



UNIVERSIDAD CENTRAL "MARTA ABREU" DE LAS VILLAS

Facultad de Química y Farmacia

Departamento de Ingeniería Química

Trabajo de Diploma



Título: “Aplicación de modelo fenomenológico para la optimización y control de la etapa discontinua de cristalización a vacío para obtener masas cocidas de primera apoyado en la simulación computarizada”.

Autor(a): Ligney Martínez Díaz.

Tutores: MSc. María Eugenia O’Farrill Pie.

Dr. Luis Manuel Peralta.



2004-2005

“Año de la Alternativa Bolivariana para las Américas”.

Resumen

En el desarrollo de este trabajo se analiza el empleo de un modelo matemático fenomenológico del proceso discontinuo de cocción de masas cocidas de primera para la optimización y análisis de alternativas de control automático de dicho proceso, haciendo uso de la simulación computarizada.

Se abordan las modificaciones y procedimientos que fueron necesarios acometer para adaptar el modelo fenomenológico desarrollado en trabajos anteriores con vista a que pudiera satisfacer los objetivos de optimizar y analizar alternativas de control automático del proceso, teniendo en cuenta los enfoques novedosos de la teoría de control optimizante que se emplea en la industria de procesos a nivel internacional.

La aplicación del estudio de optimización permitió obtener el rango apropiado de operación en tachos de primera para el que se garantizó adecuados índices de calidad del proceso de cristalización, así como la aplicación de dos de los enfoques de la teoría de control optimizante: el Real Time Optimization y la Self-Optimization, los cuales permitieron seleccionar 4 esquemas de control que a través de los mismos se puede implementar la alternativa de operación óptima resultante del estudio de optimización realizado.

Abstract

In the development of this work the employment of a phenomenological mathematical model of the discontinuous process of cooking of cooked masses is analyzed of first for the optimization and analysis of alternative of automatic control of this process, making use of the on-line simulation.

The modifications and procedures are approached that were necessary to attack to adapt the phenomenological model developed in works previous with view to that could satisfy the objectives of to optimize and to analyze alternative of automatic control of the process, keeping in mind the novel focuses of the theory of optimization control that it is used in the industry of processes at international level.

The application of the study of optimization allowed to obtain the appropriate range of operation in vacuum pan of first for the one that was guaranteed appropriate indexes of quality of the crystallization process, as well as the application of two of the focuses of the theory of optimization control: the Real Time Optimization and the Self-Optimization, which allowed to select 4 control outlines that through the same ones you can implement the alternative of operation good resultant of the carried out study of optimization.

Índice:

Introducción.....	1
Capítulo # I: "Revisión bibliográfica".	
1.1 Definición de simulación.....	3
1.2 Uso y limitaciones de la simulación.....	3
1.3 <i>Ventajas del análisis y simulación de procesos.....</i>	4
1.4 Aplicaciones de la simulación.....	5
1.4.1 Limitaciones en la aplicación de la simulación para la resolución de problemas.....	5
1.5 Etapas de una simulación.....	6
1.6 Clasificación de los métodos de simulación.....	7
1.7 Simulación de procesos batch.....	10
1.7.1 Aplicación de la simulación en la ingeniería de procesos batch.....	10
1.8 Simulación de procesos por computadora y su relación con optimización.....	11
1.9 Definición de optimización.....	12
1.10 Optimización en tiempo real.....	13
1.11 Justificación de la automatización de un tachó.....	14
1.12 Diferentes métodos para efectuar el control de la cristalización.....	14
1.13 Aspectos acerca del control en tachos.....	16
1.14 <i>Esquemas de control empleados en tachos.....</i>	16

Capítulo # II: " Aplicaciones del modelo fenomenológico que describe el proceso de cristalización al vacío para la obtención de masas de primera, utilizando la simulación computarizada".

2.1	Estudio de optimización y control del proceso de obtención de masa cocida A, empleando el modelo matemático fenomenológico a partir de la simulación computarizada.....	22
2.1.1	Determinación de sensibilidad de variables de entrada al sistema objeto de estudio ante la optimización del proceso.....	26
2.1.2	Definición del problema y estrategia de optimización de la etapa de cocción para la obtención de masas cocidas de primera en tachos discontinuos.....	28
2.1.3	Definición de la estrategia de control automático de la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera en tachos discontinuos.....	34

Capítulo # III: " Análisis de los resultados".

3.1	Análisis de resultados del estudio de optimización efectuado con el modelo fenomenológico obtenido, apoyado en la simulación computarizada.....	42
3.1.1	Resultados de la optimización a partir de las condiciones de operación nominales del proceso.....	42
3.1.2	Resultados de la optimización a partir de cambios en la variable de entrada (pureza de la meladura).....	44
3.1.3	Análisis de resultados del estudio de alternativas de control automático de la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera en tachos discontinuos.....	47
3.1.4	Resultados de la evaluación de esquemas de control según el enfoque :Real Time Optimization, a través de la simulación dinámica.....	49

3.1.5	Resultados de la evaluación de esquemas de control según el enfoque: Self-optimization, a través de la simulación dinámica.....	53
	Conclusiones.....	55
	Recomendaciones.....	56
	Bibliografía.....	57
	Anexos.....	62

Introducción

La caña de azúcar constituye la materia prima fundamental para la producción del azúcar crudo, la base en la elaboración del azúcar refinado. De aquí parte la importancia económica que para el país representa esta producción, es por ello que surge la necesidad de convertir en cristales la sacarosa que se forma en la caña.

La industria azucarera cubana está comprometida con el aumento de su eficiencia técnico-económica, aunque no se debe obviar los precios cada vez más reducidos del mercado mundial, lo que trae consigo el aumento del recobrado, del rendimiento industrial y la disminución del costo de producción; pues la fabricación de azúcar es un renglón económico importante para el país.

El central azucarero tiene como objetivo principal de sus operaciones la extracción de la mayor cantidad posible de la sacarosa contenida en la caña que se recepciona en sus molinos. En el país existen pocos centrales con caídas de pureza masa-miel dentro de los valores normados, tanto en masas intermedias como finales, lo que indica que las pérdidas de eficiencia en el proceso de cristalización es un problema que concierne a todo el país.

Muchas instituciones cubanas han realizado importantes aportes científicos dirigidos a producir mejoras tecnológicas en los centrales azucareros, para elevar su eficiencia y lograr mayores niveles de rentabilidad.

Los estudios experimentales del proceso de cristalización en tachos han permitido caracterizar el proceso y detectar algunos problemas operacionales, proponiéndose recomendaciones para su solución, pero no se han podido establecer los parámetros de operación que garanticen un óptimo agotamiento de las diferentes masas cocidas en estos equipos, bajo las condiciones actuales de la industria cubana, como un paso previo a la optimización del proceso de cristalización integralmente. Por otra parte se requiere producir azúcar con la mayor calidad posible, garantizando el comportamiento estable de los parámetros de calidad, lo cual está influido también por el comportamiento operacional del proceso de cristalización

Durante esta etapa de investigación se evalúa la hipótesis siguiente:

Se podría establecer los parámetros de operación que garanticen un óptimo agotamiento de las masas cocidas de primera en tachos discontinuos apoyándose en la simulación computarizada de la etapa en estudio que permita establecer las alternativas de control adecuadas que garanticen la operación del sistema de tachos en condición de optimalidad.

Por todo lo expuesto anteriormente, es que se desarrolla este trabajo, con los siguientes objetivos:

1. Determinar los parámetros de operación que garanticen un óptimo agotamiento de las masas cocidas en tachos para la obtención de azúcar, dada una función objetivo que incluya maximizar el rendimiento en cristales y garantizar una distribución de tamaño determinada, bajo las condiciones actuales de la industria azucarera.
2. Seleccionar aquella alternativa que permita operar lo más cercanamente posible al óptimo del proceso en presencia de perturbaciones en la calidad de la materia prima.

Para el cumplimiento de estos objetivos se llevaron a cabo las siguientes tareas:

- Desarrollar un análisis bibliográfico que incluya aspectos vinculados a los temas de simulación de procesos, optimización y control automático de los tachos.
- Estudio de la optimización del proceso de cristalización a vacío, apoyado en la simulación computarizada de un modelo fenomenológico que describa a la etapa en estudio.
- Estudio del sistema de control para garantizar los parámetros operacionales óptimos que permitan lograr la calidad del producto final, utilizando diferentes alternativas de operación en los tachos.
- Analizar el efecto económico de las alternativas estudiadas.

Este capítulo resulta importante debido a que el mismo trata aspectos relacionados con los objetivos del trabajo y se ofrecen definiciones que facilitan la comprensión de aspectos abordados que persiguen dar una contribución a la problemática planteada.

1.1 Definición de simulación.

Podemos considerar a la tarea de simulación como aquella en la cual proponemos ciertos valores de entrada al simulador o programa de simulación para obtener ciertos resultados o valores de salida, tales que estiman el comportamiento del sistema real bajo esas condiciones. **(Scenna, 1999).**

“Simulación es el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y llevar a cabo experiencias con el mismo, con la finalidad de comprender el comportamiento del sistema o de evaluar nuevas estrategias - dentro de los límites impuestos por un criterio o conjunto de ellos -, para el funcionamiento. **(Peralta L.M., 2000); (Tarifa E.E., 1999).** La simulación matemática es una técnica útil y poderosa mediante la cual todo un proceso, o cualquiera de sus partes, puede ser sometido a un estudio determinado con solo causar los cambios necesarios en las variables decisivas de los modelos matemáticos que lo representan, para de esta forma analizar las consecuencias. Este resultado es el utilizado para tomar las decisiones pertinentes sobre el proceso bajo estudio y se logra sin necesidad de alterar el proceso real con los cambios requeridos, lo que en general es dificultoso y en ocasiones no es factible. **(Grinthal W., 1993); (Viera. R., 1984); (Stephanopolous G., 1987).**

1.2 Uso y limitaciones de la simulación.

La clave del éxito en un proyecto de simulación es muchas veces el saber cuándo podemos aplicar la simulación para conseguir los objetivos que nos hemos marcado en el momento de plantearse el estudio de un sistema. La simulación es una técnica de resolución de problemas de forma experimental y varios autores **(Tarifa E.E., 1999); (Scenna J.N., 1999); (Shinskey F.G., 1976); (Rodríguez M., 1980)** consideran que debe aplicarse en los siguientes supuestos:

1. No existe una formulación matemática completa del problema, o no se han desarrollado aun los métodos analíticos para resolver el modelo matemático.
2. Existen los métodos analíticos, pero las hipótesis simplificadoras, necesarias para su aplicación, desvirtúan las soluciones obtenidas y su interpretación.
3. Los métodos analíticos existen, y en teoría están disponibles, pero los procedimientos numéricos son tan arduos y complejos que la simulación constituye un método más sencillo para obtener una solución.
4. Es deseable observar una historia simulada del proceso dentro de un horizonte temporal dado para poder estimar ciertos parámetros.
5. La simulación constituye la mejor alternativa por la dificultad de realizar experiencias en el contexto real.

1.3 Ventajas del análisis y simulación de procesos:

1. Experimentación económica: es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en la planta real.

2. Extrapolación: con un modelo matemático adecuado se puede ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real.
3. Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes de actuación: se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles.
4. Repetición de experimentos: permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad un error lo cual no es posible en una planta real.
5. Cálculo del control: permite el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.
6. Ensayo de sensibilidad: se puede ensayar la sensibilidad de los parámetros de costo y parámetros básicos del sistema.
7. Estudio de la estabilidad del sistema: se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas, frente a diferentes perturbaciones. **(Tarifa E.E., 1999).**

1.4 Aplicaciones de la simulación.

La simulación puede intervenir en cualquiera de las fases del ciclo de vida del sistema, tanto en la concepción del mismo, como en su diseño preliminar y consiguiente estudio de factibilidad, en el diseño detallado y en la fase de construcción para proceder a evaluaciones y asesoramientos, o en la fase de utilización y mantenimiento para poder evaluar escenarios alternativos y encontrar respuestas a preguntas del tipo “qué pasaría si”. La simulación puede entrar a formar parte de un estudio de cualquier tipo en cualquiera de las fases de un proyecto industrial :Estudio preliminar - Ingeniería Básica - Ingeniería de Detalle - Construcción – Funcionamiento.

Los modelos necesarios para la realización de los experimentos de simulación no se utilizan exclusivamente para predecir el comportamiento de sistemas reales, sino que pueden ser empleados en otro tipo de tareas.

Algunas de estas tareas son las siguientes:

- **Diagnosis.** El modelo se emplea como representación profunda del sistema, sobre el que es posible determinar las causas que generan una desviación respecto a un comportamiento teórico. En este tipo de aplicaciones es donde los modelos funcionales son especialmente importantes, dado que modelan directamente las funciones del sistema.
- **Control basado en modelos.** El modelo se emplea para determinar las posibles acciones a realizar sobre el sistema que conducirían al mismo a una determinada situación. Los modelos causales son especialmente importantes para ello, dado que representan los mecanismos de propagación de efectos en el sistema modelado.

- **Optimización.** El modelo se emplea para determinar situaciones del proceso en las que se logra una mejoría del rendimiento.
- **Enseñanza.** El modelo se utiliza para que una persona estudie el comportamiento del sistema al que modela. Este tipo de sistemas se han empleado en multitud de circunstancias. **(Peralta, L.M., 2000); (Tarifa E.E., 1999).**

1.4.1 Limitaciones en la aplicación de la simulación para la resolución de problemas.

- La simulación es costosa en horas de desarrollo y de computador.
- Suele ser muy difícil la validación del modelo y de los resultados.
- La recogida, análisis e interpretación de los resultados suele requerir personal con conocimientos estadísticos.
- La aceptación de los resultados requiere un elevado conocimiento del modelo empleado, por lo que es difícil su aceptación por personas no involucradas en el grupo que ha realizado la simulación. **(Peralta, L.M., 2000); (Tarifa E.E., 1999); (Scenna J.N., 1999).**

1.5 Etapas de una simulación.

En el desarrollo de una simulación se pueden distinguir las siguientes etapas:

- **Formulación del problema:** en este paso debe quedar perfectamente establecido el objetivo de la simulación.
- **Definición del sistema:** el sistema a simular debe estar perfectamente definido.
- **Formulación del modelo:** esta etapa comienza con el desarrollo de un modelo simple que captura los aspectos relevantes del sistema real.
- **Colección de datos:** la naturaleza y la cantidad de datos necesarios están determinadas por la formulación del problema y del modelo.
- **Implementación del modelo en la computadora:** el modelo es implementado utilizando algún lenguaje de computación.
- **Verificación:** en esta etapa se comprueba que no se hayan cometido errores durante la implementación del modelo.
- **Validación:** en esta etapa se comprueba la exactitud del modelo desarrollado. Esto se lleva a cabo comparando las predicciones del modelo con: mediciones realizadas en el sistema real, datos históricos o datos de sistemas similares.
- **Diseño de experimentos:** en esta etapa se decide las características de los experimentos a realizar: el tiempo de arranque, el tiempo de simulación y el número de simulaciones. No se debe incluir aquí la elaboración del conjunto de alternativas a probar para seleccionar la mejor, la elaboración de esta lista y su manejo es tarea de la optimización y no de la simulación.
- **Experimentación:** en esta etapa se realizan las simulaciones de acuerdo al diseño previo. Los resultados obtenidos son debidamente recolectados y procesados.

- Interpretación: se analiza la sensibilidad del modelo con respecto a los parámetros que tienen asociados la mayor incertidumbre.
- Implementación: conviene acompañar al cliente en la etapa de implementación para evitar el mal manejo del simulador o el mal empleo de los resultados del mismo.
- Documentación: incluye la elaboración de la documentación técnica y manuales de uso. **(Tarifa E.E., 1999).**

1.6 Clasificación de los métodos de simulación.

Las herramientas de simulación pueden clasificarse según diversos criterios, por ejemplo, según el tipo de procesos (batch o continuo), si involucra el tiempo (estacionario o dinámico -incluye a los equipos batch-), si maneja variables estocásticas o determinísticas, variables cuantitativas o cualitativas, etc.

A continuación se expondrán brevemente las características de los distintos tipos de herramientas de simulación generalmente utilizadas:

- **Simulación cualitativa y cuantitativa.**

Una de las principales diferenciaciones a realizar al analizar el enorme campo que abarca la simulación de procesos es la que nos ocupa en este apartado.

La simulación cualitativa tiene por objeto principalmente el estudio de las relaciones causales y las tendencias temporales cualitativas de un sistema, como así también la propagación de perturbaciones a través de un proceso dado. Llamamos valores cualitativos de una variable, a diferencia del valor numérico (cuantitativo), a su signo; ya sea absoluto, o bien con relación a un valor dado o de referencia. Por lo tanto, en general se trabaja con valores tales como (+, -, 0). Son varios los campos de aplicación de la simulación cualitativa, como ser análisis de tendencias, supervisión y diagnosis de fallas, análisis e interpretación de alarmas, control estadístico de procesos, etc.

La simulación cuantitativa, en cambio, es aquella que describe numéricamente el comportamiento de un proceso, a través de un modelo matemático del mismo. Para ello se procede a la resolución de los balances de materia, energía y cantidad de movimiento, junto a las ecuaciones de restricción que imponen aspectos funcionales y operacionales del sistema. La simulación cuantitativa abarca principalmente la simulación en estado *estacionario* y la simulación en estado *dinámico*. **(Scenna J.N., 1999).**

- **Simulación estacionaria y dinámica.**

La simulación en estado estacionario implica resolver los balances de un sistema no involucrando la variable temporal, por lo que el sistema de ecuaciones deseará estudiar o reflejar en el modelo las variaciones de las variables de interés con las coordenadas espaciales (modelos o parámetros distribuidos); entonces deberá utilizarse un sistema de ecuaciones diferenciales a derivadas parciales (según el número de coordenadas espaciales consideradas).

Por otra parte, y como su nombre lo indica, la simulación dinámica plantea los balances en su dependencia con el tiempo, ya sea para representar el comportamiento de equipos batch, o bien para analizar la evolución que se manifiesta en el transiente entre dos estados estacionarios para un equipo o una planta completa.

En este caso, el modelo matemático estará constituido por un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias cuya variable diferencial es el tiempo, en el caso de modelos a parámetros concentrados. En caso contrario, se deberá resolver un sistema de ecuaciones diferenciales a derivadas parciales, abarcando tanto las coordenadas espaciales como la temporal (parámetros distribuidos). La simulación dinámica tiene gran aplicación en los estudios realizados para optimizar el diseño o las condiciones de operación de una planta al permitir conocer la forma en que evolucionará el proceso ante perturbaciones dadas, permitiendo identificar estados peligrosos o inconvenientes para el proceso que no podrían detectarse con una simulación estacionaria.

Es importante destacar que se prevé una evolución muy importante en el campo de la simulación dinámica durante la próxima década, extendiéndose las áreas en las cuales se le utiliza normalmente. De hecho los simuladores comerciales más comunes para las plantas químicas son por lo general simuladores estacionarios.

Simulación dinámica en tiempo real.

Se pueden utilizar simuladores estacionarios y dinámicos para entrenar a los operadores. De esta manera, ellos comprenderán mejor el proceso que se lleva a cabo en la planta y hasta podrán observar cuál sería la evolución del sistema cuando se alteran algunas condiciones de operación, sin embargo, sólo pueden observar pasivamente. Para superar este problema se desarrollaron **los simuladores dinámicos de tiempo real**. Un simulador con estas características permite que el operador pueda interactuar con el simulador durante la simulación. Dentro de este contexto, estos simuladores son una herramienta de suma utilidad para el entrenamiento de personal, diseño de equipos, y determinación de condiciones de operación. Son evidentes las ventajas de utilizar un simulador en lugar del equipo o proceso real durante la etapa de entrenamiento: mayor seguridad, menor costo, etc. Las aplicaciones de este tipo de simuladores son todas las anteriormente mencionadas más el estudio de los efectos del stress y del cansancio en los operadores, el estudio de los procedimientos operativos y el entrenamiento de operarios.

Un simulador dinámico es de suma utilidad para realizar el entrenamiento de operarios o de estudiantes de ingeniería. Sin embargo, esta herramienta tendría mucho más potencial en todas las aplicaciones si se le sumara la característica de tiempo real. Esto es, el simulador debe permitir que el usuario pueda interactuar continuamente mientras se está realizando la simulación. Más aun, el tiempo de simulación deberá ser totalmente equivalente al tiempo real de operación del proceso. La utilidad que tendría una herramienta de este tipo para plantas químicas es amplificada por las características del sistema a tratar. En efecto, las plantas químicas tienen un elevado costo de operación, los riesgos de causar pérdidas de vidas y bienes materiales ante un accidente son inaceptables, la complejidad de las mismas ha crecido notoriamente (reciclos, sistemas altamente interconectados, complejos sistemas de control, etc.). Todos estos elementos hacen aumentar notoriamente la conveniencia de contar con una herramienta como la descrita para desarrollar tareas de diseño, mantenimiento, supervisión, control y entrenamiento. **(Scenna J.N., 1999), (Tarifa E.E., 1999).**

- **Simulación determinística o estocástica.**

Desde el punto de vista de los fenómenos o sistemas que se estudian, la simulación puede también clasificarse en *determinística* o *estocástica*.

Como modelo determinístico consideramos aquel en el cual las ecuaciones dependen de parámetros y variables conocidas con certeza, es decir, que no existe incertidumbre ni leyes de probabilidades asociadas a las mismas. En cambio en un modelo estocástico, como su nombre lo indica, ciertas variables estarán sujetas a incertidumbre, que podrán ser expresadas por funciones de distribución de probabilidad.

En este caso, por lo tanto, también los resultados del modelo estarán asociados a una ley de probabilidad.

- **Simulación de eventos discretos.**

Por último, también debe mencionarse la *simulación de eventos discretos*, en la cual existen variables de interés que no tienen un comportamiento continuo.

Existen numerosos procesos que sólo pueden simularse desde este punto de vista. Por ejemplo, la simulación o diseño de plantas batch multiproducto o multipropósito, o ambas simultáneamente, poseen características que imponen un modelo discreto para contemplar ciertos eventos de interés cada unidad individual. Obviamente, dependerá del tipo de estructura del flowsheet (con reciclos, lineal, etc) la complejidad matemática para resolver los balances correspondientes, ya que por lo general deberá recurrirse a métodos iterativos. El orden y la secuencia de cálculo dependerán de cada caso en particular, y será un nuevo aspecto a tener en cuenta en la programación del simulador. En resumen, deberán utilizarse métodos numéricos para la resolución de sistemas de ecuaciones no lineales tanto algebraicas como diferenciales. (Scenna J.N., 1999).

1.7 Simulación de procesos batch.

La simulación por computadoras ha sido largamente usada en el diseño, optimización y análisis de performance de procesos continuos. A medida que esta tecnología se hizo madura, fue incorporada en herramientas comerciales de uso extendido.

Sin embargo, para los procesos discontinuos el estado del arte es completamente diferente. Mientras que existe numerosa bibliografía atendiendo al problema de la simulación de etapas batch individuales, la simulación de procesos completos todavía se encuentra en un nivel de desarrollo mucho más incipiente.

La principal dificultad radica en la complejidad que introducen las relaciones entre las etapas habida cuenta de las características tan particulares que presentan los procesos batch desde el punto de vista de los estados no estacionarios, discontinuidades del flujo de material, las distintas políticas de operación posibles, etc. (Scenna J.N., 1999).

1.7.1 Aplicación de la simulación en la ingeniería de procesos batch.

La simulación de un proceso puede ser usada en distintos problemas que tienen distintos niveles de complejidad. Estos problemas pueden ser ordenados en una estructura jerárquica:

- ❖ El nivel más bajo de complejidad consiste en el uso de la simulación para la predicción de las condiciones operativas del proceso.
- ❖ Con un nivel de complejidad mayor se puede ubicar al uso de la simulación como herramienta de evaluación de índices de performance.

- ❖ Un paso más en complejidad lo constituye el análisis de distintos escenarios.
- ❖ La optimización es el último nivel de complejidad para encontrar "el mejor" valor de las variables de decisión valiéndose de la simulación.

El algoritmo de optimización comanda la generación de nuevos valores para las variables de decisión y la función objetivo a optimizar es el índice de performance provisto por el simulador. **(Scenna J.N., 1999).**

1.8 Simulación de procesos por computadora y su relación con la optimización.

En la simulación de procesos por computadora, cada equipo es representado mediante un sistema de ecuaciones que corresponden a los balances de materia y energía, las ecuaciones de equilibrio, ecuaciones de propiedades fisicoquímicas, etc. De acuerdo a cómo se plantee este sistema de ecuaciones para todos los equipos de la planta se tienen los distintos enfoques para la resolución del problema de simulación de procesos, cada uno con sus ventajas y desventajas. Las diferencias están fundadas en la forma de seleccionar las incógnitas del problema, o de otro modo, en la forma de cubrir los grados de libertad del modelo, y de la posterior forma en que se resuelve el sistema de ecuaciones a partir de la estructura resultante. Se pueden distinguir tres enfoques distintos: modular secuencial, global u orientado a las ecuaciones y modular simultáneo.

- Enfoque modular secuencial: desde que se comenzaron a utilizar los simuladores de procesos, este método ha sido el más usado. Se puede afirmar que prácticamente todos los simuladores comerciales e industriales se ajustan a este enfoque. En él se desarrolla una subrutina para cada tipo de equipo, la cual calcula sus corrientes de salida teniendo como datos las de entrada y los parámetros del mismo. Se habla en este caso de modelos orientados a la simulación por su sentido de resolución.
- Enfoque global: en el enfoque global, o también denominado orientado a las ecuaciones, se modela el proceso resumiendo todas las ecuaciones que describen la planta en un gran sistema.
- Enfoque modular simultáneo: tratando de aprovechar las ventajas de los dos enfoques ya citados, y de superar sus desventajas, un tercer enfoque ha surgido: el modular simultáneo. El objetivo del mismo es aprovechar los robustos módulos del método modular secuencial, unidos al mejor planteo de los problemas de diseño y optimización, y la mayor velocidad de convergencia del enfoque global. Algunos no ven en este enfoque un nuevo método, sino que por el contrario lo consideran un caso particular de los dos anteriores. **(Scenna J.N., 1999).**

1.9 Definición de Optimización.

Se puede definir como optimización al proceso de seleccionar, a partir de un conjunto de alternativas posibles, aquella que mejor satisfaga el o los objetivos propuestos.

En los últimos años se han popularizado las aplicaciones de simulación de procesos por computadora. Sin embargo, la utilización de estas herramientas de simulación para tratar problemas de optimización ha sido la que más se ha demorado. Recién en la década de los 80 hay un esfuerzo continuo que permite la resolución de este tipo de problemas. Hasta ese momento sólo técnicas muy rudimentarias, a través de la resolución de gran número de simulaciones, habían permitido tratar problemas relativamente simples con un alto

consumo de recursos computacionales. La disponibilidad de computadoras más rápidas y de estrategias más eficientes ha permitido resolver problemas de optimización adecuadamente.

El ingeniero químico debe tratar problemas de optimización en distintas circunstancias de su actividad:

- a) Desarrollo de procesos: durante la evaluación de alternativas de un proceso, por ejemplo, para la evaluación económica de un proyecto, se debe basar la comparación en el óptimo para cada alternativa.
- b) Diseño de planta: una vez que se ha determinado la configuración de la planta, se utilizan los resultados de los balances de materia y energía para realizar el diseño del proceso y de los equipos, el dimensionamiento de las unidades, la estimación de costos, etc.
- c) Operación de la planta: esta es, probablemente, la aplicación más habitual. Sobre una planta existente se trata de optimizar su performance variando sus condiciones operativas. Esto suele estar fundado en una serie de variaciones, por ejemplo:
 - Nivel de la demanda, por motivos estacionales, de cambios de los mercados, etc.
 - Especificaciones del producto.
 - Característica de las alimentaciones al proceso.
 - Búsqueda de nuevas alternativas de producción para reducir costos de servicios, incremento de la producción, etc.

Determinar la acción que debe realizarse sobre el sistema para que este cumpla de la mejor manera posible con los objetivos deseados es misión de la optimización, generalmente los sistemas de estudio son tan complejos que la solución analítica de este problema no es posible. Por lo tanto la optimización debe llevarse a cabo a partir de resultados experimentales. Es aquí donde la simulación encuentra su primera aplicación ya que es capaz de proveer los datos necesarios a un mínimo costo y sin riesgo. Las técnicas o métodos de optimización están diseñados para tomar la mejor decisión requiriendo la menor cantidad de experimentos. **(Tarifa E.E., 1999); (Scenna J.N., 1999); (Montagna J.M., 1987); (Pinder K.L., 1972); (Zhang G.P., 2001).**

1.10 Optimización en tiempo real.

La optimización en tiempo real significa que las condiciones del proceso (puntos de ajuste), están evaluadas sobre una base regular y optimizadas. A veces esto se llama optimización de estado estacionario o control de supervisión. **(Kansal S., 2000).**

Un sistema en tiempo real de la optimización (RTO) determina cambios del punto de ajuste y los pone en ejecución vía el sistema de control de computadora sin la intervención de operadores de la unidad. El sistema de RTO determina toda la transferencia de datos, cálculos de la optimización, y la puesta en práctica del punto de ajuste ante cambios en las condiciones de la unidad, así como cambia e invalida el grado óptimo computado. Varios pasos son necesarios para la puesta en práctica de RTO, incluyendo la determinación del estado constante de la planta, reunión y validación de los datos, puesta al día de los parámetros modelo (en caso de necesidad emparejar operaciones actuales), cálculo de los nuevos puntos de ajuste (optimizados), y la puesta en práctica de estos puntos. Después de que se compute el grado óptimo, un análisis de la sensibilidad para el valor de la función objetivo se debe realizar para determinar los efectos

de errores o de la incertidumbre en la función objetivo, el modelo matemático u otros apremios. (Kansal S., 2000).

La operación óptima de una planta química usualmente está acompañada en primer lugar, por la búsqueda del estado estable óptimo ante las perturbaciones nominales presentes en el sistema, esto generalmente es implementado por el envío de un **set-point** constante para las variables seleccionadas para un sistema de control; los **set-point** son entonces los valores óptimos nominales. Sin embargo debido al incremento de las perturbaciones esto puede convertirse en un problema para el proceso, los cuales se tratan de evitar ajustando el **set-point**. Al implementarse una política de operación óptima, se considera como estrategia la existencia de un nivel de optimización encargado de actualizar el estado de optimización estable del sistema en función de los cambios que surjan en el mismo a partir de las influencias de las perturbaciones, así como enviar los **set-point** óptimos actualizados de las variables controladas para ser implementados luego por el nivel de control automático (enfoque de la RTO), o también puede establecerse que este nivel de optimización mantenga una política constante de optimización acorde a las condiciones de estado estable óptimo y mantenga entonces un **set-point** constante para las variables controladas, garantizando una eficiencia adecuada del nivel de control (enfoque **self-optimization**), (Skogestad S., 2005). Para analizar la eficiencia de un sistema de operación óptima se define la función pérdida como la diferencia entre el valor de la función objetivo para el estado estable óptimo (J_c) y el valor de la función objetivo puntual óptima (J_{opt}) que adquiere el sistema ante la influencia de alguna perturbación. (Skogestad S., 2005).

$$L = J_c - J_{opt}$$

1.11 Justificación de la automatización de un tacho.

La cristalización de azúcar es un proceso sensitivo debido a que muchas variables tienen que ser controladas y por tanto se prestan así mismas para la automatización.

La sobresaturación como la variable más importante en la cristalización del azúcar es controlada mucho mejor por un microprocesador o computadora que por un control manual. Aunque la concentración varía dentro del tacho, el monitoreo constante a través de un sistema automático permite la rápida reacción sobre las principales variaciones por lo que el control de la densidad de la masa cocida es más constante.

La operación de concentración en el tacho utiliza el 60% del consumo total de vapor por lo que se puede realizar un ahorro substancial de este consumo a través de la automatización. (Caracuel, 2002).

1.12 Diferentes métodos para efectuar el control de la cristalización.

En el área de tachos, siendo esta por muchos considerada como la de mejor complejidad en el proceso de fabricación de azúcar, a pesar que existe mucha información y experiencias sobre el control de la cristalización, no se logra criterios unificados sobre la variable a medir, la forma de hacerlo y la manera de efectuar el control. (Herrera, 1994).

El control de la cristalización en un tacho al vacío es esencialmente el control de la sobresaturación del licor madre. La medida de la sobresaturación no se obtiene de forma directa sino que exige la obtención de variables adicionales y el respectivo cálculo matemático, o en su lugar efectuar la medida de otras variables

que de alguna forma mantienen una relación con la sobresaturación del material y de los cuales podemos mencionar:

- Elevación del punto de ebullición: requiere alta precisión en la medición de la presión, la temperatura y la pureza del material para efectuar el cálculo y obtener la sobresaturación, exige un óptimo control del vacío. Se puede usar con materiales de toda la gama de purezas.
- Potencia del agitador mecánico (viscosidad): la potencia desarrollada por el motor eléctrico u otro sistema de accionamiento es utilizado en algunas partes, la principal desventaja de este método es la falta de sensibilidad y precisión.
- Medición de la consistencia (método rheométrico): entrega una señal que es proporcional a la consistencia del material, requiere considerable mantenimiento para mantener la sensibilidad y en ciertas condiciones puede dar lecturas iguales para características diferentes.
- Refractómetro: es usado con éxito en algunas partes, pero tiene algunos problemas con la lenta respuesta y los requerimientos de limpieza y calibración, además de ser una de las alternativas más costosas.
- Conductividad eléctrica: mide la resistencia de la masa cocida a un voltaje alterno de baja frecuencia (50-2000 Hz), es recomendado solo para materiales hasta de pureza 94 y puede medir la conductividad a través del contacto físico con el material (electrodo), o por el sistema de inducción magnética (sin electrodos) . El primero de estos requiere limpieza frecuente de los electrodos ya que las incrustaciones y la suciedad cambian la constante de la celda de medición. Son simples, económicos y de fácil instalación.
- Medición de la impedancia o radiofrecuencia: para purezas entre 94 y 100 el método de la conductividad eléctrica no es recomendado, ya que por bajo contenido de cenizas los sensores no pueden detectar las bajas concentraciones de iones en el material, por esto en este método se utilizan frecuencias alrededor de los 150 MHz, donde la impedancia depende de mayor grado de los valores dieléctricos del medio y de su resistencia ohmica.
- Medición de la densidad del material: evaluada solo en los últimos años parece tener mejores resultados que el uso del refractómetro en línea para la medición del Brix, su éxito y su implementación dependen, en gran parte, de la aceptación de la tecnología utilizada para la medición de la densidad. Se escoge como variable la medida de la conductividad eléctrica del material. (Herrera, 1994).

1.13 Aspectos acerca del control en tachos:

El control de cualquier tacho también tiene una influencia significativa en la calidad del azúcar. El objetivo es el control de la consistencia de la masa cocida, para asegurar el crecimiento sólo del cristal de la semilla entrante y lograr determinado contenido de cristales.

El perfil exacto dependerá de la pureza del licor madre y el tamaño del cristal. Un control pobre puede producir la formación del falso grano y una reducción en el agotamiento del licor madre.

El sistema de control usado puede ser una serie de controles aislados o puede ser integrado al sistema de control computarizado de la fábrica, la opción de control está dirigida por el personal al frente y por la instrumentación de la fábrica. **(Thelwall., 2000); (Zhang G.P., 2001); (Carreta M.K., 2000).**

1.14 Esquemas de control empleados en tachos:

Desde algunas décadas atrás se viene investigando con gran interés sobre la regulación del proceso de cocción. Se han aplicado técnicas de regulación que van desde los métodos más sencillos, utilizando los más elementales conceptos de control automático, hasta algunos sistemas que ya implican algún grado de complejidad.

