

Proyecto de Investigación

DESARROLLO DE MODELOS MATEMÁTICOS Y  
SIMULACIÓN PARA UNIDADES SELECCIONADAS DEL  
PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR A PARTIR DE  
CAÑA AZUCARERA

---

YEIMY LICETH MORALES PEREZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

Posgrado en Ingeniería Química

Bucaramanga, Colombia

2009

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

DESARROLLO DE MODELOS MATEMÁTICOS Y SIMULACIÓN PARA  
UNIDADES SELECCIONADAS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR  
A PARTIR DE CAÑA AZUCARERA

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de Magister  
en Ingeniería Química

Yeimy Liceth Morales Pérez

Estudiante maestría en Ingeniería Química

Director

Dr. Viatcheslav Kafarov

Profesor Titular Escuela De Ingeniería Química UIS

Codirector

Ph.D Edgar Castillo Monroy

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

Facultad De Ingenierías Fisicoquímicas

Posgrado en Ingeniería Química

Bucaramanga

2009

## **AGRADECIMIENTOS**

Deseo agradecer en primer lugar COLCIENCIAS por el apoyo al programa estratégico “Optimización Del Proceso Dual de Producción Simultánea (Azúcar – Alcohol) y Desarrollo de los Nuevos Procesos de Producción de Bioetanol Combustible” a la Universidad Industrial de Santander y a los profesores de la escuela de ingeniería química por su contribución en mi formación académica, a mi director el doctor Viatchesav Kafarov por su confianza y apoyo incondicional, a CENICAÑA por sus aportes.

A la escuela de Ingeniería de sistemas en especial a Daniel y Breiner por su colaboración en el desarrollo de la aplicación software, A los integrantes del Centro de Investigación CIDES especialmente a los Ingenieros (as) Liliana Hernández, Ariel, Ximena, Yuranni, por sus aportes para el desarrollo del trabajo y por su valiosísima amistad.

A mi madre, mis hermanas, Fabián y a toda mi familia por su paciencia y constate apoyo sin ellos hubiese sido mucho más difícil culminar exitosamente este camino. A mis amigas Liliana y Viviana por su amistan incondicional, por sus consejos y recomendaciones para cada momento de mi vida.

Finalmente a todas aquellas personas que de una u otra forma han contribuido para alcanzar este logro.

## TABLA DE CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN .....	1
2	LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA Y EL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR. ....	4
2.1	PROCESO PRODUCCIÓN DE AZÚCAR.....	6
2.1.1	Extracción del jugo.....	8
2.1.2	Purificación del jugo.....	10
2.1.3	Evaporación del jugo.....	12
2.1.4	Clarificación de la meladura.....	13
2.1.5	Cristalización.....	13
2.1.6	Secado.....	16
2.1.7	Refinación de azúcar.....	17
3	MODELO MATEMATICO PRODUCCION DE AZUCAR SIN REFINAR. ....	18
3.1	NOMENCLATURA.....	19
3.2	PREPARACIÓN Y MOLIENDA.....	21
3.2.1	Preparación de la caña.....	21
3.2.2	Molienda.....	22
3.3	PURIFICACIÓN DEL JUGO.....	28
3.4	EVAPORACIÓN.....	32
3.5	CLARIFICACION DE LA MELADURA.....	34
3.6	CRISTALIZACIÓN.....	36
3.7	SECADO.....	38
3.8	PRODUCCIÓN DE VAPOR.....	40
4	SIMULACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO.....	44

4.1	PRESENTACION DE VENTANAS DE LA APLICACIÓN SOFTWARE	
SEPPRAZ 1.0.....		45
4.1.1	Pantalla de Bienvenida.....	45
4.1.2	Pantalla principal .....	46
4.1.3	Pantalla de ingreso de datos.....	47
4.1.4	Pantalla de resultados.....	48
4.1.5	Generación de reportes.....	49
4.1.6	Análisis de Sensibilidad.....	51
4.1.7	Ayuda.....	52
4.1.8	Barra de herramientas.....	52
5	RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	55
5.1	RESULTADOS PREPARACIÓN Y MOLIENDA .....	55
5.1.1	Análisis de sensibilidad para la etapa de molienda.....	57
5.2	RESULTADOS EVAPORACIÓN .....	58
5.2.1	Análisis de sensibilidad para la etapa de evaporación.....	60
5.3	RESULTADOS CRISTALIZACIÓN.....	62
5.3.1	Análisis de Sensibilidad para etapa de cristalización .....	65
6	CONCLUSIONES.....	68
7	RECOMENDACIONES .....	70
8	BIBLIOGRAFÍA .....	71

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1</b> Productos de los diferentes ingenios Colombianos .....	5
<b>Tabla 2</b> Datos de entrada etapa preparación y molienda .....	55
<b>Tabla 3</b> Resultados etapa de preparación y Molienda.....	56
<b>Tabla 4</b> Flujo de jugo claro .....	59
<b>Tabla 5</b> Datos de entrada para etapa de evaporación.....	59
<b>Tabla 6</b> Resultados para evaporación .....	59
<b>Tabla 7</b> Flujo y composición de meladura clara.....	62
<b>Tabla 8</b> Datos de entrada para cristalización .....	63
<b>Tabla 9</b> Resultados para masas y cristales en la etapa de Cristalización .....	64
<b>Tabla 10</b> Resultados de mieles y semillas en etapa de cristalización .....	64
<b>Tabla 11</b> Vapor consumido en cada tacho .....	65

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 Esquema imbibición.....	22
<b>Figura 2</b> Pantalla de bienvenida.....	45
<b>Figura 3</b> pantalla principal .....	46
<b>Figura 4</b> Pantalla de ingreso de datos.....	47
<b>Figura 5</b> Pantalla de resultados en forma tabulada.....	48
<b>Figura 6</b> Resultados en forma Gráfica .....	49
<b>Figura 7</b> Reportes .....	50
<b>Figura 8</b> Pantalla de análisis de sensibilidad .....	51
<b>Figura 9</b> Pantalla ayuda .....	52
<b>Figura 10.</b> Barra de herramientas .....	53
<b>Figura 11</b> Efecto de la fibra en el % de extracción acumulada .....	57
<b>Figura 12</b> Efecto de la fibra en el consumo de vapor de la molienda.....	58
<b>Figura 13</b> Relación del consumo de vapor con el número de efectos.....	61
<b>Figura 14</b> Consumo del vapor de escape a diferentes grados brix de la meladura .....	61
<b>Figura 15</b> Efecto de la pureza en la miel C sobre la producción de azúcar .....	66

## LISTA DE ANEXOS

ANEXO A .....	75
ANEXO B .....	76
ANEXO C .....	78

## RESUMEN

**TITULO:** DESARROLLO DE MODELOS MATEMÁTICOS Y SIMULACIÓN PARA UNIDADES SELECCIONADAS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR A PARTIR DE CAÑA AZUCARERA\*

**AUTOR:** YEIMY LICETH MORALES\*\*

**PALABRAS CLAVE:** Producción de azúcar, modelo, estado estable, simulación

La industria azucarera se encuentra posicionada como una de las principales agroindustrias a nivel nacional e internacional. Ubicándose entre los primeros productores y exportadores de azúcar a nivel mundial. Actualmente el sector azucarero colombiano atraviesa por épocas de grandes cambios por los nuevos escenarios que la actividad azucarera ha implantado; creando la necesidad de aumentar la eficiencia en sus procesos y mejorar la calidad en sus productos.

Para estudiar las etapas del proceso y ayudar con la toma de decisiones tanto para trabajadores como directivos además de capacitación de personal técnico, este trabajo planteo un modelamiento matemático en estado estable basado en balances de masa, energía y ecuaciones empíricas de las principales etapas del proceso de producción de azúcar sin refinar. Estas etapas fueron: preparación y molienda, clarificación del jugo, evaporación, clarificación de la meladura, cristalización y secado.

Como medio para alojar el modelo matemático planteado para el proceso de producción de azúcar fue desarrollada una aplicación software en lenguaje C#. NET de la plataforma educativa de visual studio.net 2008. Dicha aplicación es metodológica, funcional, práctica y muy accesible al usuario final, permitiendo manejar y conocer variables en cada etapa, cambio de condiciones de los flujos que ingresan, concentraciones, etc. del proceso general y de cada una de las etapas.

Posteriormente y usando la aplicación software desarrollada fue analizado un caso de estudio típico del sector azucarero y fueron evaluadas las corrientes de salida de cada una de las etapas, además se planteo un análisis de sensibilidad que permitió apreciar el efecto de variar un corriente de entrada sobre uno o mas flujos de salida del proceso por ejemplo: la producción de azúcar, el consumo de vapor y los porcentajes de extracción del jugo contenido en la caña.

---

\* Trabajo de grado de maestría

\*\* Facultad de ingenierías Fisicoquímicas, Escuela de ingeniería Química, Posgrado en Ingeniería Química. Director: Dr. Sc Viatcheslav Kafarov, Codirector: Ph. D Edgar Fernando Castillo

## SUMMARY

**TITLE:** DEVELOPMENT A MATHEMATIC MODEL AND SIMULATION FOR SELECTED PROCESS UNITS FOR SUGAR PRODUCTION FROM SUGAR CANE\*

**AUTHOR:** YEIMY LICETH MORALES PEREZ\*\*

**KEY WORDS:** Sugar production, Model, Steady state, Simulation

The sugar industry is positioned as a leading agro-industry nationally and internationally. This is located among the major producers and exporters of sugar worldwide. Actually the Colombian sugar sector is going through times of great change for the new scenarios of sugar activity has implemented, creating the necessity of increase the efficiency in their process and improve the quality in their products.

To study the stages to the process and assist it, in decisions, making for employees and managers in addition to train technical personnel, this work present a mathematic model in steady state based in mass, energy balances and empirical equations of the most important stages of sugar production. These stages where: preparation and milling, juice clarification, evaporation, syrup clarification, crystallization, and drying

As a means for develop the mathematical model proposed to sugar production, was development a software application in language C#. NET, This is of the educative platform for Visual Studio. Net. 2008. This application is methodological, functional, practical, and very accessible to final user and permit handling and knowing variables in each stage, changing conditions of input flows, concentrations of general process and every stage.

Subsequently, using the application software developing was analyzed a typical study case in the sugar sector, were evaluated the output flows in each stage. Also was raised a sensitivity analysis to assess the possible effect of varying an input current on one or more outflows in the process for example the production of sugar, consumption of steam and extraction rates in the cane juice.

---

\* Trabajo de grado de maestría

\*\* Facultad de ingenierías Físicoquímicas, Escuela de ingeniería Química, Posgrado en Ingeniería Química. Director: Dr. Sc Viatcheslav Kafarov, Codirector: Ph. D Edgar Fernando Castillo

## 1 INTRODUCCIÓN

El proyecto que se presentará a continuación fue realizado dentro del marco del programa estratégico “Optimización Del Proceso Dual de Producción Simultánea (Azúcar – Alcohol) y Desarrollo de los Nuevos Procesos de Producción de Bioetanol Combustible” aprobado por COLCIENCIAS, con la participación de CENICAÑA y la Universidad Industrial de Santander, el cual tiene dentro de sus objetivos el desarrollo de modelos matemáticos y simulaciones para los procesos de la agroindustria azucarera colombiana.

El azúcar es uno de los productos alimenticios de distribución más extensa en el mundo. Hoy por hoy su producción se encuentra en todos los continentes con cerca de 140 países los productores de este[1]. La industria azucarera basa su producción en dos materias primas principales: la caña de azúcar, propia de las regiones tropicales y subtropicales, y la remolacha que comúnmente se produce en zonas templadas. Mundialmente el azúcar proveniente de la caña azucarera representa cerca del 70% del producto elaborado, el resto proviene casi en su totalidad de variedades de remolacha azucarera.

La industria azucarera colombiana es una de las más antiguas a nivel nacional y desde entonces ha venido creciendo hasta convertirse en una de las agroindustrias con mayor solidez dentro de la economía colombiana, produciendo diversas variedades de azúcar para el consumo nacional y para exportación. Aunque actualmente el portafolio de productos de esta industria se ha ampliado con la implementación de plantas de alcohol carburante y la incursión en la cogeneración de energía a través del bagazo de la caña para la venta a la red nacional, su principal producto sigue siendo el azúcar, el cual se produce en 13 ingenios ubicados en la en el Valle del Río Cauca incluyendo los departamentos de Cauca, Risaralda y Valle del Cauca.

En la búsqueda del continuo avance, esta agroindustria ha investigado en el planteamiento de estrategias que le permitan aumentar el conocimiento de cada uno de los etapas que se llevan a cabo para el proceso productivo del azúcar. Dicho proceso ha empezado desde el fortalecimiento en el área de siembra y cosecha de la caña, y se ha extendido hasta el proceso en fábrica. Con base en este panorama y con el conocimiento de las ventajas obtenidas en diversos campos de la ciencia y la ingeniería al aplicar herramientas de modelamiento y simulación de procesos, este trabajo plantea un modelo matemático en estado estable para las principales etapas del proceso productivo de azúcar y el desarrollo de una aplicación software que permita integrar las principales etapas del proceso, de tal modo que el cambio de los parámetros de cualquier etapa inicial (por ejemplo molienda) se vea representada en etapas posteriores y parámetros generales del proceso, como calidad y cantidad del azúcar, consumos energéticos generales y de cada etapa, cantidad de residuos, consumo de servicios industriales (vapor, electricidad, combustible, entre otros).

El modelo matemático obtenido se baso en balances de masa energía y ecuaciones empíricas las cuales han sido estudiadas por diferentes entidades relacionadas con el sector a nivel nacional y mundial. Dicho modelo se alojo en una aplicación software desarrollada en un lenguaje de programación de alto nivel como es C#. NET de la plataforma educativa de visual studio.net 2008 (versión Express).

A partir de esta herramienta y tomando un caso de estudio de la industria se evaluó la producción de azúcar, y residuos como el bagazo y la cachaza además de plantear un análisis de sensibilidad de algunas variables en las etapas más importantes de este proceso. Los resultados obtenidos permitieron tener un mejor conocimiento sobre el proceso general y sobre la influencia de algunas variables en el consumo de vapor la producción de azúcar y la eficiencia en la extracción. Así como contar con una interfaz gráfica amigable para la simulación de la

producción de azúcar que permita la toma de decisiones a directivos y operadores de la planta y la capacitación de personal técnico.

## 2 LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA Y EL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR.

La agro-industria azucarera colombiana es una de las más tradicionales dentro de la economía nacional y se destaca por su gran participación en producción, valor agregado y empleo en la industria de los alimentos, siendo el azúcar la fuente más importante para la generación de este valor, frente a los demás fuentes del conglomerado que se han desarrollado alrededor del sector.

El azúcar está compuesto casi en su totalidad por sacarosa, éste es un disacárido de fórmula  $C_{12}H_{22}O_{11}$  formado glucosa (Dextrosa) y Fructuosa (Levulosa), que se caracteriza por su sabor dulce, su capacidad para cristalizar formando prismas transparentes y su alta solubilidad en agua. Este endulzante de origen vegetal se encuentra en numerosas plantas en pequeñas cantidades, sin embargo con fines extractivos a nivel industrial principalmente se usan: la caña de azúcar, y la remolacha azucarera

En Colombia la producción de azúcar a nivel industrial se limita al uso de la caña azucarera. Se cree que su origen está en la india donde era altamente apreciada por su dulce sabor, inicialmente se consumía directamente pero más tarde se uso su zumo mezclado con agua. Sin embargo la obtención de azúcar sólido es muy posterior y se realizó probablemente en la India, como parece deducirse por la etimología del vocablo hindú *Sárkara* del que derivan *xacar* en persa y *açúcar*, que en árabe significa piedrecita.[2]

La caña de azúcar es una planta de gran tamaño, que pertenece a la familia de las gramíneas, del género *saccharum*, de la especie *saccharum officinarum*, está fue traída a América por los españoles e introducida a la Nueva Granada por Pedro de Heredia y Sebastián de Belalcázar[3, 4]. En la actualidad la industria azucarera colombiana centra su producción de caña de azúcar en el Valle geográfico del río Cauca, el cual encierra los departamentos de Cauca, Risaralda y Valle del Cauca,

ya que esta zona ofrece grandes ventajas para la siembra y cosecha durante todo el año, por sus suelos y condiciones agroclimáticas, convirtiéndose así en la más productiva a nivel mundial al tener el mayor índice de Toneladas de azúcar por hectárea de caña.[5]

En la actualidad la agroindustria azucarera posee cerca de 203.000 hectáreas de caña de azúcar sembradas, la caña cosechada es procesada por los 13 ingenios que se encuentran ubicados en la región del Valle del Rio Cauca los cuales son: La Cabaña, Carmelita, Central Castilla, Incauca, Manuelita, Pichichí, Providencia, Riopaila, Central Tumaco, María Luisa, Mayagüez, Risaralda y San Carlos. Cada uno de estos ingenios produce diferentes derivados de la caña al mercado nacional, para exportación y para la industria de bebidas, alimentos, sucro-química, papel, aglomerados, generación de energía, etc.

