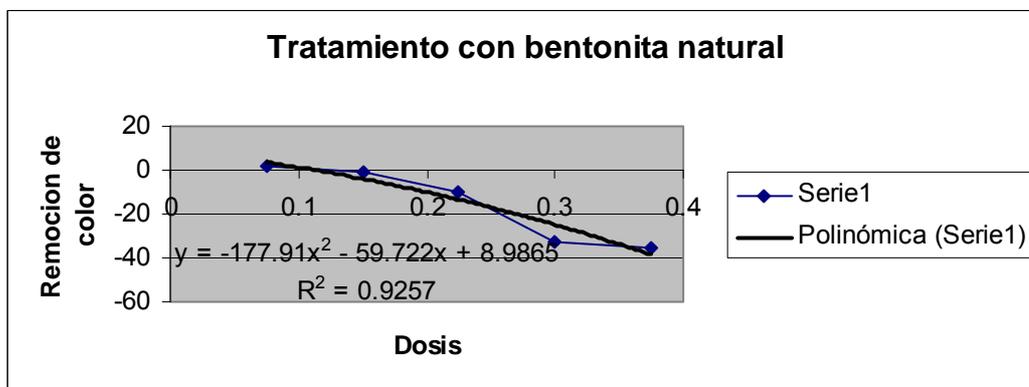
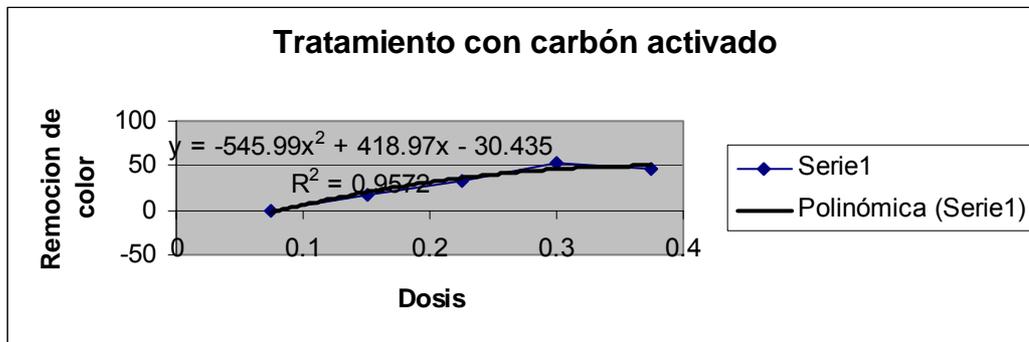
Gráfica # 14: “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 20 min y 50 rpm”.



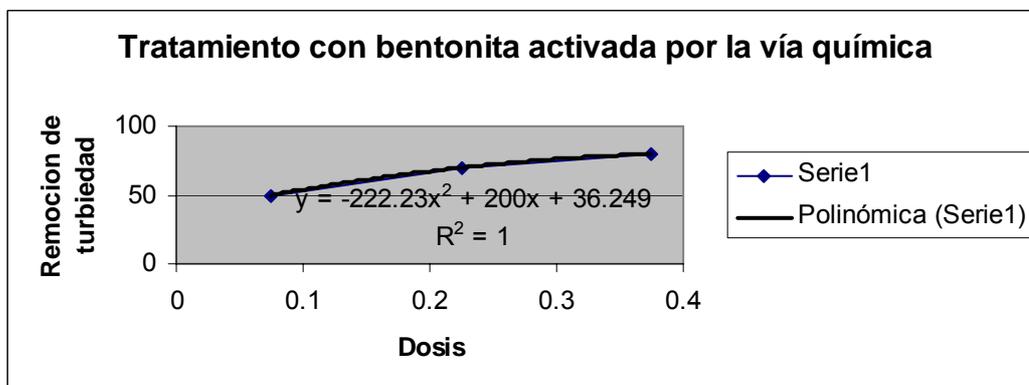
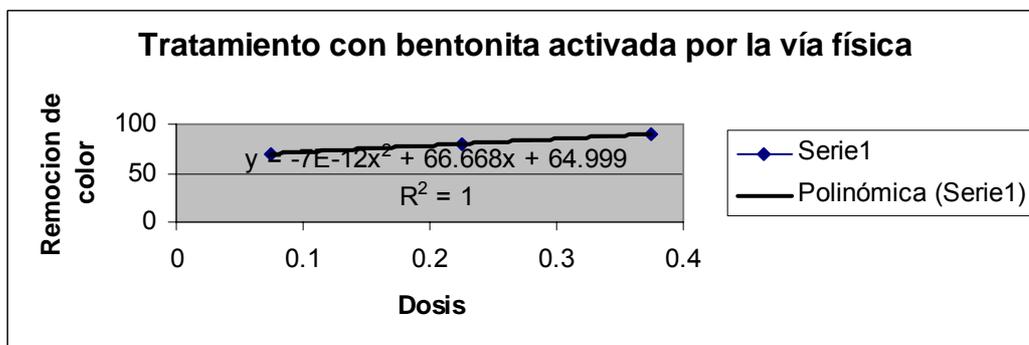