Producto de un estudio de la literatura técnica internacional y de la experiencia obtenida directamente, se presenta en este epígrafe un resumen de los sistemas más importantes que se han desarrollado:

1. Arango **(Arango M., 1936)**: plantea la utilización de dos lazos de regulación.

-control del vacío en el tacho, manipulando el flujo de agua al condensador.

-control de EPE, manipulando el flujo de meladura.

Este sistema no garantiza un completo desarrollo automático del proceso de cristalización, ya que el operador debe decidir y ajustar las condiciones de operación para cada etapa, facilitando sólo en alguna medida el trabajo del operador en el equipo.

2. Joseph **(Joseph A., 1959)**: establece 2 métodos para el control.

- regular la sobresaturación por la alimentación de meladura (cuando el contenido de cristales es inferior al 25%).

- Regular la consistencia de la masa cocida por la alimentación de meladura (cuando el contenido de cristales es mayor que 25%).

La sobresaturación se mide por la EPE.

La consistencia de la masa cocida se mide por el consumo de potencia de un agitador dentro de la masa (circulación forzada).

Las ventajas que se logran con este sistema son:

- Un contenido de cristales por lo menos un 2% superior.
- Evita la posibilidad de formación de falsos cristales.
- Disminuye el tiempo de cocción de la templa en un 15%.

No obstante presenta algunas limitaciones:

- Adecuado sólo para templeas de un alto grado de pureza.
- Utiliza un agitador que resulta voluminoso y difícil de instalar; además es un equipo costoso.
- No posee regulación directa del contenido de cristales.

El esquema de control se representa en la figura 1.1 del anexo 1.

3. Mori y Umetani **(Mori M., 1968)**: establecen tres lazos de regulación independientes.

- control de la presión absoluta mediante la succión de aire del espacio de vapor en el cuerpo del tacho.

- Control de sobresaturación a través de EPE mediante la manipulación del flujo de vapor a la calandria.
- Control de la consistencia de la masa cocida a parte del consumo de potencia de un agitador de masa cocida, se manipula el flujo de alimentación de meladura.

En este sistema se regula paralelamente tanto la consistencia de la masa cocida como la sobresaturación del licor madre. El esquema de control se representa en la figura 1.2 del anexo 1.

4. Honeywall (**Pérez F., 1982**): propone tres lazos.
 - se controla la sobresaturación (por la EPE) manipulando el flujo de meladura.
 - se controla la consistencia de la masa cocida manipulando el flujo de meladura.
 - se controla el flujo de vapor aparte de su propia manipulación.

El esquema de control se representa en la figura 1.3 del anexo 1.

5. Sullivan (**Sullivan K., 1979**): plantea dos etapas de regulación.

- regular el nivel en el tacho, manipulando la meladura.
- regular la presión absoluta en el tacho a partir de la manipulación del flujo de agua al condensador.

Las mediciones de presión absoluta, nivel y consistencia en este sistema se realizan por los métodos convencionales. El esquema de control se representa en la figura 1.4 del anexo 1.

6. Batterham, Frew y Ress (**Batterham, R.J., 1972**): plantean dos lazos de control.

- control de la presión absoluta del tacho mediante la manipulación del flujo de agua de los condensadores.
- control de la sobresaturación (medida por conductimetría) manipulando el flujo de meladura.

El esquema de control se representa en la figura 1.5 del anexo 1.

7. Batterham, Frew y Ress (**Batterham, R.J., 1972**): plantean un nuevo esquema mejor que el anterior pues presenta un control más exacto de la sobresaturación.

- se controla la sobresaturación manipulando el flujo de vapor.
- El contenido de cristales se regula manipulando el flujo de meladura.
- Control de la presión absoluta del tacho manipulando el flujo de agua de los condensadores.

El esquema de control se representa en la figura 1.6 del anexo 1.

8. Miguel Rodríguez Borroto (**Rodríguez M., 1980, 1985**): El sistema de control se puede controlar mediante tres lazos principales:

- Regulando la temperatura del vapor en la calandria.
- Regulando la temperatura de la masa cocida.
- Controlando el flujo de meladura en base a la medición continua del contenido de cristales (el flujo de meladura debe seguir cierta función decreciente con el tiempo).

Estos sistemas permiten desarrollar las plantas automáticamente, siempre y cuando no estén presentes los efectos indeseables provocados por señales perturbadoras. La automatización total del proceso requiere establecer las compensaciones necesarias mediante el ajuste del regulador de relación entre el flujo de meladura y el flujo de vapor, y por medio de la señal de razón de crecimiento de la masa de cristales, ello

implica la elaboración de un captador del contenido de cristales y la síntesis y diseño del sistema de compensación.

9. Orestes Mayo Abad (**Mayo O., 1981**) :

El sistema de control comúnmente utilizado en las operaciones de los tachos puede dividirse en tres subsistemas de control:

- Control de la presión absoluta: mide la presión absoluta del tacho, se manipula el flujo de agua al condensador del tacho.
- Control del flujo de vapor de calentamiento: va dirigido a mantener una temperatura adecuada de la masa cocida, para ello se mide la temperatura del vapor en la calandria y se manipula el flujo de vapor de calentamiento.

El autor considera que la temperatura del vapor de la calandria está controlada mediante la manipulación del flujo de vapor de calentamiento y por tanto permanece constante.

- Control de la sobresaturación por conductividad eléctrica: se mide sobresaturación o conductividad eléctrica, se manipula el flujo de alimentación de meladura. Interviene un regulador PID.

10. Eduardo Izaguirre Castellanos (**Izaguirre E., 1998**): considera que para lograr el control óptimo del proceso es necesario la regulación integral de 3 variables de mando fundamentales:

- temperatura del vapor en la calandria.
- temperatura de la masa cocida.
- flujo de meladura.

La estrategia de control estriba a alcanzar lo más rápido posible y luego mantener constante la temperatura del vapor en la calandria alrededor de los 103°C , la temperatura de la masa cocida entre los valores de $65-67^{\circ}\text{C}$ y el flujo de meladura según una función decreciente en el tiempo.

El hecho de no poseer hasta el presente técnicas para una medición práctica más exacta de las variables fundamentales: sobresaturación y rendimiento de cristales, implica que la regulación no está aun en su punto óptimo, quedando el proceso por debajo de los límites máximos de cristalización.

El uso de medios técnicos computacionales ha tenido hasta el presente algunos resultados importantes en la aplicación de esquemas de regulación para este proceso.

11. Francisco Herrera (**Herrera F., 1985, 1987**): plantea un esquema principal de control.

- variables a controlar: sobresaturación y el rendimiento de cristales.
- Variables manipuladas: flujo de meladura y temperatura del vapor en la calandria.

A su vez se necesita un esquema secundario para garantizar el control:

- control de la presión de vacío en el cuerpo del tacho.
- control de la presión en la calandria del tacho.

12. Francisco Herrera (**Herrera F., 1985, 1987**): este mismo autor considera que dado el número de variables que intervienen en este proceso y sus relaciones estáticas y dinámicas debe ser considerado como un sistema multivariable si se persigue la aplicación de alguna teoría avanzada de control automático.

La técnica de control no interactuante puede seleccionarse por los procedimientos de análisis y síntesis de la estrategia de regulación del proceso de cocción.

Control no interactuante: un sistema multivariable es desacoplado si cada salida puede ser regulada independientemente por una entrada al sistema.

13. Actualmente en nuestro país se utiliza el sistema propuesto por el EDAI (Emp. De Aut. Industrial):

- control de conductividad (Ss) manipulando flujo de meladura.
- Control de la presión de la calandria, manipulando el flujo del vapor.
- Control de la presión absoluta en el tachó manipulando el flujo de agua de los condensadores.

El mismo desarrolla el proceso de cristalización después de cargado el tachó hasta el final del proceso, incluyendo el semillamiento automático. Después de este semillamiento posee un cambio en el punto de ajuste del sistema de forma automática preestablecida en la variable conductividad. El esquema de control se representa en la figura 1.7 del anexo 1.

De los sistemas planteados se concluye que las variables fundamentales del proceso que han sido objeto de regulación son: sobresaturación, consistencia, conductividad, presión absoluta y contenido de cristales. Siendo esta última la más reciente, a partir de contar con equipos capaces de medirla de forma continua. Como variables reguladoras se presentan: flujo de vapor, flujo de meladura y flujo de agua al condensador.

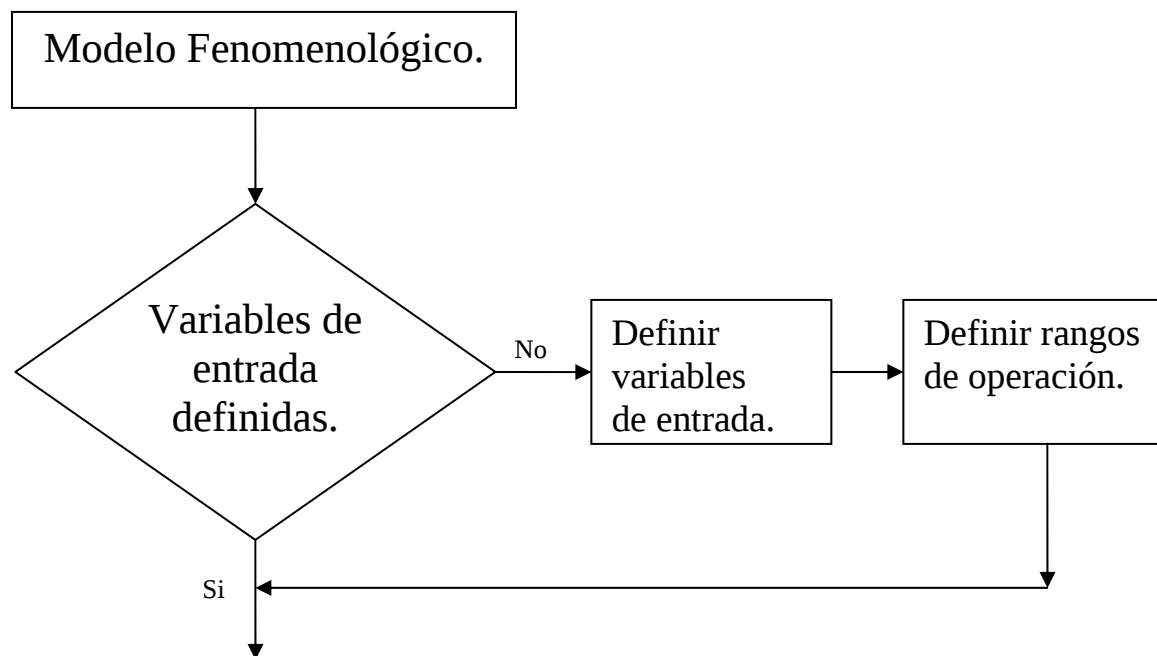
Capítulo II: Aplicaciones del modelo fenomenológico que describe el proceso de cristalización al vacío para la obtención de masas de primera, utilizando la simulación computarizada.

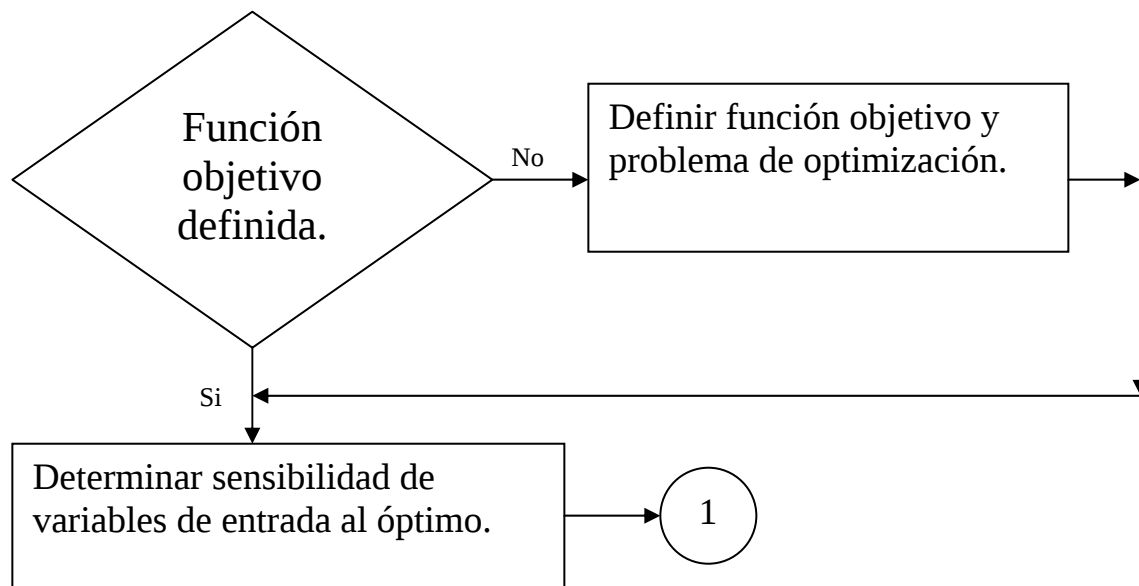
En este capítulo se utiliza un modelo matemático fenomenológico, al cual se hace referencia en trabajos anteriores, en varias aplicaciones con ayuda de la simulación computarizada para el logro de los objetivos señalados. A continuación se detallan estas aplicaciones, cuyos resultados fueron obtenidos a partir de la aplicación del modelo creado.

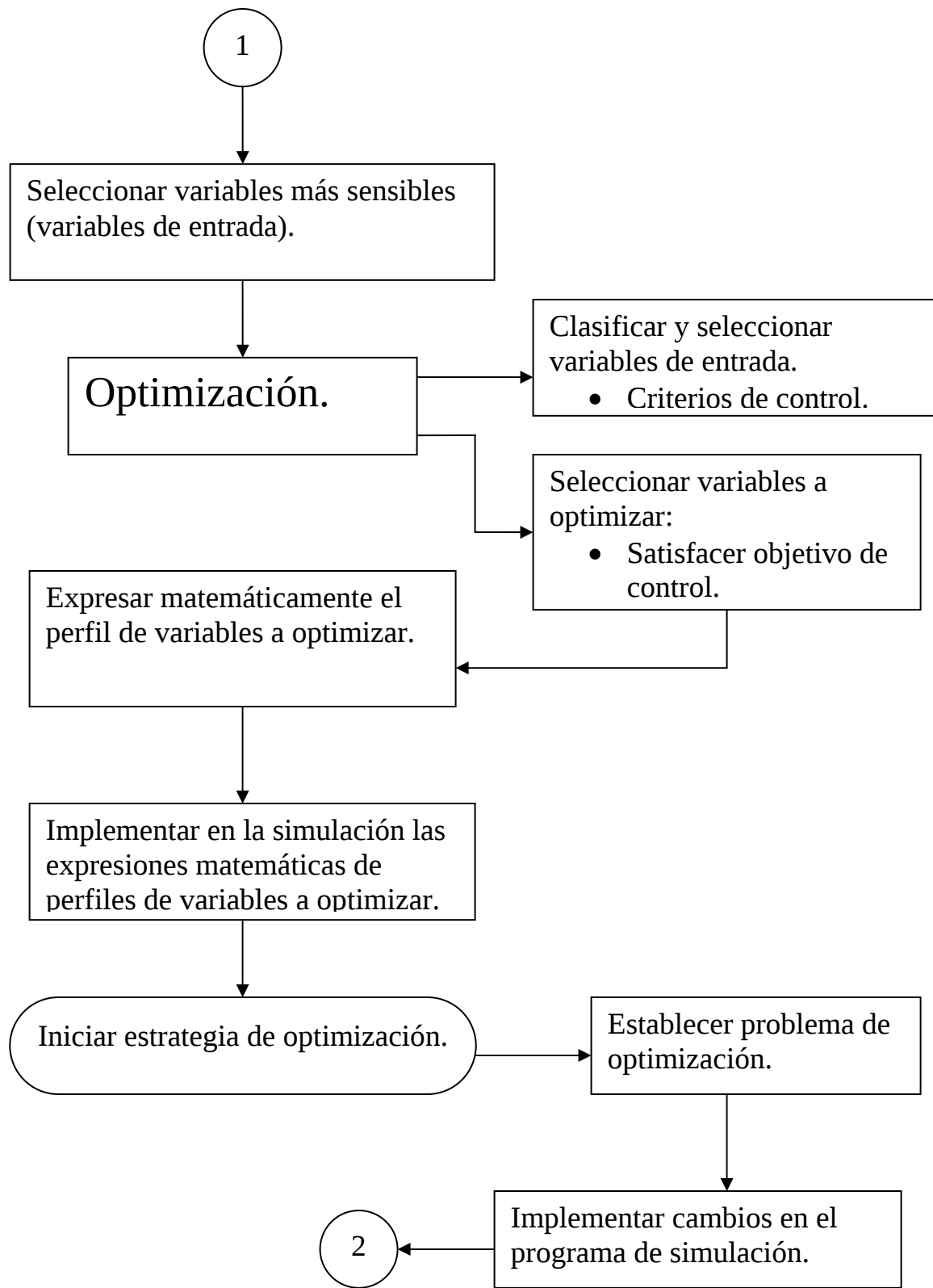
2.1 Estudio de optimización y control del proceso de obtención de masa cocida A, empleando el modelo matemático fenomenológico a partir de la simulación computarizada.

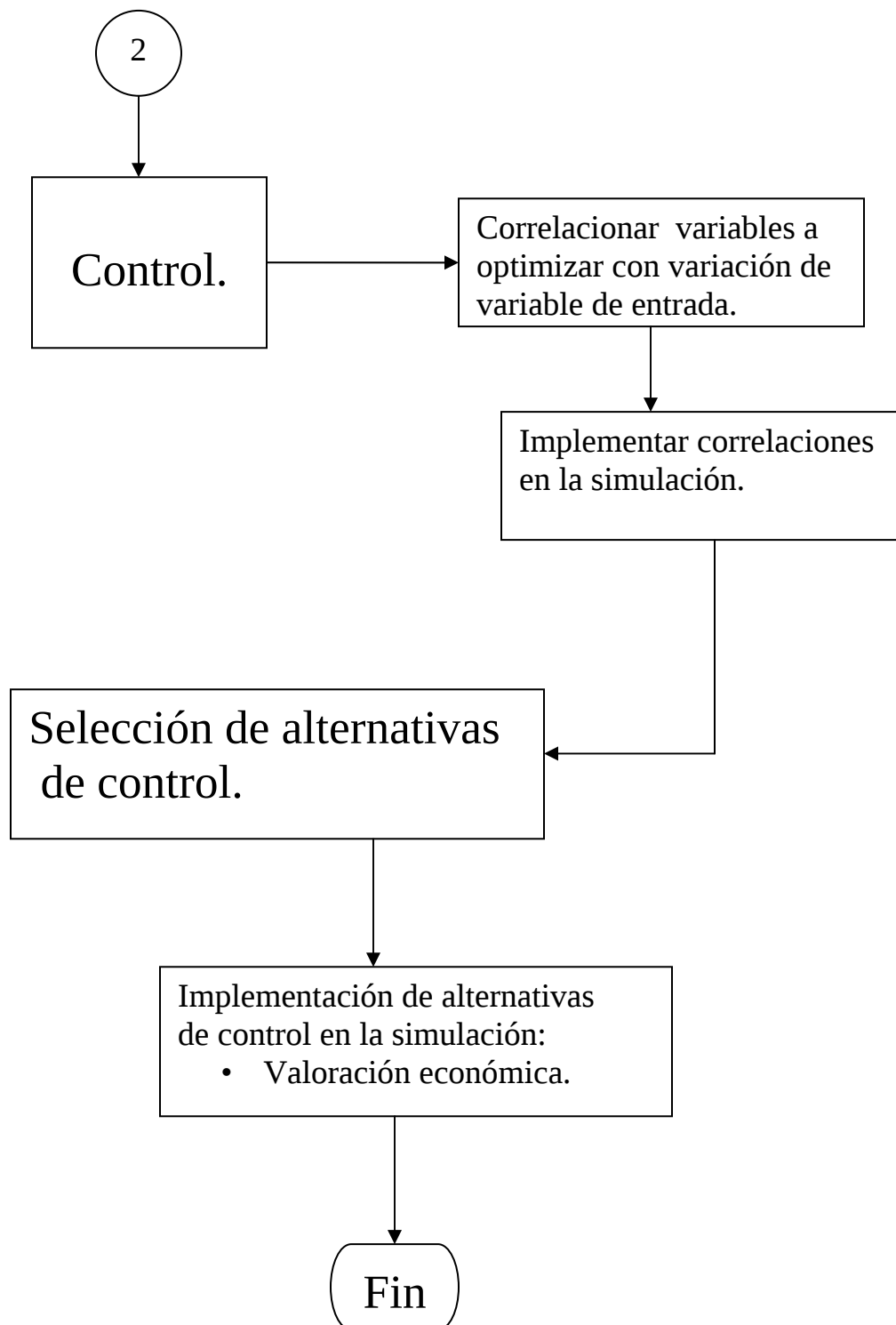
Los modelos necesarios para la realización de los experimentos de simulación no se utilizan exclusivamente para predecir el comportamiento de sistemas reales, sino que pueden ser empleados en otro tipo de tareas, entre ellas la optimización y el control de distintas etapas de un proceso, con el objetivo del mejoramiento del proceso objeto de estudio. Para cada uno de estas aplicaciones se emplean modelos de diferente naturaleza como los causales, de propagación, etc. En trabajos anteriores (**Pérez, Y. 2003; Cedeño, Y. 2002; Varela, S. 2001;**) se muestra la aplicación de un modelo fenomenológico para la predicción del comportamiento real de la etapa de cristalización a vacío en tachos discontinuos para los sistemas de azúcar orgánica, azúcar crudo a escala de planta piloto e industrial, en los que quedó demostrada la utilidad del modelo creado para satisfacer un objetivo de diagnosis, (el modelo se emplea como representación profunda del sistema, sobre el que es posible determinar las causas que generan una desviación respecto a un comportamiento teórico). El procedimiento que se empleó en este trabajo para adaptar el modelo fenomenológico citado anteriormente para que pudiera ser utilizado con el objetivo de optimizar y controlar la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera está representado en la figura # 2.1 mostrada a continuación:

Figura # 2.1: Procedimiento del modelo fenomenológico.









En el esquema se destacan tres zonas fundamentales relacionadas con:

- 1- Determinación de sensibilidad de variables de entrada al proceso de optimización.
- 2- Optimización.
- 3- Control.

Los detalles de cada una de estas zonas se explicarán en los epígrafes siguientes.

2.1.1 Determinación de sensibilidad de variables de entrada al sistema objeto de estudio ante la optimización del proceso.

La sensibilidad comprende la razón entre la variación del óptimo del proceso y la variación de la variable de entrada, una vez que ocurra una variación de la misma en el proceso. Este aspecto se hace necesario, pues de este análisis se puede determinar cuales son las variables que tienen mayor incidencia dentro de un estudio de optimización de la etapa en estudio, así como permite clasificar las variables de entrada al sistema desde el punto de vista de control.

Los aspectos que incluyen este análisis son:

- Definición de variables de entrada al sistema y sus rangos de operación.
- Definición de la función objetivo y el problema de optimización para el análisis de sensibilidad.
- Cálculo de la sensibilidad de las variables de entrada al sistema.

Definición de variables de entrada al sistema y sus rangos de operación:

Se tomaron como variables de entrada para este análisis todas aquellas vinculadas a los fluidos que entran al tacho de primera (meladura y pie de templa) al inicio de la cocción.

Tabla # 2.1.1.1: Variables de entrada al tacho de primera y sus rangos de operación.

Variables de entrada.	Rangos de operación.
Brix de la meladura (Bxf).	60-65 (%)
Pol de la meladura (Polf).	49.5-58.2 (%)
Temperatura de la meladura (Tf).	30-40 (°C)
Brix de la semilla (Bxsem).	84-92 (%)
Pol de la semilla (Polsem).	75.6-85 (%)
Fracción de cristales en la semilla (wcsem).	20-60 (%)
Longitud promedio del cristal en la semilla (Lpromsem).	0.2-0.5 (mm)

Los rangos de operación establecidos no sólo comprenden los valores nominales del proceso, sino que fueron aumentados alrededor de estos valores para poder abarcar un espectro mayor de operación del tacho. Se debe destacar que a pesar de esto los valores que comprenden los rangos seleccionados cumplen con las normas establecidas por el MINAZ para cada una de estas variables.

Definición de la función objetivo y el problema de optimización para el análisis de sensibilidad.

Se selecciona como función objetivo el agotamiento (agot) en el tacho, definido por la siguiente expresión:

$$agot = \left(\frac{Mc}{Mcp + Msp + Msf} \right)$$

Donde:

Mc: masa de cristales.

Mcp: masa de cristales en el pie.

Msp: masa de sacarosa disuelta en el pie.

Msf: masa de sacarosa disuelta en la meladura que se alimenta.

Problema de optimización: maximizar el agotamiento optimizando las variables de entrada.

Cálculo de la sensibilidad de las variables de entrada al sistema.

La sensibilidad se calcula como la razón de las diferencias de la función objetivo y la variación experimentada de la variable de entrada una vez concluida la optimización:

$$Sensibilidad = \frac{\Delta agot}{\Delta var.opt}$$

Ejemplo: Cálculo de la sensibilidad de la variable de entrada: longitud promedio del cristal.

$$Sensibilidad = \frac{(0.675875 - 0.67583)}{(0.000426 - 0.000383)} = 1.0465116$$

Los demás resultados del cálculo de la sensibilidad para las variables de entrada seleccionadas, en orden decreciente, son mostrados a continuación.

Tabla # 2.1.1.2: Resultados del cálculo de sensibilidad de variables de entrada al óptimo del proceso de cristalización en tachos de primera, en orden decreciente.

Variables de entrada.	Mín.	Máx.	Fobj_mín	Fobj_máx	Sensibilidad.
Long.prom.crist. Sem (l).	0.000383	0.000426	0.67583	0.675875	1.0465116
Brix meladura (Bf).	0.61	0.649999	0.661038	0.665794	0.118902973
Pol meladura (Polf).	0.5313	0.581742	0.665794	0.667404	0.031917846
Fracc. Crist. Sem (wcp).	0.513	0.599378	0.673825	0.675875	0.023732895
Brix semilla (Bxpie).	0.900473	0.919524	0.672533	0.672877	0.018056795
Pol semilla (Polpie).	0.831055	0.756019	0.672953	0.673841	0.01183432
Temp. meladura (Tf).	34	46.641	0.665794	0.672537	0.000533423

2.1.2 Definición del problema y estrategia de optimización de la etapa de cocción para la obtención de masas cocidas de primera en tachos discontinuos.

Determinar la acción que debe realizarse sobre el sistema para que este cumpla de la mejor manera posible con los objetivos deseados es misión de la optimización, generalmente los sistemas de estudio son tan complejos que la solución analítica de este problema no es posible. Por lo tanto, la optimización debe llevarse a cabo a partir de resultados experimentales. Es aquí donde la simulación encuentra su primera aplicación ya que es capaz de proveer los datos necesarios a un mínimo costo y sin riesgo.

Los aspectos a tener en cuenta para realizar el estudio de optimización del proceso objeto de análisis en este trabajo y que el mismo sirva de base para un posterior estudio de alternativas de control del proceso, (acorde a las tendencias más novedosas que se distinguen hoy en día en cuanto a las formas de abordar la optimización y el control de un proceso), **(Stephanopolous G., 1987)**, son los siguientes:

- Clasificación y selección de las variables de entrada teniendo en cuenta los criterios de control de procesos.
- Selección de las variables a optimizar.
- Determinación de expresiones matemáticas que representan los perfiles de las variables a optimizar.
- Definición de la función objetivo y el problema de optimización.

Clasificación y selección de las variables de entrada teniendo en cuenta los criterios de control de procesos.

De acuerdo a los criterios de control de procesos las variables de entrada a un sistema se pueden dividir en dos subconjuntos **(Stephanopolous G., 1987)**:

- a) Subconjunto de variables controlables: aquellas que tienen poca variabilidad en la etapa de estudio cuando varían las condiciones de operación.
- b) Subconjunto de variables no controlables: aquellas que dependen de etapas anteriores a la etapa de estudio, o sea, muestran variabilidad en la etapa de estudio cuando varían las condiciones de operación.

A su vez este último subconjunto se subdivide en: aquellas variables que tienen poca incidencia en el óptimo y aquellas variables que tienen incidencia en el óptimo y por tanto hay que tenerlas en cuenta para la optimización. Esta clasificación la define el análisis de sensibilidad realizado anteriormente.

Al aplicar estas definiciones a las variables de entrada definidas en el epígrafe 2.1.1, se obtuvo lo siguiente:

Variables controlables.		Longitud promedio de cristales en la semilla, fracción de cristales en la semilla, Brix de la semilla, Pol de la semilla.
Variables no controlables.	Con poca incidencia en el óptimo.	Temperatura de la meladura.
	Con incidencia notable en el óptimo.	Brix de la meladura, Pol de la meladura (las cuales se relacionan a través de la pureza).

A partir de aquí se toma como variable principal de entrada al proceso de cristalización, a tener en cuenta su variación para la optimización **la pureza de la meladura**, por ser esta una variable que relaciona el brix y la pol de la meladura para facilitar así la optimización del proceso.

Selección de las variables a optimizar:

La selección de estas variables se corresponde con aquellas variables que tienen una incidencia fundamental en el desarrollo del proceso de cristalización, así como desde el punto de vista de control, permitan establecer y/o implementar posteriormente cualquier alternativa de control automático, según los establecidos en los fundamentos de la teoría de control de un proceso (variables a controlar, variables manipuladas, etc). **(Stephanopolous G., 1987).**

Teniendo en cuenta esto, las variables a optimizar en la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera son:

- Flujo de alimentación de meladura (F_f).
- Sobresaturación (SS).
- Temperatura de la masa cocida (T).

Determinación de expresiones matemáticas que representan los perfiles de las variables a optimizar.

Con el objetivo de que el estudio de optimización de la etapa de cristalización para la obtención de masas cocidas de primera sirva de base para el estudio de alternativas de control del proceso, apoyado en la simulación dinámica computarizada, se hace necesario expresar matemáticamente las trayectorias brindadas por la simulación de cada una de las variables a optimizar en función del tiempo.

Haciendo uso de la hoja de cálculo Excel fueron ajustados a expresiones matemáticas los perfiles de las variables a optimizar brindados por la simulación dinámica. A continuación se muestran los perfiles mencionados.

Figura # 2.1.2.1: Perfil de flujo de alimentación de meladura.

Perfil de flujo de alimentación de meladura.

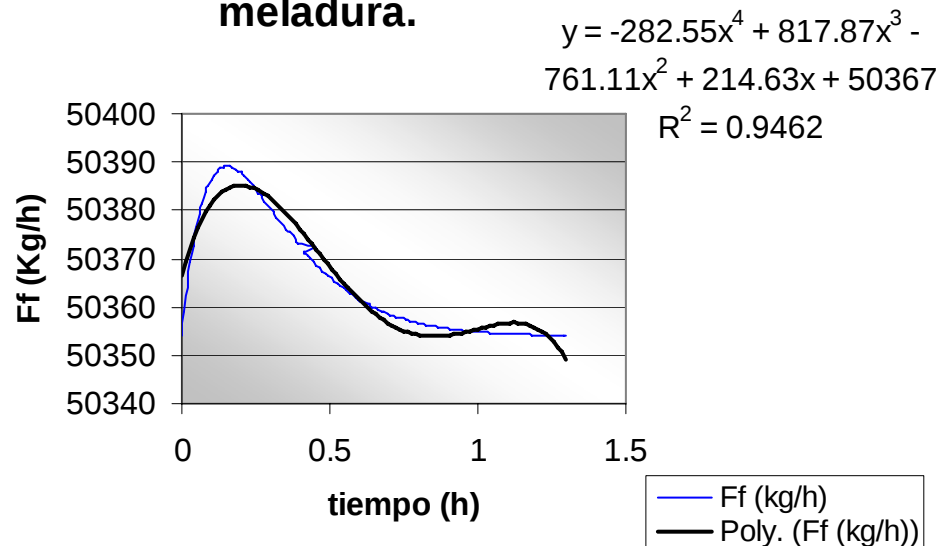


Figura # 2.1.2.2: Perfil de temperatura.

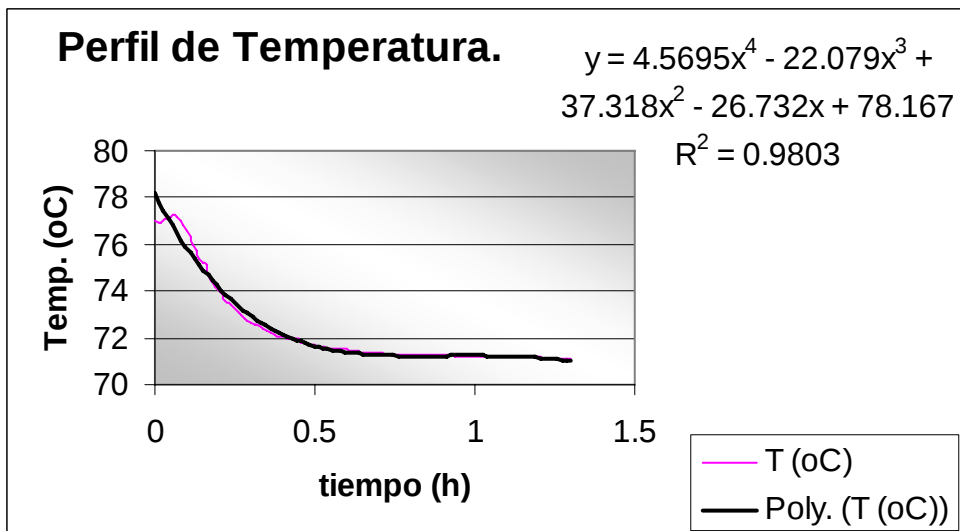
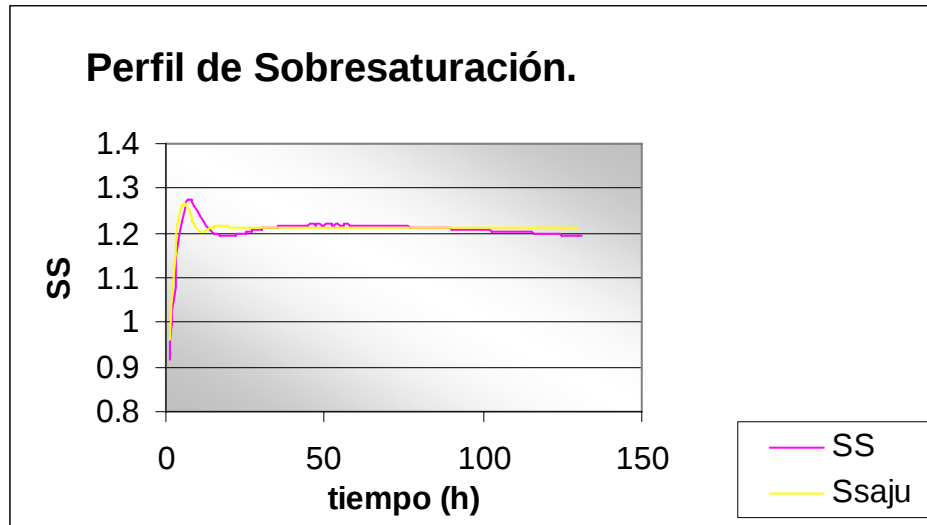


Figura # 2.1.2.3: Perfil de sobresaturación.