Entre los principales productos derivados de la caña se encuentran: el azúcar en diversas presentaciones, miel virgen, bagazo, cachaza, melaza, miel final, y alcohol carburante entre otros.[6] En la tabla 1 se muestra los productos que cada uno de los ingenios azucareros colombianos ofrece.

**Tabla 1** Productos de los diferentes ingenios Colombianos

AZÚCAR CRUDO O MORENO	AZÚCAR BLANCO	AZÚCAR BLANCO ESPECIAL	AZÚCAR REFINADO	MIELES	ALCOHOL CARBURANTE <sup>1</sup>	AZUCARES ESPECIALES Y OTROS <sup>2</sup>	INSUMOS INDUSTRIALES <sup>3</sup>
Riopaila	Incauca	Incauca	Incauca	Mayagüez	Incauca	Incauca	Incauca
Pichichí	Mayagüez	Riopaila	Mayagüez	Riopaila	Mayagüez	Risaralda	
Risaralda	Providencia	Pichichí	Riopaila	Pichichí	Providencia	Manuelita	
San Carlos	Riopaila	La Cabaña	Risaralda	La Cabaña	Riopaila		
Castilla	Pichichí	Risaralda	San Carlos	Castilla	Manuelita		

<sup>1</sup> Además de alcohol carburante Incauca, providencia y Manuelita también producen alcohol rectificado del 96%

<sup>2</sup> Entre los azúcares especiales se encuentran, azúcar blanca y morena light, con calcio y otros como dulces y bocadillos producidos por Incauca, Azúcar light de Manuelita y el azúcar orgánica y abono elaborados por Providencia, y azúcar saborizado por Risaralda

<sup>3</sup> Los insumos industriales son edulcorantes para uso industrial (Quimix, Trimix, Incameg) producidos por Incauca

Incauca	La Cabaña	San Carlos	Castilla	Mª Luisa
Mayagüez	Risaralda		Manuelita	C.Tumaco
Providencia	San Carlos			
La Cabaña	C. Tumaco			
Manuelita	Castilla			
C. Tumaco	Manuelita			
	Mª Luisa			
	Carmelita			

Fuente: [7-13]

En Colombia, durante el 2008 se produjeron 2,036 millones de tmvc<sup>4</sup>, a partir de 19,207,728 Ton de caña de azúcar dentro de los cuales cerca del 89 % fue de azúcar Blanco el 10 % de azúcar crudo y el porcentaje restante corresponde a las mieles. De la producción total colombiana 1.564.939 tmvc se consumieron en el mercado interno nacional, 65% para el consumo en hogares, 35 % para la fabricación de productos alimenticios y bebidas y las restantes 478.442 tmvc de azúcar se destinaron para la exportación el 75% se dirigió a países de América como Chile, Perú Haití y Estados Unidos. El resto del azúcar se exportó hacia múltiples destinos alrededor del mundo. A nivel mundial para el periodo 2007-2008 se produjeron 152,175 millones de tmvc de azúcar, la producción colombiana ubica a Colombia en el lugar número 11, en la lista de los mayores productores de azúcar a nivel mundial y en el 8 de los grandes exportadores, listas que son encabezada por Brasil con 31,622 millones tmvc producidas y 19.531 millones tmvc exportadas. [5]

## 2.1 PROCESO PRODUCCIÓN DE AZÚCAR.

El proceso general para la producción de azúcar a partir de la caña de azucarera comienza exactamente en la planta, en está se transforma la energía de la fotosíntesis en la producción de sacarosa, otros sólidos solubles como fructosa, glucosa y fibra. Cuando la caña ha alcanzado la madurez, se procede a la cosecha ya que a partir de este momento la caña empieza el proceso de inversión

<sup>4</sup> tmvc: Toneladas métricas en su equivalente a volumen de azúcar crudo

de la sacarosa. La cosecha se puede llevar a cabo mecánica o manualmente, con caña en verde o caña quemada, sin embargo el proceso manual con caña quemada es el más usado por los ingenios colombianos. Una caña madura tiene una composición promedio de; 73-76 % de Agua, 24-27 % sólidos, 10-16 sólidos solubles y 11-16 % Fibras [14], dicha composición variará dependiendo de la variedad, tipo de suelo, manejo agronómico, edad, factores climáticos, entre otros.

Una vez la caña ha sido cortada es transportada en el menor tiempo posible a los respectivos ingenios para comenzar con el proceso de extracción, disminuir el tiempo que transcurre desde el corte hasta la extracción del jugo es muy importante con el fin de evitar el proceso de reducción de la sacarosa, en el cual esté disacárido se rompe para dejar los monosacáridos simples que lo componen glucosa y fructosa, este proceso se inicia en la misma planta después de alcanzar cierta edad, sin embargo se acelera después del corte debido a las condiciones de pH y temperatura del ambiente.

Las cañas cortadas son transportadas al ingenio para su procesamiento, allí la caña es descargada con la ayuda de grúas de cañas sobre basculas de plataforma que pesan la caña antes de ingresarla proceso. La caña pesada es transportada a la mesa de alimentación en la cual puede lavarse o no usando una lluvia de agua para retirar impurezas, la caña lavada es nivelada con el fin de formar un colchón uniforme que será alimentado a la primera etapa, la extracción del jugo. El lavado de la caña puede contribuir a disminuir el desgaste en los equipos de molienda, y del sistema de bombeo de jugo en la planta, además permite reducir las pérdidas de sacarosa debido a la presencia de materia extraña.

**2.1.1 Extracción del jugo.** El proceso de extracción del jugo comienza con la *preparación de la caña*, en esta etapa se busca romper y desgarrar los tallos de la caña con el fin de prepararla para el proceso de molienda para ello se pueden usar diferentes tipos de maquinas de preparación las cuales se pueden usar solas o diferentes combinaciones de ellas. Unas de las más importantes e indispensables son:

Las *picadoras o cuchillas (knives)*, en estas se reduce el tamaño de las cañas enteras lo que presenta dos ventajas importantes, aumentar la capacidad de los molinos transformando la caña en una masa compacta y homogénea y favorecer la extracción de la sacarosa al romper la corteza de la caña facilitando así su desintegración y por lo tanto la extracción del jugo. Estas constan de un eje horizontal sobre el cual están dispuestas una serie de cuchillas curvas que convierten las cañas enteras en un material formado por pedazos cortos. Otro elemento en la preparación de la caña son las *desfibradoras (crushers)* estas permiten completar la preparación y desintegración de la caña para facilitar la extracción del jugo en los molinos. En estas la caña se corta en pedazos pequeños y se desfibra sin extraer el jugo. Además de las anteriores también se pueden encontrar *las desmenuzadoras (shredders)* las cuales tienen como objetivo desmenuzar la materia asegurando la alimentación a la batería de molinos y facilitando la toma y la extracción en estos. Las desmenuzadoras generalmente poseen dos mazas las cuales serán las primeras que apliquen presión a la caña. La etapa de preparación de la caña es de gran importancia ya que mejora la eficiencia de la extracción que será obtenida en la molienda.[2, 14, 15]

Luego de que la caña ha sido preparada es llevada al proceso de molienda, esta etapa tienen como finalidad principal conseguir la mayor separación de los dos constituyentes principales de la caña, el jugo y la fibra. La extracción del jugo de la caña de azúcar se lleva a cabo usualmente en molinos, inicialmente éstos usaban dos cilindros que podían ser de madera o piedra, sin embargo en la actualidad estos están compuestos por tres o cuatro cilindros ranurados o mazas horizontales

cuyos centros unidos forman un triángulo isósceles; dos de las tres mazas cilíndricas se sitúan a la misma altura, girando en la misma dirección y comúnmente reciben el nombre de '*Maza cañera*' por donde entra la caña y '*Maza bagacera*' por donde sale, la tercera maza, llamada *maza mayor o superior*, está colocada entre las otras dos y gira en sentido contrario, la *cuarta maza* ha sido colocada en algunos molinos para darle dirección al flujo de caña entre las demás mazas. [2]

La caña es exprimida fuertemente al pasar por los rodillos del molino este proceso se lleva a cabo en dos periodos: en el primero la caña pasa por la maza cañera y la superior y en el segundo entre la superior y la bagacera, mientras el jugo obtenido durante el proceso cae para ser depositado en los tanques para jugo.[2] La etapa de molienda consta de 5 o 6 molinos dispuestos en serie o tándem por los cuales pasa la caña para separar el jugo de la fibra, este proceso puede llevarse a cabo de manera sencilla o usando un proceso conocido como imbibición o maceración [16]. El proceso de imbibición busca reemplazar el jugo contenido en el bagazo por agua esto debido a que aún cuando el bagazo sea sometido a altas y repetidas presiones no es posible extraer todo el jugo contenido en él, dado que este tiende a alcanzar humedades mínimas del 45%, lo que indica la retención de una fracción importante de jugo en su interior.[15] El proceso de extracción del jugo usando altas presiones puede llegar hasta un 85% sin embargo para superar este valor se recurre al proceso de imbibición con el cual se obtienen extracciones de hasta un 98%.[17]

En el proceso de imbibición se dirige una corriente de agua caliente que puede estar entre los 60 - 85°C o fría o jugo sobre el bagazo que está entrando al molino para elevar la dilución del jugo contenido en este bagazo y de esta manera mejorar la extracción en el siguiente molino. Se pueden usar diferentes esquemas de imbibición entre los más comunes están:

*Imbibición simple*, es uno de los métodos de imbibición más rudimentarios, en este se agrega agua al bagazo que está ingresando a cada uno de los molinos a partir del segundo molino, el jugo obtenido de cada molino se agrupa para conformar el jugo diluido. El otro esquema es el de *imbibición compuesta* el cual es uno de los métodos más utilizados en la industria, en este esquema se agrega agua al último molino, el jugo obtenido en este se devuelve al penúltimo y este a su vez al anterior y así sucesivamente hasta el segundo molino luego se unen las corriente de jugo obtenido en el primer molino y el jugo del resto del tándem. También es posible encontrar algunas variaciones de la imbibición compuesta, como no agregar toda el agua en el último molino, si no adicionar partes iguales en el último y penúltimo molinos y en la manera de re-circular el jugo obtenido en estos molinos a los molinos anteriores. Cada esquema será más o menos eficiente de acuerdo a las necesidades del ingenio. [16].

Finalmente el jugo extraído de la caña durante la etapa de molienda se conoce con el nombre de jugo diluido el cual contendrá dependiendo del tipo de caña valores que pueden oscilar entre los 10-22° Brix a proximadamente, al salir de los molinos dicho jugo contiene residuos sólidos así que una vez este sale y luego de pesarlo es pasado a la etapa de purificación del jugo, previamente se han retirado residuos sólidos como el bagacillo usando una filtración.

**2.1.2 Purificación del jugo.** Una vez retirado el bagacillo que se encuentra en el jugo, es llevado al proceso de *purificación del jugo o clarificación*. El jugo diluido proveniente de la molienda es ácido y turbio, así que, este proceso busca eliminar impurezas solubles e insolubles contenidas en el jugo como cuerpos grasos (ceras), sustancias colorantes como la clorofila, taninos, sales inorgánicas especialmente de hierro, ácidos orgánicos, aminoácidos y carbohidratos, hidratos de carbono, hemicelulosa, celulosa, entre otras, usando agentes clarificantes y calor.[14]

Inicialmente el jugo diluido es recibido en el tanque de jugo encalado, allí es mezclado con cierta cantidad de lechada de cal, con el fin de neutralizar su acidez

natural y llevarlo a un pH mayor que 7. La acidez del jugo obtenido de la caña puede variar en un intervalo de pH de 4.9 a 5.7 en cañas sanas recién cortadas, mientras que las cañas cortadas y abandonadas por periodos de tiempo largos alcanzan valores de pH más bajos. El proceso de encalado permite prevenir el proceso de inversión de la sacarosa el cual se acelera cuando el pH es ácido, sin embargo es necesario llevarlo a cabo con precaución ya que un sobre-encalado, junto a las altas temperaturas que se desarrollarán en las etapas siguientes promoverá la formación de azúcares reductores por descomposición térmica. También un pobre encalado puede llevar a la formación de azúcares reductores por la inversión de la sacarosa. [2]

El jugo encalado, con una temperatura cercana a los 35°C es llevado a un calentamiento primario en el cual alcanza aproximadamente los 85°C. Una vez el jugo ha sido calentado es mezclado con la corriente de jugo filtrado obtenido en la filtración de la cachaza y algunos residuos de la clarificación de la meladura formándose la corriente de jugo mezclado.

El jugo es sometido a un segundo calentamiento hasta alcanzar temperaturas alrededor de 105°C, a continuación se adiciona el floculante con el fin de formar un precipitado denso que contiene sales insolubles, fosfatos de calcio, junto a diferentes clases de ceras y gomas. En seguida el jugo pasa por un tanque flash en el cual se eliminan las burbujas que disueltas en este.

El jugo que ha sido tratado se deja decantar para separar el jugo claro de los precipitados formados en equipos conocidos como clarificadores [2], en estos el jugo clarificado sale por el rebose del clarificador y pasa por sistemas de filtro para retirar bagacillo e impurezas que no precipitaron antes de ser llevado al proceso de evaporación, por otro lado el precipitado obtenido en el clarificador es conducido a una etapa de filtración en la cual se usan filtros rotatorios al vacío; estos son alimentados con una mezcla de bagacillo y lodos provenientes del clarificador con el fin de obtener una torta y extraer la sacarosa remanente

presente en estos residuos, el filtrado es devuelto al principio de la etapa de purificación mientras que la torta del filtro se desecha con el nombre de cachaza. La cachaza contiene nutrientes que han permitido usarla como abono en los cultivos. A pesar de que el proceso de clarificación del jugo se describe como un proceso simple, no siempre es fácil mantener resultados buenos y parejos. Cada fase, desde el encalado hasta la filtración debe ser controlada para ofrecer un funcionamiento eficiente de la etapa en general. [18]

**2.1.3 Evaporación del jugo.** El jugo clarificado está listo para pasar a la siguiente etapa, la *evaporación* del jugo, esta es la tercera etapa dentro del proceso de producción de azúcar y busca concentrar la solución de sacarosa en el jugo hasta valores entre los 60- 65 ° Brix. La corriente de salida de los evaporadores se conoce con el nombre de jarabe o meladura, y será el alimento al proceso de cristalización.

El jugo clarificado posee una alta composición de agua cerca al 85%, el proceso de evaporación consiste en retirar cerca de dos tercios del agua presente, para esto el jugo se hace pasar por un sistema de evaporación al vacío dispuesto en serie donde la solución sacarosa-agua se evapora cada vez a temperaturas más bajas gracias a que en cada uno de los cuerpos posee un nivel de vacío mayor que el anterior. [14] Un evaporador en su forma más simple es un recipiente cerrado dividido en dos secciones, una calandria tubular por la que circula el jugo clarificado bañados por el exterior por el vapor de calentamiento y que tiene la función de intercambiar calor. [15]

En este proceso los vapores generados por cada uno de los efectos pueden ser utilizados como alimento para el calentamiento del siguiente, dicho vapor se conoce como vapor vegetal, este sistema se conoce como "evaporación de múltiple efecto". El vapor obtenido finalmente en el último cuerpo será llevado a condensación. La cantidad de agua evaporada durante el proceso es aproximadamente el 75% del peso total del jugo clarificado. [14]

**2.1.4 Clarificación de la meladura.** Luego del proceso de evaporación se puede realizar una *clarificación de la meladura*. Este proceso utiliza diferentes etapas y depende del ingenio. La meladura contiene hierro presente en forma de óxidos u otros compuestos los cuales le dan color. La sulfitación es el proceso por el cual se hacen reaccionar el hierro de los compuestos presentes en meladura cruda con bióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) para formar sales que son compuestos incoloros y por lo tanto mejoran la calidad y el color del azúcar.

En este proceso se puede hacer en frío o caliente y tiene como consecuencia una caída en el pH (hasta  $\pm 5.2$ ) y a la temperatura de la meladura ( $\pm 60$  °C) dadas estas condiciones es muy posible que al disminuir el PH se dé inicio al proceso de formación de azúcares reductores por hidrólisis acida de la sacarosa, con el fin de evitar este inconveniente se encala rápidamente para neutralizar este pH.

Inmediatamente después se agrega ácido fosfórico, este ácido forma puentes fosfato – calcio que constituyen la floculación primaria por medio de la cual se recogen impurezas. Esta meladura es calentada y llevada al clarificador en el cual ocurre la separación por flotación la cual ha sido introducida en diversos procesos de separación de líquidos/sólidos entre ellos la fabricación de azúcar donde la disminución de color, turbidez y sólidos en suspensión son de gran importancia sobre todo para la producción de azúcar blanco.[19] En el clarificador se forman flóculos los cuales por tener una densidad y menor que el líquido remanente y con la ayuda de aireación se separan constituyendo una espuma sobrenadante que contiene las impurezas, el líquido restante conocido como meladura o jarabe pasará a la etapa de cristalización mientras que la espuma generada puede llevarse a la etapa de purificación del jugo

**2.1.5 Cristalización.** El proceso de *cristalización* es un proceso de una gran importancia en el la producción de azúcar, durante este proceso se producirán los cristales que finalmente serán entregados al consumidor final.