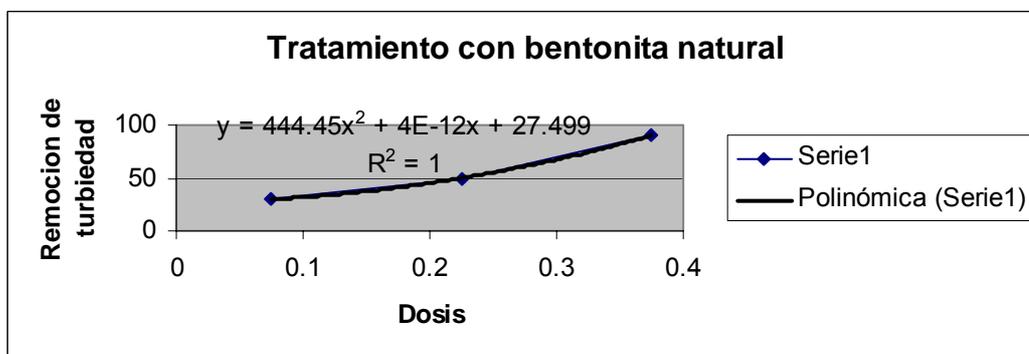
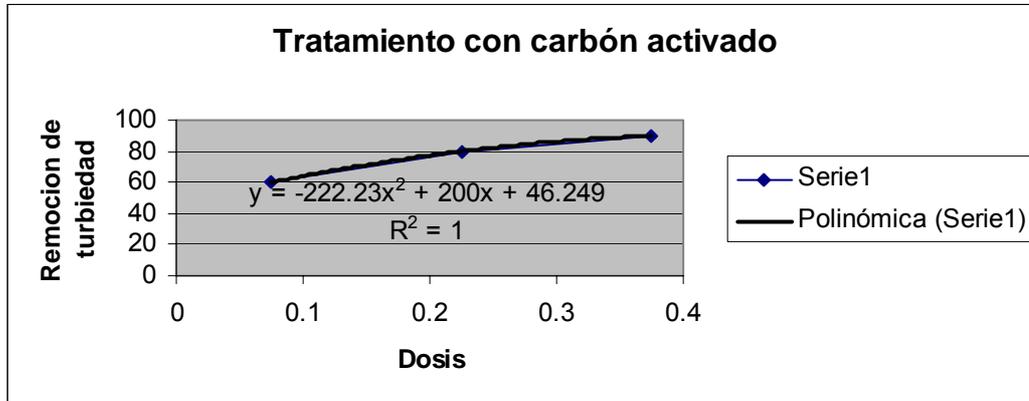
Gráfica # 15: “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 10 min y 50 rpm”.



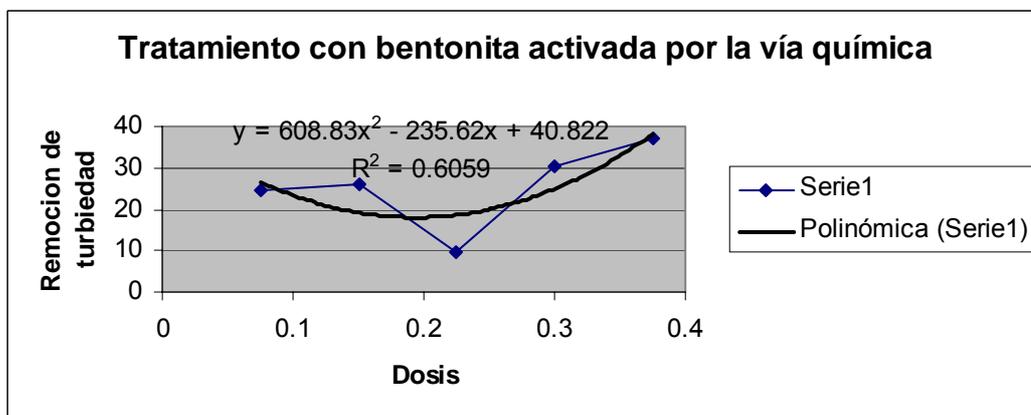