Las expresiones se muestran a continuación, así como el coeficiente de correlación para cada una de ellas:

Expresión matemática que representa el perfil del flujo de meladura:

$$Ff_{(t)} = Ff_4 * t^4 + Ff_3 * t^3 + Ff_2 * t^2 + Ff_1 * t + Ff_0$$

$$Ff_{(t)} = -282.55 * t^4 + 817.87 * t^3 - 761.11 * t^2 + 214.63 * t + 50367$$

$$R^2 = 0.9462$$

Expresión matemática que representa el perfil de la sobresaturación:

$$Ss = 0.913451 + 0.3 * \left(1 - \frac{1}{\sqrt{1-\zeta^2}} e^{-\zeta * t / \tau} \operatorname{sen} \left(\sqrt{1-\zeta^2} \frac{t}{\tau} + \tan^{-1} \frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{\zeta} \right) \right)$$

$$R^2 = 0.952806$$

Donde:

ζ : Coeficiente de amortiguamiento.

τ : Constante de tiempo.

Expresión matemática que representa el perfil de Temperatura de la masa cocida:

$$T = T_4 * t^4 + T_3 * t^3 + T_2 * t^2 + T_1 * t + T_0$$

$$T = 4.5695 * t^4 - 22.079 * t^3 + 37.318 * t^2 - 26.732 * t + 78.167$$

$$R^2 = 0.9803$$

Definición de la función objetivo y problema de optimización.

Función objetivo: agotamiento (agot).

Restricciones: se toman como restricciones a la función objetivo ya definida los parámetros que establecen criterios de calidad en la etapa de cristalización a vacío:

Coeficiente de variación < 30 .

Diámetro promedio del cristal ≥ 0.84 .

Problema de optimización: maximizar el agotamiento optimizando el flujo de alimentación de meladura, la sobresaturación y la temperatura de la masa cocida, cuando ocurran cambios en la variables de entrada, que en este caso es considerada la pureza de la meladura.

Para efectuar la optimización se abordaron dos puntos de vista:

- a) A partir de las condiciones de operación nominales del proceso, donde se determinaron los perfiles óptimos de las variables a optimizar (expresados a través de los coeficientes que corresponden a cada expresión matemática) correspondientes a estas condiciones, (se denominó óptimo nominal).
- b) A partir de variaciones de la variable de entrada al sistema, donde se determinaron los perfiles óptimos de las variables a optimizar correspondientes a cada valor en que varió la variable de entrada.

2.1.3 Definición de la estrategia de control automático de la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera en tachos discontinuos.

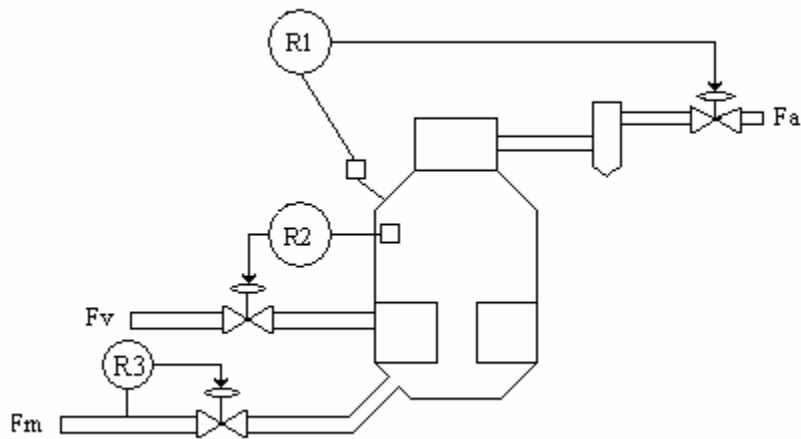
2.1.3.1 Selección de esquemas de control automático para el estudio de alternativas de control automático en tachos discontinuos para la obtención de masas cocidas de primera:

Teniendo en cuenta lo reportado por la literatura acerca de los esquemas de control más utilizados para la etapa de cocción y que se refleja en el Capítulo I, así como las características del tacho que se está evaluando en este estudio (discontinuo, circulación natural), los esquemas seleccionados para el estudio en este trabajo son los siguientes:

Esquema # 1:

Se encuentra formado por 3 lazos de control que cumplen las siguientes funciones:

- Control de la sobresaturación manipulando el flujo de vapor al tacho.
- Control de la presión absoluta del tacho a partir de la manipulación del flujo de agua de los condensadores (se considera que la presión absoluta del tacho permanece constante).
- Control del flujo de meladura a partir de su propia manipulación (se considera el flujo de meladura constante).

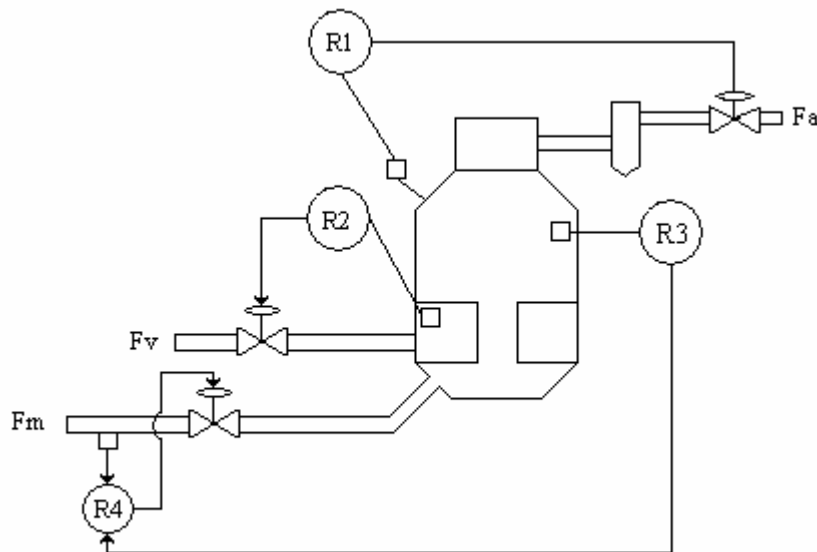


R1: Regulador de presión absoluta.
 R2: Regulador de sobresaturación.
 R3: Regulador de flujo de meladura.

Esquema # 2: Es el esquema propuesto por Orestes Mayo Abad.

Se encuentra formado por 3 lazos de control que cumplen las siguientes funciones:

- Control en cascada de la sobresaturación y el flujo de meladura manipulando el flujo de meladura al tachó.
- Control de la presión absoluta del tachó a partir de la manipulación del flujo de agua de los condensadores (se considera que la presión absoluta del tachó permanece constante).
- Control de la temperatura o presión del vapor en la calandria a partir de la manipulación del flujo de vapor (se considera constante, puesto que debe existir un control del flujo de vapor que lo mantiene constante).



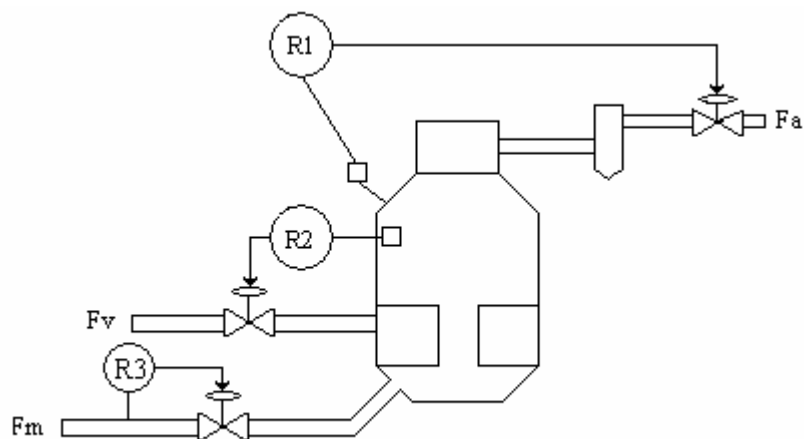
R1: regulador de presión absoluta.

R2: Regulador de temperatura de la calandria.
 R3: Regulador de sobresaturación.
 R4: Regulador de flujo de meladura.

Esquema # 3:

Se encuentra conformado por 3 lazos de control que cumplen las siguientes funciones:

- Control de la masa de cristales manipulando el flujo de vapor al tachó.
- Control de la presión absoluta del tachó a partir de la manipulación del flujo de agua de los condensadores (se considera que la presión absoluta del tachó permanece constante).
- Control del flujo de meladura a partir de su propia manipulación (se considera el flujo de meladura constante).

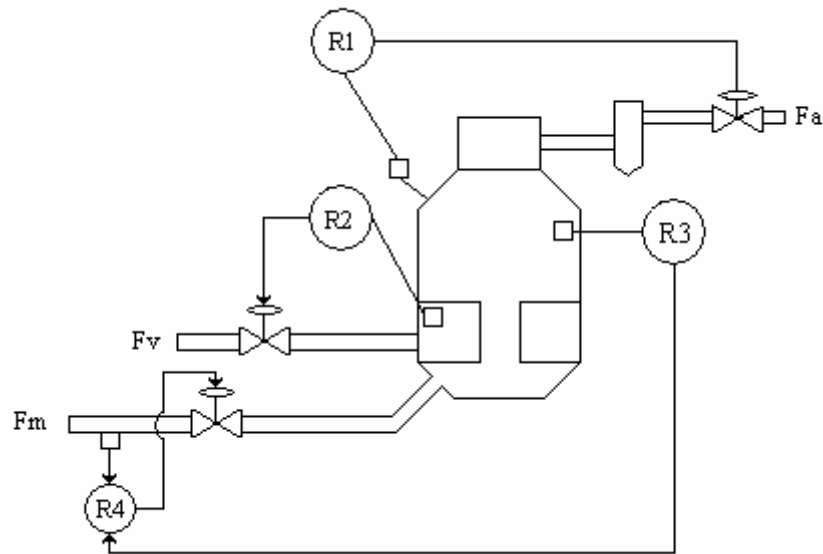


R1: Regulador de presión absoluta.
 R2: Regulador de contenido de cristales.
 R3: Regulador de flujo de meladura.

Esquema # 4:

Se encuentra conformado por 3 lazos de control que cumplen las siguientes funciones:

- Control en cascada de la masa de cristales y el flujo de meladura, manipulando el flujo de meladura al tachó.
- Control de la presión absoluta del tachó a partir de la manipulación del flujo de agua de los condensadores (se considera que la presión absoluta del tachó permanece constante).
- Control de la temperatura o presión del vapor en la calandria a partir de la manipulación del flujo de vapor (se considera constante, puesto que debe existir un control del flujo de vapor que lo mantiene constante).

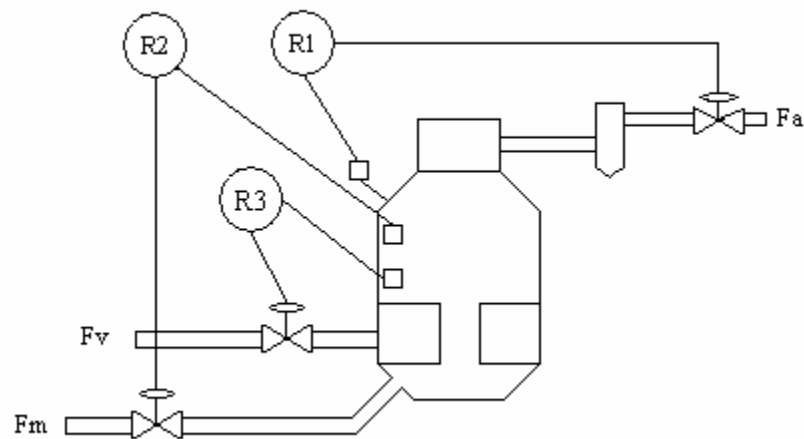


R1: regulador de presión absoluta.
 R2: regulador de temperatura de la calandria.
 R3: regulador de contenido de cristales.
 R4: regulador de flujo de meladura.

Esquema # 5: Esquema propuesto por Baterham, Frew y Ross.

Se encuentra conformado por 3 lazos de control que cumplen las siguientes funciones:

- Control de la sobresaturación manipulando el flujo de vapor al tachó.
- Control de la masa de cristales manipulando el flujo de meladura al tachó.
- Control de la presión absoluta del tachó a partir de la manipulación del flujo de agua de los condensadores (se considera que la presión absoluta del tachó permanece constante).



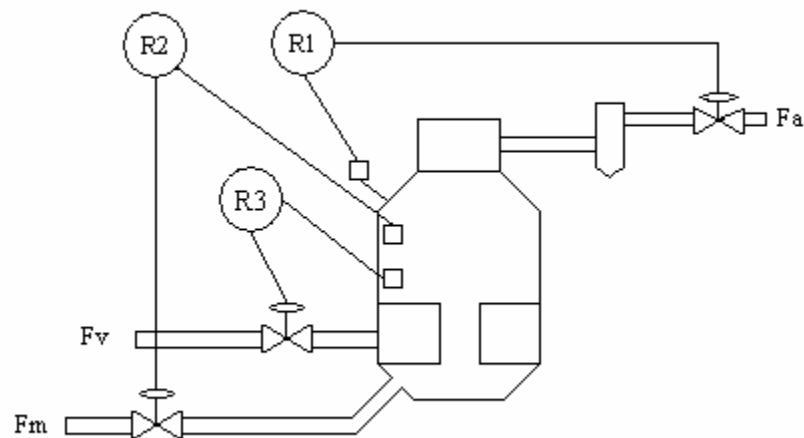
R1: regulador de presión absoluta.
 R2: regulador de presión en calandria.

R3: regulador de sobresaturación.

Esquema # 6:

Se encuentra formado por 3 lazos de control que cumplen las siguientes funciones:

- Control de la sobresaturación manipulando el flujo de meladura al tachó.
- Control de la masa de cristales manipulando el flujo de vapor al tachó.
- Control de la presión absoluta del tachó a partir de la manipulación del flujo de agua de los condensadores (se considera que la presión absoluta del tachó permanece constante).



R1: regulador de presión absoluta.

R2: regulador de sobresaturación.

R3: regulador del contenido de cristales.

El sistema básico de control automático debe ser capaz de implementar de forma eficaz el control optimizante del proceso en presencia de perturbaciones. Para elegir cual es la mejor estrategia básica se evalúan dos estrategias de control optimizante: la **Real Time Optimization** y la **Self-optimization**.

(Skogestad S., 2005):

- a) **Real Time Optimization:** Se ajustaron los esquemas propuestos atendiendo a una trayectoria óptima con el **set point** dependiente del cambio en la variable perturbadora seleccionada.

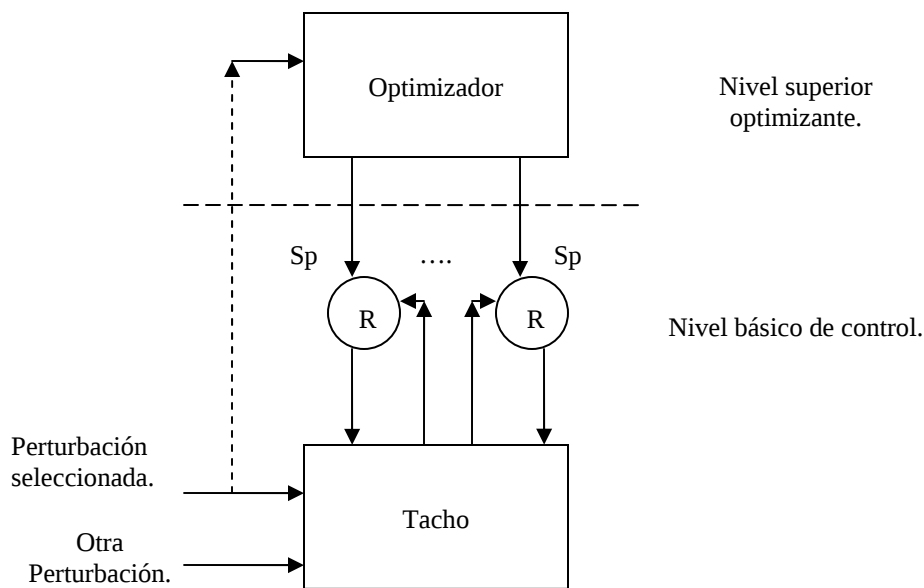


Figura # 2.2: Esquema que representa el enfoque **Real Time Optimization (RTO)**.

- b) **Self-Optimization:** Se ajustaron los esquemas propuestos empleando como **set point** la trayectoria óptima obtenida para el punto de operación nominal con independencia del cambio de las perturbaciones seleccionadas.

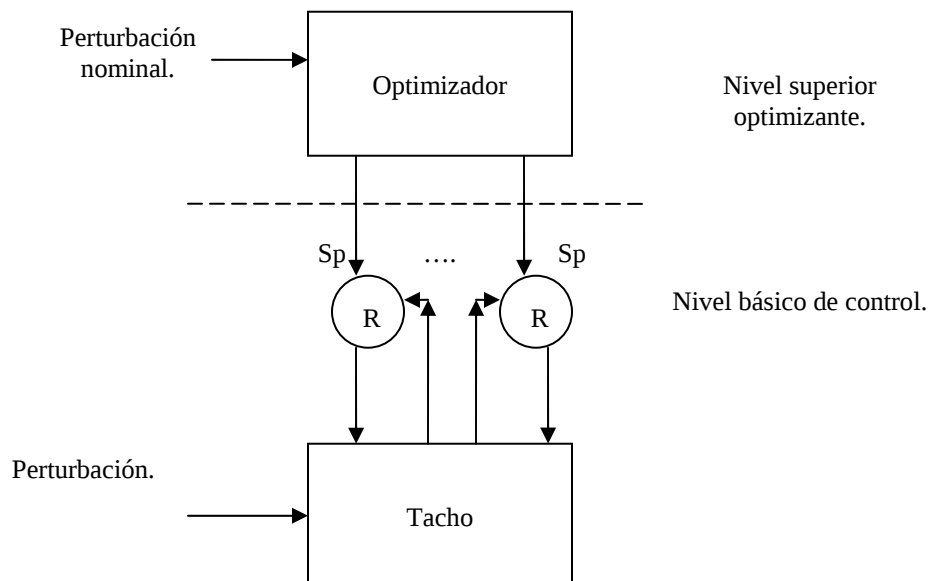


Figura # 2.3: Esquema que representa el enfoque **Self-optimization**.

Los set point a utilizar en cada concepto son los resultados del estudio de optimización efectuado con el modelo, analizados en el epígrafe anterior (2.1.2).

Cada uno de los esquemas propuestos fue implementado en la simulación computarizada según estos dos conceptos para abordar el estudio de selección de alternativas de control automático de la etapa en estudio (ver anexos 4 y 7). Los resultados de esta implementación se verán en el Capítulo III. Para completar el estudio se decidió añadir a la perturbación principal externa del sistema (pureza de meladura), otras perturbaciones de carácter interno que pueden afectar el proceso de cristalización, como son: la presión de vacío del tacho y el diámetro inicial del cristal en el pie de templa.

Para evaluar la efectividad de los esquemas de control automático propuestos se implementó la función **Pérdida (J)**, encargada de comparar la diferencia entre el valor de la función objetivo alcanzado para cada variación y el mayor valor alcanzado por la función objetivo en todo el estudio de optimización realizado.

$$L = J_{opt(máx)} - J_{opt(i)}$$

Capítulo III: Análisis de resultados.

En este capítulo se hace un análisis de los resultados obtenidos al aplicar el modelo fenomenológico mencionado anteriormente para optimizar y controlar el proceso de cristalización a vacío en tachos de primera empleando la simulación computarizada.

3.1 Análisis de resultados del estudio de optimización efectuado con el modelo fenomenológico obtenido, apoyado en la simulación computarizada.

Como se explicó anteriormente en el epígrafe 2.1.3.1 del Capítulo II, la optimización fue abordada desde dos puntos de vista, a continuación se detallan los resultados que se obtuvieron para cada caso.

3.1.1 Resultados de la optimización a partir de las condiciones de operación nominales del proceso.

Implementada la estrategia de optimización en el programa de simulación (ver anexo # 2), el mismo permitió obtener los resultados al optimizar las condiciones de operación del sistema y compararlas con las condiciones sin optimizar. En las tablas siguientes se aprecian los resultados de los principales indicadores obtenidos para las condiciones de optimización y las condiciones de operación del proceso, así como los perfiles de meladura, sobresaturación y temperatura que garantizan el perfil óptimo correspondiente a las condiciones de operación nominal.

Tabla # 3.1.1.1: Resultados de Optimización de las condiciones de operación nominales de la etapa de cristalización (óptimo nominal).

	Cv	Dp	Efic.	SS	SSmáx	Agot.	wc	RC	Pm	Caída
Condiciones de operación nominales.	21.5	0.94	91.44	1.195	1.270	0.661	54.51	58.52	88.65	16.07
Condiciones de operación optimizadas.	16.9	0.95	91.74	1.190	1.274	0.666	54.75	59.02	88.67	16.36

Donde:

Cv: Coeficiente de variación.

Dp: Diámetro promedio del cristal.

Efic: Eficiencia de la operación de cristalización en tachos.

SS: Coeficiente de sobresaturación.

SSmáx: Coeficiente de sobresaturación máximo.

Agot: Agotamiento.

wc: Fracción de cristales en la masa cocida.

RC: Rendimiento de cristales en la masa cocida.

Pm: Pureza de la masa cocida.

Caída: Caída de pureza masa-miel.

De la tabla anterior se aprecia que se obtuvo un menor coeficiente de variación y parámetros como el diámetro promedio del cristal, eficiencia, agotamiento, fracción de cristales en la masa cocida, rendimiento de cristales y caída de pureza arrojaron resultados superiores a las condiciones nominales, por lo que podemos plantear que los resultados de la optimización de las condiciones de operación nominales del proceso fueron satisfactorios.

Tabla # 3.1.1.2: Coeficientes del perfil óptimo de las variables: flujo de meladura, temperatura y sobresaturación para condiciones de operación nominales.

Pureza de meladura.	Coeficientes del flujo de meladura óptimo.				
	Ff ₀	Ff ₁	Ff ₂	Ff ₃	Ff ₄
87.10	50200.3	-399.906	1924.1	1.31417	1445.4
	Coeficientes de la temperatura óptima.				
	T ₀	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄
	78	26.6786	37.318	22.079	4.45174
	Coeficientes de la sobresaturación óptima.				
	Coef		coefa		tao
	0.5662		0.27769		0.016

Este análisis permitió obtener los perfiles óptimos de meladura, sobresaturación y temperatura que garantizan las condiciones de operación nominales del proceso, al mismo tiempo que mejoran los indicadores de calidad para estas condiciones.

3.1.2 Resultados de la optimización a partir de cambios en la variable de entrada (pureza de la meladura).

Este análisis de optimización considerando cambios en la pureza de la meladura permitió obtener los perfiles óptimos de las variables a optimizar (sobresaturación, temperatura y flujo de meladura) para cada cambio de la variable de entrada simulados con el modelo, así como los resultados de las variables de salida del sistema para cada caso.

A continuación se muestran los coeficientes que definen los perfiles de las variables a optimizar para cada rango de variación de pureza de la meladura, así como los resultados de los principales indicadores del proceso de cristalización una vez optimizados.

Tabla # 3.1.2: Coeficientes del perfil óptimo de la variable: flujo de meladura, para cada rango de variación de la pureza de la meladura.

Intervalo de pureza de meladura.	Coeficientes del flujo de meladura óptimo.				
	Ff_0	Ff_1	Ff_2	Ff_3	Ff_4
82-83.2	50202.7	-396.198	1504.56	245.621	1026
83.2-84	50203.3	-265.943	1462.22	278.277	983.66
84-85	50203.4	-284.857	1467.39	274.384	954.16
85-86	50204.8	-301.463	1379.23	336.476	919.739
86-87	50204.09	-322.314	1417.38	312.570	939.07
>0.87	50202.7	-396.198	1504.56	245.621	1026

Tabla # 3.1.2.1: Coeficientes del perfil óptimo de la variable: sobresaturación, para cada rango de variación de la pureza de la meladura.

Intervalo de pureza de meladura.	Coeficientes de la sobresaturación óptima.		
	Coef	coefa	tao
82-83.2	0.4950	0.323417	0.016
83.2-84	0.4845	0.312221	0.016
84-85	0.4950	0.303013	0.016
85-86	0.4907	0.293106	0.016
86-87	0.4992	0.282813	0.016
>0.87	0.4948	0.272475	0.016

Tabla # 3.1.2.2: Coeficientes del perfil óptimo de la variable: temperatura, para cada rango de variación de la pureza de la meladura.

Intervalo de	Coeficientes de la temperatura óptima.
--------------	--

pureza de meladura.	T₀	T₁	T₂	T₃	T₄
82-83.2	76.954	26.2934	38.318	21.07366	4.69963
83.2-84	77	26.732	38.318	21.079	4.78736
84-85	76.99	26.763	38.318	21.079	4.52686
85-86	76.976	26.8342	38.134	21.079	4.54157
86-87	77	26.7186	37.484	21.079	4.74095
>0.87	77	26.732	37.324	21.079	4.58815

La implementación de cada uno de estos perfiles para cada intervalo de pureza de meladura correspondiente permitió obtener los siguientes resultados que se muestran tabulados.

Tabla # 3.1.2.3: Resultados obtenidos al optimizar la etapa de cristalización para la obtención de masas cocidas de primera, para cada rango de variación de la pureza de la meladura y su comparación con los datos nominales del proceso.

Pureza Meladura.	Cv	Dp	Efic.	SS	Agot.	wc	RC	Pm	Caída Pureza.
82-83.2	21.84	0.9279	92.00	1.237	67.07	0.5306	51.27	84.88	19.99
83.2-84	21.64	0.9305	91.60	1.226	66.89	0.5339	56.79	85.76	19.16
84-85	21.51	0.9328	91.37	1.217	66.70	0.5362	57.21	86.52	18.44
85-86	21.37	0.9351	91.33	1.207	66.57	0.5381	57.74	87.29	17.63
86-87	21.36	0.9358	91.50	1.196	66.55	0.5434	58.39	88.07	16.89
>87%	21.35	0.9364	91.82	1.186	66.48	0.5471	59.07	88.89	16.05
Proceso	21.5	0.9402	91.44	1.195	66.10	0.5451	58.52	88.65	16.07

De la tabla anterior se pudo determinar al comparar con las condiciones nominales del proceso que hay intervalos de pureza en los que los valores de los indicadores óptimos del proceso se alejan de estas condiciones nominales, tal es el caso de los intervalos de 82-83.2, 83.2-84, 85-86; en otros casos estos indicadores se acercan, aquí podemos citar los intervalos de 86-87 y >87%. El mejor intervalo de pureza de la meladura en que se obtienen los mejores indicadores de cristalización para la obtención de masas cocidas de primera es el correspondiente a los valores superiores a 87%.

Este resultado encierra un significativo valor, pues indica el rango adecuado de operación para los tachos, de forma tal que se obtienen indicadores del proceso de cristalización adecuados, teniendo en cuenta los puntos

de vista de calidad establecidos para esta operación y que representan mejoría con respecto a las condiciones de operación nominales del proceso.

En la tabla mostrada en el anexo # 3 se muestran los resultados en detalles del proceso de optimización efectuado.

3.1.3 Análisis de resultados del estudio de alternativas de control automático de la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera en tachos discontinuos.

A continuación se muestran los resultados principales alcanzados al evaluar cada esquema de control automático, siguiendo los dos conceptos señalados en el epígrafe 2.1.3 del Capítulo II, y considerando cambios en las perturbaciones establecidas para realizar este estudio. (Los valores en que fueron variadas las perturbaciones son mostrados en la tabla # 3.1.3.1)

Tabla # 3.1.3.1: Perturbaciones utilizadas en el estudio de selección de alternativas de esquemas de control automático para el proceso de cristalización a vacío en tachos para la obtención de masas cocidas de primera.

Tipo de perturbación.	Nombre.	Valores.
Externa.	Pureza de meladura. (fracción)	0.826
		0.837
		0.846
		0.855
		0.865
		0.875
Interna.	Presión de vacío del tacho (plg de Hg).	25
		26
	Diámetro promedio inicial en la semilla B (m).	0.0002
		0.0005

El ajuste de los reguladores PID empleados en cada esquema fue realizado a partir de minimizar la Integral del Error Absoluto (IAE), para cada valor asumido por las diferentes perturbaciones; para analizar la influencia de las perturbaciones internas se tuvieron en cuenta sus cambios para cada variación de la perturbación externa, considerada esta como la fundamental en este análisis.

A continuación se muestran los resultados de los ajustes de los reguladores automáticos para cada esquema de control simulado correspondientes a cada enfoque estudiado según la teoría de control optimizante, así como el valor del criterio IAE para el cual se verificó el ajuste. Se debe señalar que todos los casos se ajustaron para respuestas óptimas en cada esquema de control estudiado.

Tabla # 3.1.3: Parámetros de ajuste de los reguladores PID, para cada esquema simulado según los enfoques Real Time Optimization y Self-optimization.

Enfoque.	Esquema.	Kc	τ_i	τ_D	IAE
RTO	1	312.015	990.04	0.0437	0.015488
	2	225.639	1000.86	0.864392	0.017245
	3	225.639	1000.86	0.864392	0.007619
	4	0.52629	100.86	90.112728	0.006674
	5	998.426 312.015	991.433 990.04	82.7936 0.0437	0.006651
	6	11.1348 16.9661	1001.72 1001.72	1.72853 1.72888	0.019942
Self-optimization.	1	312.015	990.04	0.0437	0.021340
	2	225.639	1000.86	0.864392	0.022533
	3	225.639	1000.86	0.864392	0.004150
	4	0.52629	100.86	90.112728	0.005580
	5	998.426 312.015	991.433 990.04	82.7936 0.0437	0.005583
	6	11.1348 16.9661	1001.72 1001.72	1.72853 1.72888	0.022621

3.1.4 Resultados de evaluación de esquemas de control según el enfoque: Real time optimization, a través de la simulación dinámica.

Al evaluar cada uno de los 6 esquemas propuestos para realizar el estudio de alternativas de control automático de la operación de cristalización a vacío, en los que se observó el comportamiento de los principales indicadores que se miden en el proceso de esta operación, en cuanto a calidad y aspectos económicos, y siguiendo el concepto de la Real Time Optimization, se obtuvo que los esquemas que reportaron mejores resultados fueron los esquemas 2, 4, 5 y 6, al comparar dichos resultados con las condiciones de operación nominal del proceso ante cambios en todas las perturbaciones que se emplearon para el estudio.

Para la selección de estos esquemas no solo se tuvo en cuenta aquellos que reportaron el menor valor de la función pérdida que implica los mejores indicadores de calidad, sino que además se tuvo en cuenta para la selección, aquellos esquemas que propiciaban incrementos en las ganancias anuales por concepto de

incrementarse la producción de cristales en la masa cocida a partir de un mejor agotamiento de la misma, es decir, a partir de producirse un incremento en la cantidad de cristales que pasaban de la fase líquida a la fase sólida.

A continuación se muestran los resultados obtenidos de estos esquemas ante cambios en las perturbaciones objeto de estudio y su comparación con las condiciones de operación nominales del proceso.

Tabla # 3.1.4.1: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con el esquema de control # 2, ante diferentes perturbaciones. (Enfoque: Real Time Optimization).

Perturbación.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza.	Producción.
Pureza meladura (87%).	16.9	0.9604	1.45E-01	15.74	+28.3
Diámetro inicial de semilla (0.0005m).	16.9	0.9620	1.44E-01	15.74	+28.4
Presión de vacío del tacho (25 plg de Hg).	16.9	0.9621	1.44E-01	15.75	+38.8
Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1

Donde:

Cv: Coeficiente de variación del cristal.

Dp: Diámetro promedio del cristal.

G: Velocidad de cristalización.

Caída Pza: Caída de pureza masa-miel.

Producción: Incremento en ton/año.

Tabla # 3.1.4.2: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con el esquema de control # 4, ante diferentes perturbaciones. (Enfoque: Real Time Optimization).

Perturbación.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza.	Producción.
Pureza meladura (87%).	16.9	0.9620	1.45E-01	15.7378	+24.4
Diámetro inicial de semilla (0.0005m).	16.9	0.9620	1.44E-01	15.7378	+24.3

Presión de vacío del tacho (25 plg de Hg).	16.9	0.9621	1.44E-01	15.7499	+39.3
Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1

Tabla # 3.1.4.3: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con el esquema de control # 5, ante diferentes perturbaciones. (Enfoque: Real Time Optimization).

Perturbación.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza.	Producción.
Pureza meladura (87%).	16.9	0.96197	1.45E-01	15.7389	+22.9
Diámetro inicial de semilla (0.0005m).	16.9	0.96197	1.44E-01	15.7389	+22.9
Presión de vacío del tacho (25 plg de Hg).	16.9	0.96206	1.44E-01	15.7514	+38.7
Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1

Tabla # 3.1.4.4: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con el esquema de control # 6, ante diferentes perturbaciones. (Enfoque: Real Time Optimization).

Perturbación.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza.	Producción.
Pureza meladura (87%).	16.90	0.9620	1.45E-01	15.7387	+25.9
Diámetro inicial de semilla (0.0005m).	16.90	0.9620	1.44E-01	15.7387	+25.9
Presión de vacío del tacho (25 plg de Hg).	16.90	0.9621	1.45E-01	15.751	+40.7

Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1
----------	------	--------	----------	-------	---------

Por otra parte, a continuación se muestran los esquemas que reportaron resultados poco favorables (esquemas 1 y 3) al ser comparados con las condiciones de operación nominal del proceso, ante cambios en todas las perturbaciones que se emplearon para el estudio.

Tabla # 3.1.4.5: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con el esquema de control # 1, ante diferentes perturbaciones. (Enfoque: Real Time Optimization).

Perturbación.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza.	Producción.
Pureza meladura (87%).	16.93	0.96197	1.41E-01	15.9383	46422.2
Diámetro inicial de semilla (0.0005m).	16.93	0.96197	1.41E-01	15.9383	46422.2
Presión de vacío del tacho (25 plg de Hg).	16.93	0.96206	1.41E-01	15.9549	46441.9
Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1

Tabla # 3.1.4.6: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con el esquema de control # 3, ante diferentes perturbaciones. (Enfoque: Real Time Optimization).

Perturbación.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza.	Producción.
Pureza meladura (87%).	16.93	0.96197	1.41E-01	15.9389	46422.9
Diámetro inicial de semilla (0.0005m).	16.93	0.96197	1.41E-01	15.9389	46422.9
Presión de vacío del tacho (25 plg de Hg).	16.93	0.96206	1.41E-01	15.9559	46443.1
Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1

Se debe destacar que con la aplicación de estos esquemas no se obtuvo resultados favorables en cuanto a incremento en las ganancias anuales por concepto de incrementarse la producción de cristales en la masa

cocida, a partir de producirse un incremento en la cantidad de cristales que pasaban de la fase líquida a la sólida, debido a que se muestra una disminución considerable en la producción.

El resto de los resultados gráficos y analíticos, así como los demás esquemas evaluados se muestran en los gráficos 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6, y en las tablas 6.1, 6.2, 6.3, 6.4 y 6.5 ubicadas en los anexos 5 y 6 respectivamente.

3.1.5 Resultados de evaluación de esquemas de control según el enfoque: Self-optimization, a través de la simulación dinámica.

Al evaluar cada uno de los 6 esquemas propuestos para realizar el estudio de alternativas de control automático de la operación de cristalización a vacío, en los que se observó el comportamiento de los principales indicadores que se miden en este proceso, en cuanto a calidad y aspectos económicos, y siguiendo el concepto de la Self-optimization, se obtuvo que los esquemas que reportaron mejores resultados fueron los esquemas 2, 4, 5 y 6 ante cambios en la perturbación: pureza de meladura (perturbación externa), al comparar dichos resultados con las condiciones de operación nominal del proceso. A continuación se muestran parte de los resultados obtenidos de estos esquemas ante los cambios mencionados.