Cristalización es la formación de partículas sólidas a partir de una fase homogénea, en el caso del azúcar a partir de una disolución bifásica formada por

una fase líquida [20], que es la meladura, junto con una fase sólida que son los cristales. Para que los cristales puedan ser formados o exista su crecimiento se requiere una fase líquida sobresaturada, esta puede ser obtenida por enfriamiento o calentamiento de la soluciones bajo ciertas condiciones. En la industria del azúcar el proceso de cristalización es muy importante ya que en esta etapa del proceso depende el tamaño, la calidad y la forma del cristal. Este proceso debe realizarse de forma adecuada, en un tiempo razonable, minimizando la formación de grano fino por nucleación.

Para el proceso de producción de azúcar, la etapa de cristalización empieza cuando la corriente de jarabe o meladura proveniente de la etapa de purificación de la meladura llega a la sección de tachos, los tachos son evaporadores al vacío de un solo efecto, donde se evapora el agua que contiene la solución hasta llevarla a sobresaturación. Cuando el jugo se concentra su viscosidad aumenta rápidamente con el brix, y al llegar a los 77-80° Brix comienzan a aparecer los cristales, Cuando alcanza la condición de sobresaturación el tacho es alimentado con una corriente polvillo de azúcar finamente molido los cuales servirán como núcleos para los cristales de azúcar, y el tacho es nuevamente alimentado con nueva meladura para hacer crecer los cristales manteniendo las condiciones de sobresaturación este crecimiento continua hasta que el tacho se encuentre totalmente lleno. El material dentro del tacho ha perdido su fluidez rápidamente y se ha convertido en un mezcla de cristales y miel que se conoce como masa cocida o templa[15]. El tachero o encargado de la sección de tachos determina a través de la observación de la masa dentro del tacho el momento de la siembra y el momento en que la templa se encuentra lista para descargar. Finalmente la masa es descargada hacia la sección de centrifugas y el tacho se limpia para comenzar un nuevo proceso.

La masa A que es la masa cocida descargada del tacho alimentado con la corriente de meladura será separada para formar la corriente de cristales de

azúcar y la de miel A, esta corriente es retroalimentada a un segundo tacho en el cual se repite el proceso de cristalización formando la masa B la cual es llevada nuevamente a las centrifugas separándose en miel B y cristal B. La miel B se alimenta a un tercer tacho y el cristal B es usado como semilla en los tachos de la masa A, en último lugar la masa obtenida en los terceros tachos o masa C se centrifuga obteniéndose la miel C, miel final o melaza la cual puede ser usada como materia prima para la producción de alcohol etílico en las destilería o en otros procesos y el cristal C el cual se convierte en el cristal semilla de los segundos tachos. A este sistema se le conoce como sistemas de tres templas ya que se obtienen tres masas cocidas con purezas que pueden estar entre 85-90 para la masa A, entre 70-75 para la masa B, y una masa C con una pureza alrededor de 60. [14, 15]

La separación de las mieles y los cristales que se encuentran en cada una de las masas se lleva a cabo en la sección de centrifugas. Las centrifugas son equipos provistos de una cesta perforada suspendida en la parte inferior de un eje vertical giratorio cubierto por un medio filtrante, la cesta gira a gran velocidad, el líquido se escapa por entre la malla y los cristales quedan atrapados dentro de las centrifugas [20], durante la operación es posible agregar agua de lavado para separarlas mieles que puedan aun cubrir el cristal y así obtener un cristal mas blanco.

Finalmente los cristales de azúcar retenidos en las mallas de las primeras centrifugas las cuales son alimentadas con la masa A son los que cristales que se llevaran al proceso de secado para reducir su humedad y posteriormente pasaran a la sección de empaque.

**2.1.6 Secado.** En la etapa de *secado* el azúcar húmedo que proviene de las centrifugas es llevado a secadores en los cuales se alimenta aire caliente en contracorriente con el flujo del azúcar.

En esta etapa se retira el agua que contienen los cristales hasta alcanzar valores de humedad que según el tipo de azúcar puede estar entre el 1 - 0.005%. Una vez los cristales están secos son empacados de acuerdo a las diferentes presentaciones que demande el mercado. La operación de secado se lleva a cabo en un secador rotatorio con una ligera inclinación que opera a contracorriente con aire caliente el cual reduce el contenido de humedad de los cristales de azúcar mientras estos recorren lentamente el secador.[2, 14-16] El producto que se obtiene al final de todo el proceso se conoce con el nombre de azúcar con purezas que estarán de acuerdo al tipo de azúcar que se desee.

La diferencia entre cada uno de los diversos tipos de azúcar sin refinar se encuentra en pequeños cambios dentro del proceso para obtener diferentes propiedades en su contenido de sacarosa, humedad, cenizas entre otros, y así obtener las diferentes clases de azúcar contempladas por las normas técnicas colombianas. NTC 611 para el azúcar blanco, NTC 2085 para el azúcar blanco especial, NTC 607 para el azúcar crudo o moreno y NTC 778 para el azúcar refinado.

En el proceso anteriormente descrito se destacan las principales etapas para la obtención de azúcar el cual puede ser destinado para el consumo humano, como materia prima para la producción de azúcar de alta pureza o refinado o para diversas industrias de alimentos y bebidas. Dicho proceso es de gran importancia ya que este suministra insumos a diversa industrias, conformando así conglomerado del sector azucarero el cual representa uno de los sectores de vital importancia para la economía nacional.

**2.1.7 Refinación de azúcar.** En el proceso de refinación del azúcar obtenido en el proceso anterior es disuelto nuevamente, este licor pasa a través de filtros que retiene impurezas, posteriormente es mezclado con sacarato de calcio (solución de sacarosa, agua y cal), ácido fosfórico y decolorantes para pasar a la clarificación en el cual se separan los sólidos insolubles del licor, el licor clarificado atraviesa un sistema de decoloración, y filtración para luego ser evaporado y posteriormente cristalizado en un tacho conocido como tacho de refino, la masa obtenida en el tacho de refino se lleva a la centrifuga en la cual se obtiene el azúcar refinado, y la miel también conocida como sirope. [21]

### **3 MODELO MATEMATICO PRODUCCION DE AZUCAR SIN REFINAR.**

En las últimas décadas los modelos matemáticos se han convertido en herramientas indispensables en el diseño y el funcionamiento de las plantas químicas. Lo anterior debido al aumento en la competencia en la industria, obligando a las empresas a desarrollar y aplicar técnicas de modelamiento y simulación matemática con el fin de evaluar, optimizar, y controlar los procesos químicos. Entre los tópicos principales que se han tocado usando estas herramientas están, los análisis económicos, de seguridad, minimización en los consumos de materias primas, servicios industriales, requerimientos energéticos, evaluación y minimización de los impactos ambientales de los residuos y subproductos de los diferentes procesos entre otros. [22]

En el presente trabajo se presenta un modelo matemático en estado estable de las principales etapas del proceso de producción de azúcar sin refinar las cuales comprenden:

- Preparación y molienda
- Purificación del jugo
- Evaporación
- Clarificación de la meladura
- Cristalización
- Secado
- Producción de vapor

Para el modelo de cada una de estas etapas, se usaron balances de masa, energía y ecuaciones empíricas, con el fin de representar cada uno de estos procesos en estado estable, dichas ecuaciones fueron recopiladas de la literatura, y de trabajos realizados por CENICAÑA y la Universidad Industrial de Santander.

A continuación se detallara el modelo matemático obtenido para las diversas etapas del proceso de producción de azúcar.

### 3.1 NOMENCLATURA

Símbolo		Unidades
Potenciacon	Potencia consumida	Hp
cmp	Corriente motor picadora	Ampers
voltp	Voltaje Picadora	Volts
fpp	Factor potencia picadora	-----
THF	Tonelada de fibra por hora	Ton/h
HP/THF	Potencia consumida por Tonelada de fibra por hora	Hp/THF
TCH	Toneladas de caña por hora	Ton/h
fc	Fibra en caña	%
fb	Fibra en bagazo	%
bag	Bagazo	Ton/h
solbag	Sólidos en bagazo	Ton/h
bb	Brix bagazo	%
fbag	Fibra en bagazo	Ton/h
agbag	Agua en bagazo	Ton/h
hb	Humedad bagazo	%
polb	pol del bagazo	%brix
RP	razón de purezas	%
bf	Brix fibra	----
jb	Jugo en bagazo	Ton/h
Vj	Volumen de jugo	m <sup>3</sup>
B	Fracción de brix en el bagazo entregado	----
K	Coefficiente de reabsorción	----
%fc	% fibra caña	%
dmm	Diámetro medio mazas	m
Rpm	Revoluciones por minuto	rev/min
lm	Longitud del molino	m
poc	Pol in open cell (pol en celdas abiertas)	---
S	Velocidad superficial de las mazas	m/s
Soljd	Sólidos jugo diluido	Ton/h
Soljm	Sólidos Jugo de maceración	Ton/h
agbr	Agua bagazo real	Ton/h
agm	Agua de maceración	Ton/h
Jd	Jugo diluido	Ton/h
$B_{-1}$	Composición Bagazo molino anterior en masa por unidad de fibra	---
B	Masa de brix en bagazo entregado en masa por unidad de fibra	---
Ext acumulada	Extracción acumulada	%
Pol caña	Pol caña alimentada	%
PHE	Presión Hidráulica especifica	MN/m <sup>2</sup>

L	Longitud mazas	m
P	Presión hidráulica ejercida sobre el cilindro superior	MN
ph	Presión hidráulica en pistones	Psi
dp	Diámetro pistones	In
potencia total	Potencia total de el molino	Hp
pacc	Potencia de accionamiento	HP/THF
conesp	Consumo especifico	Hp
pentredos	Potencia entre dos	Hp
ajustebag	Ajuste maza bagacera	m
ev	Scribed Volumen	m <sup>3</sup> /s
A	Apertura de trabajo	m
Convap	Consumo de vapor	Ton/h
PT	Potencia total de todos los molinos	Hp
hv	Entalpía vapor vivo	KJ/Kg
he	Entalpía vapor de escape	KJ/Kg
CC	Consumo de cal	Ton/h
Ccal	Concentración de cal	Ppm
Cpcal	Concentración solución de cal preparada	%p/p
aglec	Agua de la solución	Ton/h
m	Flujo másico total	Ton/h
ss	Flujo másico de Sólidos solubles	Ton/h
si	Flujo másico de Sólidos insolubles	Ton/h
ag	Flujo másico de agua	Ton/h
Areatrans	Área transversal	m <sup>2</sup>
Nt	Numero de tubos	----
d	Diámetro de los tubos	m
l	Longitud	m
Np	Numero de pasos	---
Áreaint	Área de intercambio	m <sup>2</sup>
veljugo	Velocidad del jugo	m/s
fjugo	Flujo de jugo	Ton/h
denjugo	Densidad del jugo	kg/m <sup>3</sup>
Q <sub>vapor</sub>	Calor entregado por el vapor	MW
Q <sub>jugo</sub>	Calor recibido por el Jugo	MW
m <sub>jugo</sub>	Flujo másico de jugo	Ton/h
m <sub>vapor</sub>	Flujo másico de vapor	Ton/h
Cp <sub>jugo</sub>	Calor especifico del jugo	KJ/Kg °C
λ <sub>vap</sub>	Calor latente de vaporización del agua	KJ/Kg
Bjc	Brix jugó claro	° brix
Jc	Flujo de jugo claro	Ton/h
Bs [i]	Brix de salida efecto i	° brix
Q	Flujo de calor	MW
Je	Flujo de Jugo que entra	Ton/h
Js	Flujo de Jugo que sale	Ton/h
Vs	Flujo de vapor que sale	Ton/h
Hvs	Entalpía vapor que sale	KJ/Kg
Ve	Flujo de vapor que entra	Ton/h
Vext	Flujo de vapor extraído hacia otras etapas	Ton/h

EVP	Elevación del punto de ebullición	°C
$w_{DS}$	Proporción de masa en materia seca	%
q	Pureza	%
Hbase seca	Humedad en base seca	---
Psat	Presión saturación del agua	K Pa
Taire	Temperatura del aire entrando al secador	°C
$a_{g_{aire}}$	Agua en el aire	Ton/h
Aire seco	Flujo de aire seco al secador	Ton/h
%bh	Composición en base húmeda del combustible	%
%bs	Composición en base seca del combustible	%
R	Relación aire alimentado/aire estequiométrico	----
CO <sub>2</sub> /CO	Relación de CO <sub>2</sub> a CO producido	----
PCS	Poder calorífico combustible	KJ/Kg

### 3.2 PREPARACIÓN Y MOLIENDA.

La etapa de preparación y molienda como se indicó anteriormente busca inicialmente preparar la caña aumentando su densidad para posteriormente alimentarla a una serie de molinos dispuesto en serie que separaran la fibra o bagazo del jugo contenido en este

**3.2.1 Preparación de la caña.** En la etapa de preparación de la caña se utilizaron cuchillas cañeras o picadoras, en esta etapa se considera que no hay pérdidas y que no hay extracción del jugo. Se planteo un balance de masa y correlaciones para evaluar el consumo de potencia en estos equipos.

*Balance de masa*

$$\text{Flujo másico de caña entra} = \text{Flujo másico de caña que sale}$$

Para la determinación de la potencia consumida por las picadoras, las cuales son accionadas usando energía eléctrica se considero la siguiente ecuación usada por CENICAÑA para la descripción de este proceso.

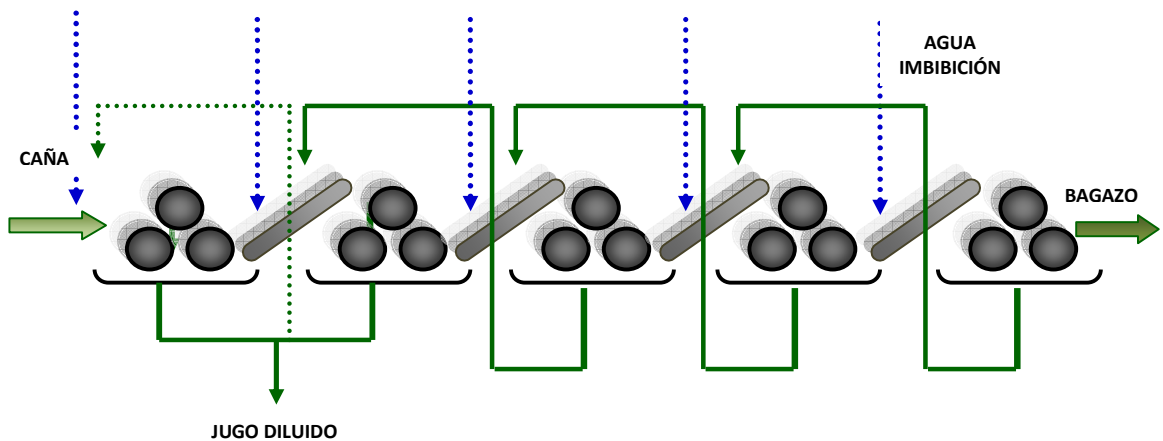
$$\text{Potenciacon} = \text{voltp} * \text{cmp} * \text{fpp}$$

Además se calcula la relación del consumo de potencia por contenido de fibra en la caña

$$\frac{HP}{THF} = \frac{\text{potencia con}}{\text{cantidad de fibra en la caña}}$$

**3.2.2 Molienda** Para este proceso se debe tener en cuenta la imbibición, el modelo planteado contempla la posibilidad de la imbibición compuesta como el que se presenta en la figura 1, en el cual se agrega agua de imbibición en el ultimo molino y el jugo obtenido en este es devuelto al anterior de manera consecutiva hasta el segundo molinos con el fin de mejorar la extracción de jugo de la caña. Es También posible que la imbibición llegue hasta el primer molino. O agregar agua para imbibición en diferentes molinos

**Figura 1** Esquema imbibición



Esta etapa se describió usando balances de masa que permiten evaluar la cantidad y composición de las diferentes corrientes junto con correlaciones para evaluar otros parámetros necesarios para el desarrollo de los cálculos.