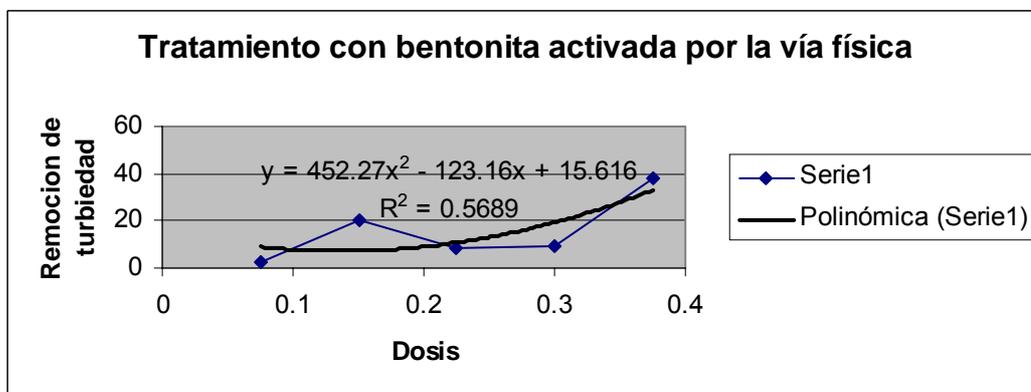
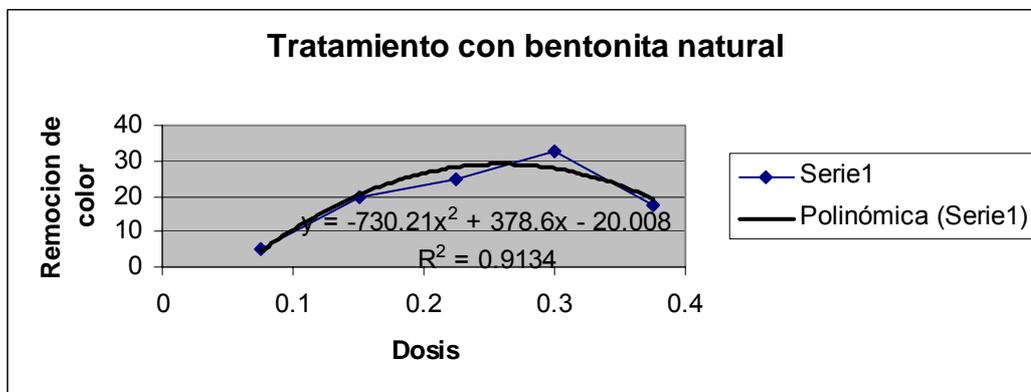
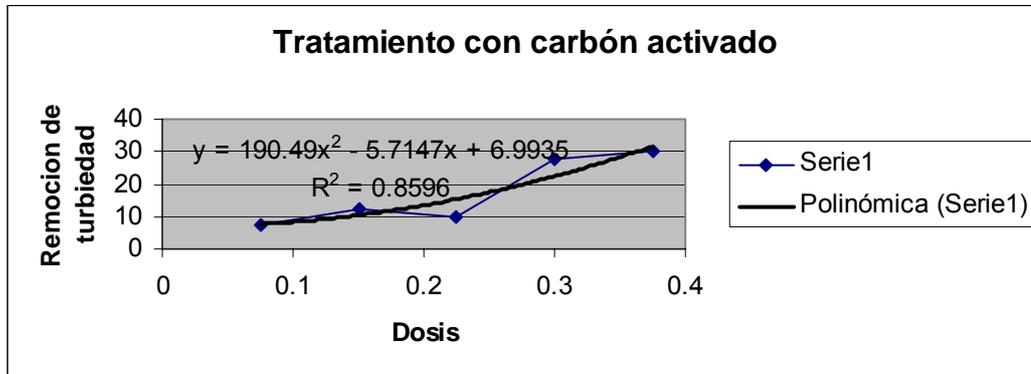
Gráfica # 16: “Comportamiento de la remoción de color de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 20 min y 50 rpm”.