Tabla # 3.1.5.1: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con diferentes esquemas de control, ante cambios en la pureza de la meladura. (Enfoque: Self-optimization).

Esquema de control.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza.	Producción.
2	16.9034	0.961996	1.45E-01	15.74	+27.90
4	16.904	0.961975	1.45E-01	15.74	+24.40
5	16.9037	0.96197	1.45E-01	15.74	+23.40
6	16.9036	0.961985	1.45E-01	15.74	+25.90
Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1

Los esquemas que reportaron resultados no deseados fueron los esquemas 1 y 3 ante cambios en la perturbación: pureza de meladura (perturbación externa), al comparar dichos resultados con las condiciones de operación nominal del proceso.

A continuación se muestran parte de los resultados obtenidos de estos esquemas ante los cambios mencionados.

Tabla # 3.1.5.2: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, con diferentes esquemas de control, ante cambios en la pureza de la meladura. (Enfoque: Self-optimization).

Esquema de control.	Cv	Dp	G(mm/h)	Caída Pza	Producción.
1	16.9401	0.961996	1.40E-01	16.019	46338.8
3	16.9405	0.961985	1.40E-01	16.019	46338.2
Proceso.	21.5	0.9402	1.45E-01	16.07	46677.1

El resto de los resultados gráficos y analíticos, así como los demás esquemas evaluados se muestran en los gráficos 8.1, 8.2, 8.3, 8.4, 8.5 y 8.6, y en las tablas 9.1, 9.2, 9.3, 9.4 y 9.5 ubicadas en los anexos 8 y 9 respectivamente.

Los resultados obtenidos en cuanto al estudio de alternativas de control automático de la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera, a partir del modelo concebido en este trabajo, no solo demostraron la capacidad del modelo creado para realizar un estudio de estas características a partir de la simulación computarizada de manera satisfactoria, sino que el enfoque concebido para realizar este estudio (a partir de los conceptos de Real Time Optimization y Self-optimization) constituyen los primeros pasos para establecer la teoría de control optimizante en la etapa de cristalización a vacío para la obtención de masas cocidas de primera dentro de la industria azucarera cubana.

Conclusiones

1. El modelo permitió realizar el estudio de selección de alternativas de control automático en tachos discontinuos, para implementar el control optimizante en el proceso de obtención de masas cocidas de primera.
2. De acuerdo al estudio de optimización efectuado con el modelo, el rango adecuado de operación para tachos discontinuos a vacío para la obtención de masas cocidas de primera es el correspondiente a valores superiores a 87%, para el que se lograron mejores indicadores de calidad del proceso de cristalización al compararse con las condiciones nominales del proceso.

3. De los seis esquemas de control automático simulados, según los conceptos de **Real Time Optimization** y **Self-optimization**, los esquemas que mejor resultados aportaron en cuanto a indicadores de calidad del proceso de cristalización y los aspectos económicos fueron los esquemas: 2, 4, 5 y 6, ante cambios en las perturbaciones internas y externas al sistema objeto de estudio.
4. Los cuatro esquemas de control automático seleccionados como alternativas de control automático en tachos discontinuos de primera, garantizan la implementación de la estrategia óptima operacional de este proceso con un mínimo de pérdida en la función objetivo. Ello certifica de manera satisfactoria la calidad del proceso de cristalización e incluye incrementos en la producción de azúcar y en las ganancias anuales de la fábrica, considerando perturbaciones en las variables de entrada de la etapa objeto de estudio.
5. Con los resultados alcanzados en el trabajo se enfoca integralmente la disminución de pérdidas de sacarosa en mieles intermedias en la industria azucarera, a partir de la concepción de un sistema de control optimizante de la calidad de las masas cocidas de primera.

Recomendaciones

- 1- Realizar una caracterización detallada de las impurezas que afectan el proceso de cristalización, para incluir sus cinéticas en el modelo, con vista a añadir dentro de los resultados que brinda el modelo la influencia de estas en el hábito del cristal.
- 2- Sugerir al MINAZ la aplicación de los resultados obtenidos en el trabajo en cuanto al estudio de la etapa de cristalización en tachos discontinuos de primera y su optimización, con el objetivo de lograr un mejor agotamiento de las masas cocidas y mieles.

- 3- Sugerir al MINAZ que se tengan en cuenta los resultados que brinda el trabajo en cuanto a las alternativas de control automático seleccionadas, a la hora de acometer el proceso de automatización de la etapa de cristalización a vacío en una empresa azucarera.

Referencias bibliográficas

1. Alewjin, W. F., Y Honing. "Principles of Sugar Technology". Vol II.1959.
2. Arango, M. "Control automático de tachos de azúcar al vacío". 8 Conf. ATAC Habana, 1936.
3. ATAC. Panorama Técnico Mundial. " Algunas realidades sobre el agotamiento de las mieles finales ". Marzo – Abril .1979.

4. Azevedo, S. "Monitoring Crystallization I". International Sugar Journal N° 12. 1993.
5. Azevedo, S. "Monitoring Crystallization II". International Sugar Journal N° 1. 1994.
6. Batterham, R.J. "The control of vacuum pan crystallisers". Proc 39 Conf. QSSCT. Pág. 363-368. 1972.
7. Blacwell, John; (2000). "Recent developments in the sugar industry". Revista International Sugar Journal, volumen 102. Enero. Pág. 43.
8. Bostworth, R. L .C. "Principles of Sugar Technology". Vol II. 1959.
9. Caracuel, M.G."Fully automated batch pans at HISUMCO sugar refinery". International Sugar Journal. Vol CIV. Agosto. 2002.
10. Cardet, E. " Proceso azucarero".1972.
11. Carrazana Ruiz, L. "Tecnología de los procesos azucareros". 1980.
12. Carrazana Ruiz, Librado. "Curso de postgrado de Cristalización". Comunicación personal. (2000).
13. Carreta M.K. y col. "Crystal size distribution control during batch crystallization". www.lasentec.com . Junio, 2000.
14. Clark, J. A. "Cristalización del Azúcar". 1960.
15. Concepción, Faife. " Efecto de las impurezas en el crecimiento del cristal ".1979.
16. Denis Ramírez, Carlos Luis. " Evaluación del agotamiento de las mieles finales en los cristalizadores rápidos del CAI Héctor Rodríguez ". Trabajo de Diploma. 1997.
17. Deer,N."History of Sugar". Londres. 1950.
18. García Guerra, P. "Desarrollo de un método de modelación matemática para sistemas de masas cocidas en la industria azucarera". Centro Azúcar N° 1. 1980.
19. García, F. y Clark, J. A. "El proceso de fabricación de azúcar crudo en los tachos". 1969.
20. Genie, G. V. "15th Technical Conference of British Sugar Corporation".1962.
21. González Suárez, E. y otros. "Análisis complejo de procesos de la industria química". Universidad Central de Las Villas. 1989.
22. Grinthal, W. "Process control gets liberated". Chemical Engineering.Vol 100, No.4. 1993. Pág.179-198.

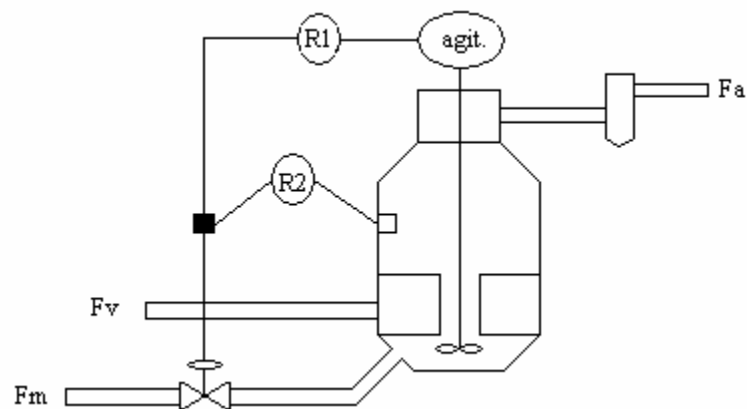
23. Guevara Dehen, J. "Folleto sobre la cinética de la cristalización de azúcar por enfriamiento".
24. Harriot, P. "Process control". Edición Revolucionaria. La Habana. Cuba.1969.
25. Heffels. "Product Size Distribution in Continuous and Batch Sucrose Crystallizers".1986.
26. Herrera Fernández, F. "Microcomputadora para la regulación del proceso de cocción". Centro Azúcar, N° 1. 1985.
27. Herrera Fernández, F.. "Modelo dinámico lineal para el proceso de cocción en tachos azucareros". Centro Azúcar, N° 1. 1983.
28. Herrera Parra, G. y col. "Control automático de la cristalización en un tacho de masa C".International Sugar Journal. No. 1142, Pág 69-73. 1994.
29. Honing, P. "Principles of Sugar Technology", Vol. II. 1959.
30. Hugot, E. "Handbook of Cane Sugar Engineering".1985.
31. Izaguirre, E. "Control del proceso de cristalización del azúcar con optimización del consumo energético". Centro Azúcar No.1. 1998.
32. Jenkins, G. H. "Introducción a la tecnología del azúcar de caña". 1971.
33. Joseph, A. "Automation of low and high grade massecuite crystallization". South Afric. Sugar Journal No. 5. Pág. 28-31.1959.
34. Kansal, S. "Trajectory optimization for flat dynamic systems". Tesis para obtener el grado científico de Master en Ciencias. Faculty of graduate studies and research. University of Alberta. Canada. 2000.
35. Mayo Abad, O. "Estudio de la simulación de un tacho de azúcar crudo bajo control Automático". Centro Azúcar N°1. 1981.
36. Mayo Abad, O. "Estudio de la simulación de un tacho de azúcar crudo bajo control automático". Centro Azúcar, N° 2. 1981.
37. MINAZ. "Manual Analítico de control unificado para la producción de azúcar crudo".Tomo I.Dependiente de control de la calidad. 1996.
38. Montagna, J.M." Estrategias para la simulación de procesos con el enfoque modular secuencial". Tesis doctoral. Universidad Nacional del Litoral. Argentina .1987.
39. Mori, M.; Y. Umetani. "Dynamic Characteristics of a vacuum pan and control systems of the boiling process". Proc. ISSCT. Taiwan. 1968.

40. Morrell Flores, Ignacio. "Tecnología Azucarera". Editorial Pueblo y Educación. Cuba. Pág. 139-196. 1984.
41. Morales González, Ramón F. "Estudio del agotamiento de las masas cocidas finales en el CAI J.P.Carbó.Servía". Trabajo de Diploma.1989.
42. Núñez Llerena, Ariel. "Evaluación del agotamiento en tachos y en la cristalización por enfriamiento en el CAI Panchito G. Toro". Trabajo de Diploma .1998.
43. O'Farrill M.E. y col. "Aplicación de modelos fenomenológicos de la estación de tachos para la obtención de masa cocida en el CAI "George Washington". Revista Cubana de Química. Vol. 16th, No. 3. 2004. ISSN 0258-5595.
44. Peláez Rodríguez, M."Manual de operaciones para la producción de azúcar crudo de caña". 1985.
45. Peralta, L. M. "Modelación, optimización y control de procesos". Conferencia del curso de maestría de Ingeniería Química. UCLV.2000.
46. Peralta, L. M. "Modelación dinámica y control de procesos químicos". Folleto de post grado. 1999
47. Pérez, F. "Control de tachos". TD UCLV.1982.
48. Pérez Franco, Yusimy. "Aplicación de modelos fenomenológicos de la estación de tachos para la obtención de Masa Cocida A en el CAI"George Washington".Trabajo de diploma. 2003.
49. Pinder K.L y Friedman P. "Optimization of a Simulation Model of a Chemical Plant". Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., 11, Pág. 512. 1972.
50. Rodríguez M. "Estudio de la cristalización del azúcar desde el punto de vista del control" Centro Azúcar N° 2. 1980.
51. Rodríguez Borroto, M. "Descripción matemática y control automático del proceso periódico de cristalización de azúcar". Centro Azúcar N° especial sobre automatización. 1985.
52. Rodríguez Borroto, M. "Descripción y simulación del proceso de cocción de masas comerciales de primera". Centro Azúcar N° 3. 1983.
53. Rosabal Vega, Julio. "Hidrodinámica y separaciones mecánicas". Tomo II. Edición ENPES. Pág. 196-212. 1998.
54. Scenna J.N. y col. "Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. 1999.www.modeloingenieria.edu.ar.
55. Schneider, P, A. "Controllability analysis of an Industrial Crystallizer." 6th World Congress of Chemical Engineering. School of Engineering James Cook University. Townsville 4811.Australia. 2001.

56. Shinskey, F. G. "Análisis y simulación de procesos". Versión Española. Ed. Revertí. Barcelona, España. 1976.
57. Skogestad, S y col. "Selection of controlled variables and robust setpoints". J. Proc. Control, 10 (5). Pág.487-507. 2005.
58. Stephanopolous, G. "Chemical process control an introduction to theory and practical". Inc. Englewood Cliffs. New Jersey. Pág. 113. 1987.
59. Sullivan, K. "Sugar boiling instrument control systems". Int. Sug. Journal No.9 Pág 259-264. 1979.
60. Tarifa .E. "Simulación de sistemas químicos".1999. www.modeloingenieria.edu.ar.
61. Thelwall, J. C. "Features of continuous vacuum pan design".International Sugar Journal N° 12. 000.
62. Tromp, L.A. "Machinery and Equipment of the Cane Sugar Factory". Norman Rodger. Londres.1936.
63. Valdés Ávila, N. "Modelos matemáticos de las etapas del proceso de producción de azúcar crudo".Centro Azúcar N° 3.1983.
64. Varela S."Modelación y simulación de la estación de tachos en la Planta Piloto:José Martí ". Trabajo de diploma. 2001.
65. Viera R. y col. "Modelación matemática para ingenieros químicos". Ciudad de la Habana. Editorial Pueblo y Educación. 1984.
66. Zhang, G.P. y col. "Dynamic optimal control of batch crystallization processes". 6th World Congress of Chemical Engineering.Australia. 2001.
67. Ziegler J.G. "Sugar Boiling. Some facts and some fancies". The Sugar Journal. Octubre-Noviembre. 1974.

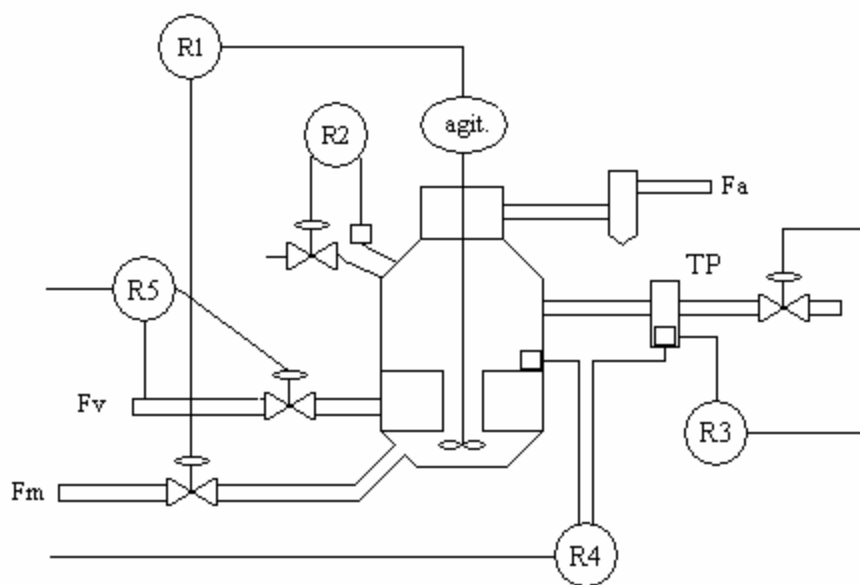
Anexo # 1: Sistemas de control automático propuestos por diferentes autores para el control de tachos.

Figura # 1.1:



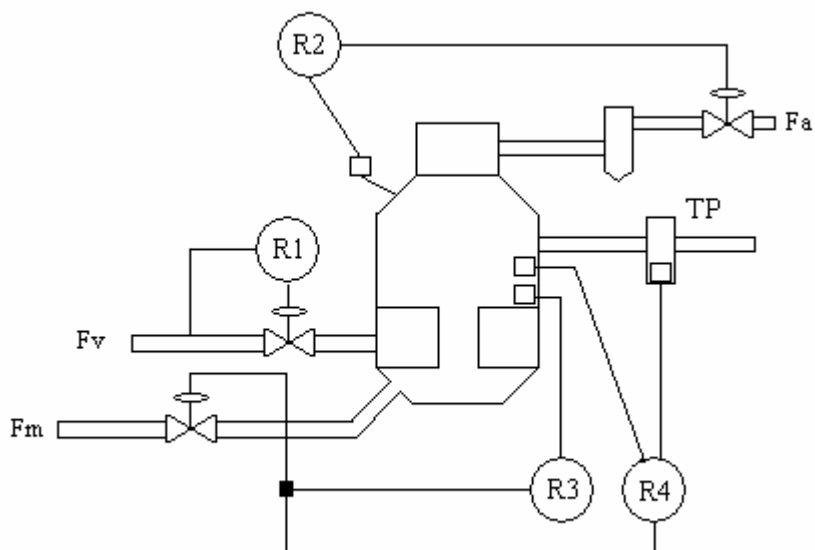
R1: regulador de consistencia.
R2: regulador de sobresaturación.

Figura # 1.2:



R1: regulador de consistencia.
 R2: regulador de presión absoluta.
 R3: regulador de nivel en TP.
 R4: regulador de sobresaturación.
 R5: regulador de Fv.
 TP: tacho piloto.

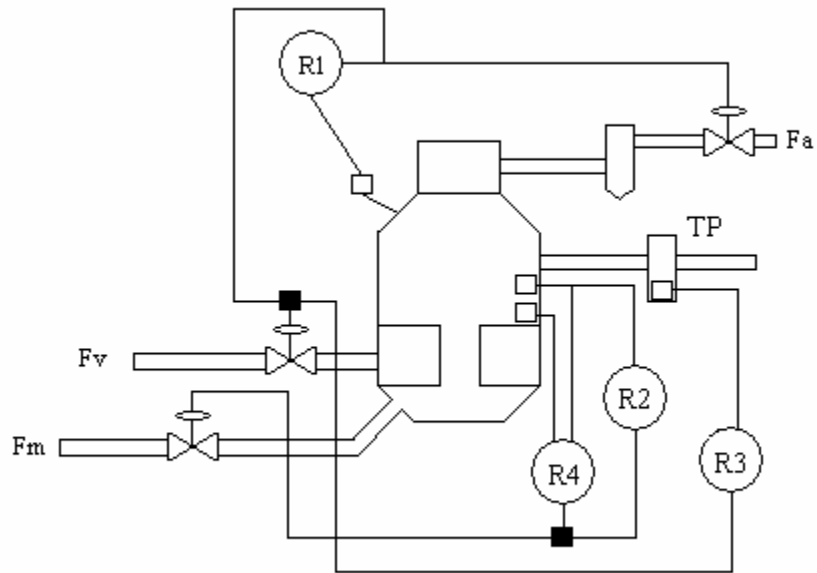
Figura # 1.3:



R1: regulador de Fv.

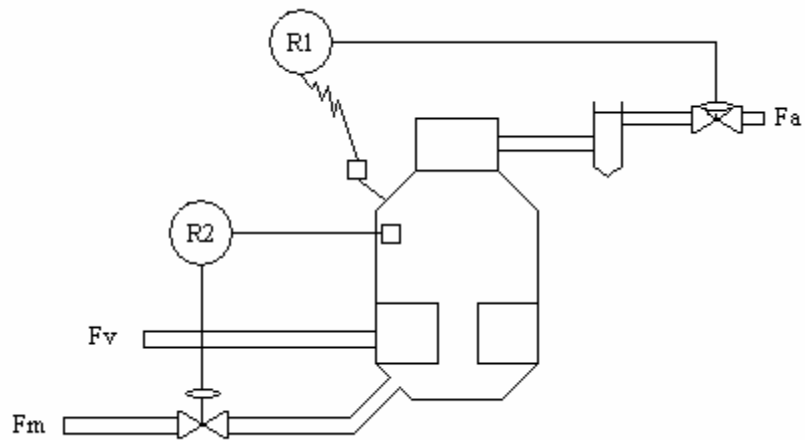
R2: regulador de presión absoluta.
 R3: regulador de consistencia.
 R4: regulador de sobresaturación.
 TP: tachó piloto.

Figura # 1.4:



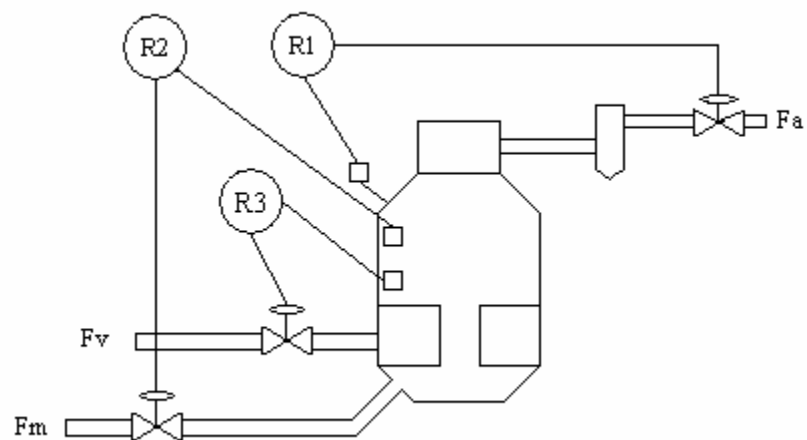
R1: regulador de presión absoluta.
 R2: regulador de nivel.
 R3: regulador de sobresaturación.
 R4: regulador de consistencia.

Figura # 1.5:



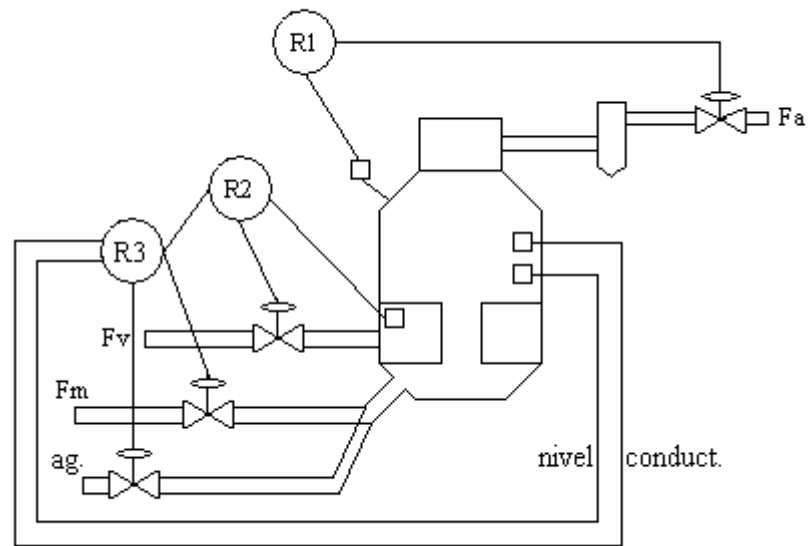
R1: regulador de presión absoluta.
 R2: regulador de sobresaturación.

Figura # 1.6:



R1: regulador de presión absoluta.
 R2: regulador de contenido de cristales.
 R3: regulador de sobresaturación.

Figura # 1.7:



R1: regulador de presión absoluta.
 R2: regulador de presión en calandria.
 R3: regulador de sobresaturación.

Anexo # 2: Programa de simulación para realizar el estudio de optimización con el modelo fenomenológico.

%Variables más sensibles: Pureza de meladura

%optimo nominal, valores optimos de FF, T y SS.

%Datos

%Ff=yo+(Af/w)*sqrt(time/xc)*l1*(2*sqrt(xc*time)/w)*EXP((-time-xc)/w); %Kg/h

Ff=-Ff4*time^4+Ff3*time^3-Ff2*time^2+Ff1*time+Ff0;

Ff4=1445.54;

Ff3=1.31417;

Ff2=1924.1;

Ff1=-399.906;

Ff0=50200.3;

yo=50353.9;

xc=0.8;

w=0.15304;

Af=346.03365;

l1=3.94372;

bf=0.61; %brix de la meladura

polf=0.5313; %pol de la meladura

Pf=polf/bf; %pureza de la meladura

%Kv=0.31; %factor de forma

densw=1000;%kg/m3

A=280.335;%m2 %area de trasferencia de calor

densc=1587.9;%kg/m3

ps=1.4136; % presion del vapor bar

pvac=1-25.6/29.99; %presion absoluta bar

Tf=34; % temperatura de la meladura.

dMsf=Ff*bf*Pf*tfa;

Msf=INT(dMsf par:0);

%Datos del pie de templa

Vpiep=450; %Volumen del pie de templa: pie3

Vpie=par(Vpiep*0.028316846592);%m3

bxp=par(90.04727); %Brix del pie

Ppie=par(polp/bxp); %Pureza del pie

polp=83.10545; %pol del pie

densp=1477.753; % densidad del pie

densolp=par(((1000+bxp*(200+bxp)/54)*(1-0.036*(Tp-20)/(160-Tp))); % kg/m3 densidad de la sln del pie

denscp=1587.9; % densidad del cristal

Mcp=par(wcp*Mpie); % Masa de cristales en el pie

Mpie=par(Vpie*densp); % masa del pie: kg

Msolp=par(Mpie-Mcp);

Msp=par(Polp/100*Mpie-Mcp);

Mip=par((1-Ppie)*bxp/100*Mpie);

Mwp=par((1-bxp/100)*Mpie);

bxsolp=par((Msp+Mip)/Msolp*100);

polsolp=par(Msp/Msolp*100);

Psolpie=par(polsolp/bxsolp);

wcp=par(0.513);

wsol=par((1-wcp));

Abc=par(lm^2);

l=par(0.000383); %m

```

lm=par(l/1.02);
Ncp=par(Mcp/(M1c*Kv));
M1c=par(V1c/denscp);
V1c=par(l^3);
V1pc=par(ABC*I);
Kv=par(V1pc/V1c);

vcp=par(wcp*densp/denscp);%par((wcp/denscp)/(wcp/denscp+(1-wcp)/densolp)); %fraccion
volumen de cristales en el pie
Tp=77;
Te=71.51235+(2.57414/(0.36717*sqrt(3.14/2)))*exp(-2*((time-(-0.0087))^2)/(0.36717)^2));
%coe0+coe1*time^3*60^3+coe2*time^2*3600+coe3*time*60;
%58.0478297+0.587702554*time*60-
0.01352545*time^2*3600+0.001197220*time^2.5*60^2.5-3.0123e-05*time^3*60^3;

%Balance de agua
dMw=(Ff*(1-(polf/Pf))-Jvap)*tfa;
Mw=int(dMw par:Mwp); %Masa de agua que se acumula en el tacho: Kg

%Balance impurezas
dMi=(Ff*(polf/Pf)*(1-Pf))*tfa;
Mi=int(dMi par:Mip); %incluirle la cinetica de reductores

%Balance de sac. disuelt.
dMs=Ff*bf*Pf*tfa-dMc;
Ms=int(dMs par:Msp); %MASa de sacarosa en el tacho: Kg

%Balance de cristales
dMc=densc*Kv*dmiu3;
Mc=int(dMc par:Mcp); %Masa de cristales en el tacho

%Balance total
dMT=dMc+dMs+dMi+dMw; %kg/h
MT=int(dMT par:Mpie); % masa total de masa cocida: Kg
Msol=Ms+Mi+Mw; % masa de licor madre en la masa cocida: Kg
dMsol=dMi+dMs+dMw; % velocidad de crecimiento de la masa del licor madre: Kg/min
Volmc=MT/densm/0.028316846592; % Volumen de la masa cocida: pie3
Jvap=((Qs)/landvac+Kvap*(T-Twvac-EPE)*3600);
Kvap=0.03; %cte
Qs=Ud*A*(Tws-T);
Ud=10^(aa+b*x+c*x^2+d*x^3)*(1+K*(Ps-1));%coeficiente global de transferencia de calor:
kj/hm2oC
x=log(xx);
xx=viscom/densm;
tr=twvac*1.8+32;%oF
aa=1.582;
b=-1.67;
c=-0.526;
d=-0.053;
K=6.75736;

```

```

%brix de la solucion
bsol=(Ms+Mi)/(Ms+Mi+Mw);
bxsol=100*(Ms+Mi)/(Ms+Mi+Mw);
Psol=Ms/(Ms+Mi);
bxm=100*(Ms+Mi+Mc)/(Ms+Mi+Mc+Mw);
Pm=(Ms+Mc)/(Ms+Mc+Mi);
polsol=(Ms/(Ms+Mi+Mw))*100;
polm=((Ms+Mc)/(Ms+Mc+Mw+Mi))*100;

%densidad de la sln
densol=(1000+bxsol*(200+bxsol)/54)*(1-0.036*(T-20)/(160-T));%kg/m3
EPE=0.166*(Bxsol/(100-Bxsol))^1.1394*((273+Twvac)/100)^1.9735*Psol^0.1237; %oC de
evaporacion
wc=Mc/(Mi+Ms+Mw+Mc);
densm=1/(wc/densc+(1-wc)/densol);

%temperatura de saturacion del agua
Twvac=(99.65+27.55*ln(pvac)+1.80*ln(pvac)^2)*(pvac>0.1&pvac<=1); % oC
Tws=(99.65+28.75*ln(ps)+1.84*ln(ps)^2)*(ps>1&ps<3); % oC

%calor latente de vaporizacion
landvac=2263.28-58.21*ln(pvac)*(pvac>0.1&pvac<=1); % kj/kg
lands=2257.51-85.95*ln(ps)*(ps>1&ps<3); % kj/kg
viscsol=0.1*(0.99*(14+(0.2*bxsol-0.05*T)))/(97-6*(0.2*bxsol-0.05*T))^4; % pas
viscom=10^(log(viscsol)+1.326*(wc+(1-wc)*bxsol/100)*wc/(0.85-wc)); % pas

%Balance de energia
dQa=(Qf+Qs-Qvap-0.02*(Qs+Qf))*tfa; %kj/h
Qa=int(dQa par:Qpie); % energia interna de la masa cocida: KJ
Qpie=par(Mpie*Cpie*Tp); % energia interna en el pie: kj
Qf=Ff*Cpf*Tf; %Flujo de calor que aporta la alimentacion: kj/h
Qvap=Jvap*landvac; %Flujo de calor del agua evaporada: kj/h
T=Qa/(Mt*Cpm); %temperatura de la masa cocida oC
Topt=T4*time^4-T3*time^3+T2*time^2-T1*time+T0;
T4=4.45174;
T3=22.079;
T2=37.318;
T1=26.6786;
T0=78;

%corrección para el calor cedido
Fs=Qs/alfa/lands; % Flujo de vapor que se alimenta al tachó: kg/min
alfa=1.02; % coeficiente de correccion
%calor espec.pie y masa cocida
Cpsol=(4186.8-29.7*bxsol+4.61*bxsol*Psol+0.075*bxsol*T)/1000; % kJ/kg oC
Cpf=(4186.8-29.7*bf+4.61*bf*Pf+0.075*bf*Tf)/1000; % kJ/kg oC
Cpie=par(Cpcp*wcp+Cpsolp*(1-wcp)); % Cp del pie: KJ/kg oC
Cpsolp=par((4186.8-29.7*bxsolp+4.61*bxsolp*Psolpie+0.075*bxsolp*Tp)/1000);

% Cp de la sol del pie:kJ/kg oC

```

```

Cpcp=par((1155.6+3.768*Tp)/1000); % Cp de los cristales en el pie: kJ/kg°C
Cpm=Cpc*wc+Cpsol*(1-wc); % kJ/kg°C
Cpc=(1155.6+3.768*T)/1000; % kJ/kg°C,original

% Balance de poblacion
dmu0=(0+Be0)*tfa;
miu0=int(dmu0 par:miu00); % momento cero de la distribucion de tamaño del cristal:#de
cristales
miu00=par(miu00i*Mcp);
miu00i=par(miu00ii*1E06);
miu00ii=2.96979;
dmu1=G*miu0*tfa;
miu1=int(dmu1 par:miu10);
miu10=par(2128.97394*Mcp);
dmu2=2*G*miu1*tfa;
miu2=int(dmu2 par:miu20);
miu20=par(miu20i*Mcp);
miu20i=1.60474;
dmu3=3*G*miu2*tfa;
miu3=int(dmu3 par:miu30);
miu30=par(0.00068644*Mcp);
dmu4=4*G*miu3*tfa;
miu4=int(dmu4 par:miu40);
miu40=par(5.0074e-7*Mcp);
dmu5=5*G*miu4*tfa;
miu5=int(dmu5 par:miu50);
miu50=par(4.16017e-10*Mcp);

%tamaño medio de particula
Ma=miu1/Miu0*1000; % mm
Cv=sqrt((miu2*Miu0-miu1^2)*100/miu1; %coeficiente de variacion de la distribucion

%ecuaciones cineticas y sus parametros
Be0=(3.28e17*miu5*(SS-1)^3)*(SS>SScr);
SSscr=1.16+0.284*(1-Psol)+(2.333-0.0709*(EPE+twvac-60))*(1-Psol)^2;
G=(150*exp(-57000/(R*(T+273)))*(SS-1)*exp(-Ki*(1-Psol))*(1+2*Vc/Vm)*3600)*(SS>1);
% m/h
SS=Ms/Mw/(Polsat/(100-Polsat))/Csat;
SSopt=coef0+coefa*(1-(1/ele1)*(EXP(-(coefa*coefb)*coef*time/tao))*SIN(ele1*time/tao+ATAN(ele1/coef)));
coef0=0.913451;
coefa=0.27769;
coefb=2.1;
ele1=SQRT(1-coef^2);
%Parametros a optimizar
coef=0.5662;
tao=0.016;

Polsat=64.447+8.222e-02*T+1.66169e-03*T^2-1.558e-06*T^3-4.63e-08*T^4;
Csat=1-P4*Mt/Mw;
P4=0.0429;

```

```

Ki=4.34337; %1.75;
%Ki=1409.3*Pm^2-2574.7*Pm+1176;
R=8.314;
Vc=Mc/densc; % m3
Vci=Vc/0.028316846592; % pie3
Vm=MT/densm; % m3
Vmi=Vm/0.028316846592; % pie3
Vcpp=par(Mcp/denscp);
Vmp=par(Mpie/densp);
landa=((((Msol/densol)/miu0)*1000^3+Ma^3)^(1/3)-Ma; %media distancia entre cristales de
azucar (mm)
sigma=miu2/(Msol*((polm-polsat)/100)); %area superficial disponible/masa de azucar
cristalizable (m^2/kg)

```

%Optimizacion.

```

Dife=abs(T-77)+abs(Ma-0.945)+abs(Volmc-1445.455)+abs(Cv-21.5163);
Dife2=abs(SSopt-SS)+abs(Topt-T);
Ef=abs(Mc-Mcp)*100/(Ms+Mc-Mcp);
Fobj=-Ef+Cv-Ma+1e5*(SSmax>1.3);
Def=dpv(Eficiencia par:0.1,0.85,5,Eficiencia=);
SSmax=Maxr(SS par:1.1,1);
Desig=dpv(SSmax par:0.5,0.85,5,SSmax=);
agot=(-(Mc/(Mcp+Msp+Msf)))+10000*(Cv>30)+10000*(Ma<0.84);
Sal=DAO(time,Ff,SS,T par:sal.xls);

```

%Evaluacion del agotamiento en tachos

```

tcoccion=78; %tiempo de coccion de la masa (min)
%Pie de templa
RCp=((Ppie*100-Psolpie*100)/(98-Psolpie*100))*bxp; %Rendimiento en cristales en el pie
(%)
mMCp=Vpie*DBp; %Masa de la masa cocida (ton)
DBp=0.97695*EXP(0.00459*bxp); %Densidad en funcion del brix del pie ton/m^3
mLicorp=mMCp-(Mcp/1000); %Masa en licor en el pie (ton)

```

%Parametros de pronostico para el pie

```

KshLZLp=4.114-0.086*(Psolpie*100)+5.988e-04*((Psolpie*100)^2); %Coef de solubilidad del
licor en funcion de su pureza en el pie
Tpie=77.0003;
BSsTp=64.397+7.25e-02*Tpie+2.057e-03*(Tpie^2)-9.035e-06*(Tpie^3); %Brix de la
disolucion de sacarosa saturada en funcion de la Temp en el pie(%)
HotTp=(BSsTp*100)/(100-BsSsTp); %Solubilidad de la sacarosa en funcion de la temp en el
pie (g sacarosa/100 g de agua)
HsLp=HotTp*KshLZLp; %Solubilidad del licor en el pie

```

```

mBMp=mMCp*(bxp/100); %masa de brix de la masa en el pie (ton)
mBLp=mBMp*fslp; %masa de brix del licor en el pie (ton)
fslp=(100-Ppie*100)/(100-Psolpie*100); %factor de solubilidad del licor en el pie
BLp=(mBLp/mLicorp)*100; %Brix del licor en el pie(%)
PLp=Psolpie*BLp; %Pol del Licor en el pie (%)
HnLp=(PLp*100)/(100-BLp); %Concentracion actual del licor en el pie (g/100 ga)

```

$KnLp = HnLp / HsLp$; %coeficiente de saturacion del licor en el pie
 $mPLsp = maLp * HsLp / 100$; %masa de pol del licor saturado en el pie
 $maLp = mLicorp - mBLp$; %masa de agua en el licor en el pie
 $mBLsp = mnsLp + mPLsp$; %masa de brix del1 licor saturado en el pie
 $mnsLp = mBLp - mPLp$; %masa de no sacarosa en el licor en el pie
 $mPLp = mLicorp * (PLp / 100)$; %masa de pol del licor en el pie
 $PLsp = (mPLsp / mBLsp) * 100$; %Pureza del licor saturado en el pie (%)

%Masa Cocida

$RC = ((100 * (Pm - Psol)) / (98 - Psol * 100)) * bxm$; %Rendimiento en cristales (%)
 $mMC = Vm * DB$; %Masa de la masa cocida (ton)
 $DB = 0.97695 * EXP(0.00459 * bxm)$; %Densidad en funcion del brix ton/m³
 $mLicor = mMC - (Mc / 1000)$; %Masa en licor (ton)

%Parametros de pronostico

$KshlZL = 4.114 - 0.086 * (Psol * 100) + 5.988e-04 * ((Psol * 100)^2)$; %Coef de solubilidad del licor en funcion de su pureza
 $Tmasa = 71.1171$;
 $BSsT = 64.397 + 7.25e-02 * Tmasa + 2.057e-03 * (Tmasa^2) - 9.035e-06 * (Tmasa^3)$; %Brix de la disolucion de sacarosa saturada en funcion de la Temp (%)
 $HotT = (BSsT * 100) / (100 - BSsT)$; %Solubilidad de la sacarosa en funcion de la temp (g sacarosa/100 g de agua)
 $HsL = HotT * KshlZL$; %Solubilidad del licor
 $HnL = (PL * 100) / (100 - BL)$; %Concentracion actual del licor (g/100 ga)

$mBM = mMC * (bxm / 100)$; %masa de brix de la masa cocida (ton)
 $mBL = mBM * fsl$; %masa de brix del licor (ton)
 $fsl = (100 - Pm * 100) / (100 - Psol * 100)$; %factor de solubilidad del licor
 $BL = (mBL / mLicor) * 100$; %Brix del licor (%)
 $PL = Psol * BL$; %Pol del Licor (%)

$KnL = HnL / HsL$; %coeficiente de saturacion del licor
 $mPLs = maL * HsL / 100$; %masa de pol del licor saturado
 $maL = mLicor - mBL$; %masa de agua en el licor
 $mBLs = mnsL + mpls$; %masa de brix del1 licor saturado
 $mnsL = mBL - mPL$; %masa de no sacarosa en el licor
 $mPL = mLicor * (PL / 100)$; %masa de pol del licor
 $PLs = (mPLs / mBLs) * 100$; %Pureza del licor saturado (%)
 $Y = (Mc - Mcp) / 1000$; %Agotamiento real (ton)
 $Vagot = (Y * 1000) / tcoccion$; %Velocidad de agotamiento (Kg/min)
 $Yp = Y + (mPL - mPLs)$; %Agotamiento potencial
 $Eficiencia = (Y / Yp) * 100$; %eficiencia de la operacion
 $TsL = -73.76045 + 0.63351 * HoLs - 0.00059 * HoLs^2$; %Temperatura de saturacion del licor
 $HoLs = HnL / KshlZL$; %Solubilidad de la sacarosa en el licor saturado

%Produccion anual.