## Balances de masa

Balance total de masa en molino el molino [i]

$$\text{Bagazo}_{\text{entra}} + \text{Jugo maceracion}_{\text{entra}} + \text{agua imbibicion}_{\text{entra}} = \text{Bagazo}_{\text{sale}} + \text{Jugodrenado}_{\text{sale}}$$

Se evaluaron el flujo másico de bagazo y su contenido de fibra, sólidos solubles y agua:

Flujo de bagazo

$$\text{bag} = \frac{\text{TCH} * \text{fc}}{\text{Fb}}$$

Sólidos en bagazo

$$\text{solbag} = \text{bag} * \text{bb}$$

Fibra en bagazo

$$\text{fbag} = \text{bag} * \text{fb}$$

Agua en bagazo

$$\text{Agbag} = \text{bag} * \text{hb}$$

Las propiedades del bagazo como brix, humedad ,fibra y pol se determinaron asumiendo valores de la fibra en el bagazo para cada uno de los molinos de acuerdo a valores típicos reportados por la literatura.[15-17]

Para la mejor comprensión se define brix como una medida aproximada del total de los sólidos solubles disueltos en la solución, mientras que el Pol es una aproximación del contenido de sacarosa en la solución, la pureza es la relación entre el pol y el brix por lo tanto indica una aproximación al contenido de sacarosa en los sólidos solubles.[18, 23]

$$\text{bb} = \frac{\text{bf}}{1 + \text{jb}} * 100$$

$$hb = \frac{jb - bf}{1 + jb} * 100$$

$$fb = 100 - bb - hb$$

$$polb = bb * pureza$$

$$pureza = pureza caña * RP$$

La masa de jugo en el bagazo Jb junto con otros parámetros como el coeficiente de imbibición (I) y de reabsorción (k) se determinaron a través de las expresiones para la extracción en molinos reportada por [16]

$$Jb = bf/B^*$$

$$B^* = f(B^*d)$$

$$B^*d = bf/Vj$$

$$Vj = \frac{1}{1530} * \left[ \left( \frac{K}{C} \right) - 1 \right]$$

$$C = \frac{1.81 \times 10^{-4} * TCH * \left( \% \frac{fc}{100} \right)}{dmm * lm}$$

$$S = \frac{\pi * dmm * rpm}{60}$$

$$K = f(C, S)$$

El coeficiente de reabsorción permite describir la cantidad de jugo extraído[24] y siempre tiene un valor mayor que a unidad.[16]

Para determinar el coeficiente de imbibición

$$I = \frac{B_{-1} - B}{B_{-1} - B_k}$$

$$B_{-1} = \frac{bb_{entra}}{fb_{entra}}$$

$$B = \frac{bb_{sale}}{fb_{sale}}$$

$$B_k = \frac{1}{1530} \left[ \left( \frac{K}{C} \right) - 1 \right] * \phi_1(B_k^*) * B_k^*$$

Donde  $\phi_1(B_k^*)$  es una función polinomio, que se puede expresar de manera general como

$$B^* = b_0 + b_1 B^* d + b_2 (B^* d)^2 + \dots$$

Los factores  $b$  se listan en el anexo 1.

El coeficiente de Imbibición describe la cantidad de brix extraído, este coeficiente mezcla dos procesos distintos, la mezcla de la imbibición con el jugo en el bagazo alimentado y el jugo total contenido en las celdas abiertas.[24] el termino de  $B_{-1} - B$  se corresponde al brix extraído por la molienda real, mientras que el termino  $B_{-1} - B_k$  está vinculado con la extracción de brix que la molienda obtendría si el total del jugo alimentado a la molienda (el presente en el bagazo junto con la imbibición) se mezclaran uniformemente durante el proceso.[16]

Ahora se desarrollan los cálculos para la corriente de jugo que se extrae de cada molino.

$$\text{Soljd} = \text{solbag} [i] - \text{solbag}[i - 1]$$

Donde los sólidos bagazo  $[i]$  son los sólidos que salen del molino  $[i]$  y los sólidos bagazo  $[i-1]$  son los sólidos del bagazo anterior.

Para calcular el agua que lleva la corriente de jugo diluido es necesario conocer la cantidad real de agua que contendrá el bagazo, esta será el agua contenida por este junto con el agua agregada para maceración (agm).

$$agbr = agbag + agm$$

$$agjd = agbr[i] - agbr[i + 1]$$

$$Jd = agjd + soljd$$

El agua de maceración es determinada por la cantidad de agua de imbibición agregada

$$agm = \frac{TCH * \%fc}{\%imbibiciónfibra}$$

Una vez se han calculado los flujos de cada uno de los molinos junto con sus composiciones se procede al cálculo de la extracción del molino en el tándem de molienda.

$$Ext = \frac{\frac{polb_{anterior}}{fb_{anterior}} - \frac{polb_{siguiente}}{fb_{siguiente}}}{\frac{polb_{anterior}}{fb_{anterior}}}$$

De manera análoga al cálculo realizado para cada molino, se puede calcular la extracción acumulada desde el primer hasta último molino o desde cualquier molino intermedio, usando en la composición del bagazo que se desecha, con la composición inicial de la caña.

$$Ext_{acumulada\ i} = \frac{\frac{pol_{caña}}{fc} - \frac{polb_i}{fb_i}}{\frac{pol_{caña}}{fc}}$$

Una vez conocido el desempeño y los diversos balances para la molienda se procederá a evaluar los parámetros de consumo de potencia cantidad de vapor consumido entre otros; para este desarrollo se usaron correlaciones reportadas por CENICAÑA y la literatura para la evaluación de estos parámetros.

Los molinos tienen un mecanismo hidráulico para ejercer una presión constante sobre la masa de bagazo que ingresa, la presión hidráulica específica hace referencia a la presión que supuestamente se ejercería sobre una superficie plana de longitud L y de ancho de 1/10 del diámetro.

$$PHE = \frac{P}{0.1 * L * dmm}$$

Donde P representa la presión hidráulica que se ejerce sobre el cilindro superior, la cual puede ser calculada como sigue:

$$P = 4.45 * Ph * \left(\frac{\pi * dp^2}{4}\right)$$

El cálculo de la potencia de los molinos es muy complejo e involucra muchos factores algunos difíciles de medir o de estimar, debido a estos factores se usa correlaciones que permiten generar estimados de esta

$$Potenciatotal = pacc * TCH * fc/100$$

Donde la potencia de accionamiento

$$pacc = conesp/0.78$$

El consumo específico de potencia con respecto a la cantidad de fibra que ingresa a la molienda se obtiene mediante las siguientes expresiones.

$$cones = \frac{pentredos}{TCH * fc}$$

$$pentredos = f(\text{rpm, ajuste bag, dmm, lmm})$$

Donde el ajuste de la bagacera, indica la distancia en reposo con la cual se ajustara la maza bagacera que es la maza por la cual es desechado el bagazo.

$$\text{ajustebag} = \frac{ev * TCH * fc}{lm * S}$$

El termino  $ev$  se conoce como scribed volumen y hace referencia al volumen pasando por una sección del molino por unidad de tiempo.

$$ev = l_m * A * S$$

Con respecto al movimiento de los molinos y el tipo de energía que usan para su movimiento se puede decir que estos usan motores eléctricos o maquinas de vapor, estas últimas son ampliamente difundidas ya que proveen bajas velocidades, altas eficiencias de manejo (en tamaños pequeños) proveyendo altos torques, estas características las hacen ideales para el manejo de las unidades de molienda; el movimiento de los molinos puede llevarse a cabo con motores individuales o reuniendo los molinos en grupos de dos o de tres. [2, 16] Las maquinas de vapor más usadas son las maquinas Corliss las cuales no usan vapor de muy altas presiones y poseen una buena eficiencia termodinámica [25]. Con el fin de evaluar el consumo de vapor en la estación de molienda se usaron las siguientes ecuaciones.

$$convap = \frac{2.204 * PT}{1341 * (h_v - h_e)}$$

$$PT = \sum potencia\ total[i]$$

Donde la entalpía de vapor de escape y la entalpía del vapor vivo son funciones de la presión y la temperatura, estas propiedades fueron obtenidas de los tablas de propiedades del vapor de agua reportadas por [26]

### 3.3 PURIFICACIÓN DEL JUGO.

Para la etapa de purificación del jugo se plantearon los diversos balances de masa para cada uno de los equipos que componen esta etapa, con el fin de caracterizar las principales corrientes intermedias antes de llegar al jugo clarificado el cual es

el alimento de la etapa siguiente de evaporación. En esta etapa se incluyen la adición de cal para el ajuste del pH, así como el consumo de floculante.

Para el cálculo del consumo de cal y floculante, flujo de solución de cal y de floculante y agua usada para la preparación se usaron las siguientes ecuaciones.

Consumo de cal

$$CC = \frac{ccal * TCH}{10^6}$$

Lechada de cal

$$lecal = 100 * CC / cpcal$$

Agua de la lechada de cal

$$aglec = \frac{CC * (100 - cpcal)}{cpcal}$$

De la misma manera se calculan estas propiedades para la adición del floculante.

Para el cálculo de las corrientes de jugo encalado, jugo mezclado, jugo filtrado, y jugo claro así como de los lodos obtenidos en el clarificador y la corriente de lodos con bagacillo que se alimenta al filtro rotatorio y la cachaza se plantearon balances de masa en estado estable alrededor de cada uno de los equipos que conforman esta etapa así:

Balance de masa total

$$m_{entra} - m_{sale} = 0$$

Sólidos solubles

$$SS_{entra} - SS_{sale} = 0$$

Sólidos Insolubles

$$s_{i_{entra}} - s_{i_{sale}} = 0$$

Pol

$$pol_{entra} - pol_{sale} = 0$$

Agua

$$ag_{entra} - ag_{sale} = 0$$

Recordando que:

$$\text{Brix} = \frac{\text{sólidos solubles}}{\text{masa total}}$$

$$\text{Pureza} = \frac{pol}{ss} * 100$$

Para los calentamientos primario y secundario se plantearon intercambiadores de tubo y coraza operando en contracorriente ya que unos de los más comunes en la industria. Para el cálculo de estos se realizó un pequeño un modelo matemático para describir este equipo.

Para el cálculo del área transversal

$$\text{Areatrans} = \frac{\pi * Nt * d^2}{4}$$

Área de intercambio

$$\text{Areaint} = \pi * d * l * Nt * Np$$

Velocidad del jugo

$$\text{veljugo} = \frac{f_{jugo}}{3.6 * \text{Areatrans} * \text{denjugo}}$$

La densidad del jugo será menor que la de las soluciones de sacarosa pura, con el mismo contenido de sustancia seca y a la misma temperatura e incrementara cuando se reduce la pureza. El cálculo de esta propiedad se encuentra en el anexo B. y fue reportada por[27]

Para calcular el consumo de vapor en el intercambiador se planteo un balance de energía

$$Q_{\text{vapor}} = Q_{\text{jugo}}$$

Donde

$$Q_{\text{jugo}} = m_{\text{jugo}} * c_{p_{\text{jugo}}} * (t_s - t_e)$$

$$Q_{\text{vapor}} = m_{\text{vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

Con el fin de evaluar el calor latente de vaporización se usaron las tablas reportadas por Hugot. Proporcionando una ecuación para el cálculo del calor latente de vaporización en función de la temperatura del vapor en °C.

$$\lambda_{\text{vap}} = -1.255 \times 10^{-5} T^3 + 8.3717 \times 10^{-5} T^2 - 2.3298 T + 2499.581$$

Para determinar del calor específico para el jugo se han propuesto diferentes métodos y correlaciones que permiten calcular esta propiedad del jugo en base a diferentes variables, entre las propuestas se pueden contar las presentadas en los trabajos [28-30] para los cálculos de este trabajo se escogió una correlación reportada por[27]

$$C_p = 4.1868 - w_{DS} * (0.0297 - 4.6 \times 10^{-5} * \text{pureza}) + 7.5 \times 10^{-5} * w_{DS} * T$$

Los valores para  $T > 100^\circ\text{C}$  son extrapolados

### 3.4 EVAPORACIÓN.

Para describir el proceso de evaporación se plantearon los balances de masa y energía para resolver un sistema de 5 evaporadores en serie, para el cálculo del sistema de evaporadores se conocen las condiciones del líquido de entrada, que se desea evaporar y la presión de los efectos, se da un valor de concentración a la salida y resolviendo el sistema de ecuaciones no lineales se hallan las composiciones de las corrientes intermedias.

Para el planteamiento y desarrollo del presente modelo fueron consultados entre otros los siguientes trabajos.[20, 28, 31-34]

Para este modelo se tuvo en cuenta que cuando un evaporador de efecto múltiple opera en estado estacionario, la velocidad de flujo y la de evaporación son constantes en cada efecto. Las presiones, las temperaturas y las velocidades del flujo interno se mantienen constantes de manera automática por las condiciones de estado estacionario del propio proceso.

El modelo inicio efectuando un balance de sólidos en todo el sistema de evaporación para conocer el flujo de salida del efecto i. Comenzando un cálculo que va desde el último efecto hasta el primero.

$$J_s[i] = \frac{B_{jc} * J_c}{B_{s[i]}}$$

Planteando un balance de masa tomando como sistema el jugo, en el último evaporador se evalúa la corriente de jugo que entra al evaporador.

$$J_e[i] = V_s[i] + J_s[i]$$

Ahora se calculo el brix de la corriente de entrada al i-esimo evaporador.

$$B_e[i] = \frac{B_{s[i]} * J_s[i]}{J_e[i]}$$

Con el fin de conocer el flujo de vapor que ingresa al evaporador se planteo un balance de energía en el efecto [i].

$$Q_{\text{entregado por vapor}} = Q_{\text{jugosale}} + Q_{\text{vaporsale}} - Q_{\text{jugoentra}}$$

El cálculo del calor para cada una de las corrientes se evalúa así:

$$Q_{\text{jugoentra}} = J_e[i] * h_{j_e[i]} = \frac{J_e[i] * C_{p_{j_e[i]}} * T_{\text{jugoentra}}[i]}{3600}$$

$$Q_{\text{jugosale}} = J_s[i] * h_{j_s[i]} = \frac{J_s[i] * C_{p_{j_s[i]}} * T_{\text{jugosale}}[i]}{3600}$$

$$Q_{\text{vapor sale [i]}} = \frac{V_s[i] * h_{v_s[i]}}{3600}$$

Dado que el calor entregado por el vapor se puede expresar como:

$$Q_{\text{entregadopor vapor que entra al evap [i]}} = \frac{\lambda_{\text{vaporizacion [i]}} * V_e[i]}{3600}$$

Conociendo el  $\lambda$  de vaporización y Q entregado puedo calcular volumen del vapor que entra al efecto [i]

$$V_e[i] = \frac{3600 * Q_{\text{entregadopor vapor que entra al evap [i]}}{\lambda_{\text{vaporizacion [i]}}}$$

Con el vapor que entra al efecto [i] cálculo el vapor que sale del efecto [i-1]

$$V_s[i - 1] = V_e[i] + V_{\text{ext}}[i - 1]$$

Donde el vapor extraído hace referencia al vapor que se extrae para otros procesos como cristalización u otros.

Conociendo el vapor que sale de evaporador [i-1] se plantean nuevamente los balances de masa y energía siguiendo el esquema anterior, hasta llegar al primer efecto.

Además de las ecuaciones de balance de masa y energía, para desarrollar el cálculo en los evaporadores es necesario considerar que la solución que se maneja en estos equipos es concentrada. Por tanto, las propiedades térmicas de las soluciones que se evaporan pueden ser muy diferentes a las del agua. Las concentraciones de las soluciones son bastante altas por lo cual los valores de capacidad calorífica y punto de ebullición son muy distintos de los del agua. En el caso de la temperatura de ebullición de las soluciones se debe tener en cuenta que estas presentaran un valor diferente según cambie la concentración de sacarosa para evaluar este aumento en el punto de ebullición (EVP o BPE, Boiling Point elevation) el cual ha sido documentado por varios autores planteándose diversas correlaciones empíricas para evaluarlo, [14, 15, 28, 29, 35, 36], para la evaluación de este parámetro se uso la ecuación reportada por [27] los cálculos se muestran en el Anexo C.

### **3.5 CLARIFICACION DE LA MELADURA**

El proceso de clarificación de la meladura es similar al desarrollado durante la clarificación del jugo. Para esta etapa se plantearon los balances de masa para cada equipo con el fin de obtener el total del flujo, así como la cantidad de sólidos solubles, insolubles, y agua, en las diferentes corrientes. También se desarrollaron las ecuaciones para conocer el consumo de cal, floculante, acido fosfórico y azufre que esta etapa consume.

Consumo de cal

$$CC = \frac{ccal * TCH}{10^6}$$

Lechada de cal

$$l_{\text{cal}} = 100 * CC / c_{\text{pcal}}$$

Agua de la lechada de cal

$$a_{\text{glec}} = \frac{CC * (100 - c_{\text{pcal}})}{c_{\text{pcal}}}$$

Estas mismas ecuaciones son usadas para evaluar los consumos de floculante, ácido fosfórico y azufre

Posteriormente se plantean los balances de masa para conocer la corriente de meladura sulfitada, meladura clarificada, meladura clara y espuma.

Balance de masa total

$$m_{\text{entra}} - m_{\text{sale}} = 0$$

Sólidos solubles

$$SS_{\text{entra}} - SS_{\text{sale}} = 0$$

Sólidos Insolubles

$$SI_{\text{entra}} - SI_{\text{sale}} = 0$$

Pol

$$pol_{\text{entra}} - pol_{\text{sale}} = 0$$

Agua

$$ag_{\text{entra}} - ag_{\text{sale}} = 0$$

Recordando que:

$$\text{Brix} = \frac{\text{sólidos solubles}}{\text{masa total}}$$

$$\text{Pureza} = \frac{\text{pol}}{\text{ss}} * 100$$

### 3.6 CRISTALIZACIÓN

Esta etapa en la mayoría de los casos tiene una operación en batch, Sin embargo para el modelo matemático se plantearon balances de masa y energía en estado estacionario en cada uno de los sistemas de evaporación al vacío conocidos como tachos con el fin de conocer el flujo y la composición de las diferentes masas y posteriormente en las centrifugas para conocer las corrientes de miel y cristal. Este modelo depende mucho de la configuración utilizada por cada ingenio. Para este caso se planteó un sistema de tres etapas, es decir que tendrá tres masas A, B, C, cada una alimentada con la miel obtenida en el tacho anterior, exceptuando la masa A, la cual es alimentada con el jarabe o meladura proveniente de la evaporación.