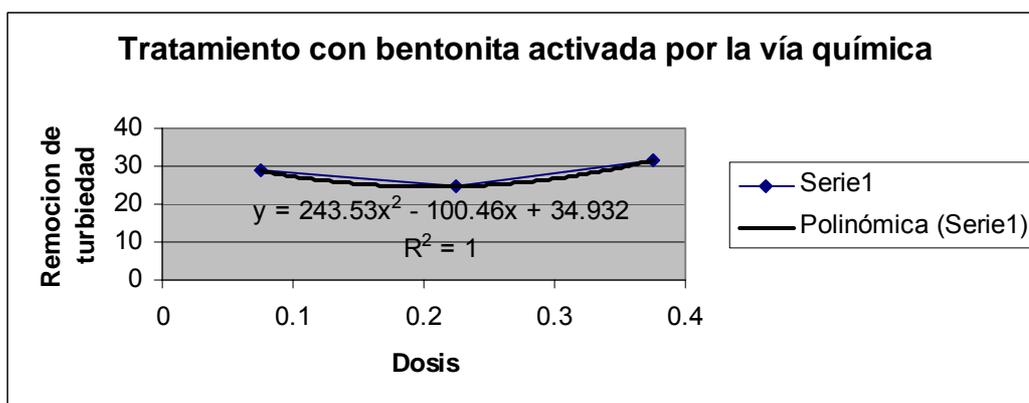
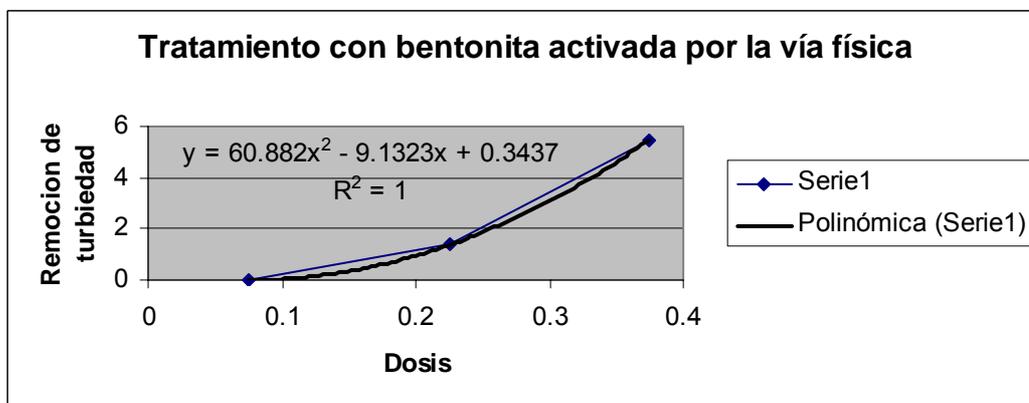
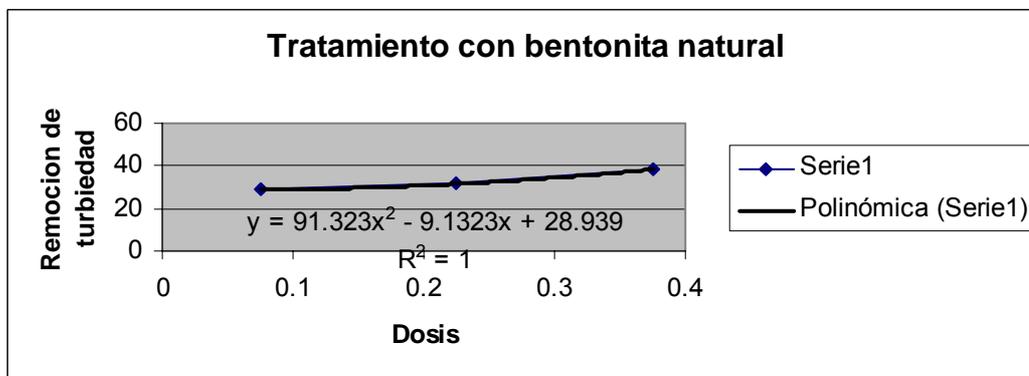
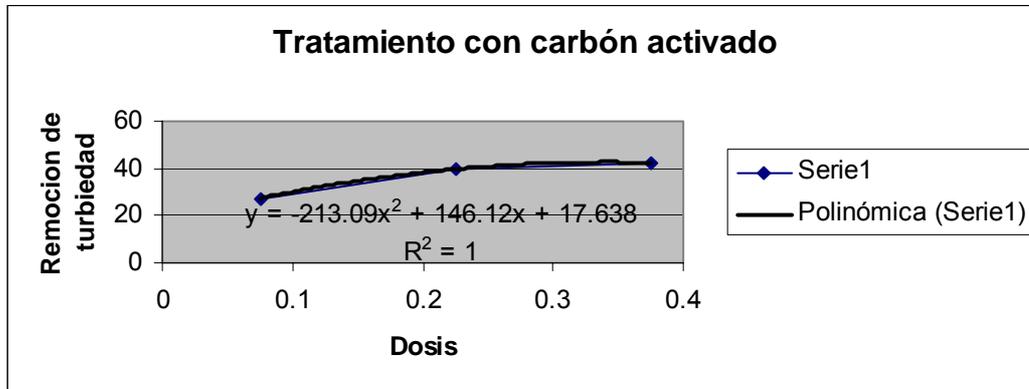
Gráfica # 17: “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 10 min y 50 rpm”.



Gráfica # 18: “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 50°C, 20 min y 50 rpm”.



Gráfica # 19: “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 10 min y 50 rpm”.



Gráfica # 20: “Comportamiento de la remoción de turbiedad de una solución azucarada al ser tratada con diferentes sustancias adsorbentes a 80°C, 20 min y 50 rpm”.