$tfa = 1.3$;
 $Prod = Nota * Mc * 1e-3$; %Produccion anual en Ton/año
 $Ganancanual = Prod * (1000 * 2.2) * 8.45e-2$; %Ganancia en \$/año

```
Prodd=Notd*Mc*1e-3; %Produccion por dia en Ton/dia
Ganancdia=Prodd*(1000*2.2)*8.45e-2; %Ganancia en $/dia
Nota=Notd*tdz; % No de templas/año
tdz=100; %Total de dias de zafra
Notd=FIX(tdd/top); % Numero de templas/dia
tdd=24; % tiempo de trabajo/dia
top=Tfa+0.33; % tiempo de operacion por templa
DPro=dpv(Prod par:0.5,0.8,2,Prod=);
```

Anexo # 3: Resultados de optimización para diferentes purezas de la meladura obtenidos mediante la simulación con el modelo adaptado para el estudio de optimización.

No.	Pza melad.	Cv	Ma	Agot	Gan.an.(e6)	RC (%)	Caida Pza	Func.objet.
1	0.82	21.8103	0.927092	0.671591	8.25406	55.9135	20.4842	0.9439
2	0.8212	21.7887	0.927354	0.671436	8.25954	59.779	20.395	0.9894
3	0.8224	21.7883	0.927525	0.671274	8.2656	56.0415	20.3052	0.9458
4	0.8236	21.9492	0.926879	0.671108	8.27165	56.106	20.2147	0.9468
5	0.8248	21.9198	0.927193	0.67093	8.27752	56.1683	20.123	0.9477
6	0.826	21.899	0.927472	0.670773	8.2838	56.2334	20.0326	0.9487
7	0.8272	21.8752	0.927754	0.670606	8.28965	56.2979	19.9408	0.9497
8	0.8284	21.8294	0.928141	0.670399	8.29516	56.3577	19.8461	0.9505
9	0.8296	21.8142	0.928398	0.670272	8.30164	56.4253	19.7565	0.9516
10	0.8308	21.7618	0.928836	0.670121	8.30783	56.4911	19.6648	0.9526
11	0.832	21.742	0.929112	0.66997	8.31416	56.557	19.5729	0.9535
12	0.8332	21.7115	0.929449	0.669664	8.32066	56.6096	19.4708	0.9544
13	0.8344	21.6245	0.930022	0.66954	8.32549	56.6822	19.382	0.9554
14	0.8356	21.6543	0.930668	0.667638	8.3543	56.5821	19.1814	0.9552
15	0.8368	21.6478	0.93044	0.66913	8.34486	56.7984	19.1881	0.9574
16	0.838	21.6113	0.930885	0.66897	8.3542	56.9448	19.0084	0.9595
17	0.8392	21.6061	0.931089	0.66857	8.36058	56.9074	18.9849	0.9593
18	0.8404	21.592	0.931043	0.668847	8.35637	57.0142	18.9146	0.9604
19	0.8416	21.5914	0.931174	0.668926	8.361	57.102	18.8338	0.9616
20	0.8428	21.5712	0.931491	0.66851	8.36867	57.1439	18.7224	0.9623
21	0.844	21.4995	0.933435	0.664632	8.42601	56.8654	18.4095	0.9611
22	0.8452	21.5412	0.931985	0.668254	8.3811	57.2828	18.74753	0.9644
23	0.8464	21.492	0.933682	0.664532	8.4336	57.0201	18.2298	0.9632
24	0.8476	21.4827	0.932805	0.667776	8.4	57.3994	18.3322	0.9664
25	0.8488	21.4567	0.933573	0.666033	8.42302	57.3218	18.142	0.9663
26	0.85	21.4403	0.93394	0.667353	8.41355	57.5248	18.131	0.9684
27	0.8512	21.397	0.935067	0.663603	8.46627	57.2594	17.8266	0.9671
28	0.8524	21.4297	0.93579	0.667377	8.41825	57.6916	17.9533	0.9705

No.	Pza melad.	Cv	Ma	Agot	Gan.an.(e6)	RC (%)	Caida Pza	Func.objet.
29	0.8536	21.4297	0.935139	0.66543	8.44767	57.594	17.7526	0.9704
30	0.8548	21.2813	0.934014	0.667085	8.43065	57.8292	17.7577	0.9725
31	0.856	21.4106	0.935174	0.665148	8.46182	57.7326	17.5575	0.9725
32	0.8572	21.3516	0.934611	0.666826	8.44338	57.9707	17.5625	0.9746
33	0.8584	21.3627	0.936247	0.663377	8.49626	57.7353	17.2773	0.9737
34	0.8596	21.327	0.935061	0.66653	8.45565	58.1098	17.3635	0.9767
35	0.8608	21.3409	0.935976	0.664628	8.48582	58.0179	17.165	0.9767
36	0.862	21.3241	0.935594	0.666317	8.46876	58.2574	17.1685	0.9789
37	0.8632	21.3064	0.93548	0.666121	8.47449	58.3244	17.0649	0.9799
38	0.8644	21.3603	0.935771	0.665926	8.48197	58.3909	16.9616	0.9809
39	0.8656	21.3435	0.935341	0.665868	8.48728	58.4696	16.8654	0.9820
40	0.8668	21.4584	0.936286	0.665725	8.49348	58.5418	16.7643	0.9831
41	0.868	21.3245	0.936424	0.66384	8.52403	58.4541	16.5667	0.9831
42	0.8692	21.4444	0.935833	0.665456	8.50604	58.6888	16.562	0.9852
43	0.8704	21.4634	0.936143	0.665325	8.51237	58.7629	16.4606	0.9863
44	0.8716	21.4365	0.936397	0.665202	8.51879	58.838	16.3593	0.9874
45	0.8728	21.4214	0.93672	0.665077	8.52519	58.9131	16.2577	0.9885
46	0.874	21.3925	0.937004	0.664945	8.53149	58.9881	16.1552	0.9896
47	0.8752	21.3702	0.937264	0.664811	8.53777	59.0637	16.0525	0.9907
48	0.8764	21.353	0.93798	0.664684	8.54413	59.1404	15.9497	0.9919
49	0.8776	21.2466	0.933815	0.664564	8.55057	59.2173	15.8471	0.9930
50	0.8788	21.2475	0.933846	0.664433	8.55688	59.2944	15.7436	0.9941
51	0.88	21.21	0.93869	0.664304	8.56319	59.3721	15.6398	0.9952

Cond Op.	0.870984	21.5052	0.940282	0.661055	8.67728	58.5186	16.0709
Opt. Nom	0.87098	16.9524	0.959236	0.666447	8.5929	59.0151	16.363

Anexo # 4: Programa de simulación para implementar el esquema # 1 de control automático. Enfoque Real Time Optimization. Perturbación: Pureza de la meladura (programa: aupf1a.psm).

```
%Simulacion de esquema de control, para controlar Sobresaturacion manipulando
%Flujo de vapor
%Considerando perfiles optimos en funcion de cambios de perturbaciones
%Perturbacion de analisis: Pureza de meladura
%Datos
bf=0.61;      %brix de la meladura
polf=0.5312;  %pol de la meladura
Pf=0.826; % polf/bf; valor nominal=0.870984    %pureza de la meladura

Perdida=0.671572-ABS(agot);
%Lazo de control para controlar SS manipulando flujo de vapor
Qs=Ud*A*(Tws-T);
Fs=37682.7-Kc*Er-(Kc/taoi)*Int1-(Kc*taod)*der; %Flujo de vapor manipulado en lb/h
Int1=INT(Er par:0);
der=DIF(Er par:0);
Er=SSopt-SS;
Kc=312.015;
taoi=990.04;
taod=0.0437;
lae=INT(abs(Er) par:0);
ps=(Penttacho-((Fs^2)/(1.83^2*1.63^2*Penttacho*Cv_val^2)))*0.0689;
Penttacho=21.7; %Presion en linea antes de entrar al tacho en psia
Cv_val=2494.9831; %Cv calculado por ecuacion de Creuss gpm

%Lazo de control manipulacion

Ff=-Ff4*time^4+Ff3*time^3-Ff2*time^2+Ff1*time+Ff0; %Flujo de meladura (Kg/h)
Ff0=Ff01+Ff02+Ff03+Ff04+Ff05+Ff06+Ff07;
Ff01=50200.3*(Pf==0.82);
Ff02=50202.7*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
Ff03=50203.3*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
Ff04=50203.4*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
Ff05=50204.8*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
Ff06=50204.09*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
Ff07=50202.7*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
Ff1=Ff11+Ff12+Ff13+Ff14+Ff15+Ff16+Ff17;
Ff11=-372.398*(Pf==0.82);
Ff12=-396.198*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
Ff13=-265.943*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
Ff14=-284.857*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
Ff15=-301.463*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
Ff16=-322.314*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
Ff17=-397.198*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
Ff2=Ff21+Ff22+Ff23+Ff24+Ff25+Ff26+Ff27;
Ff21=1495.52*(Pf==0.82);
Ff22=1504.56*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
Ff23=1462.22*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
Ff24=1467.39*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
```

```

Ff25=1379.23*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
Ff26=1417.38*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
Ff27=1504.56*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
Ff3=Ff31+Ff32+Ff33+Ff34+Ff35+Ff36+Ff37;
Ff31=252.521*(Pf==0.82);
Ff32=245.621*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
Ff33=278.277*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
Ff34=274.384*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
Ff35=336.476*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
Ff36=312.570*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
Ff37=245.621*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
Ff4=Ff41+Ff42+Ff43+Ff44+Ff45+Ff46+Ff47;
Ff41=1016.96*(Pf==0.82);
Ff42=1026.00*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
Ff43=983.66*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
Ff44=954.16*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
Ff45=919.739*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
Ff46=939.07*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
Ff47=1026.00*(Pf>0.87&Pf<=0.88);

%Kv=0.31; %factor de forma
densw=1000;%kg/m3
A=280.335;%m2 %area de transferencia de calor
densc=1587.9;%kg/m3
%ps=1.4136; %1.4136; % presion del vapor en la calandria bar
pvac=1-25.6/29.99; %presion absoluta en el tacho bar
Tf=34; % temperatura de la meladura.
dMsf=Ff*bf*Pf*tfa;
Msf=INT(dMsf par:0);

%Datos del pie de templa
Vpiep=450; %Volumen del pie de templa: pie3
Vpie=par(Vpiep*0.028316846592);%m3
bxp=par(90.04727); %Brix del pie
Ppie=par(polp/bxp); %Pureza del pie
polp=83.10545; %pol del pie
densp=1477.753; % densidad del pie
densolp=par((1000+bxp*(200+bxp)/54)*(1-0.036*(Tp-20)/(160-Tp))); % kg/m3 densidad
de la sln del pie
denscp=1587.9; % densidad del cristal
Mcp=par(wcp*Mpie); % Masa de cristales en el pie
Mpie=par(Vpie*densp); % masa del pie: kg
Msolp=par(Mpie-Mcp);
Msp=par(Polp/100*Mpie-Mcp);
Mip=par((1-Ppie)*bxp/100*Mpie);
Mwp=par((1-bxp/100)*Mpie);
bxsolp=par((Msp+Mip)/Msolp*100);
polsolp=par(Msp/Msolp*100);
Psolpie=par(polsolp/bxsolp);
wcp=par(0.513);
wsol=par((1-wcp));

```

```

Abc=par(lm^2);
l=par(0.000383); %m
lm=par(l/1.02);
Ncp=par(Mcp/(M1c*Kv));
M1c=par(V1c/denscp);
V1c=par(l^3);
V1pc=par(Abc*l);
Kv=par(V1pc/V1c);

vcp=par(wcp*densp/denscp);%par((wcp/denscp)/(wcp/denscp+(1-wcp)/densolp));
%fraccion volumen de cristales en el pie
Tp=77;
Te=71.51235+(2.57414/(0.36717*sqrt(3.14/2)))*exp(-2*((time-(-0.0087))^2)/(0.36717)^2));
%coe0+coe1*time^3*60^3+coe2*time^2*3600+coe3*time*60;
%58.0478297+0.587702554*time*60-
0.01352545*time^2*3600+0.001197220*time^2.5*60^2.5-3.0123e-05*time^3*60^3;

%Balance de agua
dMw=(Ff*(1-(polf/Pf))-Jvap)*tfa;
Mw=int(dMw par:Mwp); %Masa de agua que se acumula en el tacho: Kg

%Balance impurezas
dMi=(Ff*(polf/Pf)*(1-Pf))*tfa;
Mi=int(dMi par:Mip); %incluirle la cinetica de reductores

%Balance de sac. disuelt.
dMs=Ff*bf*Pf*tfa-dMc;
Ms=int(dMs par:Msp); %MASa de sacarosa en el tacho: Kg

%Balance de cristales
dMc=densc*Kv*dmiu3;
Mc=int(dMc par:Mcp); %Masa de cristales en el tacho

%Balance total
dMT=dMc+dMs+dMi+dMw; %kg/h
MT=int(dMT par:Mpie); % masa total de masa cocida: Kg
Msol=Ms+Mi+Mw; % masa de licor madre en la masa cocida: Kg
dMsol=dMi+dMs+dMw; % velocidad de crecimiento de la masa del licor madre: Kg/min
Volmc=MT/densm/0.028316846592; % Volumen de la masa cocida: pie3
Jvap=((Qs)/landvac+Kvap*(T-Twvac-EPE)*3600);
Kvap=0.03; %cte

Ud=10^(aa+b*x+c*x^2+d*x^3)*(1+K*(Ps-1));%coeficiente global de transferencia de
calor: kj/hm2oC
x=log(xx);
xx=viscom/densm;
tr=twvac*1.8+32;%oF
aa=1.582;
b=-1.67;
c=-0.526;

```

```

d=-0.053;
K=6.75736;

%brix de la solucion
bsol=(Ms+Mi)/(Ms+Mi+Mw);
bxsol=100*(Ms+Mi)/(Ms+Mi+Mw);
Psol=Ms/(Ms+Mi);
bxm=100*(Ms+Mi+Mc)/(Ms+Mi+Mc+Mw);
Pm=(Ms+Mc)/(Ms+Mc+Mi);
polsol=(Ms/(Ms+Mi+Mw))*100;
polm=((Ms+Mc)/(Ms+Mc+Mw+Mi))*100;

%densidad de la sln
densol=(1000+bxsol*(200+bxsol)/54)*(1-0.036*(T-20)/(160-T));%kg/m3
EPE=0.166*(Bxsol/(100-Bxsol))^1.1394*((273+Twvac)/100)^1.9735*Psol^0.1237; %oC
de evaporacion
wc=Mc/(Mi+Ms+Mw+Mc);
densm=1/(wc/densc+(1-wc)/densol);

%temperatura de saturacion del agua
Twvac=(99.65+27.55*ln(pvac)+1.80*ln(pvac)^2)*(pvac>0.1&pvac<=1); % oC
Tws=(99.65+28.75*ln(ps)+1.84*ln(ps)^2)*(ps>1&ps<3); % oC

%calor latente de vaporizacion
landvac=2263.28-58.21*ln(pvac)*(pvac>0.1&pvac<=1); % kj/kg
lands=2257.51-85.95*ln(ps)*(ps>1&ps<3); % kj/kg
viscsol=0.1*(0.99*(14+(0.2*bxsol-0.05*T))/(97-6*(0.2*bxsol-0.05*T)))^4; % pas
viscom=10^(log(viscsol)+1.326*(wc+(1-wc)*bxsol/100)*wc/(0.85-wc)); % pas

%Balance de energia
dQa=(Qf+Qs-Qvap-0.02*(Qs+Qf))*tfa; %kj/h
Qa=int(dQa par:Qpie); % energia interna de la masa cocida: KJ
Qpie=par(Mpie*Cpie*Tp); % energia interna en el pie: kj
Qf=Ff*Cpf*Tf; %Flujo de calor que aporta la alimentacion: kj/h
Qvap=Jvap*landvac; %Flujo de calor del agua evaporada: kj/h
T=Qa/(Mt*Cpm); %temperatura de la masa cocida oC
Topt=T4*time^4-T3*time^3+T2*time^2-T1*time+T0;
T0=T01+T02+T03+T04+T05+T06+T07;
T01=76.769*(Pf==0.82);
T02=76.954*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
T03=77.000*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
T04=76.990*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
T05=76.976*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
T06=77.000*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
T07=77.000*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
T1=T11+T12+T13+T14+T15+T16+T17;
T11=25.732*(Pf==0.82);
T12=26.2934*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
T13=26.732*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
T14=26.763*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
T15=26.8342*(Pf>0.85&Pf<=0.86);

```

```

T16=26.7186*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
T17=26.732*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
T2=T21+T22+T23+T24+T25+T26+T27;
T21=38.318*(Pf==0.82);
T22=38.138*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
T23=38.318*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
T24=38.318*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
T25=38.134*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
T26=37.484*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
T27=37.324*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
T3=T31+T32+T33+T34+T35+T36+T37;
T31=21.0256*(Pf==0.82);
T32=21.07366*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
T33=21.079*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
T34=21.079*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
T35=21.079*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
T36=21.079*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
T37=21.079*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
T4=T41+T42+T43+T44+T45+T46+T47;
T41=4.54689*(Pf==0.82);
T42=4.69963*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
T43=4.78736*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
T44=4.52686*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
T45=4.54157*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
T46=4.74095*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
T47=4.58815*(Pf>0.87&Pf<=0.88);

```

```

%corrección para el calor cedido
%Fs=Qs/alfa/lands; % Flujo de vapor que se alimenta al tachó: kg/min
alfa=1.02; % coeficiente de correccion

```

```

%calor espec.pie y masa cocida
Cpsol=(4186.8-29.7*bxsol+4.61*bxsol*Psol+0.075*bxsol*T)/1000; % kJ/kg°C
Cpf=(4186.8-29.7*bf+4.61*bf*Pf+0.075*bf*Pf)/1000; % kJ/kg°C
Cpie=par(Cpcp*wcp+Cpsol*(1-wcp)); % Cp del pie: KJ/kg°C
Cpsolp=par((4186.8-29.7*bxsolp+4.61*bxsolp*Psolpie+0.075*bxsolp*Tp)/1000);

```

```

% Cp de la sol del pie:kJ/kg°C
Cpcp=par((1155.6+3.768*Tp)/1000); % Cp de los cristales en el pie: kJ/kg°C
Cpm=Cpc*wc+Cpsol*(1-wc); % kJ/kg°C
Cpc=(1155.6+3.768*T)/1000; % kJ/kg°C,original

```

```

% Balance de poblacion
dmu0=(0+Be0)*tfa;
miu0=int(dmu0 par:miu00); % momento cero de la distribucion de tamaño del cristal:#de
cristales
miu00=par(miu00i*Mcp);
miu00i=par(miu00ii*1E06);
miu00ii=2.96979;
dmu1=G*miu0*tfa;

```

```

miu1=int(dmiu1 par:miu10);
miu10=par(2128.97394*Mcp);
dmiu2=2*G*miu1*tfa;
miu2=int(dmiu2 par:miu20);
miu20=par(miu20i*Mcp);
miu20i=1.60474;
dmiu3=3*G*miu2*tfa;
miu3=int(dmiu3 par:miu30);
miu30=par(0.00068644*Mcp);
dmiu4=4*G*miu3*tfa;
miu4=int(dmiu4 par:miu40);
miu40=par(5.0074e-7*Mcp);
dmiu5=5*G*miu4*tfa;
miu5=int(dmiu5 par:miu50);
miu50=par(4.16017e-10*Mcp);

%tamaño medio de particula
Ma=miu1/Miu0*1000; % mm
Cv=sqrt(miu2*Miu0-miu1^2)*100/miu1; %coeficiente de variacion de la distribucion

%ecuaciones cineticas y sus parametros
Be0=(3.28e17*miu5*(SS-1)^3)*(SS>SScr);
SScr=1.16+0.284*(1-Psol)+(2.333-0.0709*(EPE+twvac-60))*(1-Psol)^2;
G=(150*exp(-57000/(R*(T+273)))*(SS-1)*exp(-Ki*(1-Psol))^(1+2*Vc/Vm)*3600)*(SS>1);
%m/h
SS=Ms/Mw/(Polsat/(100-Polsat))/Csat;
SSopt=coef0+coefa*(1-(1/ele1)*(EXP(-
coef*time/tao))*SIN(ele1*time/tao+ATAN(ele1/coef)));
coef0=0.913451;
ele1=SQRT(1-coef^2);

%Parametros a optimizar
coefa=coefa1+coefa2+coefa3+coefa4+coefa5+coefa6+coefa7;
coefa1=0.330608*(Pf==0.82);
coefa2=0.323417*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
coefa3=0.312221*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
coefa4=0.303013*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
coefa5=0.293106*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
coefa6=0.282813*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
coefa7=0.272475*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
coef=coef1+coef2+coef3+coef4+coef5+coef6+coef7;
coef1=0.5131*(Pf==0.82);
coef2=0.4950*(Pf>0.82&Pf<=0.832);
coef3=0.4845*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
coef4=0.4950*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
coef5=0.4907*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
coef6=0.4992*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
coef7=0.4948*(Pf>0.87&Pf<=0.88);
tao=tao1+tao2+tao3+tao4+tao5+tao6+tao7;
tao1=0.016*(Pf==0.82);
tao2=0.016*(Pf>0.82&Pf<=0.832);

```

```

tao3=0.016*(Pf>0.832&Pf<=0.84);
tao4=0.016*(Pf>0.84&Pf<=0.85);
tao5=0.016*(Pf>0.85&Pf<=0.86);
tao6=0.016*(Pf>0.86&Pf<=0.87);
tao7=0.016*(Pf>0.87&Pf<=0.88);

Polsat=64.447+8.222e-02*T+1.66169e-03*T^2-1.558e-06*T^3-4.63e-08*T^4;
Csat=1-P4*Mi/Mw;
P4=0.0429;
Ki=4.34337; %1.75;
%Ki=1409.3*Pm^2-2574.7*Pm+1176;
R=8.314;
Vc=Mc/densc; % m3
Vci=Vc/0.028316846592; % pie3
Vm=MT/densm; % m3
Vmi=Vm/0.028316846592; % pie3
Vcpp=par(Mcp/denscp);
Vmp=par(Mpie/densp);
landa=((((Msol/densol)/miu0)*1000^3+Ma^3)^(1/3)-Ma; %media distancia entre cristales
de azucar (mm)
sigma=miu2/(Msol*((polm-polsat)/100)); %area superficial disponible/masa de azucar
cristalizable (m^2/kg)

%Optimizacion.
Dife=abs(T-77)+abs(Ma-0.945)+abs(Volmc-1445.455)+abs(Cv-21.5163);
Dife2=abs(SSopt-SS)+abs(Topt-T);
Ef=abs(Mc-Mcp)*100/(Ms+Mc-Mcp);
Fobj=-Ef+Cv-Ma+1e5*(SSmax>1.3);
Def=dpv(Eficiencia par:0.1,0.85,5,Eficiencia=);
SSmax=Maxr(SSopt par:1.1,1);
Desig=dpv(SSmax par:0.5,0.85,5,SSmax=);
agot=(-(Mc/(Mcp+Msp+Msf)))+10000*(Cv>30)+10000*(Ma<0.84);

%Evaluacion del agotamiento en tachos

tcoccion=78; %tiempo de coccion de la masa (min)
%Pie de templa
RCp=((Ppie*100-Psolpie*100)/(98-Psolpie*100))*bpx; %Rendimiento en cristales en el
pie (%)
mMCp=Vpie*DBp; %Masa de la masa cocida (ton)
DBp=0.97695*EXP(0.00459*bpx); %Densidad en funcion del brix del pie ton/m^3
mLicorp=mMCp-(Mcp/1000); %Masa en licor en el pie (ton)

%Parametros de pronostico para el pie
KshlZLp=4.114-0.086*(Psolpie*100)+5.988e-04*((Psolpie*100)^2); %Coef de solubilidad
del licor en funcion de su pureza en el pie
Tpie=77.0003;
BSsTp=64.397+7.25e-02*Tpie+2.057e-03*(Tpie^2)-9.035e-06*(Tpie^3); %Brix de la
disolucion de sacarosa saturada en funcion de la Temp en el pie(%)
HotTp=(BSsTp*100)/(100-BsTp); %Solubilidad de la sacarosa en funcion de la temp en
el pie (g sacarosa/100 g de agua)

```

$HsLp = HotTp * KshlZLp$; %Solubilidad del licor en el pie

$mBMp = mMCp * (bxp/100)$; %masa de brix de la masa en el pie (ton)

$mBLp = mBMp * fslp$; %masa de brix del licor en el pie (ton)

$fslp = (100 - Ppie * 100) / (100 - Psolpie * 100)$; %factor de solubilidad del licor en el pie

$BLp = (mBLp / mLicorp) * 100$; %Brix del licor en el pie(%)

$PLp = Psolpie * BLp$; %Pol del Licor en el pie (%)

$HnLp = (PLp * 100) / (100 - BLp)$; %Concentracion actual del licor en el pie (g/100 ga)

$KnLp = HnLp / HsLp$; %coeficiente de saturacion del licor en el pie

$mPLsp = maLp * HsLp / 100$; %masa de pol del licor saturado en el pie

$maLp = mLicorp - mBLp$; %masa de agua en el licor en el pie

$mBLsp = mnsLp + mPLsp$; %masa de brix del1 licor saturado en el pie

$mnsLp = mBLp - mPLp$; %masa de no sacarosa en el licor en el pie

$mPLp = mLicorp * (PLp/100)$; %masa de pol del licor en el pie

$PLsp = (mPLsp / mBLsp) * 100$; %Pureza del licor saturado en el pie (%)

%Masa Cocida

$RC = ((100 * (Pm - Psol)) / (98 - Psol * 100)) * bxm$; %Rendimiento en cristales (%)

$mMC = Vm * DB$; %Masa de la masa cocida (ton)

$DB = 0.97695 * EXP(0.00459 * bxm)$; %Densidad en funcion del brix ton/m³

$mLicor = mMC - (Mc/1000)$; %Masa en licor (ton)

%Parametros de pronostico

$KshlZL = 4.114 - 0.086 * (Psol * 100) + 5.988e-04 * ((Psol * 100)^2)$; %Coef de solubilidad del licor en funcion de su pureza

$Tmasa = 71.1171$;

$BSsT = 64.397 + 7.25e-02 * Topt + 2.057e-03 * (Topt^2) - 9.035e-06 * (Topt^3)$; %Brix de la disolucion de sacarosa saturada en funcion de la Temp (%)

$HotT = (BSsT * 100) / (100 - BSsT)$; %Solubilidad de la sacarosa en funcion de la temp (g sacarosa/100 g de agua)

$HsL = HotT * KshlZL$; %Solubilidad del licor

$HnL = (PL * 100) / (100 - BL)$; %Concentracion actual del licor (g/100 ga)

$mBM = mMC * (bxm/100)$; %masa de brix de la masa cocida (ton)

$mBL = mBM * fsl$; %masa de brix del licor (ton)

$fsl = (100 - Pm * 100) / (100 - Psol * 100)$; %factor de solubilidad del licor

$BL = (mBL / mLicor) * 100$; %Brix del licor (%)

$PL = Psol * BL$; %Pol del Licor (%)

$KnL = HnL / HsL$; %coeficiente de saturacion del licor

$mPLs = maL * HsL / 100$; %masa de pol del licor saturado

$maL = mLicor - mBL$; %masa de agua en el licor

$mBLs = mnsL + mpls$; %masa de brix del1 licor saturado

$mnsL = mBL - mPL$; %masa de no sacarosa en el licor

$mPL = mLicor * (PL/100)$; %masa de pol del licor

$PLs = (mPLs / mBLs) * 100$; %Pureza del licor saturado (%)

$Y = (Mc - Mcp) / 1000$; %Agotamiento real (ton)

$Vagot = (Y * 1000) / tcoccion$; %Velocidad de agotamiento (Kg/min)

$Yp = Y + (mPL - mPLs)$; %Agotamiento potencial

Eficiencia=(Y/Yp)*100; %eficiencia de la operacion

TsL=-73.76045+0.63351*HoLs-0.00059*HoLs^2; %Temperatura de saturacion del licor
HoLs=HnL/KshlZL; %Solubilidad de la sacarosa en el licor saturado

%Produccion anual.

tfa=1.3;

Prod=Nota*Mc*1e-3; %Produccion anual en Ton/año

Ganancanual=Prod*(1000*2.2)*8.45e-2; %Ganancia en \$/año

Prodd=Notd*Mc*1e-3; %Produccion por dia en Ton/dia

Ganancdia=Prodd*(1000*2.2)*8.45e-2; %Ganancia en \$/dia

Nota=Notd*tdz; % No de templas/año

tdz=100; %Total de dias de zafra

Notd=FIX(tdd/top); % Numero de templas/dia

tdd=24; % tiempo de trabajo/dia

top=Tfa+0.33; % tiempo de operacion por templa

DPro=dpv(Prod par:0.5,0.8,2,Prod=);

Anexo # 5: Gráficos obtenidos al llevar a cabo la simulación de los esquemas.
Figura # 5.1: Simulación Esquema # 1.Enfoque Real Time Optimization. Perturbación
Pureza de meladura.