El cristal semilla para la masa A será el proveniente de las segundas centrifugas, el de la masa B el de las terceras y la masa C es alimentada con una corriente conocida como cristal desarrollado. El cristal desarrollado proviene de la cristalización de parte de la miel A, y de la miel B en dos tachos conocidos como tacho de cristal primitivo y un segundo, llamado tacho de cristal desarrollado. A continuación se muestran un conjunto de ecuaciones básicas para el cálculo de las corrientes en la estación.

#### *Balance de masa*

Se realiza un balance de masa en cada estación, en la que se determinan los solubles, insolubles pol y agua de las corrientes de (masa A, B y C, Miel A, B y C, Semilla B y C, Cristal primitivo, desarrollado y azúcar).

$$SS_{entra} - SS_{sale} = 0$$

Esta ecuación se puede expresar también en los siguientes términos

$$\text{brix} * m_{entra} - \text{brix} * \text{masa}_{sale} = 0$$

Balance de Pol:

$$\text{pol}_{entra} - \text{pol}_{sale} = 0$$

$$\text{ag} = \text{mt} - \text{insolubles} - \text{solubles}$$

Ya que

$$\text{Pureza} = \frac{\text{pol}}{\text{ss}} * 100$$

Se puede decir que

$$\text{pureza} * SS_{entra} - \text{pureza} * SS_{sale} = 0$$

Sacarosa: para calcular la sacarosa que se obtendrá en la miel final se usó la ecuación

$$SS_{\text{miel C}} = \frac{SS_{\text{meladura}} * (\text{Pureza}_{\text{meladura}} - \text{Pureza}_{\text{azúcar}})}{\text{Pureza}_{\text{miel C}} - \text{Pureza}_{\text{azúcar}}}$$

Ya con el agua de cada corriente se hace un balance de agua y se puede calcular el agua evaporada en cada tacho utilizando.

$$\text{ag}_{entra} - \text{ag}_{sale} = 0$$

Para calcular el calor consumido y la cantidad de vapor requerido en cada tacho se planteó un balance de energía

$$Q_{\text{entregado por vapor}} = Q_{\text{masasale}} + Q_{\text{vaporsale}} - Q_{\text{mielentra}}$$

El cálculo del calor para cada una de las corrientes se evalúa así:

$$Q_{\text{mielentra}} = \text{mieles} * h_{\text{me}} = \frac{\text{mieles} * C_{p_{\text{me}}} T_{\text{mielentra}}}{3600}$$

$$Q_{\text{masasale}} = \text{masas} * h_{\text{masas}} = \frac{\text{masas} * C_{p_{\text{masas}}} * T_{\text{masasale}}}{3600}$$

$$Q_{\text{vapor sale}} = \frac{V_s * h_{v_s}}{3600}$$

Dado que el calor entregado por el vapor se puede expresar como:

$$Q_{\text{entregado por vapor que entra al tacho}} = \frac{\lambda_{\text{vaporización}} * V_e}{3600}$$

Conociendo el  $\lambda$  de vaporización y Q entregado es posible calcular volumen del vapor que entra al efecto

$$V_e = \frac{3600 * Q_{\text{entregado por vapor que entra al tacho}}}{\lambda_{\text{vaporización}}}$$

Al igual que en los evaporadores la temperatura para el cálculo de la temperatura de la masa se deberá tener en cuenta la elevación del punto de ebullición (ver anexo C)[27]

### 3.7 SECADO

Durante el secado el azúcar obtenido perderá humedad hasta alcanzar valores que pueden estar entre 1 y 0.05 % dependiendo del tipo de azúcar. Para establecer las corrientes de azúcar seco aire húmedo y vapor consumido para el calentamiento se plantearon los balances de masa y energía

Dado que el aire que se introduce al secador es aire tomado de la atmosfera y este posee una humedad relativa se calcula inicialmente la cantidad de aire real que ingresaría al secador.

Inicialmente se calculo la humedad en base seca para el aire

$$H_{\text{base seca}} = \frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg aire seco}} = \frac{M_A * P_{\text{sat}} * \text{Hr}/100}{M_B(1 - P_{\text{sat}} * \frac{\text{Hr}}{100})}$$

Donde para calcular la presión de saturación del agua se usa la ecuación de Antoine, las constantes para esta ecuación fueron reportadas por[37]

$$P_{\text{sat}} = e^{\left(18.3036 - \frac{38.18.4}{-46.13 + (T_{\text{aire}} + 273.15)}\right)}$$

Para calcular el flujo de agua que entra con el aire

$$a_{\text{aire}} = a_{\text{aire seco}} * H_{\text{base seca}}$$

Flujo de aire húmedo que entra

$$\text{Aire humedo entra} = \text{aire seco} + a_{\text{aire}}$$

Para la corriente de azúcar seco fueron planteados los balances de masa en el sistema.

Sólidos solubles

$$ss_{\text{entra}} - ss_{\text{sale}} = 0$$

Pol

$$pol_{\text{entra}} - pol_{\text{sale}} = 0$$

Agua

$$ag_{\text{entra}} - ag_{\text{sale}} = 0$$

Para calcular la cantidad de vapor necesaria para calentar el aire se plantea un balance de masa

$$Q_{\text{entregado por vapor}} = Q_{\text{aire seco}} + Q_{\text{agua}}$$

$$Q_{\text{entregado por vapor}} = \text{aireseco} * C_{p_{\text{aire}}} + A_{\text{aire}} * C_{p_{\text{agua}}} * (T_{\text{secador}} - T_{\text{aire entrada}})$$

### 3.8 PRODUCCIÓN DE VAPOR

La generación de vapor es una etapa importante para la industria azucarera. En este proceso se produce la energía térmica necesaria para las diferentes etapas del proceso y también se puede generar parte de la energía eléctrica que este demanda en este caso se estudio una caldera que cubre los requerimientos de vapor del proceso. .

La generación de vapor para la producción de azúcar generalmente usa en calderas acuatubulares que permiten alcanzar mayores presiones que las caldera pirotubulares, esto para que puedan suplirse las necesidades del proceso. Estas calderas pueden operar usando diferentes tipos de combustible, depende de las facilidades económicas y técnicas del proceso en el cual se usen, en el caso de la producción de azúcar se usan como combustibles el carbón, y el bagazo que es un subproducto obtenido durante la molienda de la caña.

El vapor obtenido en la caldera es llevado a turbinas, máquinas de vapor y además pasa por válvulas que permitan regular la presión del vapor antes de ser llevado a los diferentes procesos, como la preparación y molienda, calentamiento primario y secundario del jugo diluido en la etapa de purificación del jugo, evaporadores y tachos, secado del azúcar y también es usado para limpieza de equipos entre otros.

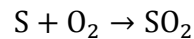
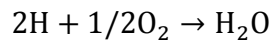
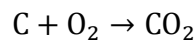
Inicialmente se procedió con el desarrollo de los cálculos estequiométricos.[15, 38, 39]

$$\%bh = \frac{\text{composicion teorica} * (1 - \text{humedad} - \text{cenizas})}{\text{peso total comp teoricos}} * 100$$

Compuesto	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno
Comp. teórica	0.47	0.065	0.44

$$\%bs = \frac{\%bh_{\text{compuesto}}}{100 - \text{humedad}}$$

Ahora se llevaran a cabo los balances para la combustión del bagazo y/o carbón en las calderas, teniendo en cuenta que:



El  $O_2$  necesario para quemar el combustible en las calderas

$$\text{Kg } O_2 \text{ para quemar C} = \text{Kg C} * \left( \frac{32 \text{ kg } O_2}{12 \text{ kg de C}} \right)$$

$$\text{Kg } O_2 \text{ para quemar H} = \text{kg H} * \left( \frac{16 \text{ kg } O_2}{2 \text{ kg de H}} \right)$$

$$\text{Kg } O_2 \text{ para quemar S} = \text{kg S} * \left( \frac{32 \text{ Kg } O_2}{64 \text{ de S}} \right)$$

Ahora se calcula el Oxígeno teórico totales para el combustible

$$O_2 \text{ teorico} = \text{kg } O_2 \text{ para quemar C} + \text{kg } O_2 \text{ para quemar H} + \text{kg } O_2 \text{ para quemar S} \\ - \text{Kg } O_2 \text{ en combustible}$$

Aire teórico

$$O_2 \text{ en aire estequimetrico} = O_2 \text{ teorico}$$

$$N_2 \text{ en aire estequimetrico} = \left(\frac{79}{21}\right) O_2 \text{ en aire estequimetrico}$$

$$\text{Aire teorico} = O_2 \text{ en aire estequimetrico} + N_2 \text{ en aire estequimetrico}$$

Aire real

Sera el aire teórico con un porcentaje de exceso

$$O_2 \text{ entra} = O_2 \text{ estequimetrico} * r$$

$$N_2 \text{ entra} = N_2 \text{ estequimetrico} * r$$

$$r = \frac{\text{aire alimentado}}{\text{aire teorico}} = 1.15$$

$$\text{Aire}_{\text{real}} = \text{aire}_{\text{teorico}} * r$$

Balance de masa para gases de Salida

$$N_2 \text{ sale} = N_2 \text{ entra}$$

$$\text{Agua}_{\text{sale}} = \text{Humedad combustible} + \text{agua formada} + \text{humedad aire}$$

$$CO_{\text{sale}} = \text{Kg C en combustible} / \left(\frac{CO_2}{CO} + 1\right)$$

$$CO_2 \text{ sale} = CO_{\text{sale}} * \left(\frac{CO_2}{CO}\right)$$

$$SO_2 \text{ sale} = S \text{ en combustible}$$

CENICAÑA cuenta con un modelo para la evaluación de la producción de vapor en las calderas, a continuación se muestra las ecuaciones reportadas para la estimación de algunos de los parámetros importantes en esta etapa.

$$\text{inquemados} = 0.2 * \text{hollin} + 0.8 * \text{parrilla}$$

$$\text{cenizas en Inquemados} = 100 - \text{Inquemados}$$

Ahora se calculan las pérdidas de energía en la caldera por los inquemados

$$\text{Inquemados} = 2 \times 10^5 * \frac{\text{Cenizas combustible}}{\text{Cenizas Inquemados}}$$

El calor perdido en los gases de combustión, las pérdidas por radiación y convección y las pérdidas indeterminadas dado por las siguientes ecuaciones.

$$Q_{\text{gases}} = f(T_{\text{salida gases}}, T_{\text{ambiente}})$$

$$\text{Radiacion y conveccion} = f(\text{PCS}_{\text{combustion}})$$

$$\text{indeterminados} = f(\text{PCS}_{\text{combustion}})$$

Ahora se calculan el calor utilizado y luego la eficiencia de la caldera dado por la ecuaciones

$$Q_{\text{utilizado}} = \text{PCS}_{\text{combustion}} - \text{Total}_{\text{perdidas}}$$

$$\text{eficiencia}_{\text{caldera}} = 100 * \frac{Q_{\text{utilizado}}}{\text{PCS}_{\text{combustion}}}$$

Hasta aquí se describen los modelos matemáticos en estado estable para cada una de las etapas del proceso de producción de azúcar una vez terminada esta etapa, se comenzó con el desarrollo de la herramienta que contendría el modelo y que sería la encargada de solucionarlo.

## 4 SIMULACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

Como medio para alojar el modelo matemático desarrollado para la producción de azúcar se diseñó y desarrolló una aplicación software cuya construcción tuvo como principal objetivo ser una herramienta metodológica funcional, práctica y muy accesible al usuario final, el cual puede ser una persona con conocimientos previos en el proceso o alguien que desea aprender de este.

La interface fue desarrollada como una aplicación de escritorio en el lenguaje C#.NET de la plataforma educativa de visual studio.net 2008 (versión Express), corre para S.O. Windows XP de Microsoft®.

Microsoft .NET es una plataforma de desarrollo y ejecución de aplicaciones. Esto quiere decir que brinda todas las herramientas y servicios que se necesitan para desarrollar modernas aplicaciones ya que posee mecanismos robustos, seguros y eficientes para asegurar que la ejecución de las mismas sea óptima, el desarrollo en esta plataforma permite la expansibilidad de la aplicación, además contiene un código modular y transportable.[40]

La aplicación software SEPPRAZ 1.0 permite al usuario determinar ciertos parámetros importantes para el proceso de producción de azúcar a través del cambio de algunas variables de entrada en cada una de las siguientes etapas:

- Preparación y Molienda
- Purificación del jugo
- Evaporación
- Clarificación de la meladura
- Cristalización
- Secado
- Producción de vapor

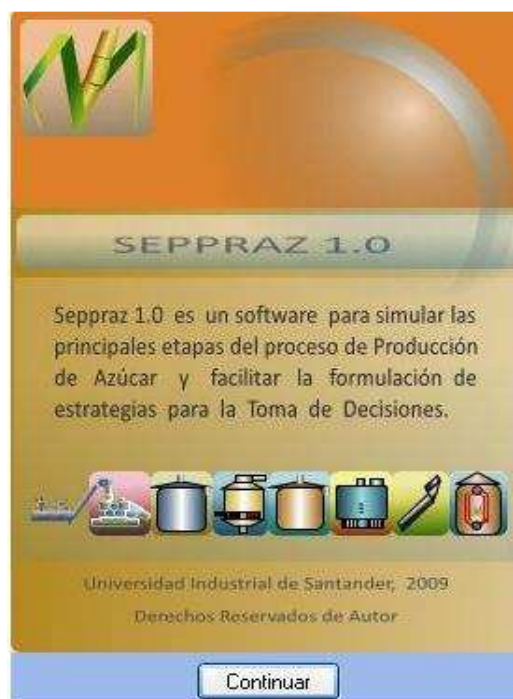
Cada una de estas etapas está muy relacionada por diversas variables con las demás, tanto con etapas posteriores como con sus predecesoras, lo cual genera una interconexión de los diferentes procesos en el momento de la simulación, debido a esta interconexión la aplicación posee unos puntos de partida para su desarrollo y estos irán siendo actualizados una vez se avance en las etapas simuladas hasta llegar al resultado final.

#### **4.1 PRESENTACION DE VENTANAS DE LA APLICACIÓN SOFTWARE SEPPRAZ 1.0**

A continuación se presenta algunas figuras de las principales ventanas que componen la herramienta, junto con una descripción de la funcionalidad de estas.

**4.1.1 Pantalla de Bienvenida** Es la pantalla que da ingreso a la aplicación software.

**Figura 2** Pantalla de bienvenida



**4.1.2 Pantalla principal** En la pantalla principal se encuentran representadas las diferentes etapas del proceso, desde aquí el usuario puede comenzar a simular el proceso comenzando desde cualquier etapa, intermedia o desde la etapa la primera etapa, cuando se ingresa desde una pantalla intermedia la aplicación calculara las etapas precedentes a esta usando datos incluidos por defecto, al correr la simulación estos datos serán actualizados con los resultados de modificar la etapa a la que se ingreso.

**Figura 3** pantalla principal

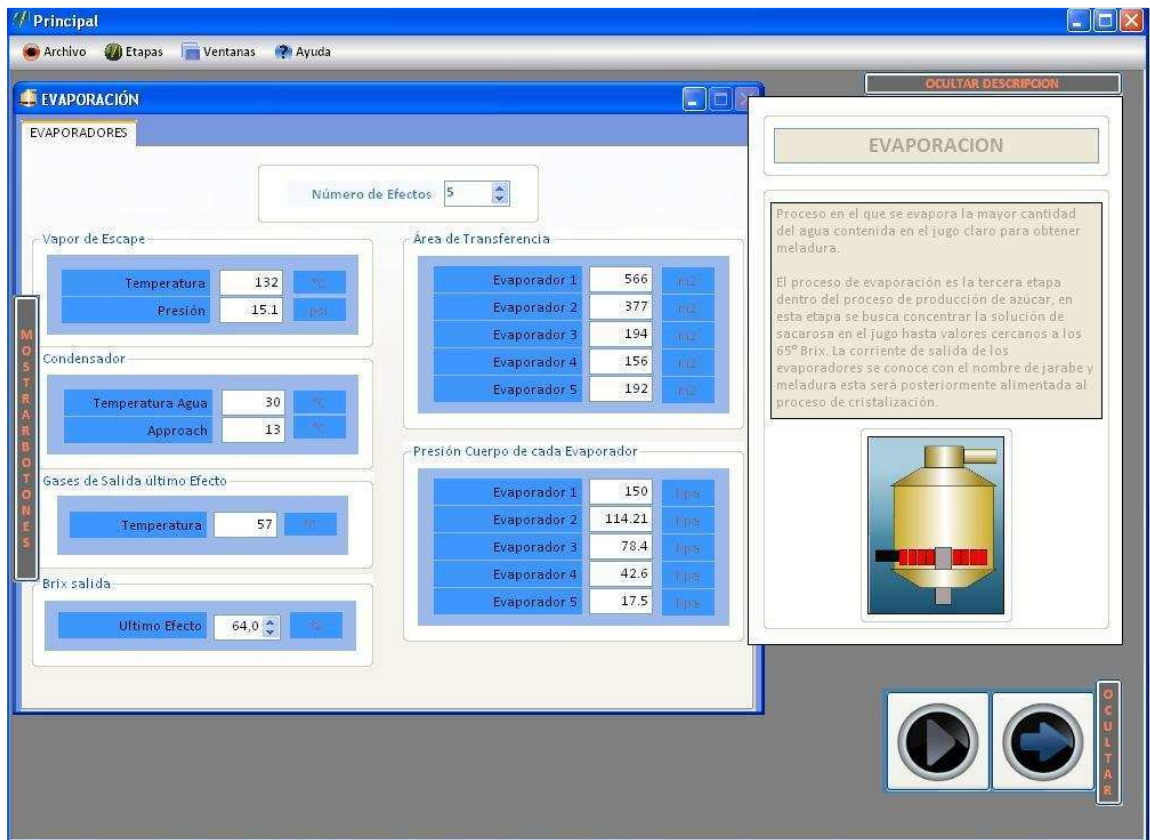


En esta pantalla también se puede observar una pequeña descripción del proceso general, con el fin de ilustrar al usuario.