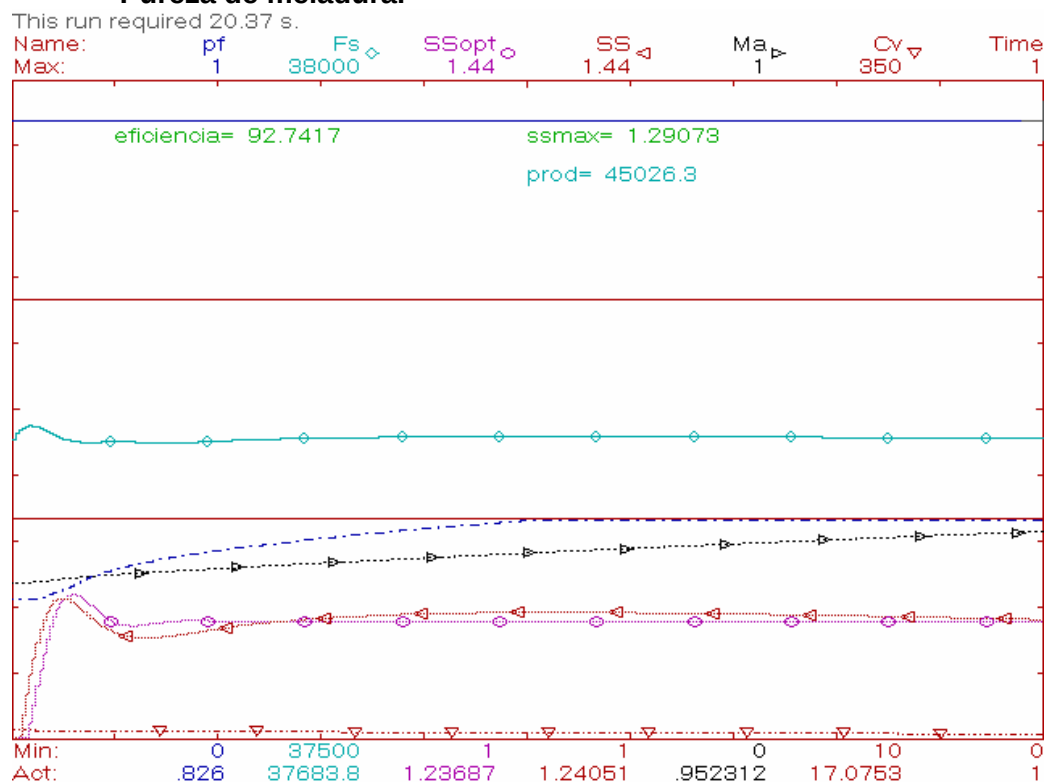


Figura # 5.2: Simulación Esquema # 2.Enfoque Real Time Optimization. Perturbación
Pureza de meladura

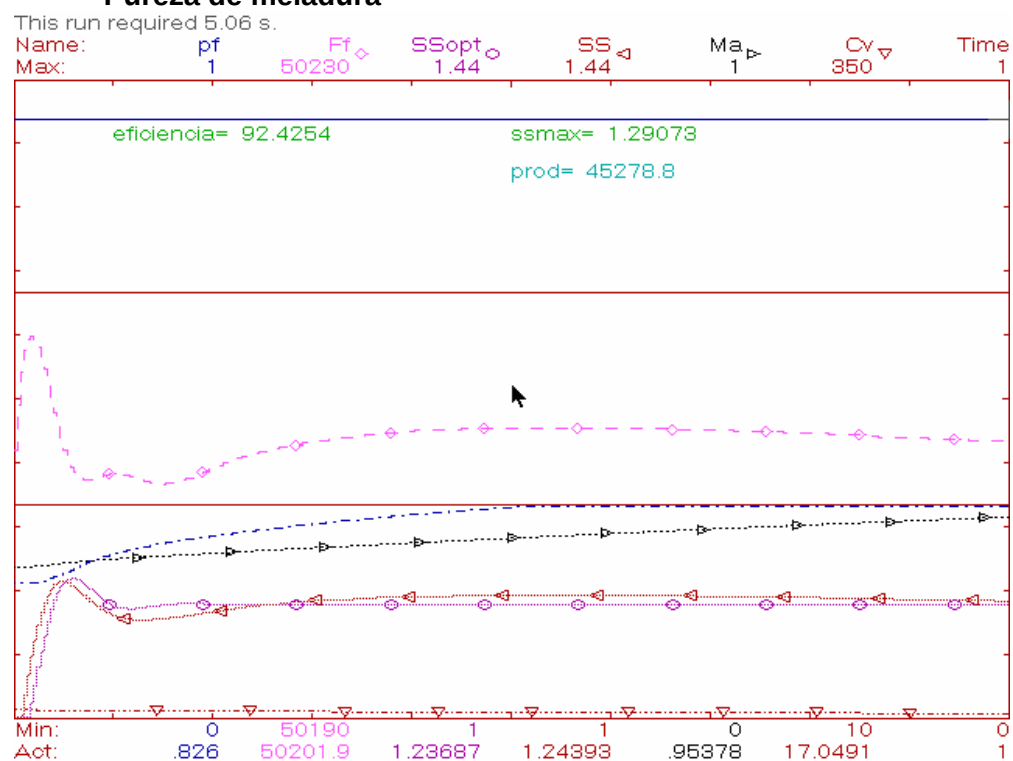


Figura # 5.3: Simulación Esquema # 3.Enfoque Real Time Optimization. Perturbación Pureza de meladura

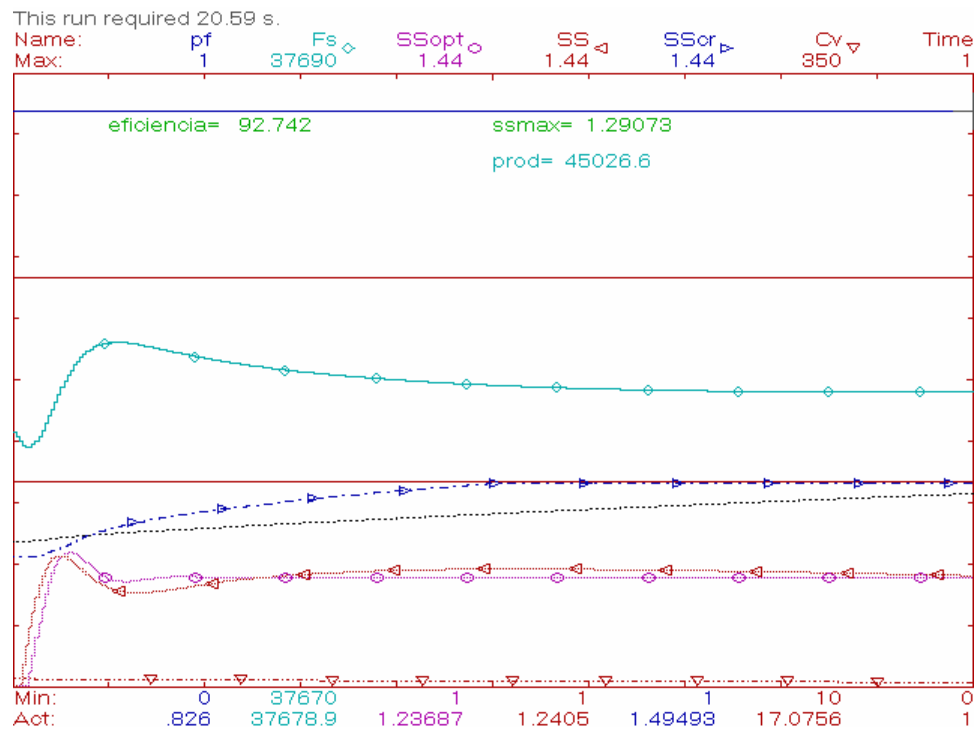


Figura # 5.4: Simulación Esquema # 4.Enfoque Real Time Optimization. Perturbación Pureza de meladura

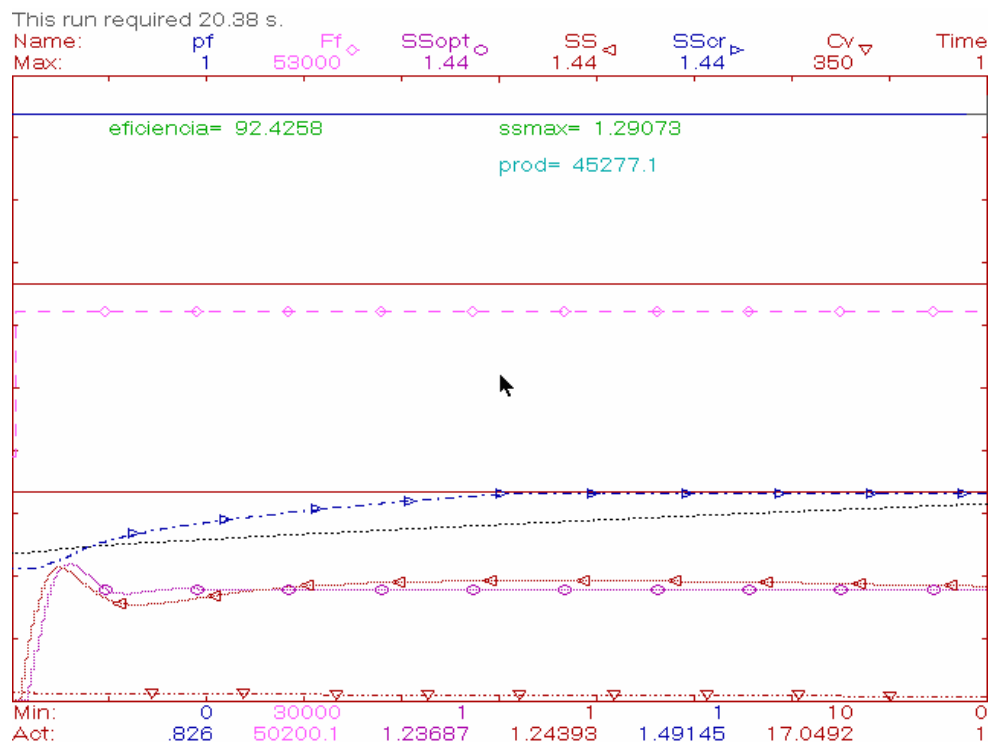


Figura # 5.5: Simulación Esquema # 5.Enfoque Real Time Optimization. Perturbación Pureza de meladura

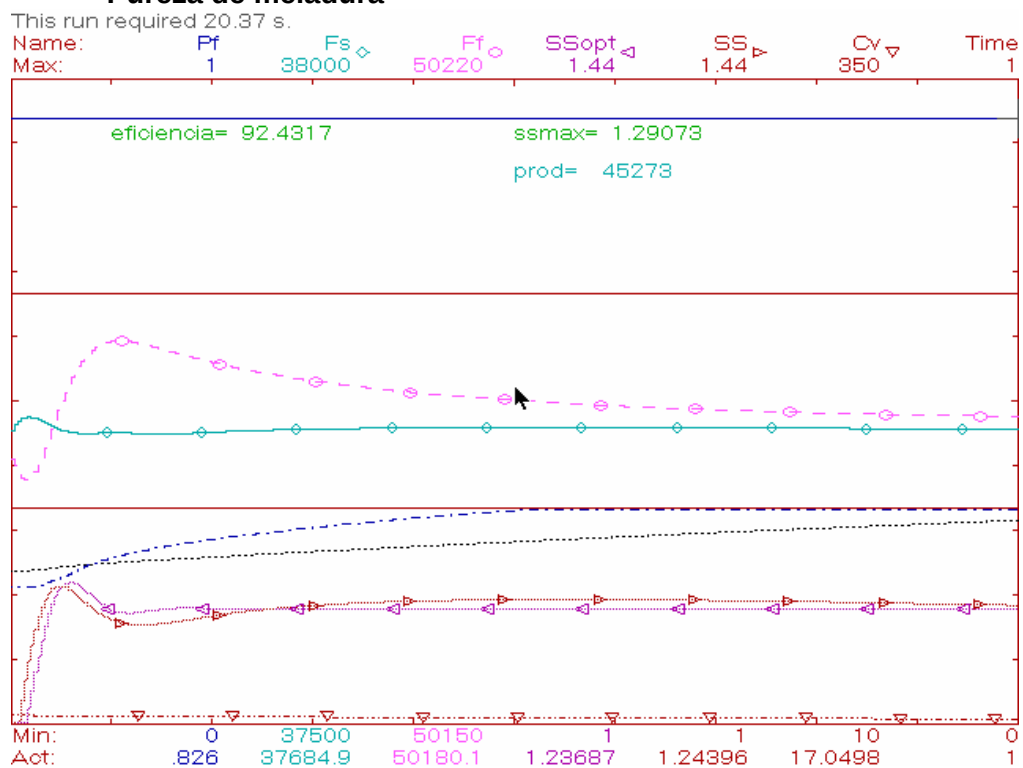
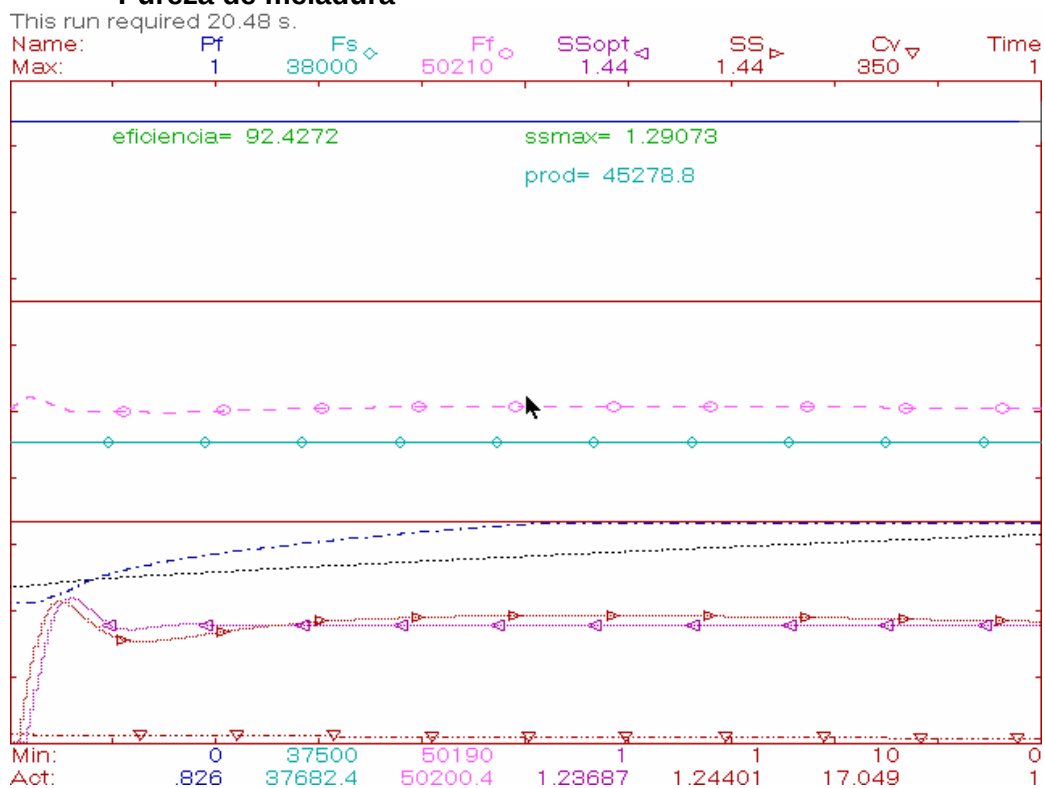


Figura # 5.6: Simulación Esquema # 6.Enfoque Real Time Optimization. Perturbación Pureza de meladura



Anexo # 6: Tablas de resultados.

Tabla # 6.1: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la pureza de la meladura y Presión de vacío de 25 plg de Hg. (Enfoque Real-time optimization).

Esquema	Péridid	Gan.an(e6)	Producc	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm
1										
Pf = 0.826	0.0396	8.39799	45142.5	17.0629	0.952988	92.8229	1.21052	74.803	0.672039	0.84969
Pf = 0.837	0.0315	8.45106	45460.2	17.0303	0.954833	92.2707	1.20054	74.4525	0.669864	0.858982
Pf = 0.846	0.0243	8.49462	45694.5	17.0061	0.95619	91.8657	1.19121	74.1259	0.668506	0.866484
Pf = 0.855	0.0172	8.54138	45946.1	16.9802	0.957641	91.6241	1.18294	73.839	0.666949	0.87385
Pf = 0.865	0.0086	8.58963	46205.6	16.9537	0.959135	91.5155	1.1737	73.5239	0.66572	0.881919
Pf = 0.875	-0.0004	8.63355	46441.9	16.9302	0.96048	91.5737	1.16424	73.2045	0.664814	0.889852
2										
Pf = 0.826	0.0425	8.43764	45388.1	17.038	0.954414	92.5521	1.21385	74.8636	0.668058	0.849326
Pf = 0.837	0.0339	8.49168	45678.7	17.0074	0.956099	92.0225	1.20296	74.5065	0.666318	0.85869
Pf = 0.846	0.0268	8.536	45917.1	16.983	0.957475	91.6334	1.19364	74.2045	0.664925	0.86623
Pf = 0.855	0.0193	8.58184	46163.8	16.9582	0.958894	91.4222	1.1852	73.9011	0.663669	0.873642
Pf = 0.865	0.0107	8.63322	46440.1	16.99298	0.960481	91.3295	1.17625	73.5849	0.662328	0.881737
Pf = 0.875	0.0019	8.68449	46715.9	16.9024	0.962058	91.3895	1.16712	73.7836	0.660999	0.889684
3										
Pf = 0.826	0.0398	8.39196	45142.3	17.0631	0.952987	92.8228	1.21052	74.8028	0.672037	0.849694
Pf = 0.837	0.0315	8.45133	45461.7	17.03	0.954842	92.2698	1.2002	74.4054	0.669885	0.858982
Pf = 0.846	0.0243	8.49463	45694.6	17.0059	0.95619	91.8659	1.19113	74.1142	0.668907	0.866484
Pf = 0.855	0.0172	8.54123	45945.3	16.9808	0.957636	91.6179	1.18281	73.8346	0.666938	0.87385
Pf = 0.865	0.0086	8.58944	46204.6	16.9542	0.959129	91.5148	1.17354	73.5181	0.665705	0.881919
Pf = 0.875	-0.0005	8.63377	46443.1	16.9301	0.960497	91.5788	1.16451	73.208	0.66483	0.889852
4										
Pf = 0.826	0.0425	8.4378	45388.9	17.0374	0.95442	92.5226	1.21384	74.8608	0.668047	0.849324
Pf = 0.837	0.0340	8.49146	45677.6	17.0078	0.956091	92.0175	1.20278	74.4933	0.666281	0.858696
Pf = 0.846	0.0267	8.53631	45918.9	16.9829	0.957484	91.6405	1.19431	74.2173	0.664935	0.866229
Pf = 0.855	0.0193	8.5819	46164.3	16.9582	0.958897	91.4209	1.1851	73.8871	0.663667	0.873642

Esquema	Péridid	Gan.an(e6)	Produc	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm
Pf = 0.865	0.0108	8.63277	46437.7	16.9304	0.960467	91.3237	1.17596	73.5825	0.662291	0.881736
Pf = 0.875	0.0019	8.68457	46716.4	16.9018	0.962061	91.3906	1.16723	73.2807	0.661007	0.889683
5										
Pf = 0.826	0.0425	8.437223	45385.8	17.0382	0.954401	92.5263	1.21379	74.8626	0.668106	0.84933
Pf = 0.837	0.0339	8.49091	45674.6	17.0084	0.956074	92.0205	1.20276	74.4926	0.666327	0.8587
Pf = 0.846	0.0267	8.53588	45916.5	16.9832	0.957471	91.6421	1.1943	74.2167	0.664977	0.866232
Pf = 0.855	0.0191	8.58462	46162.5	16.9587	0.958887	91.4222	1.1851	73.8868	0.663704	0.873644
Pf = 0.865	0.0107	8.63255	46436.5	16.9304	0.96046	91.3247	1.17596	73.5825	0.662321	0.881738
Pf = 0.875	0.0018	8.68447	46715.8	16.9024	0.962058	91.3907	1.16723	73.2809	0.661035	0.889684
6										
Pf = 0.826	0.0425	8.43814	45390.7	17.0375	0.95443	92.5234	1.21384	74.8613	0.668065	0.849324
Pf = 0.837	0.0339	8.49181	45679.4	17.0077	0.956102	92.0181	1.20278	74.4941	0.666302	0.858696
Pf = 0.846	0.0267	8.53662	45920.5	16.983	0.957494	91.6409	1.19431	74.2178	0.664955	0.866229
Pf = 0.855	0.0192	8.58225	46165.9	16.9584	0.958906	91.4213	1.18511	73.8875	0.663686	0.873642
Pf = 0.865	0.0107	8.63306	46439.3	16.9301	0.960475	91.3239	1.17596	73.5829	0.66231	0.881736
Pf = 0.875	0.0018	8.68484	46717.8	16.9019	0.962069	91.391	1.16723	73.2811	0.661026	0.889683
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 6.1: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1						
Pf = 0.826	32244.6	0.5326	56.4841	1.37E-01	20.0075	0.9556
Pf = 0.837	32471.6	0.535831	57.0166	1.38E-01	19.1103	0.9637
Pf = 0.846	32639	0.538755	57.4995	1.39E-01	18.3813	0.9709
Pf = 0.855	32818.6	0.541379	57.9723	1.40E-01	17.6233	0.9781
Pf = 0.865	33004	0.544645	58.5598	1.41E-01	16.7906	0.9866
Pf = 0.875	33172.8	0.548097	59.1999	1.41E-01	15.9549	0.9957
2						
Pf = 0.826	32420	0.528939	56.118	1.40E-01	19.7642	0.9527
Pf = 0.837	32627.7	0.522566	56.6895	1.41E-01	18.8965	0.9613
Pf = 0.846	32798	0.535449	57.1692	1.42E-01	18.171	0.9685
Pf = 0.855	32974.1	0.538344	57.6699	1.43E-01	17.4358	0.9760
Pf = 0.865	33171.5	0.541492	58.247	1.44E-01	16.6023	0.9845
Pf = 0.875	33368.5	0.54454	58.8488	1.44E-01	15.7494	0.9934
3						
Pf = 0.826	32244.5	0.532598	56.4839	1.37E-01	20.0078	0.9554
Pf = 0.837	32472.6	0.535854	57.0189	1.38E-01	19.1117	0.9638
Pf = 0.846	32639	0.538758	57.4998	1.39E-01	18.3814	0.9709
Pf = 0.855	32818.1	0.541374	57.9719	1.40E-01	17.6226	0.9781
Pf = 0.865	33003.3	0.544633	58.5584	1.41E-01	16.7895	0.9866
Pf = 0.875	33173.6	0.548167	59.2007	1.41E-01	15.9559	0.9957
4						
Pf = 0.826	32420.7	0.528928	56.1151	1.40E-01	19.7617	0.9527
Pf = 0.837	32626.8	0.532536	56.6866	1.41E-01	18.8948	0.9613
Pf = 0.846	32799.2	0.535445	57.1687	1.42E-01	18.1715	0.9685
Pf = 0.855	32974.5	0.538344	57.6699	1.43E-01	17.4357	0.9760
Pf = 0.865	33169.8	0.541463	58.2442	1.44E-01	16.6	0.9845
Pf = 0.875	33368.8	0.544546	58.8494	1.44E-01	15.7499	0.9934
5						

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
Pf = 0.826	32418.4	0.528984	56.1207	1.40E-01	19.7654	0.9527
Pf = 0.837	32624.7	0.53258	56.691	1.41E-01	18.8976	0.9613
Pf = 0.846	32797.5	0.535486	57.1727	1.42E-01	18.1741	0.9685
Pf = 0.855	32973.2	0.538379	57.6734	1.43E-01	17.4379	0.9761
Pf = 0.865	33168.9	0.541494	58.2471	1.44E-01	16.6018	0.9845
Pf = 0.875	33368.4	0.544571	58.8519	1.44E-01	15.7514	0.9934
6						
Pf = 0.826	32421.9	0.528946	56.1169	1.40E-01	19.763	0.9527
Pf = 0.837	32628.2	0.532556	56.6885	1.41E-01	18.8963	0.9613
Pf = 0.846	32800.4	0.535464	57.1705	1.42E-01	18.1728	0.9685
Pf = 0.855	32975.7	0.538362	57.6717	1.43E-04	17.4369	0.9760
Pf = 0.865	33170.9	0.541481	58.246	1.44E-01	16.6011	0.9845
Pf = 0.875	33369.9	0.544564	58.8512	1.44E-01	15.751	0.9934
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 6.2: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la pureza de la meladura y Presión de vacío de 26 plg de Hg. (Enfoque Real-time optimization).

Esquema	Pérdidas.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm
1										0.849694
Pf = 0.826	0.0458	8.34497	44889.6	17.0891	0.951515	92.5685	1.26395	70.6998	0.668274	
Pf = 0.837	0.0366	8.41182	45249.2	17.0522	0.953608	92.1518	1.25062	70.3505	0.666754	0.858982
Pf = 0.846	0.0288	8.46089	45513.1	17.0247	0.95514	91.8532	1.24	70.0617	0.665852	0.866484
Pf = 0.855	0.0210	8.51366	45797	16.9955	0.956781	91.7086	1.22988	69.7859	0.664785	0.87385
Pf = 0.865	0.0118	8.56812	46089.9	16.9659	0.958469	91.7056	1.21855	69.4731	0.664053	0.881919
Pf = 0.875	0.0021	8.61851	46361	16.9379	0.960027	91.8743	1.2075	69.1628	0.663655	0.889852
2										
Pf = 0.826	0.0483	8.39244	45144.9	17.0628	0.953002	92.2447	1.26775	70.8478	0.664385	0.849321
Pf = 0.837	0.0388	8.45435	45977.9	17.0282	0.954936	91.8899	1.25373	70.4375	0.663298	0.858693
Pf = 0.846	0.0310	8.50509	45750.9	17.0003	0.956515	91.6053	1.243	70.1635	0.662428	0.866223
Pf = 0.855	0.0229	8.55634	46026.6	16.9722	0.958105	1.4948	1.23281	69.8857	0.661609	0.873639
Pf = 0.865	0.0137	8.61385	46335.9	16.9406	0.959883	91.4966	1.22151	69.5789	0.660756	0.881784
Pf = 0.875	0.0041	8.67194	46648.4	16.9091	0.961673	91.6578	1.21055	69.2811	0.659961	0.889682
3										
Pf = 0.826	0.0457	8.34524	44891	17.0889	0.951523	92.5696	1.26385	70.6861	0.668295	0.849694
Pf = 0.837	0.0366	8.41166	45248.3	17.0522	0.953603	92.1599	1.25088	70.3482	0.666741	0.858982
Pf = 0.846	0.0288	8.46131	45515.4	17.0247	0.95552	91.8534	1.23977	70.0478	0.665885	0.866484
Pf = 0.855	0.0210	8.51382	45797.8	16.9957	0.956786	91.7106	1.22992	69.7823	0.664797	0.87385
Pf = 0.865	0.0118	8.56827	46090.7	16.9658	0.958474	91.6979	1.21392	69.472	0.664064	0.881919
Pf = 0.875	0.0021	8.61866	46361.8	16.9383	0.960031	91.8737	1.20797	69.1661	0.663666	0.889852
04										
Pf = 0.826	0.0483	8.39162	45140.5	17.0637	0.952976	92.2436	1.26773	70.8406	0.664393	0.849325
Pf = 0.837	0.0389	8.4528	45469.6	17.0296	0.954887	91.8872	1.25421	70.4745	0.663249	0.858696
Pf = 0.846	0.0310	8.50422	45746.2	17.0009	0.956488	91.6063	1.243	70.1589	0.662437	0.866229
Pf = 0.855	0.0229	8.55546	446021.8	16.9724	0.958078	91.4954	1.23277	69.8797	0.66162	0.873642

Esquema	Pérdidas.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm
Pf = 0.865	0.0137	8.61297	46331.2	16.9413	0.959856	91.4938	1.22136	69.57	0.660773	0.881736
Pf = 0.875	0.0042	8.67092	46642.9	16.9098	0.961641	91.6582	1.21066	69.2759	0.665997	0.889683
5										
Pf = 0.826	0.0483	8.39067	45135.4	17.064	0.952947	92.2462	1.26766	70.836	0.66444	0.849331
Pf = 0.837	0.0389	8.45208	45465.7	17.0298	0.954865	91.8982	1.25412	70.4683	0.663297	0.8587
Pf = 0.846	0.0310	8.50354	45742.5	17.0012	0.956467	91.608	1.24298	70.1574	0.662472	0.866232
Pf = 0.855	0.0229	8.55486	46018.6	16.973	0.958059	91.4962	1.23275	69.8796	0.661648	0.873644
Pf = 0.865	0.0137	8.61254	46328.9	16.9412	0.959842	91.4948	1.22136	69.5694	0.660796	0.881738
Pf = 0.875	0.0042	8.67062	46641.3	16.9097	0.961632	91.6588	1.21066	69.2756	0.659989	0.889684
6										
Pf = 0.826	0.0483	8.39202	45142.6	17.0629	0.952989	92.2443	1.26774	70.8411	0.664411	0.849324
Pf = 0.837	0.0389	8.45317	45471.6	17.0292	0.954899	91.8878	1.25422	70.4749	0.663266	0.858696
Pf = 0.846	0.0309	8.50459	45748.2	17.0005	0.956499	91.6064	1.243	70.1593	0.662454	0.866229
Pf = 0.855	0.0229	8.55582	46023.8	16.9728	0.958088	91.4956	1.23277	69.8805	0.661639	0.873641
Pf = 0.865	0.0137	8.6133	46332.9	16.9414	0.959865	91.4938	1.22137	69.5704	0.660789	0.881736
Pf = 0.875	0.0041	8.67122	46644.6	16.9093	0.961651	91.6584	1.21067	69.2763	0.659988	0.889684
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 6.2: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1						
Pf = 0.826	32064	0.528907	56.1179	1.37E-01	19.7486	0.9495
Pf = 0.837	32320.8	0.532651	56.701	1.38E-01	18.9026	0.9587
Pf = 0.846	32509.4	0.535913	57.2171	1.39E-01	18.2088	0.9664
Pf = 0.855	32712.1	0.538919	57.7273	1.40E-01	17.4868	0.9742
Pf = 0.865	32921.4	0.54257	58.3524	1.41E-01	16.6891	0.9835
Pf = 0.875	33115	0.546413	59.0299	1.41E-01	15.887	0.9932
2						
Pf = 0.826	32246.4	0.529354	55.7603	1.40E-01	19.5134	0.9470
Pf = 0.837	32484.2	0.529481	56.3831	1.41E-01	18.6985	0.9564
Pf = 0.846	32679.2	0.532768	56.9025	1.42E-01	18.0108	0.9643
Pf = 0.855	32876.1	0.535993	57.43355	1.43E-01	17.3078	0.9723
Pf = 0.865	33097.1	0.53953	58.0506	1.44E-01	16.5131	0.9815
Pf = 0.875	33320.3	0.543002	58.6932	1.45E-01	15.6897	0.9911
3						
Pf = 0.826	32065	0.528927	56.1197	1.37E-01	19.75	0.9495
Pf = 0.837	32320.2	0.53263	56.6978	1.38E-01	18.9007	0.9586
Pf = 0.846	32511	0.535948	57.2205	1.39E-01	18.2111	0.9665
Pf = 0.855	32712.7	0.538929	57.7283	1.40E-01	17.4876	0.9743
Pf = 0.865	32922	0.542583	58.3536	1.41E-01	16.6901	0.9835
Pf = 0.875	33115.6	0.546422	59.0307	1.41E-01	15.8876	0.9932
4						
Pf = 0.826	32243.2	0.525364	55.7613	1.40E-01	19.5137	0.9469
Pf = 0.837	32478.3	0.525364	56.3787	1.41E-01	18.6951	0.9563
Pf = 0.846	32675.9	0.532776	56.9034	1.42E-01	18.0114	0.9643
Pf = 0.855	32872.7	0.536005	57.4368	1.43E-01	17.3083	0.9723
Pf = 0.865	33093.7	0.53955	58.0525	1.44E-01	16.5088	0.9815

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
Pf = 0.875	33316.4	0.543011	58.6941	1.45E-01	15.69	0.9911
5						
Pf = 0.826	32239.6	0.525409	55.7659	1.40E-01	19.5164	0.9470
Pf = 0.837	32475.5	0.529481	56.3832	1.41E-01	18.6978	0.9563
Pf = 0.846	32673.2	0.5328	56.9067	1.42E-01	18.0133	0.9643
Pf = 0.855	32870.4	0.536031	57.4394	1.43E-01	17.3097	0.9723
Pf = 0.865	33092	0.539572	58.0548	1.44E-01	16.5102	0.9815
Pf = 0.875	33315.2	0.543029	58.6958	1.45E-01	15.691	0.9911
6						
Pf = 0.826	32244.7	0.525379	55.7629	1.40E-01	19.5149	0.9470
Pf = 0.837	32479.7	0.529453	56.3803	1.41E-01	18.6962	0.9563
Pf = 0.846	32677.3	0.532793	56.905	1.42E-01	18.0125	0.9643
Pf = 0.855	32874.1	0.536022	57.4384	1.43E-01	17.3095	0.9723
Pf = 0.865	33095	0.539565	58.0541	1.44E-01	16.5099	0.9816
Pf = 0.875	33317.5	0.543027	58.6956	1.45E-01	15.691	0.9911
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 6.3: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la pureza de la meladura y diámetro de semilla de 0.0002 m. (Enfoque Real-time optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1										
Pf = 0.826	0.0426	8.37	45026.3	17.0753	0.952312	92.7417	1.24051	72.4207	0.670309	0.849694
Pf = 0.837	0.0339	8.43	45365.5	17.0801	0.954284	92.2628	1.22845	72.094	0.668468	0.858982
Pf = 0.846	0.0263	8.48	45618.8	17.0135	0.955752	91.9183	1.21809	71.7752	0.667399	0.866484
Pf = 0.855	0.0188	8.53	45889.4	16.9863	0.957314	91.7163	1.20949	71.4955	0.666126	0.87385
Pf = 0.865	0.0099	8.58	45166.8	16.9575	0.958912	91.6817	1.19857	71.1843	0.66516	0.881919
Pf = 0.875	0.0005	8.63	46422.2	16.9319	0.960378	91.8009	1.18806	70.8673	0.664532	0.889852
2										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45279	17.0492	0.953781	92.4297	1.24404	72.5515	0.6664	0.849323
Pf = 0.837	0.0362	8.48	45591.5	17.0167	0.955593	92.0099	1.23126	72.1616	0.664995	0.858695
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45850	16.9901	0.957088	91.6794	1.22132	71.8824	0.663904	0.866228
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46114.2	16.9632	0.958609	91.5261	1.21158	71.5775	0.662907	0.87364
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46409.4	16.9333	0.960304	91.4833	1.20129	71.2693	0.661842	0.881735
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46705.4	16.9032	0.961999	91.5994	1.19119	70.9702	0.660804	0.889682
3										
Pf = 0.826	0.0426	8.37	45026.6	17.0757	0.952312	92.7418	1.2405	72.4204	0.670313	0.849694
Pf = 0.837	0.0339	8.43	45368.8	17.0398	0.954303	92.2649	1.22802	72.0592	0.668516	0.858982
Pf = 0.846	0.0263	8.48	45620.9	17.0138	0.955763	91.9155	1.21868	71.7667	0.667429	0.866484
Pf = 0.855	0.0188	8.53	45888.6	16.9862	0.95731	91.7245	1.20861	71.4841	0.666116	0.87385
Pf = 0.865	0.0099	8.58	46166.5	16.9577	0.95819	91.6814	1.18837	71.1777	0.665156	0.881919
Pf = 0.875	0.0005	8.63	46422.9	16.9322	0.960381	91.8031	1.18832	70.8688	0.664541	0.889852
4										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45277.1	17.0492	0.95377	92.4256	1.24393	72.5389	0.666401	0.849325
Pf = 0.837	0.0362	8.47	45587.2	17.0173	0.955568	92.0086	1.23063	72.1677	0.664963	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45847.5	16.9903	0.957073	91.6834	1.22139	71.8666	0.663902	0.866229
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46113.3	16.9635	0.958604	91.5173	1.21181	71.5653	0.662934	0.873642
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46405.1	16.9339	0.60279	91.4818	1.20112	71.2654	0.661826	0.881736