**4.1.3 Pantalla de ingreso de datos** Al ingresar a cada etapa la herramienta pedirá algunos datos de entrada, en esta pantalla se encuentra el ingreso de estos datos numéricos con los cuales se llevara a cabo la simulación.

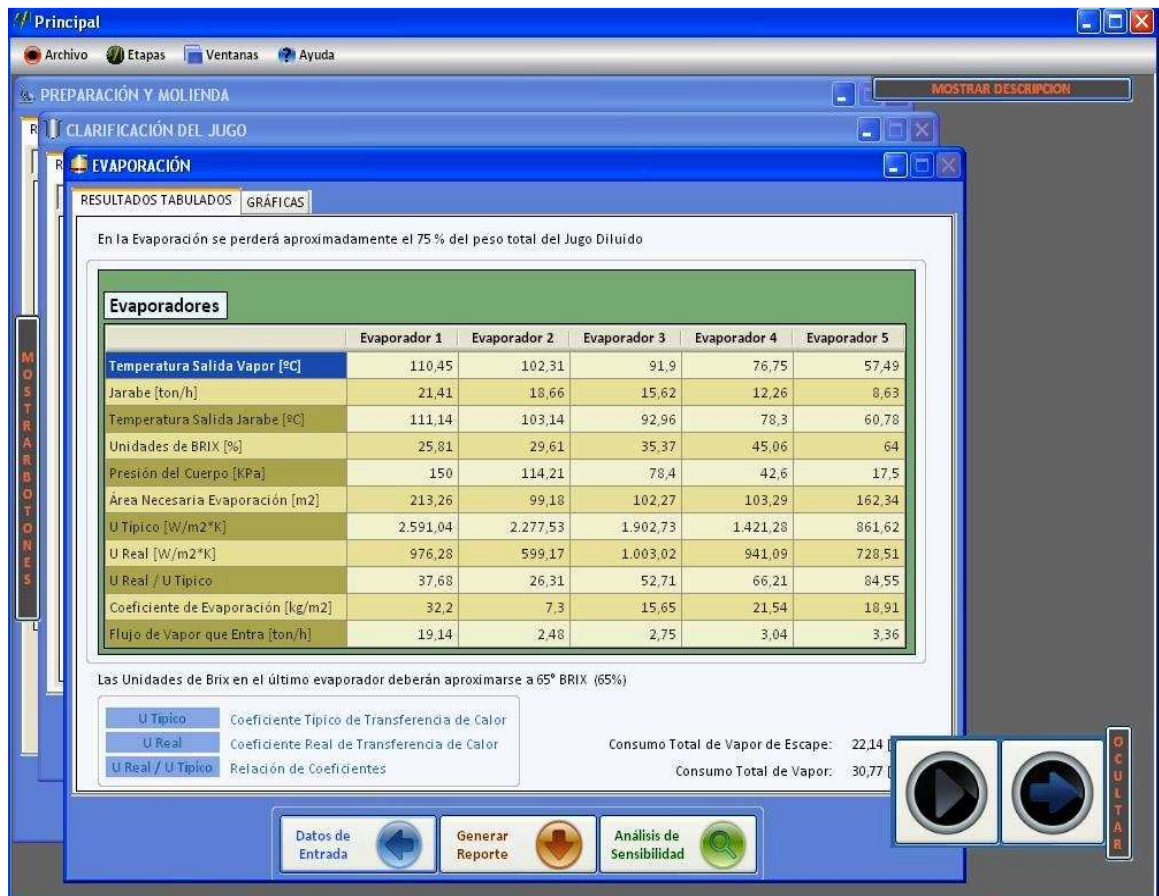
Junto a la pestaña de ingreso de los datos se encuentra una breve descripción del proceso que se lleva a cabo en esa etapa, el usuario puede esconder o dejar a la vista esta descripción. Además se encuentran los botones para dar comienzo a la simulación o pasar a la etapa siguiente.

**Figura 4** Pantalla de ingreso de datos



**4.1.4 Pantalla de resultados** Una vez se ha corrido la simulación de la etapa o las etapas, se encontraran las pantallas de resultados, tales pantallas muestran los datos más relevantes resultado de la solución del modelo matemático propuesto, existe la posibilidad de ver los datos en manera de tablas donde se encuentran los datos numéricos y en forma gráfica que presenta información relevante para el proceso.

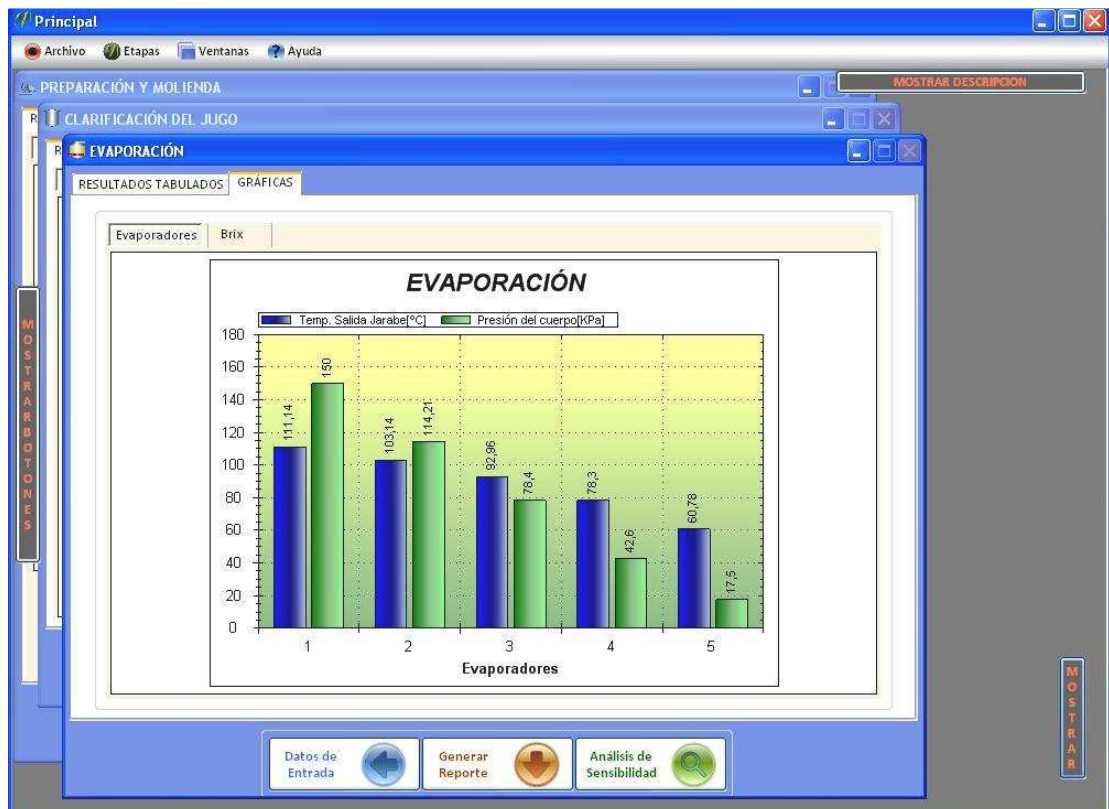
**Figura 5** Pantalla de resultados en forma tabulada



Bajo los resultados aparecen algunas notas que le permiten al usuario comparar algunos datos con las condiciones ideales de operación reportadas por la

literatura. Además se pueden encontrar los botones para acceder a los datos de origen de la simulación, reportes de la etapa y al análisis de sensibilidad, los cuales se detallaran a continuación.

**Figura 6** Resultados en forma Gráfica



**4.1.5 Generación de reportes** La aplicación SEPPRAZ 1.0 cuenta dentro de su código con una librería que permite la generación de documentos en formato PDF (Portable Document File) de los resultados obtenidos por la simulación tanto de los datos tabulados como de los gráficos obtenidos por la simulación para cada una de las etapas, también se puede encontrar un reporte general del proceso con los datos más importantes de cada una de las etapas.

Figura 7 Reportes



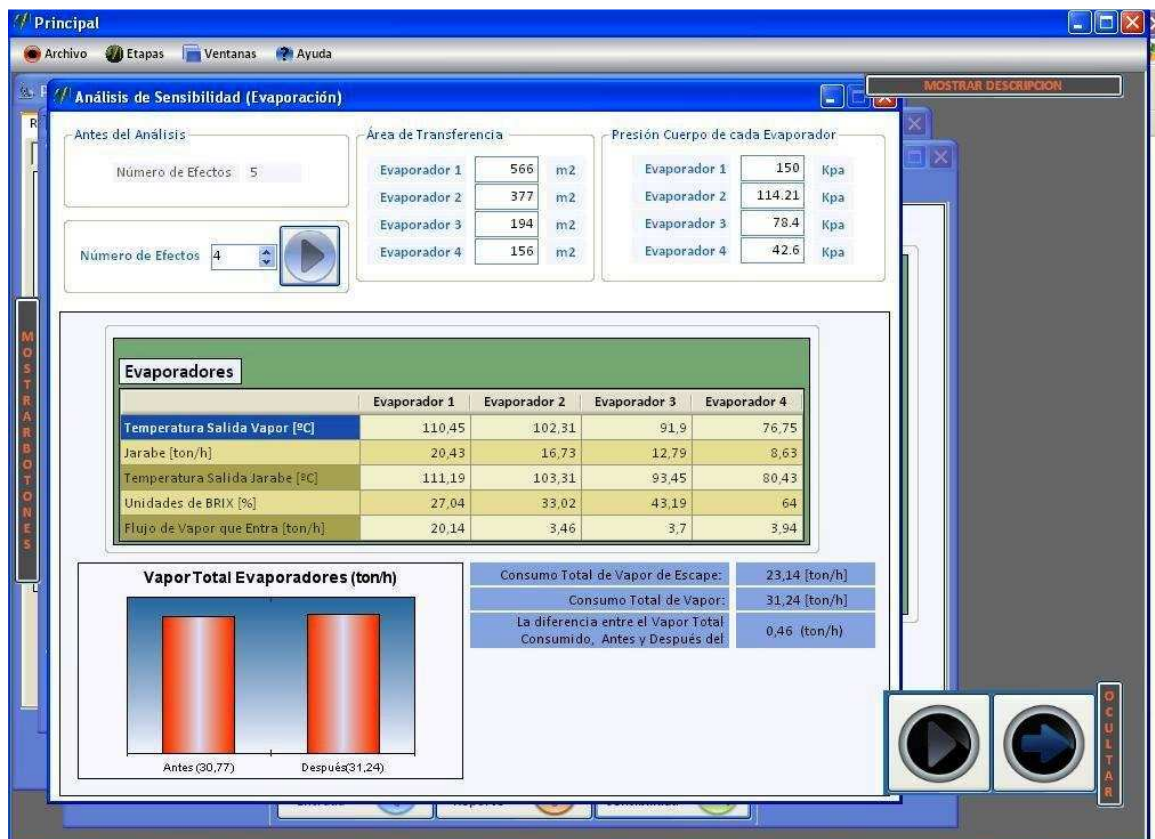
**RESULTADOS DE: EVAPORADORES**

	Evapor. 1	Evapor. 2	Evapor. 3	Evapor. 4	Evapor. 5
Temp. S. Vapor [°C]	110,449	102,307	91,898	76,75	57,495
Jarabe [ton/h]	20,431	16,731	12,793	8,633	8,633
Temp. S. Jarabe [°C]	111,192	103,307	93,45	80,434	60,783
Unidades de BRIX [%]	27,043	33,023	43,189	64	64
Pre.del Cuerpo [KPa]	150	114,21	78,4	42,6	17,5
Área. Evap. [m2]	228,882	147,769	159,204	198,509	162,338
U Típico [W/m2*K]	2547,017	2181,785	1739,738	1145,758	861,624
U Real [W/m2*K]	1029,978	855,175	1427,695	1457,973	728,51
[U Real/U Típico]	40,439	39,196	82,064	127,25	84,551
Coef. Evap.[kg/m2]	33,919	9,814	20,298	26,667	18,906
F.Vapor Evap.[ton/h]	20,143	3,457	3,7	3,938	3,36



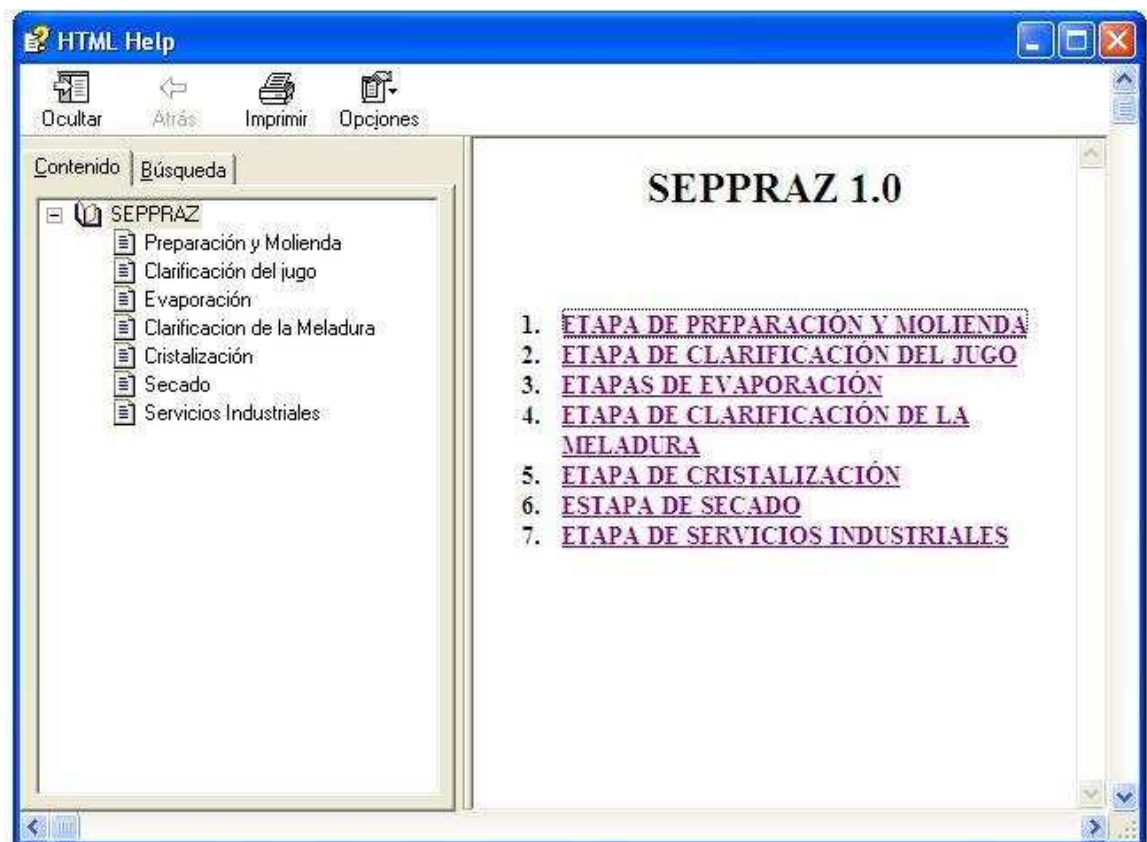
**4.1.6 Análisis de Sensibilidad.** Con el fin de permitirle al usuario verificar la repercusión de una variable de entrada en cada etapa en una o más variables de salida se decidió plantear un análisis de sensibilidad, en esta pantalla el usuario podrá evaluar el efecto de cambiar una variable de entrada que ha sido seleccionada por los autores del trabajo sobre una variable de salida, también seleccionada por el criterio de los autores. En la pantalla se presentan los datos tabulados y una gráfica comparativa con los valores con los cuales se simuló el proceso junto al valor obtenido por el cambio de esta variable. Esta herramienta le permite ver al usuario que tan sensible puede ser a un cambio el proceso.

**Figura 8** Pantalla de análisis de sensibilidad



**4.1.7 Ayuda** La herramienta software contiene una pequeña ayuda para el usuario en la cual se encuentra una descripción más detallada de cada etapa del proceso así como las variables que interviene con sus respectivas unidades, también se puede verificar el significado de algunos términos propios del argot azucarero.

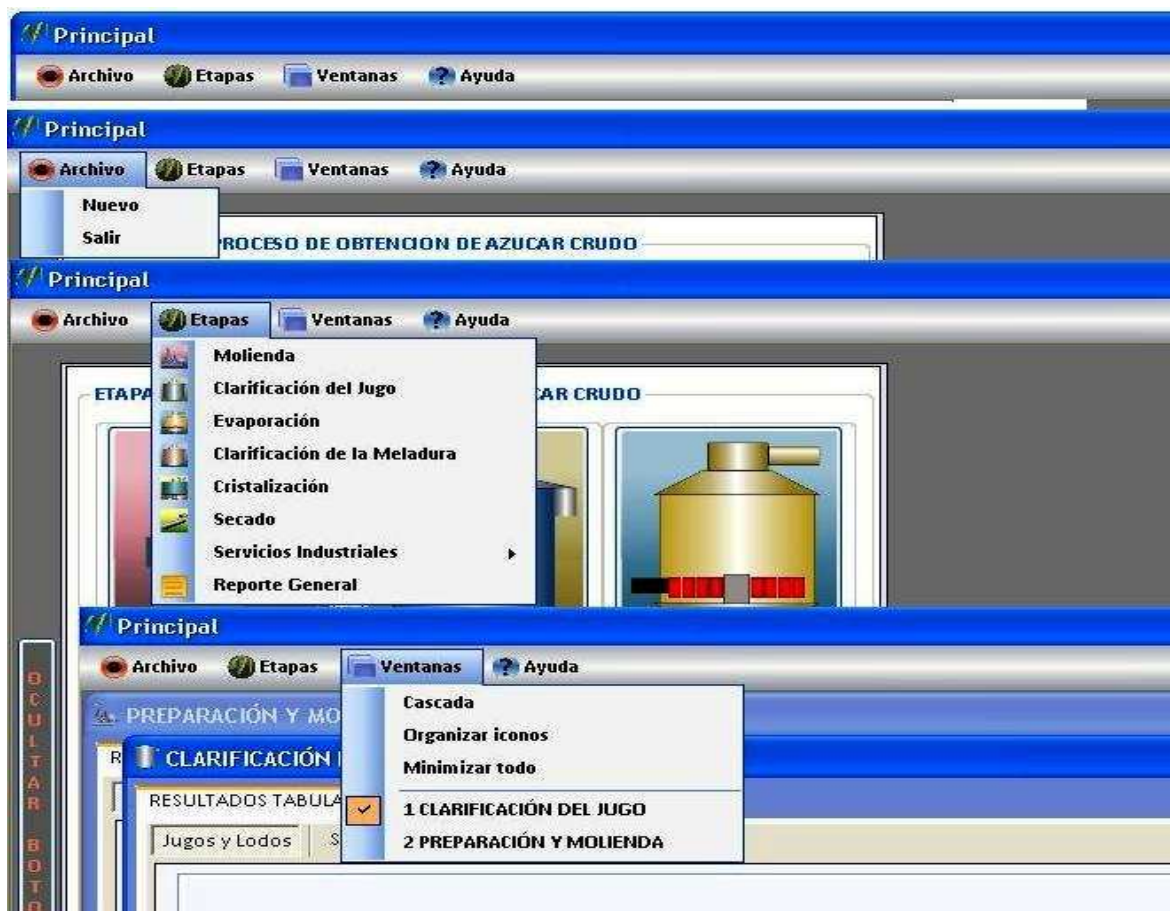
**Figura 9** Pantalla ayuda



**4.1.8 Barra de herramientas** Además de las pantallas principales la herramienta cuenta con una barra de herramientas que puede facilitar la navegabilidad al usuario, en esta barra se encuentra los botones de:

- *Archivo*, usando este botón se puede dar comienzo a una nueva simulación o salir del programa
- *Etapas*, en este botón se encuentran las diferentes etapas, facilitándole al usuario el ingreso a cada etapa sin la necesidad de volver a la pantalla principal.
- *Ventanas*, este botón permite visualizar de diferentes maneras las ventanas que se han abierto en el simulador además le permite al usuario acceso a las otras ventanas que ya ha abierto la aplicación
- *Ayuda*, permite al usuario ingresar a la ventana de ayuda.

**Figura 10.** Barra de herramientas



En la figura 10 se presenta una imagen de los botones que componen la barra de herramientas, y una imagen de cada uno de los listados desplegados al dar un clic sobre estos.

Hasta aquí se da una breve visualización de la herramienta SEPPRAZ 1.0, y de las diferentes ventanas que la componen con el fin de ilustrar la manera de usar esta herramienta en la simulación del proceso de producción de azúcar.

Mayor información a cerca de esta aplicación, ver trabajo de grado Ingeniería de sistemas “DESARROLLO DE SOFTWARE DE SIMULACIÓN DE LAS PRINCIPALES ETAPAS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR BLANCO, SEPPRAZ 1.0”

## 5 RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

A continuación se presentan los resultados de la simulación del proceso de producción de azúcar reportados por la aplicación software SEPPRAZ 1.0 desarrollada en el marco de este trabajo. Para esto se tomo un caso estudio de un ingenio típico del sector azucarero colombiano teniendo en cuenta las características colombianas examinadas durante visitas realizadas a este sector y la revisión bibliográfica.

Se exponen los resultados de tres etapas de este proceso, las etapas de preparación y molienda, evaporación del jugo, y cristalización., junto con un análisis de sensibilidad de una de las variables de cada proceso.

### 5.1 RESULTADOS PREPARACIÓN Y MOLIENDA

Para la etapa de preparación y molienda, se tomaron los siguientes parámetros de entrada.

**Tabla 2** Datos de entrada etapa preparación y molienda

<b>Cantidad de caña Molida</b>	38 Ton/h
<b>% brix de la caña</b>	15 %
<b>% fibra de la caña</b>	16 %
<b>% pol en la caña</b>	13.5%
<b>Corriente picadoras</b>	550 Amper
<b>Voltaje Picadoras</b>	440 volts
<b>Tipo de imbibición</b>	Imbibición compuesta
<b>% Imbibición en fibra</b>	200 % solo en el ultimo molino
<b>Imbibición en el primer molino</b>	si
<b>Numero de molinos</b>	5 molinos
<b>Tipo de molinos</b>	Molinos de tres mazas
<b>Velocidad promedio del molino</b>	6 rpm
<b>POC (pol in open cells)</b>	78

<b>Funcionamiento de los molinos</b>	Operan con vapor
<b>Tipo de máquina de vapor</b>	Corliss
<b>Presión de vapor hacia los molino</b>	125 psig
<b>Temperatura del vapor</b>	177 °C

Con estos parámetros los resultados de las variables más importantes para la etapa de preparación y molienda obtenidos por la simulación usando la aplicación software SEPPRAZ 1.0 fueron:

**Tabla 3** Resultados etapa de preparación y Molienda

	Molino 1	Molino 2	Molino 3	Molino 4	Molino 5
<b>Bagazo (Ton/h)</b>	19.59	16.71	14.76	13.42	12.52
<b>Brix bagazo %</b>	11,72	9,04	6,96	4,95	3,38
<b>Agua bagazo %</b>	57,43	54,79	52,1	50,04	48,38
<b>Fibra bagazo%</b>	30,85	36,16	40,94	45,01	48,24
<b>Jugo de salida (Ton/h)</b>	37.56	19.15	16.27	14.32	12.98
<b>Brix jugo%</b>	14.25	9.78	6.69	4.22	1.86
<b>Extracción</b>	65.34	39.15	35.89	41.53	40.61
<b>Extracción acumulada</b>	65.34	78.91	86.48	92.09	95.3
<b>Consumo de vapor</b>		10 327,4		9 868,3	
<b>Factor de imbibición (I)</b>	0.932	0.556	0.477	0.464	0.951
<b>Factor de reabsorción (k)</b>	1.517	1.489	1.484	1.490	1.539

A través del uso del simulador SEPPRAZ 1.0 fue posible determinar la cantidad y composición del bagazo que se obtienen en cada uno de los molinos. Al final la humedad del bagazo obtenida fue 48.24% , lo que coincide con los resultados reportados[15] para la humedad en el bagazo final. Otra variable de gran importancia para el usuario de SEPPRAZ 1.0 será la cantidad de jugo obtenida en cada uno de los molinos junto con su composición en grados brix Para este caso se obtuvo que operando con una molienda de 38 Ton/h de caña se consiguen

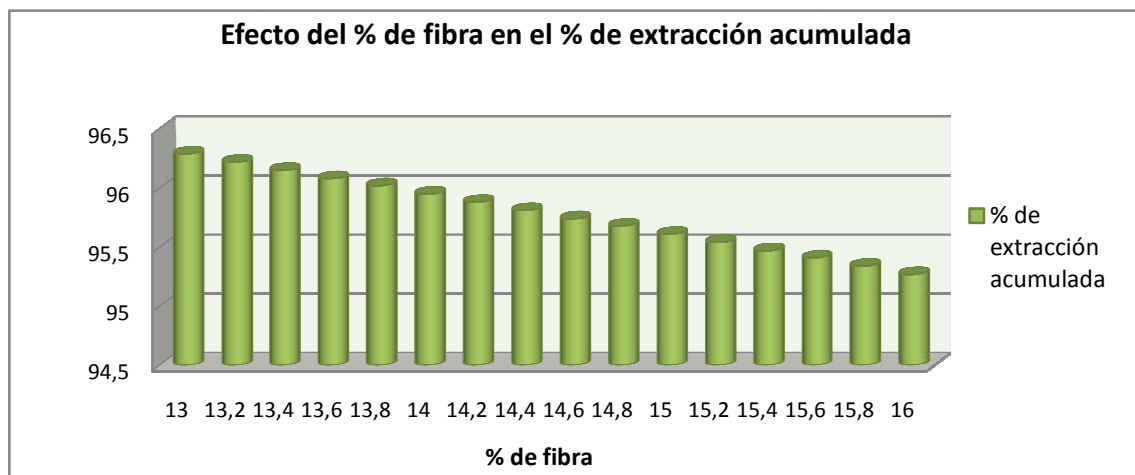
37.56 Ton/h de jugo con un brix de 14.25 % trabajando con un 200% en porcentaje en fibra de imbibición en el ultimo molino.

La extracción y la extracción acumulada del brix en la etapa de molienda representan la eficiencia del tándem de molinos, en este caso se tiene una operación con un 95, 3 % de extracción acumulada, esto indica que el funcionamiento de los molinos es bueno y es cercano a los resultados que la literatura reporta para las extracciones típicas de un tándem de molienda.[15, 41] , también se reporta el consumo de vapor en la etapa, en este caso se tomo una configuración tal que la máquina de vapor esta unida al segundo y cuarto molino y esta distribuye el movimiento para los demás equipos de molienda.

### 5.1.1 Análisis de sensibilidad para la etapa de molienda

Para el análisis de sensibilidad se escogió como variable de entrada la fibra con la cual puede ingresar la caña a la etapa de molienda, se escogió esta variable ya que el contenido de fibra afectara la extracción y el consumo de energía en esta etapa, entre otros factores.

**Figura 11** Efecto de la fibra en el % de extracción acumulada

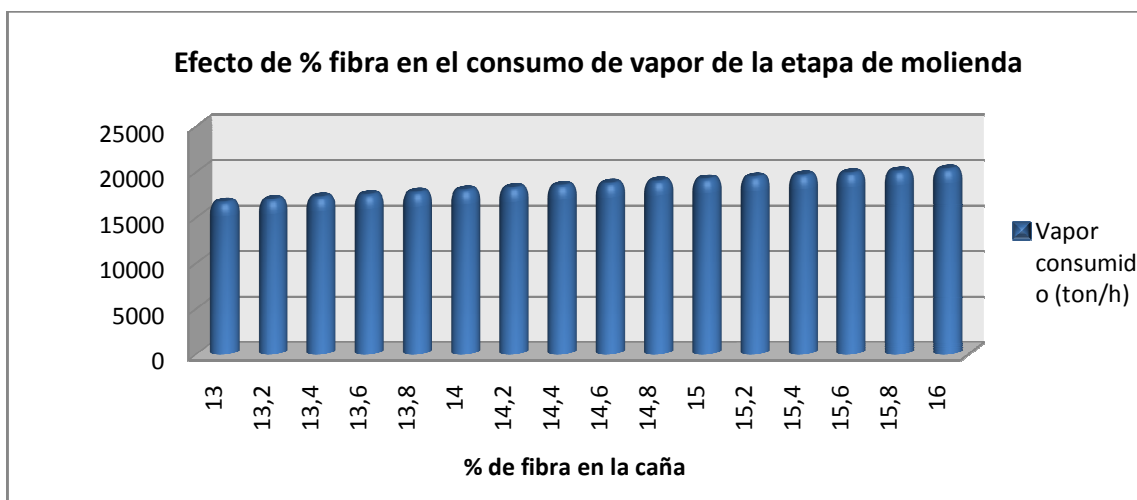


En la gráfica se observa el efecto que tiene la fibra que ingresa en la caña que es alimentada, se evaluó en un rango de los contenidos de fibra promedio, es posible notar como a medida que aumente la cantidad de fibra en la caña disminuirá la

extracción en el tándem de molienda esto debido que a mayor cantidad de fibra el molino debe hacer un mayor trabajo para extraer de esta el jugo a, además un mayor % de fibra en la caña puede indicar un menos % de sacarosa.

En el caso del consumo de vapor se observa en la gráfica como esta crece cuando el porcentaje de fibra aumenta, este resultado indica que los molinos tendrán que consumir más energía para poder extraer el jugo contenido en la caña.

**Figura 12** Efecto de la fibra en el consumo de vapor de la molienda



## 5.2 RESULTADOS EVAPORACIÓN

Una vez ha sido simulado el proceso de preparación y molienda se ingresara al proceso de clarificación del jugo, y posteriormente al proceso de evaporación, las variables de entrada para este proceso son listadas a continuación.

En la tabla 4 se presentan el flujo y composición del jugo claro obtenido por la aplicación software al simular la etapa de clarificación del jugo los cuales son directamente alimentados hacia la evaporación. En la tabla 5 se muestran los datos de entrada necesarios para el desarrollo del modelo matemático del proceso de evaporación, alojado en la aplicación software SEPPRAZ 1.0.

**Tabla 4** Flujo de jugo claro

Jugo claro	
Flujo (Ton/h)	39,63
Brix [%]	13,94
Pol [%]	5,53
Sólidos Solubles [Ton/h]	0,14
Sólidos Insolubles [Ton/h]	12,68
Agua [Ton/h]	33,98

**Tabla 5** Datos de entrada para etapa de evaporación

Número de efectos	5
Presión de cada evaporador [Kpa]	
Evaporador 1	150
Evaporador 2	114
Evaporador 3	78
Evaporador 4	43
Evaporador 5	18
Brix de salida meladura	65
Temperatura vapor de escape	132
Presión vapor de escape	15

Los resultados obtenidos para la etapa de evaporación se reportan en la tabla 6

**Tabla 6** Resultados para evaporación

Evaporador Variable	1	2	3	4	5
Flujo salida (Ton/h)	21.38	18.6	15.53	12.15	8.5
Brix%	25.84	29.71	35.57	45.47	65
Temperatura salida jarabe (°C)	111.14	103.14	98.98	78.33	60.95
Flujo de vapor que entra (Ton/h)	19.17	2.51	2.78	3.06	3.38
Temperatura salida vapor (°C)	110,45	102,31	91,9	76,75	57,49

La tabla presenta los valores obtenidos para la corriente de jugo de cada evaporador con la temperatura y los grados brix, además el flujo de vapor que es alimentado a cada evaporador para llevar a cabo el proceso.

El vapor que ingresa al primer evaporador es vapor de escape obtenido de la etapa de producción de vapor, en total se consumieron 19.17 Ton/h de vapor de escape para evaporar 39.6 Ton de jugo claro y alcanzar los 65° en la corriente de meladura, esta será alimentada a la etapa de clarificación de la meladura.