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46701.5	16.904	0.961975	91.5928	1.19097	70.9587	0.660798	0.889684
5										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45273	17.0497	0.953746	92.4318	1.24396	72.5454	0.666454	0.84933
Pf = 0.837	0.0362	8.47	45583.6	17.0171	0.955548	92.0111	1.23061	72.1667	0.665007	0.8587
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45844.2	16.9907	0.957054	91.6835	1.2214	71.8688	0.663935	0.866232
Pf = 0.855	0.0207	8.57	46111	16.9636	0.958591	91.5189	1.21178	71.5655	0.662969	0.873644
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46403.4	16.9339	0.960269	91.4825	1.20111	71.2651	0.661852	0.881738
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46700.4	16.9037	0.96197	91.5935	1.19097	70.9587	0.66082	0.889685
6										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45278.8	17.0489	0.953781	92.4272	1.24401	72.5418	0.666416	0.849324
Pf = 0.837	0.0362	8.48	45589	17.0169	0.955579	92.0094	1.23063	72.1682	0.664882	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45849.2	16.9903	0.957082	91.683	1.2214	71.8678	0.663917	0.866229
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46112.8	16.9631	0.958601	91.5171	1.21137	71.5738	0.662921	0.873641
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46406.7	16.9337	0.960289	91.4818	1.20112	71.2658	0.661842	0.881736
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46703	16.9035	0.961985	91.5933	1.19097	71.9591	0.660816	0.889683
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 6.3: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1						
Pf = 0.826	32161.6	0.530828	56.3079	0.137083	19.8883	0.9526
Pf = 0.837	32403.9	0.53432	56.8661	0.138392	19.0168	0.9613
Pf = 0.846	32584.9	0.537466	57.3707	0.139152	18.309	0.9689
Pf = 0.855	32778.3	0.540322	57.8662	0.140251	17.5712	0.9765
Pf = 0.865	32976.3	0.543781	58.4722	0.140698	16.7564	0.9854
Pf = 0.875	33158.7	0.54748	59.1327	0.14109	15.9383	0.9948
2						
Pf = 0.826	32342.2	0.527246	55.9478	0.14047	19.6494	0.9500
Pf = 0.837	32565.3	0.527246	56.5459	0.141344	18.8099	0.9591
Pf = 0.846	32750	0.534243	57.0485	0.142176	18.1054	0.9666
Pf = 0.855	32938.7	0.53734	57.5688	0.142866	17.3884	0.9744
Pf = 0.865	32149.6	0.540711	58.1675	0.143789	16.5731	0.9834
Pf = 0.875	33361	0.54399	58.7914	0.14658	15.7382	0.9926
3						
Pf = 0.826	32161.8	0.530852	56.3083	0.137081	19.8886	0.9526
Pf = 0.837	32406.3	0.534366	56.8664	0.138389	19.017	0.9614
Pf = 0.846	32586.4	0.537493	57.3734	0.139206	18.311	0.9689
Pf = 0.855	32777.6	0.540312	57.8651	0.1401	17.5706	0.9765
Pf = 0.865	32976.1	0.543779	58.472	0.140694	16.7561	0.9854
Pf = 0.875	33159.2	0.547454	59.1332	0.141085	15.9389	0.9948
4						
Pf = 0.826	32340.8	0.52725	55.9482	0.140463	19.6496	0.9500
Pf = 0.837	32562.3	0.531103	56.5436	0.141357	18.8077	0.9590
Pf = 0.846	32748.2	0.534239	57.048	0.142113	18.1052	0.9666
Pf = 0.855	32938.1	0.537372	57.572	0.14301	17.3899	0.9745
Pf = 0.865	32146.5	0.540698	58.1663	0.143797	16.572	0.9833
Pf = 0.875	33358.2	0.543992	58.7916	0.14473	15.7378	0.9926

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
5						
Pf = 0.826	32337.8	0.527298	55.9529	0.140386	19.6527	0.9500
Pf = 0.837	32559.7	0.531145	56.5478	0.141335	18.8103	0.9590
Pf = 0.846	32745.9	0.534271	57.0512	0.142111	18.107	0.9666
Pf = 0.855	32936.4	0.537403	57.5752	0.142981	17.3919	0.9745
Pf = 0.865	33145.3	0.540723	58.1688	0.143789	16.5736	0.9834
Pf = 0.875	33357.4	0.544013	58.7937	0.144728	15.7389	0.9926
6						
Pf = 0.826	32342	0.527264	55.9495	0.140449	19.6506	0.9500
Pf = 0.837	32563.6	0.53112	56.5453	0.141359	18.8089	0.9590
Pf = 0.846	32749.4	0.534254	57.0495	0.142121	18.1062	0.9666
Pf = 0.855	32937.7	0.537361	57.571	0.142993	17.3891	0.9745
Pf = 0.865	33147.7	0.540715	58.1678	0.143799	16.5731	0.9834
Pf = 0.875	33359.3	0.544009	58.7933	0.144731	15.7387	0.9926
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 6.4: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la pureza de la meladura y diámetro de semilla de 0.0005 m. (Enfoque Real-time optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1										
Pf = 0.826	0.0426	8.37	45026.3	17.0753	0.953212	92.7417	1.24051	72.4205	0.670309	0.849694
Pf = 0.837	0.0339	8.43	45367.9	17.0401	0.954297	92.2642	1.22812	72.0729	0.668503	0.858982
Pf = 0.846	0.0301	8.48	45618.8	17.0137	0.955752	91.9183	1.21809	71.7752	0.667399	0.866484
Pf = 0.855	0.0188	8.53	45889.4	16.9861	0.957314	91.7162	1.20949	71.4955	0.666126	0.87385
Pf = 0.865	0.0099	8.58	46166.7	16.958	0.958911	91.6734	1.19895	71.1856	0.665159	0.881919
Pf = 0.875	0.0005	8.63	46422.2	16.9319	0.960378	91.801	1.19906	70.8673	0.664532	0.889852
2										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45278.8	17.0491	0.95378	92.4254	1.24393	72.5395	0.666397	0.849323
Pf = 0.837	0.0362	8.48	45591.5	17.0168	0.955593	92.01	1.23126	72.1616	0.664994	0.858695
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45850	16.9903	0.957087	91.6794	1.22132	71.8823	0.663904	0.866228
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46114.2	16.9634	0.958609	91.5261	1.21258	71.5775	0.662907	0.87364
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46407.6	16.9332	0.960294	91.4771	1.20103	71.2684	0.661817	0.881735
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46705.5	16.9033	0.961998	91.5994	1.19119	70.9702	0.660804	0.889682
3										
Pf = 0.826	0.0426	8.37	45025.5	17.0753	0.952307	92.7288	1.24037	72.4413	0.670298	0.849694
Pf = 0.837	0.0338	8.43	45366.1	17.0398	0.954288	92.2635	1.22839	72.0856	0.668478	0.858982
Pf = 0.846	0.0263	8.48	45620.9	17.0138	0.955763	91.9154	1.21868	71.7667	0.66729	0.866484
Pf = 0.855	0.0188	8.53	45888.7	16.986	0.95731	91.7248	1.20861	71.4843	0.666116	0.87385
Pf = 0.865	0.0099	8.58	46166.5	16.9579	0.95891	91.6817	1.19838	71.1778	0.665156	0.881919
Pf = 0.875	0.0005	8.63	46422.9	16.9318	0.960382	91.8029	1.18832	70.8688	0.664541	0.889852
4										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45275.8	17.0492	0.953763	92.4232	1.24381	72.5256	0.666382	0.849325
Pf = 0.837	0.0362	8.47	45587.2	17.0173	0.955568	92.0088	1.23063	72.1677	0.664963	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45847.4	16.9907	0.957072	91.6828	1.22139	71.8668	0.663902	0.866229
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46113.3	16.9633	0.958604	91.5172	1.21181	71.5653	0.662934	0.873642
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46405.1	16.9336	0.960279	91.4818	1.20112	71.2653	0.661826	0.881736
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46701.4	16.9036	0.961976	91.5929	1.19097	70.9587	0.660798	0.889684
5										

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45272.6	17.0496	0.953745	92.43	1.24396	72.5394	0.666449	0.84933
Pf = 0.837	0.0362	8.47	45583.6	17.0169	0.955549	92.0111	1.24396	72.1668	0.665007	0.8587
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45844.2	16.9906	0.957054	91.6836	1.24396	71.8693	0.663935	0.866232
Pf = 0.855	0.0207	8.57	46110.9	16.9638	0.95859	91.5193	1.24396	71.565	0.662967	0.873644
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46403.9	16.9344	0.960272	91.4756	1.24396	71.2531	0.66186	0.881738
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46700.6	16.9038	0.961971	91.5973	1.24396	70.964	0.660822	0.889685
6										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45278.8	17.049	0.953781	92.427	1.24401	72.5418	0.666416	0.849324
Pf = 0.837	0.0362	8.48	45589.1	17.0168	0.95558	92.008	1.24401	72.1684	0.664984	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45849.2	16.9903	0.957082	91.683	1.24401	71.8678	0.663917	0.866229
Pf = 0.855	0.0207	8.57	46115	16.9626	0.958615	91.517	1.24401	71.5657	0.662953	0.873641
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46407.3	16.9332	0.960292	91.4751	1.24401	71.2539	0.66185	0.881736
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46703	16.9038	0.961984	91.5935	1.24401	70.9591	0.660816	0.889684
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 6.4: ...Continuación

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1						

Pf = 0.826	32161.6	0.530828	56.3079	0.137083	19.8883	0.9526
Pf = 0.837	32405.6	0.534354	56.8661	0.138392	19.0168	0.9614
Pf = 0.846	32584.9	0.537466	57.0485	0.142176	18.131	0.9651
Pf = 0.855	32778.1	0.540322	57.8661	0.140251	17.5712	0.9765
Pf = 0.865	32976.2	0.543785	58.4722	0.140698	16.7564	0.9854
Pf = 0.875	33158.7	0.547448	59.1327	0.14109	15.9383	0.9948
2						
Pf = 0.826	32342	0.527248	55.9478	0.14047	19.6494	0.9500
Pf = 0.837	32565.3	0.531127	56.5459	0.141344	18.8099	0.9591
Pf = 0.846	32750	0.534243	57.0485	0.142176	18.1054	0.9666
Pf = 0.855	32938.7	0.53734	57.5688	0.142866	17.3884	0.9744
Pf = 0.865	33148.3	0.540694	58.1675	0.143789	16.5732	0.9834
Pf = 0.875	33361	0.54399	58.7914	0.144658	15.7382	0.9926
3						
Pf = 0.826	32161.1	0.530829	56.308	0.137269	19.8875	0.9526
Pf = 0.837	32404.4	0.534329	56.8706	0.138392	19.0199	0.9614
Pf = 0.846	32586.4	0.537493	57.3691	0.139073	18.3083	0.9689
Pf = 0.855	32777.6	0.540311	57.8651	0.1401	17.5706	0.9765
Pf = 0.865	32976.1	0.54378	58.472	0.140694	16.7561	0.9854
Pf = 0.875	33159.2	0.547454	59.1332	0.141085	15.9389	0.9948
4						
Pf = 0.826	32339.8	0.527236	55.9467	0.140494	19.6483	0.9500
Pf = 0.837	32562.3	0.531103	56.5436	0.141357	18.8077	0.9590
Pf = 0.846	32748.2	0.534238	57.048	0.142113	18.1052	0.9666
Pf = 0.855	32938.1	0.537372	57.5723	0.143032	17.39	0.9745
Pf = 0.865	33146.5	0.540698	58.1663	0.143798	16.572	0.9833
Pf = 0.875	33358.2	0.543992	58.7916	0.14473	15.7378	0.9926

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
5						
Pf = 0.826	32337.6	0.527295	55.9527	0.140411	19.6524	0.9500
Pf = 0.837	32559.7	0.531145	56.5478	0.141335	18.8103	0.9590
Pf = 0.846	32745.8	0.534271	57.0512	0.142111	18.107	0.9666
Pf = 0.855	32936.4	0.537402	57.5751	0.142982	17.3919	0.9745
Pf = 0.865	33145.7	0.540739	58.1687	0.143789	16.5735	0.9834
Pf = 0.875	33357.5	0.54401	58.7937	0.144728	15.7389	0.9926
6						
Pf = 0.826	32342	0.527264	55.9495	0.140449	19.6506	0.9500
Pf = 0.837	32563.7	0.531122	56.5453	0.141359	18.8089	0.9590
Pf = 0.846	32749.4	0.534254	57.0495	0.142121	18.1062	0.9666
Pf = 0.855	32939.3	0.537388	57.5738	0.143015	17.3912	0.9745
Pf = 0.865	33148.1	0.540731	58.1678	0.143799	16.5731	0.9834
Pf = 0.875	33359.3	0.544009	58.7933	0.144731	15.7388	0.9926
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 6.5: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la pureza de la meladura. (Enfoque Real-time optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.anual	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1										
Pf = 0.826	0.0426	8.37	45026.3	17.0753	0.716877	92.7417	1.24051	72.4207	0.670309	0.849694

Esquema	Pérd.	Gan.anual	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
Pf = 0.837	0.0339	8.43	45365.5	17.0402	0.954284	92.2628	1.22845	72.094	0.668468	0.858982
Pf = 0.846	0.0263	8.48	45618.8	17.0136	0.955752	91.9183	1.21809	71.7753	0.667399	0.866484
Pf = 0.855	0.0188	8.53	45889.4	16.9862	0.957314	91.7163	1.20949	71.4954	0.666126	0.87385
Pf = 0.865	0.0099	8.58	46166.8	16.9578	0.958912	91.6817	1.19857	71.1843	0.66516	0.881919
Pf = 0.875	0.0005	8.63	46422.2	16.9318	0.961999	91.801	1.18806	70.8673	0.664532	0.889852
2										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45278.8	17.0491	0.95378	92.4254	1.24393	72.5395	0.666397	0.849323
Pf = 0.837	0.0362	8.48	45591.5	17.0168	0.955593	92.01	1.23126	72.1616	0.664994	0.858695
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45850	16.9902	0.957087	91.6794	1.22132	71.8824	0.663904	0.866228
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46114.2	16.9631	0.958609	91.5261	1.21158	71.5775	0.662907	0.87364
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46409.4	16.9334	0.960304	91.4834	1.20129	71.2693	0.661842	0.881735
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46705.4	16.9031	0.960382	91.5993	1.19119	70.9702	0.660804	0.889682
3										
Pf = 0.826	0.0426	8.37	45025.5	17.0752	0.952307	92.7287	1.24037	72.4413	0.670298	0.849694
Pf = 0.837	0.0338	8.43	45368.8	17.0398	0.954302	92.2649	1.22802	72.0593	0.668516	0.858982
Pf = 0.846	0.0263	8.48	45620.9	17.038	0.955763	91.9155	1.21868	71.7667	0.667429	0.866484
Pf = 0.855	0.0188	8.53	4545889	16.9862	0.95731	91.7246	1.20861	71.4841	0.666116	0.87385
Pf = 0.865	0.0099	8.58	46166.5	16.9577	0.95891	91.6814	1.19837	71.1777	0.665156	0.881919
Pf = 0.875	0.0005	8.63	46422.9	16.9321	0.960382	91.8031	1.18832	70.8688	0.664541	0.889852
4										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45276.9	17.0495	0.953769	92.4265	1.244	72.5413	0.666399	0.849324
Pf = 0.837	0.0362	8.47	45587.2	17.0172	0.955568	92.009	1.23063	72.1676	0.664936	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45847.5	16.9903	0.957073	91.6834	1.22139	71.8666	0.663903	0.866229
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46113.3	16.9635	0.958604	91.5172	1.21181	71.5653	0.662934	0.873642
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46405.1	16.9339	0.960279	91.4819	1.20112	71.2654	0.661826	0.881736
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46701.5	16.904	0.961975	91.5928	1.19097	70.9587	0.660798	0.889684
5										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45272.6	17.0495	0.953745	92.4301	1.24396	72.5394	0.666449	0.84933
Pf = 0.837	0.0362	8.47	45583.6	17.0172	0.955548	92.011	1.23061	72.1667	0.665007	0.8587
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45844.2	16.9907	0.957054	91.6835	1.2214	71.8688	0.663935	0.866232

Esquema	Pérd.	Gan.anual	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
Pf = 0.855	0.0207	8.57	46111	16.9336	0.958591	91.5189	1.21178	71.5655	0.662969	0.873644
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46403.3	16.9339	0.960269	91.4826	1.20111	71.265	0.661852	0.881738
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46700.4	16.9037	0.96197	91.5936	1.19097	70.9587	0.66082	0.889685
6										
Pf = 0.826	0.0452	8.42	45278.8	17.049	0.953781	92.4272	1.24401	72.5418	0.666416	0.849324
Pf = 0.837	0.0362	8.48	45589	17.0169	0.955579	92.0093	1.23063	72.1682	0.664982	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.52	45849.2	16.9904	0.957082	91.6832	1.2214	71.8681	0.663917	0.866229
Pf = 0.855	0.0208	8.57	46112.8	16.9631	0.958601	91.5171	1.21137	71.5738	0.662921	0.873641
Pf = 0.865	0.0119	8.63	46406.7	16.9336	0.960289	91.4819	1.20112	71.2658	0.661842	0.881736
Pf = 0.875	0.0026	8.68	46703	16.9035	0.961985	91.5933	1.19097	70.9591	0.660816	0.889683
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 6.5: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caída pza.	F.objetivo
1						
Pf = 0.826	32161.6	0.530828	56.3097	1.73E-01	19.8883	0.9526
Pf = 0.837	32403.9	0.53432	56.8694	1.38E-01	19.0191	0.9614
Pf = 0.846	32584.9	0.537466	57.3707	1.39E-01	18.309	0.9689

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caída pza.	F.objetivo
Pf = 0.855	32778.1	0.540322	57.8661	1.40E-01	17.5712	0.9765
Pf = 0.865	32976.3	543781	58.4722	1.41E-01	16.7564	0.9854
Pf = 0.875	33158.7	0.547448	59.1327	1.41E-01	15.9383	0.9948
2						
Pf = 0.826	32342	0.527248	55.9478	1.40E-01	19.6494	0.9500
Pf = 0.837	32565.3	0.531127	56.5459	1.41E-01	18.8099	0.9591
Pf = 0.846	32750	0.534243	57.0485	1.42E-01	18.1054	0.9666
Pf = 0.855	32938.7	0.53734	57.5688	1.43E-01	17.3884	0.9744
Pf = 0.865	33149.6	0.540711	58.1675	1.44E-01	16.5731	0.9834
Pf = 0.875	33361	0.54399	58.7914	1.45E-01	15.7382	0.9926
3						
Pf = 0.826	32161.1	0.530828	56.308	1.37E-01	19.8875	0.9526
Pf = 0.837	32406.3	0.534366	56.8706	1.38E-01	19.0199	0.9614
Pf = 0.846	32586.4	0.537493	57.3733	1.39E-01	18.311	0.9689
Pf = 0.855	32777.6	0.540312	57.8671	1.40E-01	17.5706	0.9765
Pf = 0.865	32976.1	0.543779	58.472	1.41E-01	16.7561	0.9854
Pf = 0.875	33159.2	0.547454	59.1332	1.41E-01	15.9389	0.9948
4						
Pf = 0.826	32340.6	0.527248	55.9478	1.40E-01	19.6493	0.9500
Pf = 0.837	32562.3	0.531103	56.5436	1.41E-01	18.8077	0.9590
Pf = 0.846	32748.2	0.534239	57.048	1.42E-01	18.1052	0.9666
Pf = 0.855	32938.1	0.537372	57.572	1.43E-01	17.3899	0.9745
Pf = 0.865	33146.5	0.540698	58.1662	1.44E-01	16.572	0.9833
Pf = 0.875	33358.2	0.543992	58.7916	1.45E-01	15.7378	0.9926
5						
Pf = 0.826	32337.6	0.527295	55.9527	1.40E-01	19.6524	0.9500
Pf = 0.837	32559.7	0.531145	56.5478	1.41E-01	18.8103	0.9590
Pf = 0.846	32745.9	0.534271	57.0512	1.42E-01	18.107	0.9666
Pf = 0.855	32936.4	0.537403	57.5752	1.43E-01	17.3919	0.9745
Pf = 0.865	33145.2	0.540723	58.1688	1.44E-01	16.5536	0.9834

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caída pza.	F.objetivo
Pf = 0.875	33357.4	0.544012	58.7937	1.45E-01	15.7389	0.9926
6						
Pf = 0.826	32342	0.527264	55.9495	1.40E-01	19.6506	0.9500
Pf = 0.837	32563.6	0.53112	56.5453	1.41E-01	18.8089	0.9590
Pf = 0.846	32749.4	0.534254	57.0496	1.42E-01	18.1062	0.9666
Pf = 0.855	32937.7	0.537361	57.571	1.43E-01	17.3891	0.9745
Pf = 0.865	33147.7	0.540715	58.1679	1.44E-01	16.5731	0.9834
Pf = 0.875	33359.3	0.544009	58.793	1.45E-01	15.7387	0.9926
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Anexo # 7: Programa de simulación para implementar el esquema # 1 de control automático. Enfoque Self-Optimization. Perturbación: Pureza de la meladura (programa: autpf1n.psm).

```
%Simulacion de esquema de control, para controlar Sobresaturacion manipulando
%Flujo de vapor
%Perfiles de FFopt, SSopt y Topt Nominales
%Perturbacion principal: Pureza de meladura
    %Datos
bf=0.61;          %brix de la meladura
polf=0.5312;      %pol de la meladura
Pf=0.826; % polf/bf; valor nominal=0.870984    %pureza de la meladura
Perdida=0.671572-ABS(agot);
%Lazo de control para controlar SS manipulando flujo de vapor
Qs=Ud*A*(Tws-T);
Fs=37682.7-Kc*Er-(Kc/taoi)*Int1-(Kc*taod)*der; %Flujo de vapor manipulado en lb/h
Int1=INT(Er par:0);
der=DIF(Er par:0);
Er=SSopt-SS;
Kc=312.015;
taoi=990.04;
taod=0.0437;
lae=INT(abs(Er) par:0);
ps=(Penttacho-((Fs^2)/(1.83^2*1.63^2*Penttacho*Cv_val^2)))*0.0689;
Penttacho=21.7; %Presion en linea antes de entrar al tacho en psia
Cv_val=2494.9831; %Cv calculado por ecuacion de Creuss gpm
%Flujo de meladura optimo nominal
Ff=-Ff4*time^4+Ff3*time^3-Ff2*time^2+Ff1*time+Ff0; %Flujo de meladura (Kg/h)
Ff4=1445.54;
Ff3=1.31417;
Ff2=1924.1;
Ff1=-399.906;
Ff0=50200.3;
%Kv=0.31;          %factor de forma
densw=1000;%kg/m3
A=280.335;%m2          %area de trasferencia de calor
densc=1587.9;%kg/m3
%ps=1.4136; %1.4136; % presion del vapor en la calandria bar
pvac=1-25.6/29.99; %presion absoluta en el tacho bar
Tf=34;          % temperatura de la meladura.
dMsf=Ff*bf*Pf*tfa;
Msf=INT(dMsf par:0);
%Datos del pie de templa
Vpiep=450;          %Volumen del pie de templa: pie3
Vpie=par(Vpiep*0.028316846592);%m3
bxp=par(90.04727); %Brix del pie
Ppie=par(polp/bxp); %Pureza del pie
polp=83.10545;      %pol del pie
densp=1477.753; % densidad del pie
densolp=par((1000+bxp*(200+bxp)/54)*(1-0.036*(Tp-20)/(160-Tp))); % kg/m3 densidad de la
sln del pie
denscp=1587.9; % densidad del cristal
```

```

Mcp=par(wcp*Mpie); % Masa de cristales en el pie
Mpie=par(Vpie*densp); % masa del pie: kg
Msolp=par(Mpie-Mcp);
Msp=par(Polp/100*Mpie-Mcp);
Mip=par((1-Ppie)*bxp/100*Mpie);
Mwp=par((1-bxp/100)*Mpie);
bxsolp=par((Msp+Mip)/Msolp*100);
polsolp=par(Msp/Msolp*100);
Psolpie=par(polsolp/bxsolp);
wcp=par(0.513);
wsol=par((1-wcp));
Abc=par(lm^2);
l=par(0.000383); %m
lm=par(l/1.02);
Ncp=par(Mcp/(M1c*Kv));
M1c=par(V1c/denscp);
V1c=par(l^3);
V1pc=par(Abc*l);
Kv=par(V1pc/V1c);
vcp=par(wcp*densp/denscp);%par((wcp/denscp)/(wcp/denscp+(1-wcp)/densolp)); %fraccion
volumen de cristales en el pie
Tp=77;
Te=71.51235+(2.57414/(0.36717*sqrt(3.14/2)))*exp(-2*((time-(-0.0087))^2)/(0.36717)^2));
%coe0+coe1*time^3*60^3+coe2*time^2*3600+coe3*time*60;
%58.0478297+0.587702554*time*60-0.01352545*time^2*3600+0.001197220*time^2.5*60^2.5-
3.0123e-05*time^3*60^3;
%Balance de agua
dMw=(Ff*(1-(polf/Pf))-Jvap)*tfa;
Mw=int(dMw par:Mwp); %Masa de agua que se acumula en el tachó: Kg
%Balance impurezas
dMi=(Ff*(polf/Pf)*(1-Pf))*tfa;
Mi=int(dMi par:Mip); %incluirle la cinetica de reductores
%Balance de sac. disuelt.
dMs=Ff*bf*Pf*tfa-dMc;
Ms=int(dMs par:Msp); %Masa de sacarosa en el tachó: Kg
%Balance de cristales
dMc=densc*Kv*dmiu3;
Mc=int(dMc par:Mcp); %Masa de cristales en el tachó
%Balance total
dMT=dMc+dMs+dMi+dMw; %kg/h
MT=int(dMT par:Mpie); % masa total de masa cocida: Kg
Msol=Ms+Mi+Mw; % masa de licor madre en la masa cocida: Kg
dMsol=dMi+dMs+dMw; % velocidad de crecimiento de la masa del licor madre: Kg/min
Volmc=MT/densm/0.028316846592; % Volumen de la masa cocida: pie3
Jvap=((Qs)/landvac+Kvap*(T-Twvac-EPE)*3600);
Kvap=0.03; %cte
Ud=10^(aa+b*x+c*x^2+d*x^3)*(1+K*(Ps-1));%coeficiente global de transferencia de calor:
kj/hm2oC
xx=log(xx);
xx=viscom/densm;
tr=twvac*1.8+32;%oF

```

```

aa=1.582;
b=-1.67;
c=-0.526;
d=-0.053;
K=6.75736;
%brix de la solucion
bsol=(Ms+Mi)/(Ms+Mi+Mw);
bxsol=100*(Ms+Mi)/(Ms+Mi+Mw);
Psol=Ms/(Ms+Mi);
bxm=100*(Ms+Mi+Mc)/(Ms+Mi+Mc+Mw);
Pm=(Ms+Mc)/(Ms+Mc+Mi);
polsol=(Ms/(Ms+Mi+Mw))*100;
polm=((Ms+Mc)/(Ms+Mc+Mw+Mi))*100;

%densidad de la sln
densol=(1000+bxsol*(200+bxsol)/54)*(1-0.036*(T-20)/(160-T));%kg/m3
EPE=0.166*(Bxsol/(100-Bxsol))^1.1394*((273+Twvac)/100)^1.9735*Psol^0.1237;    %oC    de
evaporacion
wc=Mc/(Mi+Ms+Mw+Mc);
densm=1/(wc/densc+(1-wc)/densol);

%temperatura de saturacion del agua
Twvac=(99.65+27.55*ln(pvac)+1.80*ln(pvac)^2)*(pvac>0.1&pvac<=1); % oC
Tws=(99.65+28.75*ln(ps)+1.84*ln(ps)^2)*(ps>1&ps<3); % oC

%calor latente de vaporizacion
landvac=2263.28-58.21*ln(pvac)*(pvac>0.1&pvac<=1); % kj/kg
lands=2257.51-85.95*ln(ps)*(ps>1&ps<3); % kj/kg
viscsol=0.1*(0.99*(14+(0.2*bxsol-0.05*T))/(97-6*(0.2*bxsol-0.05*T)))^4; % pas
viscom=10^(log(viscsol)+1.326*(wc+(1-wc)*bxsol/100)*wc/(0.85-wc)); % pas

%Balance de energia
dQa=(Qf+Qs-Qvap-0.02*(Qs+Qf))*tfa; %kj/h
Qa=int(dQa par:Qpie); % energia interna de la masa cocida: KJ
Qpie=par(Mpie*Cpie*Tp); % energia interna en el pie: kj
Qf=Ff*Cpf*Tf; %Flujo de calor que aporta la alimentacion: kj/h
Qvap=Jvap*landvac; %Flujo de calor del agua evaporada: kj/h
T=Qa/(Mt*Cpm); %temperatura de la masa cocida oC
Topt=T4*time^4-T3*time^3+T2*time^2-T1*time+T0;
T4=4.45174;
T3=22.079;
T2=37.318;
T1=26.6786;
T0=78;

%corrección para el calor cedido

%Fs=Qs/alfa/lands; % Flujo de vapor que se alimenta al tachó: kg/min
alfa=1.02; % coeficiente de correccion

%calor espec.pie y masa cocida

```

```

Cpsol=(4186.8-29.7*bxsol+4.61*bxsol*Psol+0.075*bxsol*T)/1000; % kJ/kg°C
Cpf=(4186.8-29.7*bf+4.61*bf*Pf+0.075*bf*Tf)/1000; % kJ/kg°C
Cpie=par(Cpcp*wc+ Cpsol*(1-wcp)); % Cp del pie: KJ/kg°C
Cpsolp=par((4186.8-29.7*bxsolp+4.61*bxsolp*Psolpie+0.075*bxsolp*Tp)/1000); % Cp de la sol
del pie:kJ/kg°C
Cpcp=par((1155.6+3.768*Tp)/1000); % Cp de los cristales en el pie: kJ/kg°C
Cpm=Cpc*wc+Cpsol*(1-wc); % kJ/kg°C
Cpc=(1155.6+3.768*T)/1000; % kJ/kg°C,original

% Balance de poblacion
dmu0=(0+Be0)*tfa;
miu0=int(dmu0 par:miu00); % momento cero de la distribucion de tamaño del cristal:#de
cristales
miu00=par(miu00i*Mcp);
miu00i=par(miu00ii*1E06);
miu00ii=2.96979;
dmu1=G*miu0*tfa;
miu1=int(dmu1 par:miu10);
miu10=par(2128.97394*Mcp);
dmu2=2*G*miu1*tfa;
miu2=int(dmu2 par:miu20);
miu20=par(miu20i*Mcp);
miu20i=1.60474;
dmu3=3*G*miu2*tfa;
miu3=int(dmu3 par:miu30);
miu30=par(0.00068644*Mcp);
dmu4=4*G*miu3*tfa;
miu4=int(dmu4 par:miu40);
miu40=par(5.0074e-7*Mcp);
dmu5=5*G*miu4*tfa;
miu5=int(dmu5 par:miu50);
miu50=par(4.16017e-10*Mcp);

%tamaño medio de particula
Ma=miu1/Miu0*1000; % mm
Cv=sqrt(miu2*Miu0-miu1^2)*100/miu1; %coeficiente de variacion de la distribucion

%ecuaciones cineticas y sus parametros
Be0=(3.28e17*miu5*(SS-1)^3)*(SS>SScr);
SScr=1.16+0.284*(1-Psol)+(2.333-0.0709*(EPE+twvac-60))*(1-Psol)^2;
G=(150*exp(-57000/(R*(T+273)))*(SS-1)*exp(-Ki*(1-Psol))*(1+2*Vc/Vm)*3600)*(SS>1); %m/h
SS=Ms/Mw/(Polsat/(100-Polsat))/Csat;
SSopt=coef0+coefa*(1-(1/ele1)*(EXP(-
(coefa*coefb)*coef*time/tao))*SIN(ele1*time/tao+ATAN(ele1/coef)));
%SSopt=coef0+coefa*(1-(1/ele1)*(EXP(-coef*time/tao))*SIN(ele1*time/tao+ATAN(ele1/coef)));
coef0=0.913451;
coefa=0.27769;
coefb=2.1;
ele1=SQRT(1-coef^2);
%Parametros a optimizar
coef=0.5662;

```

```

tao=0.016;
Polsat=64.447+8.222e-02*T+1.66169e-03*T^2-1.558e-06*T^3-4.63e-08*T^4;
Csat=1-P4*Mt/Mw;
P4=0.0429;
Ki=4.34337; %1.75;
%Ki=1409.3*Pm^2-2574.7*Pm+1176;
R=8.314;
Vc=Mc/densc; % m3
Vci=Vc/0.028316846592; % pie3
Vm=MT/densm; % m3
Vmi=Vm/0.028316846592; % pie3
Vcpp=par(Mcp/denscp);
Vmp=par(Mpie/densp);
landa=((((Msol/densol)/miu0)*1000^3+Ma^3)^(1/3)-Ma; %media distancia entre cristales de
azucar (mm)
sigma=miu2/(Msol*((polm-polsat)/100)); %area superficial disponible/masa de azucar
cristalizable (m^2/kg)

%Optimizacion.
Dife=abs(T-77)+abs(Ma-0.945)+abs(Volmc-1445.455)+abs(Cv-21.5163);
Dife2=abs(SSopt-SS)+abs(Topt-T);
Ef=abs(Mc-Mcp)*100/(Ms+Mc-Mcp);
Fobj=-Ef+Cv-Ma+1e5*(SSmax>1.3);
Def=dpv(Eficiencia par:0.1,0.85,5,Eficiencia=);
SSmax=Maxr(SSopt par:1.1,1);
Desig=dpv(SSmax par:0.5,0.85,5,SSmax=);
agot=(-(Mc/(Mcp+Msp+Msf)))+10000*(Cv>30)+10000*(Ma<0.84);

%Evaluacion del agotamiento en tachos
tcoccion=78; %tiempo de coccion de la masa (min)
%Pie de templa
RCp=((Ppie*100-Psolpie*100)/(98-Psolpie*100))*bxp; %Rendimiento en cristales en el pie (%)
mMCp=Vpie*DBp; %Masa de la masa cocida (ton)
DBp=0.97695*EXP(0.00459*bxp); %Densidad en funcion del brix del pie ton/m^3
mLicorp=mMCp-(Mcp/1000); %Masa en licor en el pie (ton)
%Parametros de pronostico para el pie
KshlZLp=4.114-0.086*(Psolpie*100)+5.988e-04*((Psolpie*100)^2); %Coef de solubilidad del
licor en funcion de su pureza en el pie
Tpie=77.0003;
BSsTp=64.397+7.25e-02*Tpie+2.057e-03*(Tpie^2)-9.035e-06*(Tpie^3); %Brix de la disolucion
de sacarosa saturada en funcion de la Temp en el pie(%)
HotTp=(BSsTp*100)/(100-BsTp); %Solubilidad de la sacarosa en funcion de la temp en el pie
(g sacarosa/100 g de agua)
HsLp=HotTp*KshlZLp; %Solubilidad del licor en el pie
mBMp=mMCp*(bxp/100); %masa de brix de la masa en el pie (ton)
mBLp=mBMp*fslp; %masa de brix del licor en el pie (ton)
fslp=(100-Ppie*100)/(100-Psolpie*100); %factor de solubilidad del licor en el pie
BLp=(mBLp/mLicorp)*100; %Brix del licor en el pie(%)
PLp=Psolpie*BLp; %Pol del Licor en el pie (%)
HnLp=(PLp*100)/(100-BLp); %Concentración actual del licor en el pie (g/100 ga)
KnLp=HnLp/HsLp; %coeficiente de saturación del licor en el pie

```

$mPLsp = maLp * HsLp / 100$; %masa de pol del licor saturado en el pie
 $maLp = mLicorp - mBLp$; %masa de agua en el licor en el pie
 $mBLsp = mnsLp + mPLsp$; %masa de brix del1 licor saturado en el pie
 $mnsLp = mBLp - mPLp$; %masa de no sacarosa en el licor en el pie
 $mPLp = mLicorp * (PLp / 100)$; %masa de pol del licor en el pie
 $PLsp = (mPLsp / mBLsp) * 100$; %Pureza del licor saturado en el pie (%)

%Masa Cocida

$RC = ((100 * (Pm - Psol)) / (98 - Psol * 100)) * bxm$; %Rendimiento en cristales (%)
 $mMC = Vm * DB$; %Masa de la masa cocida (ton)
 $DB = 0.97695 * EXP(0.00459 * bxm)$; %Densidad en funcion del brix ton/m³
 $mLicor = mMC - (Mc / 1000)$; %Masa en licor (ton)

%Parámetros de pronóstico

$KshlZL = 4.114 - 0.086 * (Psol * 100) + 5.988e-04 * ((Psol * 100)^2)$; %Coef de solubilidad del licor en función de su pureza
 $Tmasa = 71.1171$;
 $BSsT = 64.397 + 7.25e-02 * Topt + 2.057e-03 * (Topt^2) - 9.035e-06 * (Topt^3)$; %Brix de la disolución de sacarosa saturada en función de la Temp (%)
 $HotT = (BSsT * 100) / (100 - BSsT)$; %Solubilidad de la sacarosa en funcion de la temp (g sacarosa/100 g de agua)
 $HsL = HotT * KshlZL$; %Solubilidad del licor
 $HnL = (PL * 100) / (100 - BL)$; %Concentracion actual del licor (g/100 ga)
 $mBM = mMC * (bxm / 100)$; %masa de brix de la masa cocida (ton)
 $mBL = mBM * fsl$; %masa de brix del licor (ton)
 $fsl = (100 - Pm * 100) / (100 - Psol * 100)$; %factor de solubilidad del licor
 $BL = (mBL / mLicor) * 100$; %Brix del licor (%)
 $PL = Psol * BL$; %Pol del Licor (%)
 $KnL = HnL / HsL$; %coeficiente de saturación del licor
 $mPLs = maL * HsL / 100$; %masa de pol del licor saturado
 $maL = mLicor - mBL$; %masa de agua en el licor
 $mBLs = mnsL + mpls$; %masa de brix del1 licor saturado
 $mnsL = mBL - mPL$; %masa de no sacarosa en el licor
 $mPL = mLicor * (PL / 100)$; %masa de pol del licor
 $PLs = (mPLs / mBLs) * 100$; %Pureza del licor saturado (%)
 $Y = (Mc - Mcp) / 1000$; %Agotamiento real (ton)
 $Vagot = (Y * 1000) / tcoccion$; %Velocidad de agotamiento (Kg/min)
 $Yp = Y + (mPL - mPLs)$; %Agotamiento potencial
 $Eficiencia = (Y / Yp) * 100$; %eficiencia de la operacion
 $TsL = -73.76045 + 0.63351 * HoLs - 0.00059 * HoLs^2$; %Temperatura de saturación del licor
 $HoLs = HnL / KshlZL$; %Solubilidad de la sacarosa en el licor saturado

%Producción anual.

$tfa = 1.3$;
 $Prod = Nota * Mc * 1e-3$; %Produccion anual en Ton/año
 $Ganancanual = Prod * (1000 * 2.2) * 8.45e-2$; %Ganancia en \$/año
 $Prodd = Notd * Mc * 1e-3$; %Produccion por dia en Ton/dia
 $Ganancdia = Prodd * (1000 * 2.2) * 8.45e-2$; %Ganancia en \$/dia
 $Nota = Notd * tdz$; % No de templas/año
 $tdz = 100$; %Total de dias de zafra
 $Notd = FIX(tdd / top)$; % Número de templas/dia

```
tdd=24; % tiempo de trabajo/dia  
top=Tfa+0.33; % tiempo de operación por templa  
DPro=dpv(Prod par:0.5,0.8,2,Prod=);
```

Anexo # 8: Gráficos obtenidos al llevar a cabo la simulación de los esquemas.

Figura # 8.1: Simulación Esquema #1. Enfoque Self-Optimization. Perturbación: Pureza de meladura.

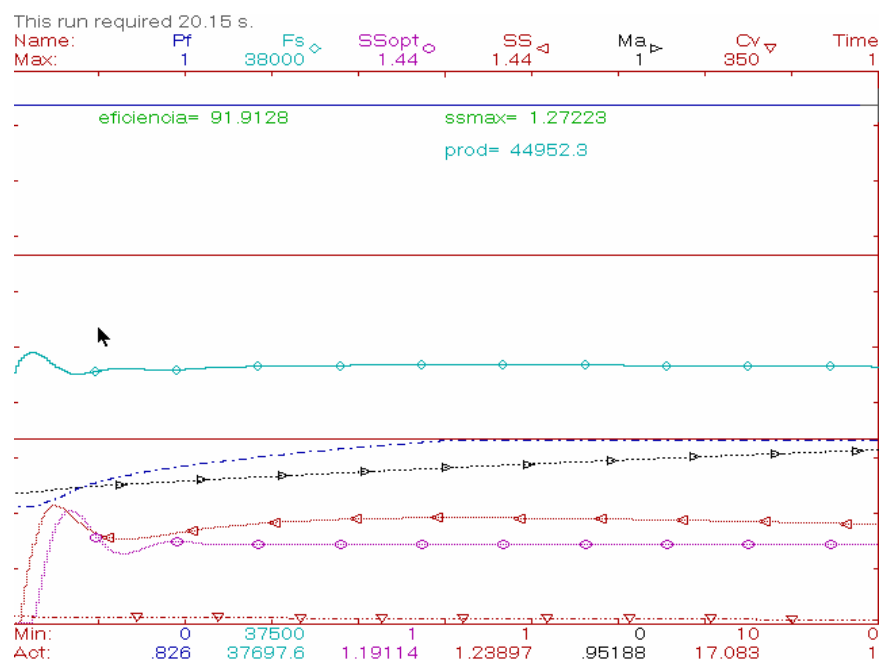


Figura # 8.2: Simulación Esquema # 2. Enfoque Self-Optimization. Perturbación: Pureza de meladura.

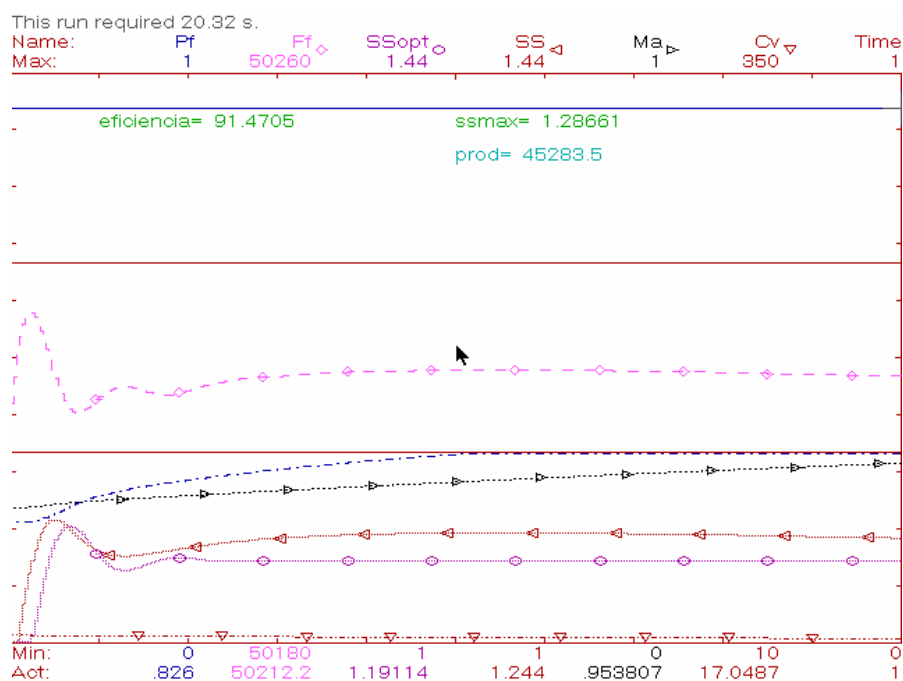


Figura # 8.3: Simulación Esquema # 3. Enfoque Self-Optimization. Perturbación: Pureza de meladura.

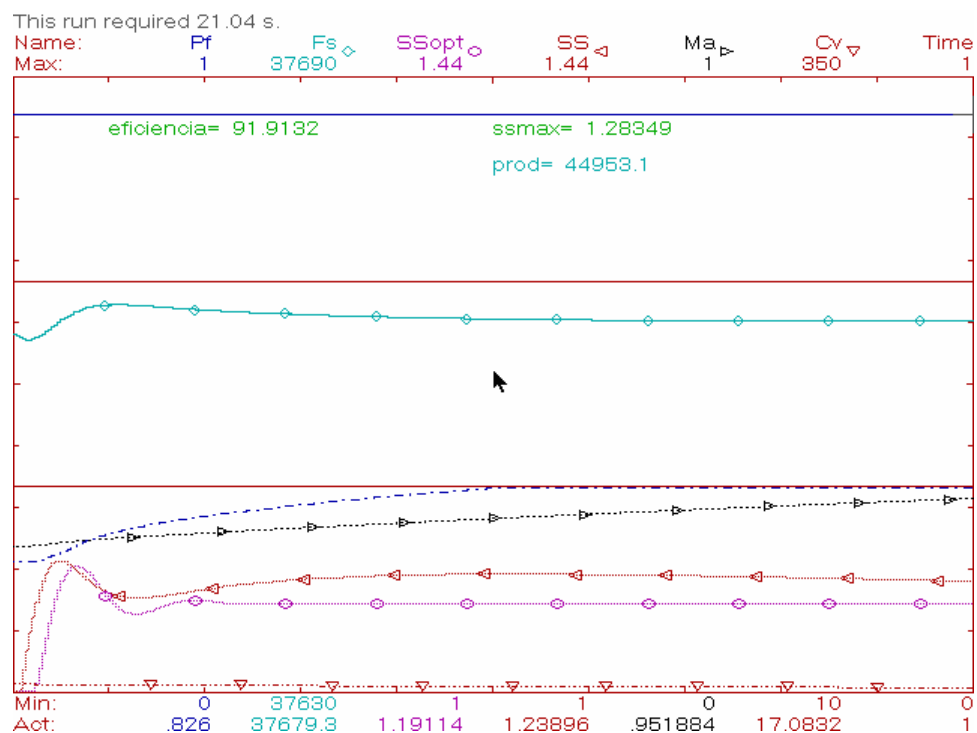


Figura # 8.4: Simulación Esquema # 4. Enfoque Self-Optimization. Perturbación: Pureza de meladura.

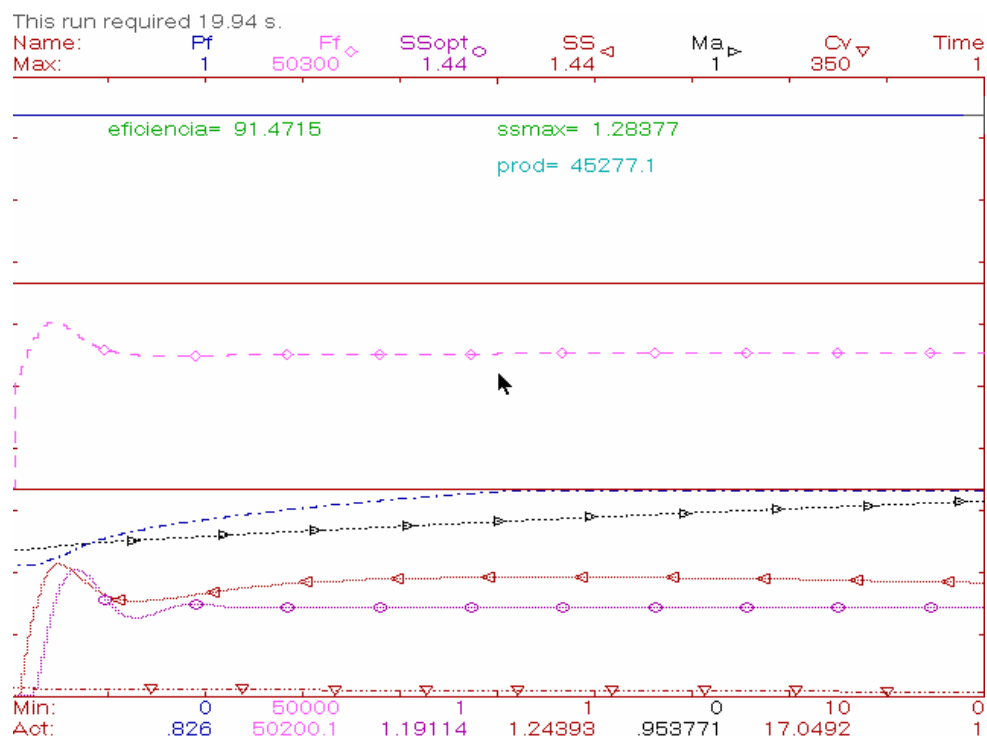


Figura # 8.5: Simulación Esquema # 5. Enfoque Self-Optimization. Perturbación: Pureza de meladura.

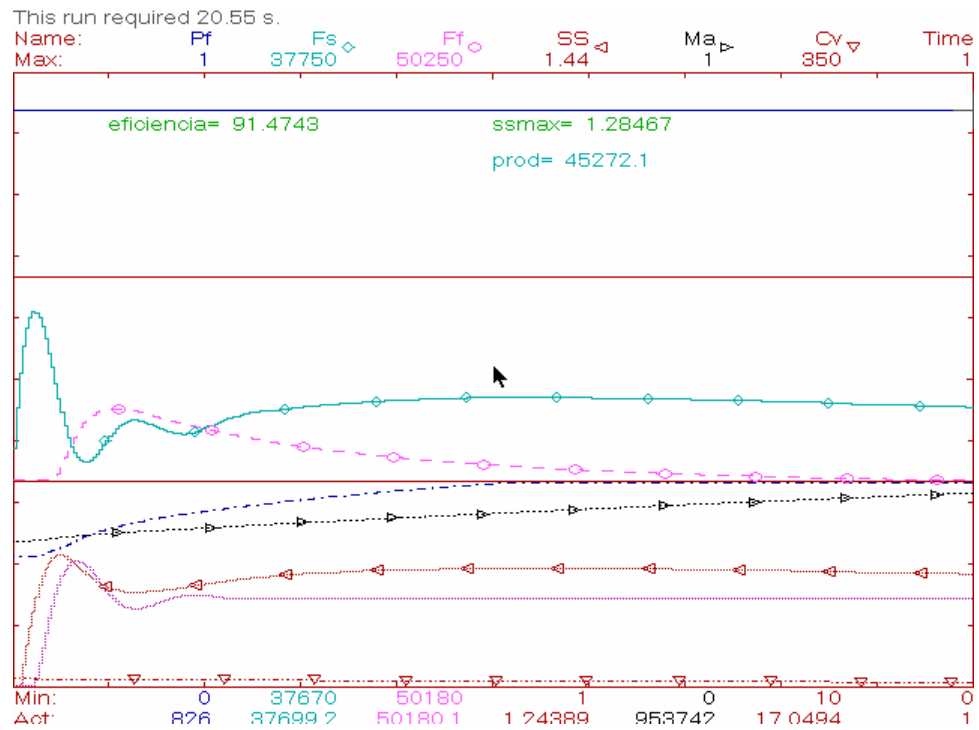
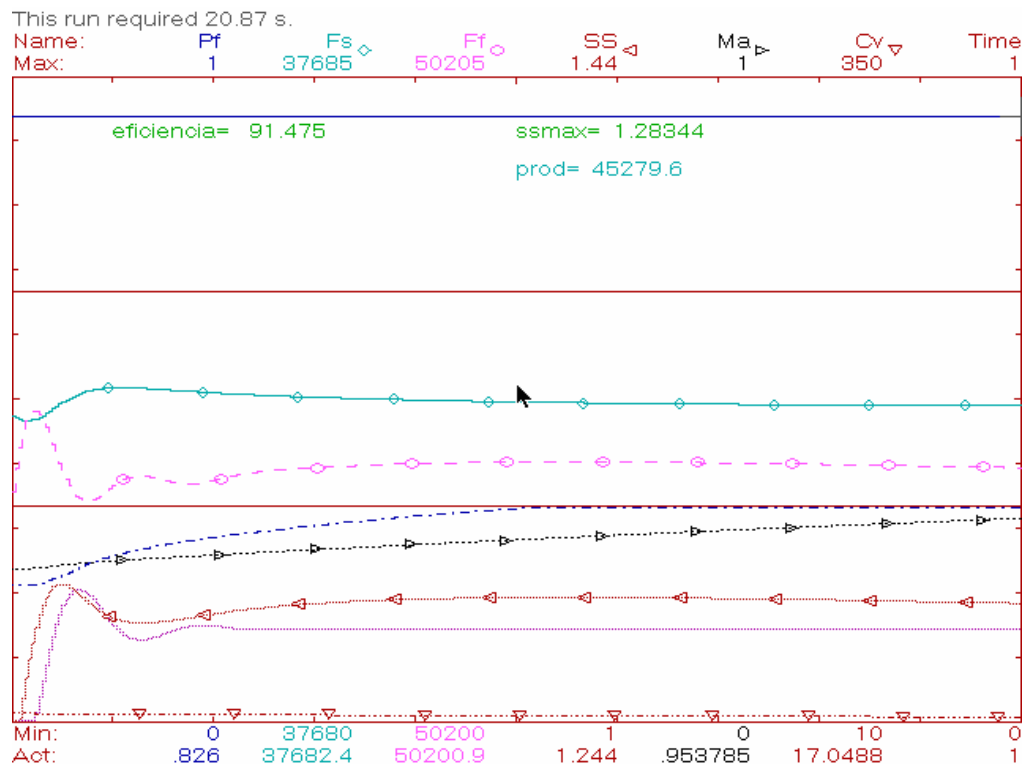


Figura # 8.6: Simulación Esquema # 6. Enfoque Self-Optimization. Perturbación: Pureza de meladura.



Anexo # 9: Tablas de resultados obtenidos.

Tabla # 9.1: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la pureza de la meladura. (Enfoque self-optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1										
Pf = 0.826	0.0415	8.3563	44951	17.083	0.951873	91.2021	1.23902	72.4129	0.67184	0.849824
Pf = 0.837	0.0325	8.412	45255.3	17.0519	0.953643	91.553	1.22647	72.0311	0.670383	0.859132
Pf = 0.846	0.0250	8.4602	45509.5	17.0256	0.955118	91.4099	1.21684	71.7321	0.669289	0.866615
Pf = 0.855	0.0174	8.5073	45763.1	16.9992	0.956585	91.3889	1.20701	71.4449	0.6682	0.873977
Pf = 0.865	0.0086	8.5605	46049.4	16.9697	0.958236	91.5195	1.19666	71.1329	0.667073	0.882018
Pf = 0.875	0.0006	8.6143	46338.8	16.9401	0.959899	91.8188	1.18748	70.8438	0.66601	0.889911
2										
Pf = 0.826	0.0452	8.4182	45283.5	17.0487	0.953807	91.4705	1.244	72.5448	0.666374	0.849319
Pf = 0.837	0.0362	8.47598	45594.3	17.0161	0.95561	91.1416	1.23106	72.175	0.664965	0.858692
Pf = 0.846	0.0286	8.52958	45855.7	16.9895	0.95712	91.0295	1.22086	71.8445	0.663934	0.866226
Pf = 0.855	0.0208	8.57324	46117.5	16.9627	0.958628	91.0295	1.21205	71.5687	0.662923	0.873639
Pf = 0.865	0.0119	8.62746	46409.2	16.9328	0.960304	91.1992	1.20085	71.2595	0.661827	0.881735
Pf = 0.875	0.0026	8.68246	46705	16.9034	0.961996	91.5242	1.19185	70.9709	0.660808	0.889683
3										
Pf = 0.826	0.0426	8.35678	44953.1	17.083	0.951885	91.9134	1.23897	72.373	0.671871	0.849824
Pf = 0.837	0.0339	8.41314	45256.3	17.0512	0.95365	91.5531	1.22642	72.0221	0.670398	0.859132
Pf = 0.846	0.0263	8.45995	45508.1	17.0251	0.95511	91.4051	1.21654	71.7247	0.669267	0.866615
Pf = 0.855	0.0188	8.5075	45763.8	16.9987	0.95659	91.3903	1.20703	71.4415	0.66821	0.873977
Pf = 0.865	0.0099	8.56071	46050.1	16.9697	0.95824	91.517	1.19733	71.1385	0.667084	0.882018
Pf = 0.875	0.0005	8.61428	46338.2	16.9405	0.959896	91.8202	1.18686	70.8311	0.666002	0.889911
4										
Pf = 0.826	0.0452	8.41701	45277.1	17.0492	0.953771	91.4715	1.24393	72.539	0.666401	0.849325
Pf = 0.837	0.0362	8.47465	45587.2	17.0172	0.955568	91.1528	1.23063	72.1676	0.644963	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.52305	45847.5	16.9903	0.957073	91.0335	1.22139	71.8666	0.663903	0.866229
Pf = 0.855	0.0208	8.57246	46113.3	16.9635	0.958604	91.0371	1.21181	71.5653	0.662934	0.873642
Pf = 0.865	0.0119	8.62671	46405.1	16.9339	0.960279	91.2063	1.20112	71.2654	0.661826	0.881736

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
Pf = 0.875	0.0026	8.62671	46701.5	16.904	0.961975	91.5331	1.19097	70.9587	0.661826	0.889684
5										
Pf = 0.826	0.0452	8.41613	45272.3	17.0502	0.953742	91.4774	1.24396	72.5453	0.666445	0.84933
Pf = 0.837	0.0362	8.93392	45583.2	17.0171	0.955546	91.1547	1.23061	72.1666	0.665001	0.8587
Pf = 0.846	0.0286	8.52298	45843.9	16.9903	0.957052	91.0338	1.2214	71.8687	0.663931	0.866232
Pf = 0.855	0.0207	8.572	46110.8	16.9638	0.95859	91.0392	1.21178	71.5654	0.662965	0.873644
Pf = 0.865	0.0119	8.62648	46403.9	16.934	0.960272	91.2002	1.20081	71.2531	0.661859	0.881738
Pf = 0.875	0.0026	8.68162	46700.5	16.9037	0.96197	91.5339	1.19097	70.9587	0.660821	0.889685
6										
Pf = 0.826	0.0452	8.41747	45279.6	17.0488	0.953785	91.4747	1.244	72.5478	0.666422	0.849325
Pf = 0.837	0.0362	8.47503	45589.2	17.0164	0.955581	91.1535	1.23063	72.1682	0.664979	0.858696
Pf = 0.846	0.0286	8.5234	45849.4	16.9902	0.957083	91.0333	1.2214	71.8682	0.663919	0.866229
Pf = 0.855	0.0208	8.57282	46115.2	16.9626	0.958616	91.0369	1.21182	71.5662	0.662955	0.873641
Pf = 0.865	0.0119	8.62702	46406.8	16.9336	0.960289	91.2061	1.20112	71.2698	0.661842	0.881736
Pf = 0.875	0.0026	8.68209	46703	16.9036	0.961985	91.5339	1.19097	70.959	0.660816	0.889683
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 9.1: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1						
Pf = 0.826	32107.9	0.532238	56.4493	1.36E-01	19.9841	0.9538
Pf = 0.837	32325.2	0.536083	57.0425	1.37E-01	19.1326	0.9627
Pf = 0.846	32506.8	0.539199	57.5436	1.37E-01	18.421	0.9702
Pf = 0.855	32687.9	0.542229	58.0558	1.38E-01	17.691	0.9779
Pf = 0.865	32892.4	0.545557	58.648	1.39E-01	16.8641	0.9867
Pf = 0.875	33099.1	0.548817	59.2672	1.40E-01	16.0194	0.9958
2						
Pf = 0.826	32345.4	0.527224	55.9454	1.40E-01	19.6482	0.9500
Pf = 0.837	32567.3	0.53111	56.5443	1.41E-01	18.8082	0.9591
Pf = 0.846	32754.1	0.534275	57.0515	1.42E-01	18.1075	0.9669
Pf = 0.855	32941.1	0.537365	57.5713	1.43E-01	17.3894	0.9745
Pf = 0.865	33149.4	0.540708	58.1673	1.44E-01	16.5723	0.9834
Pf = 0.875	33360.7	0.54403	58.7927	1.45E-01	15.7385	0.9926
3						
Pf = 0.826	32109.3	0.532258	56.4512	1.36E-01	19.9863	0.9538
Pf = 0.837	32325.9	0.536096	57.0439	1.37E-01	19.1336	0.9627
Pf = 0.846	32505.8	0.539185	57.5423	1.37E-01	18.4196	0.9702
Pf = 0.855	32688.5	0.542238	58.0567	1.38E-01	17.6917	0.9779
Pf = 0.865	32892.9	0.545564	58.6487	1.39E-01	16.8647	0.9867
Pf = 0.875	33098.7	0.548812	59.2668	1.40E-01	16.019	0.9958
4						
Pf = 0.826	32340.8	0.527251	55.9482	1.40E-01	19.6496	0.9500
Pf = 0.837	32562.3	0.531103	56.5436	1.41E-01	18.8077	0.9590
Pf = 0.846	32748.2	0.534239	57.048	1.42E-01	18.1052	0.9666
Pf = 0.855	32938.1	0.537372	57.572	1.43E-01	17.3899	0.9745
Pf = 0.865	33146.5	0.540698	58.1662	1.44E-01	16.572	0.9833

Pf = 0.875	33358.2	0.543992	58.7916	1.45E-01	15.7378	0.9907
Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
#5						
Pf = 0.826	32337	0.52729	55.9521	1.40E-01	19.6519	0.9500
Pf = 0.837	32559.4	0.531139	56.5473	1.41E-01	18.8098	0.9751
Pf = 0.846	32745.6	0.534267	57.048	1.42E-01	18.1067	0.9666
Pf = 0.855	32936.3	0.537401	57.5749	1.43E-01	17.3917	0.9745
Pf = 0.865	33145.6	0.540738	58.1703	1.44E-01	16.574	0.9834
Pf = 0.875	33357.5	0.544013	58.7938	1.45E-01	15.739	0.9926
#6						
Pf = 0.826	32342.5	0.527268	55.9498	1.40E-01	19.6512	0.9501
Pf = 0.837	32563.7	0.531119	56.5452	1.41E-01	18.8089	0.9590
Pf = 0.846	32749.5	0.534254	57.0495	1.42E-01	18.1062	0.9666
Pf = 0.855	32939.5	0.53739	57.5738	1.43E-01	17.3912	0.9745
Pf = 0.865	33147.7	0.540715	58.1678	1.44E-01	16.5731	0.9834
Pf = 0.875	33359.3	0.544009	58.7933	1.45E-01	15.7388	0.9926
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 9.2: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en el diámetro de semilla de 0.0002 m. (Enfoque self-optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1	0.0028	8.59182	46217.4	16.9526	0.959203	91.6759	1.19104	70.9624	0.666447	0.886629
2	0.0065	8.65954	46581.7	16.9159	0.961291	91.37	1.19579	71.0943	0.661237	0.886378
3	0.0033	8.59183	46217	16.9529	0.959203	91.6761	1.19104	70.9623	0.666448	0.886629
4	0.0066	8.65878	46577.6	16.9164	0.961267	91.3798	1.19529	71.094	0.661226	0.88638
5	0.0065	8.65854	46576.3	16.9164	0.96126	91.3801	1.19529	71.0939	0.66125	0.88638
6	0.0065	8.65918	46579.8	16.9159	0.96128	91.368	1.19585	71.094	0.661253	0.886379
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 9.2: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1	33012.4	0.54746	59.044	1.39E-01	16.3746	0.9924
2	33272.6	0.542639	58.5279	1.44E-01	16.0897	0.9887
3	33012.5	0.54746	59.0045	1.39E-01	11.3747	0.9919
4	33269.7	0.542624	58.5265	1.44E-01	16.089	0.9887
5	33268.8	0.542646	58.5301	1.45E-01	16.0908	0.9887
6	33271.3	0.542655	58.5295	1.45E-01	16.0905	0.9887
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 9.3: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en el diámetro de semilla de 0.0005 m. (Enfoque self-optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1	0.0039	8.59182	46217.4	16.9523	0.959203	91.6759	1.19104	70.9624	0.666447	0.886629
2	0.0071	8.65954	46581.7	16.9159	0.961291	91.37	1.19579	71.0943	0.661237	0.886378
3	0.0039	8.59188	46217.7	16.9525	0.959204	91.6767	1.19113	70.9601	0.666451	0.886629
4	0.0071	8.65893	46578.4	16.9165	0.961272	91.3799	1.1954	71.0902	0.661237	0.886379
5	0.0071	8.65865	46576.9	16.9164	0.961263	91.3798	1.1954	71.09	0.661259	0.88638
6	0.0071	8.65919	46579.9	16.916	0.96128	91.3796	1.1954	71.0904	0.661253	0.886379
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 9.3: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1	33012.4	0.54746	58.954	1.39E-01	16.509	0.9913
2	33272.6	0.542639	58.4758	1.44E-01	16.2225	0.9881
3	33012.7	0.547463	58.9542	1.39E-01	16.5089	0.9913
4	33270.3	0.542634	58.4766	1.44E-01	16.2233	0.9881
5	33269.2	0.542654	58.4788	1.44E-01	16.2247	0.9881
6	33271.3	0.542649	58.4783	1.44E-01	16.2244	0.9881
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 9.4: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la presión de vacío de 25 plg de Hg. (Enfoque self-optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1	0.0022	8.59739	46247.4	16.9498	0.959374	91.4693	1.16688	73.3123	0.666879	0.886629

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
2	0.0056	8.66278	46599.1	16.9144	0.961391	91.1898	1.1707	73.4065	0.661532	0.886379
3	0.0022	8.59732	46247	16.9495	0.959373	91.4692	1.16688	73.3121	0.666873	0.886629
4	0.0057	8.66268	46598.6	16.9141	0.961388	91.188	1.17068	73.4054	0.661523	0.886379
5	0.0056	8.66254	46597.8	16.9142	0.961383	91.1889	1.17068	73.4056	0.661553	0.88638
6	0.0056	8.66297	46600.1	16.9144	0.961396	91.189	1.17068	73.4059	0.661542	0.886379
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 9.4: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1	33033.8	0.548237	59.0837	1.39E-01	16.4005	0.9931
2	33285.1	0.543264	58.5925	1.44E-01	16.1069	0.9896
3	33033.6	0.548232	59.0834	1.39E-01	16.4003	0.9931
4	33284.7	0.543258	58.5919	1.44E-01	16.1064	0.9896
5	33284.2	0.543286	58.5946	1.44E-01	16.108	0.9896
6	33285.8	0.543276	58.5937	1.44E-01	16.1076	0.9896
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Tabla # 9.5: Resultados de indicadores del proceso de cristalización para la obtención de masas cocidas A, para los seis esquemas de control automáticos simulados, ante cambios en la Presión de vacío de 26 plg de Hg. (Enfoque self-optimization).

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
1	0.0051	8.57917	46149.4	16.9594	0.958812	91.7309	1.21124	69.2555	0.665466	0.8866
2	0.0082	8.64789	46519	16.9222	0.960932	91.416	1.21561	69.4068	0.660311	0.886377
3	0.0050	8.57925	46149.8	16.9596	0.958814	91.7337	1.21106	69.2508	0.665472	0.886629

Esquema	Pérd.	Gan.an(e6)	Producc.	Cv	Ma	Efic.	SS	T	Agot.	Pm.
4	0.0082	8.64681	46513.2	16.9226	0.960899	91.4212	1.21538	69.4016	0.660312	0.88638
5	0.0082	8.64636	46510.8	16.9229	0.960885	91.4155	1.21495	69.3917	0.660325	0.88638
6	0.0082	8.64702	46514.4	16.9229	0.960905	91.4149	1.21495	69.3924	0.660323	0.886379
Proceso	-	8.68	46677.10	21.51	0.9403	91.45	1.195	71.11	0.6611	0.8865

Tabla # 9.5: ...Continuación.

Esquema	Mc.	Wc.	RC	G(mm/h)	Caida Pza	F.objetivo
1	32963.8	0.546335	58.8929	1.39E-01	16.3129	0.9902
2	33227.9	0.54158	58.4228	1.44E-01	16.0354	0.9871
3	32964.1	0.54634	58.8934	1.39E-01	16.3162	0.9902
4	33223.7	0.54158	58.4229	1.44E-01	16.0354	0.9870
5	33222	0.541601	58.425	1.44E-01	16.036	0.9871
6	33224.6	0.541597	58.4246	1.44E-01	16.0359	0.9871
Proceso	33340.80	0.5451	58.52	1.45E-01	16.07	-

Anexo # 10: Modificaciones introducidas a los programa de simulación autpf1n.psm y aupf1a.psm para implementar los restantes esquemas de control automático.

Esquema	Modificaciones Introducidas
2	%Lazo de control para controlar SS manipulando flujo de meladura $Ff=50200.3-Kc*Er-(Kc/taoi)*Int1-(Kc*taod)*der$; %Flujo de meladura manipulado $Kc=225.639$; $taoi=1000.86$; $taod=0.864392$; $ps=1.4136$; % presion del vapor en la calandria bar $Fs=Qs/alfa/lands$; % Flujo de vapor que se alimenta al tachó: kg/min
3	%Lazo de control para controlar contenido de cristales manipulando flujo de vapor $Fs=37682.7-Kc*Er-(Kc/taoi)*Int1-(Kc*taod)*der$; %Flujo de vapor manipulado en lb/h $Kc=225.639$; $taoi=1000.86$; $taod=0.864392$;
4	%Lazo de control para controlar contenido de cristales manipulando flujo de meladura $Ff=50200.3-Kc*Er-(Kc/taoi)*Int1-(Kc*taod)*der$; %Flujo de meladura manipulado en lb/h $Er=0.547524-wc$; $Kc=0.52629$; $taoi=1000.86$; $taod=90.112728$; $ps=1.4136$; % presion del vapor en la calandria bar $Fs=Qs/alfa/lands$; % Flujo de vapor que se alimenta al tachó: kg/min
5	%Lazo de control para controlar contenido de cristales manipulando flujo de meladura $Ff=50200.3-Kc*Er-(Kc/taoi)*Int1-(Kc*taod)*der$; %Flujo de meladura manipulado en lb/h $Er=0.547524-wc$; $Kc=998.426$; $taoi=991.433$; $taod=82.7936$; %Lazo de control para controlar Sobresaturación manipulando flujo de vapor $Fs=37682.7-Kc1*Er1-(Kc1/taoi1)*Int12-(Kc1*taod1)*der12$; %Flujo de vapor manipulado en lb/h $Int12=INT(Er1 \text{ par:}0)$; $der12=DIF(Er1 \text{ par:}0)$; $Er1=SSopt-SS$; $Kc1=312.015$; $taoi1=990.04$; $taod1=0.0437$; $lae2=INT(abs(Er) \text{ par:}0)$;
6	%Lazo de control para controlar Sobresaturación manipulando flujo de meladura $Ff=50200.3-Kc*Er-(Kc/taoi)*Int1-(Kc*taod)*der$; %Flujo de meladura manipulado en lb/h $Kc=11.1348$; %225.639; $taoi=1001.72$; %1000.86;

Esquema	Modificaciones Introducidas
	taod=1.72853; %0.864392; %Lazo de control para controlar Contenido de cristales manipulando flujo de vapor Fs=37682.7-Kc1*Er1-(Kc1/taoi1)*Int12-(Kc1*taod1)*der12; %Flujo de vapor manipulado en lb/h Int12=INT(Er1 par:0); der12=DIF(Er1 par:0); Er1=0.547524-wc; Kc1=16.9661; taoi1=1001.72; taod1=1.72888; lae2=INT(abs(Er) par:0);