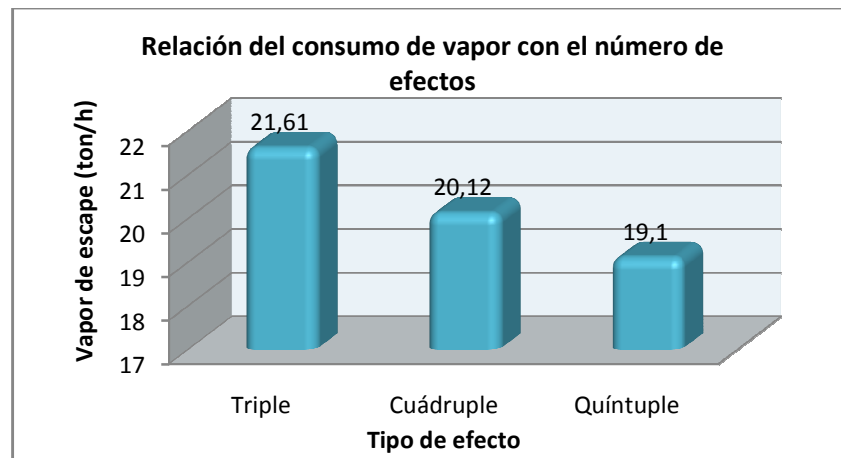
Se observa también como la temperatura del jugo disminuye en cada evaporador, esto debido a que cada uno de los efectos opera con una presión más baja con el fin de que la solución se evapore a más bajas temperaturas y pueda usarse el vapor obtenido en el evaporador anterior como vapor de calentamiento. Al final del proceso se evaporó el 78, 5 % del agua que contenía el jugo claro obtenido.

### **5.2.1 Análisis de sensibilidad para la etapa de evaporación**

A continuación se exponen los resultados obtenidos usando SEPPRAZ 1.0 sobre la influencia del tipo de efecto usado en el proceso y de los grados brix en la meladura sobre el consumo de vapor de escape y vapor total en el sistema de evaporación.

La figura 13 contiene los resultados del consumo de los consumos de vapor de escape usado en el sistema de evaporación, al pasar de un triple, a un cuádruple y quíntuple efecto.

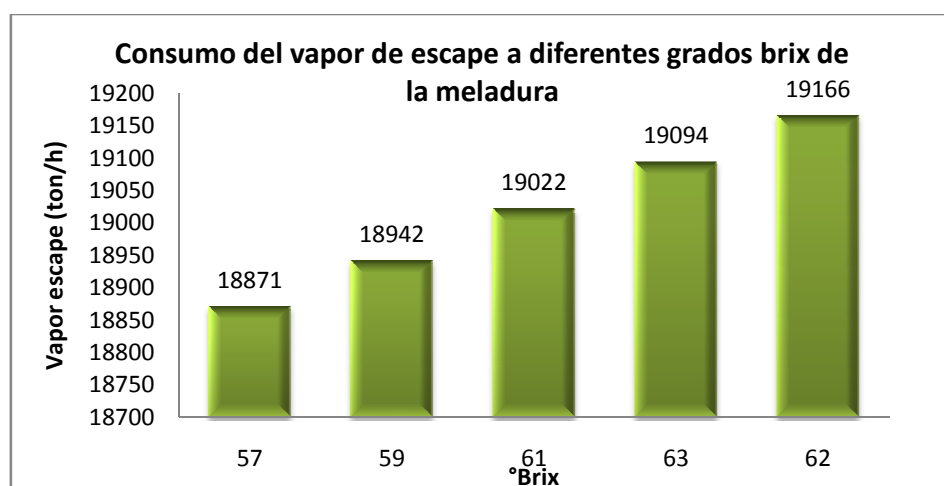
**Figura 13** Relación del consumo de vapor con el número de efectos



En la gráfica se puede observar como al pasar de usar un triple efecto a un quíntuple efecto posee una influencia en el consumo del vapor de escape de la etapa de evaporación. Disminuyendo la cantidad de vapor demandada por esta etapa, usando 5 efectos.

También se puede evaluar el consumo de vapor en la evaporación si la meladura que se desee obtener tiene un brix menor que el 65%, el resultado se exponen en la figura 14

**Figura 14** Consumo del vapor de escape a diferentes grados brix de la meladura



En la gráfica es posible evaluar la influencia de los grados brix en la meladura que se obtiene en la etapa de evaporación sobre el vapor de escape usado para esta etapa.

La cantidad de vapor usada cuando se tiene menores concentraciones para la meladura cambia significativamente las demandas de vapor de esta etapa pasan de 19 166 Ton /h de vapor cuando se tiene una meladura de 65 brix a 18.871 Ton/h de vapor cuando se contiene meladuras de 57 Brix. es recomendable que cuando se produce azúcar crudo el brix de la meladura se encuentre entre 60-70 brix pero para el azúcar blanco se recomienda que este entre 50-60 Brix.[15]

### 5.3 RESULTADOS CRISTALIZACIÓN.

Una vez finalizada la simulación del proceso de evaporación, son alimentados los datos obtenidos en esta a la clarificación de la meladura, y posteriormente los resultados de esta junto a algunos parámetros de entrada propios de la cristalización serán ingresados con el fin de simular esta etapa.

En la tabla 7 se presentan el flujo y composición de la meladura clara obtenido por la aplicación software al simular la etapa de clarificación de la meladura los cuales son directamente alimentados hacia la evaporación. En la tabla 8 se muestran los datos de entrada necesarios para el desarrollo del modelo matemático del proceso cristalización.

**Tabla 7** Flujo y composición de meladura clara

<b>Meladura clarificada</b>	
<b>Flujo Másico [Ton/h]</b>	8,873
<b>Brix %</b>	59,905
<b>Sólidos Solubles [Ton/h]</b>	5,315
<b>Sólidos Insolubles [Ton/h]</b>	0,067
<b>Pol[Ton/h]</b>	4,678
<b>Agua [Ton/h]</b>	3,491

**Tabla 8** Datos de entrada para cristalización

<b>PUREZA</b>	
Miel A	77%
Miel B	55%
Miel C	39%
Semilla B	91%
Semilla C	39%
Masa A	90%
Masa B	76%
Masa C	59%
Azúcar	99.6 %
Cristal Primitivo	75%
Cristal desarrollado	62 %
<b>TIPO DE VAPOR CALEFACTOR</b>	
Tacho masa A	VV1 <sup>5</sup>
Tacho masa B	VV1
Tacho masa C	VV1
Tacho Cristal primitivo	VV1
Tacho Cristal Desarrollado	VV1
Porcentaje de Miel A a Masa B	98%
Porcentaje de miel B a Masa C	98%

Con estos parámetros los resultados de las variables más importantes para la etapa de cristalización obtenidos por la simulación para esta etapa usando la aplicación software SEPPRAZ 1.0 se presentan en las tablas 9, 10 y 11.

---

<sup>5</sup> VV1, hace referencia al vapor vegetal que se extrae de los evaporadores, el numero indicara, el efecto del cual se está extrayendo el vapor vegetal, en este caso será vapor vegetal del primer efecto.

**Tabla 9** Resultados para masas y cristales en la etapa de Cristalización

	Masa A	Masa B	Masa C	Cristal Primitivo	Cristal Desarrollado	Azúcar
Flujo Másico [Ton/h]	8,97	5,015	1,969	0,108	0,129	4,342
Brix [%]	90	90	93	85,86	85,62	99
Pureza [%]	92	76	59	75	62	99,6
Sólidos Solubles [Ton/h]	8,073	4,514	1,831	0,093	0,111	4,299
Sólidos Insolubles [Ton/h]	0,067	0,065	0,067	0,002	0,003	0
Pol [Ton/h]	7,428	3,43	1,08	0,07	0,058	4,282
Agua [Ton/h]	0,831	0,436	0,071	0,013	0,016	0,043

**Tabla 10** Resultados de mieles y semillas en etapa de cristalización

	Miel A	Miel B	Miel C	Semilla B	Semilla C
Flujo Másico (Ton/h)	4,63	2,51	1,15	3	0,84
Brix %	81,44	70	88	92	96,73
Pureza %	77	55	39	91	77
Sólidos Solubles [Ton/h]	3,77	1,76	1,02	2,76	0,81
Sólidos Insolubles [Ton/h]	0,07	0,07	0,07	0	0
Pol [Ton/h]	2,91	1,61	0,4	2,51	0,63
Agua [Ton/h]	0,79	0,69	0,07	0,24	0,03

**Tabla 11** Vapor consumido en cada tacho

Vapor consumido	
Tacho A [Ton/h]	5.64
Tacho B [Ton/h]	2.45
Tacho C [Ton/h]	1.19
Tacho de cristal Primitivo [Ton/h]	0.04
Tacho de Cristal desarrollado [Ton/h]	0.04

En las tablas 9 y 10 se presenta los flujos y composiciones de cada una de las corrientes que hace parte de la etapa de cristalización, en la tabla 11 se presentan los consumos de vapor de cada uno de los tachos. La etapa de cristalización demando 9.36 Ton de vapor vegetal el cual es extraído del vapor obtenido por la evaporación del jugo claro en el primer efecto. En la etapa de cristalización se nota como la cantidad de sólidos solubles, es mayor en las corrientes de la masa A, la miel A y el azúcar. Mientras que las masas B y C son cada vez más pobres en estos. La cantidad de insolubles se mantiene constante en cada una de las corrientes de miel, mientras que los cristales no contienen material insoluble o este es demasiado pequeño. El azúcar obtenido posee alrededor de 1% de humedad así que en la etapa de secado se reducirá hasta alcanzar los valores reportados por las normas técnicas colombianas, en el caso de azúcar blanco esta debe ser menor al 0.065%[42]

En total el proceso de producción de azúcar produjo para una molienda de 38 Toneladas por hora de caña. 4.36 Ton/h de azúcar del 99.6 % de pureza con 1.9 Ton/h de cachaza, 12.56 Ton/h de bagazo. Y 1.15 Ton de miel final.

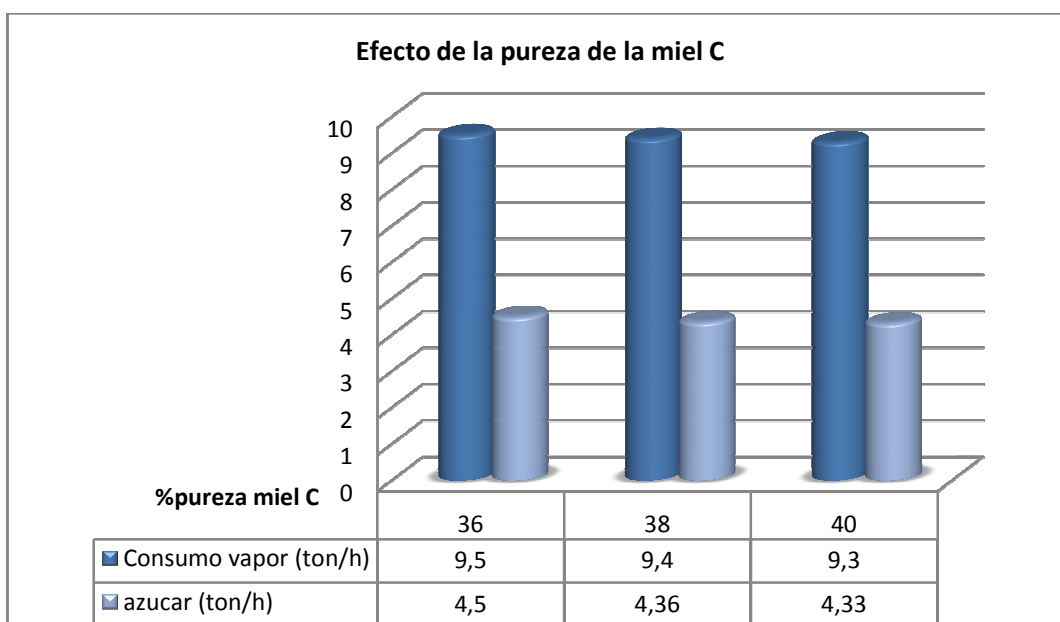
### **5.3.1 Análisis de Sensibilidad para etapa de cristalización**

La producción final de azúcar será función de diversas variables dentro del proceso, la cantidad de sacarosa presente en la caña, la buena extracción de esta

en los molinos, el correcto manejo de las diversas soluciones para evitar las pérdidas por inversión de la sacarosa en las etapas de clarificación entre otros.

En la etapa de cristalización uno de los factores que influirá en la cantidad de azúcar final será la pureza en la miel final o miel C. Hugot [15] reporta que la pureza de la miel final se encontrará aproximadamente entre 36 a 40% . Debido a lo anteriormente expuesto se evaluó la producción de azúcar cuando se cambia la pureza en la miel final.

**Figura 15** Efecto de la pureza en la miel C sobre la producción de azúcar



En la gráfica 13 se puede observar que el efecto del % pureza en la producción de azúcar no es altamente significativa, la diferencia entre un valor y otro al cambiar la pureza desde 36% a un 40% es de 0,17 Ton/h de azúcar sin embargo el cambio en la pureza de la miel final también tiene una repercusión en el consumo total del vapor necesario para la etapa de cristalización, sería necesario evaluar económicamente estos dos factores para tomar una decisión de la operación que se llevara a cabo.

La aplicación software SEPPRAZ 1.0 permite obtener resultados de cada una de las principales etapas que componen el proceso de producción de azúcar, y además permiten evaluar el comportamiento de ciertos parámetros de cada etapa o del proceso en general sobre las variables más importantes del proceso como son la producción total de corrientes o sus consumos energéticos.

## 6 CONCLUSIONES

- Se planteo un modelo matemático en estado estable para las principales etapas del proceso de producción de azúcar basado en balances de masa energía y ecuaciones empíricas reportadas por la literatura, centros especializados como CENICAÑA, y estudios realizados en la Universidad Industrial de Santander. Dicho modelo permite describir el proceso general y de cada una de las principales etapas y se convierte en una base para un modelo en estado dinámico que permita analizar la controlabilidad del proceso.
- Se desarrollo un aplicación software (SEPPRAZ 1.0) en un lenguaje de alto nivel como es C#. Net de la plataforma de Visual Studio, con una interfaz amigable al usuario que aloja el modelo matemático planteado, esta aplicación permite la simulación del proceso de producción de azúcar y de las etapas de; preparación y molienda, purificación del jugo, evaporación, clarificación de la meladura, cristalización y secado. Esta herramienta permite conocer de manera gráfica y tabulada los flujos de salida de cada uno de las anteriores etapas y permite evaluar el cambio en estos flujos al modificar una de las variables de entrada
- El planteamiento del modelo matemático y el desarrollo de la aplicación software SEPPRAZ 1.0, se convierte en una herramienta para la toma de decisiones del sector azucarero colombiano y en un instrumento que le permita la capacitación de personal técnico.
- Usando la información entregada por la herramienta SEPPRAZ 1.0 se planteo un análisis de sensibilidad en algunas de las etapas del proceso de producción de azúcar, identificando la repercusión de un cambio en algunas

corrientes alimentadas sobre ciertos flujos de salida como; la producción de azúcar, el consumo de vapor y parámetros como los porcentajes de extracción del jugo contenido en la caña.

## **7 RECOMENDACIONES**

Dar continuidad en el desarrollo del modelo matemático con el fin de incluir los nuevos procesos que actualmente se desarrollan en la industria azucarera como la producción de alcohol carburante, los diferentes sistemas para la cogeneración de energía a partir del bagazo de caña y en un futuro posiblemente, la producción de etanol a partir de residuos lignocelulosicos de esta industria como el bagazo.

Profundizar en el estudio del proceso con el fin de plantear futuros modelos que incluyan los comportamientos físico-químicos de cada uno de los procesos, así como el desarrollo de un modelo en estado dinámico, que permita análisis más predictivos y análisis de los sistemas de control sobre este.

## 8 BIBLIOGRAFÍA

1. International sugar organization *Sugar Book 2007*. 2007.
2. Arqued, A.P., *Fabricación de Azúcar*. Vol. 1. 1955: Salvat Editores.
3. Álvarez, A.S.G.A.G., *Azúcar en América*, in *Revista de Indias*. 2005.
4. Gómez, O.G.R. (2005) *Caña de azúcar en Colombia*. *Revista de Indias* **Volume**, 49-78
5. ASOCAÑA, *Informe anual Asocaña 2007-2008*. 2008.
6. Agrocadenas. *La agroindustria del azúcar en Colombia*. 2006 [cited; Available from: [www.agrocadenas.gov.co](http://www.agrocadenas.gov.co)].
7. INCAUCA, S.A. *Catálogo y descripción de productos INCAUCA S.A.* [cited; Available from: [www.incauca.com/](http://www.incauca.com/)].
8. Ingenio la cabaña. *Productos Ingenio La Cabaña*. 2009 [cited; Available from: [www.ingeniolacabana.com](http://www.ingeniolacabana.com)]
9. Ingenio Mayagüez. *Productos Ingenio Mayagüez*. 2006 [cited; Available from: [www.ingeniomayaguez.com](http://www.ingeniomayaguez.com)].
10. Ingenio Pichichí. *Producción y Productos Ingenio Pichichí*. [cited; Available from: [www.ingeniopichichi.com](http://www.ingeniopichichi.com)].
11. Ingenios Risaralda y Castilla. *Productos Ingenio Riopaila y Central Castilla*. [cited; Available from: [www.riopaila-castilla.com](http://www.riopaila-castilla.com)].
12. Ingenio San Carlos. *Productos Ingenio San Carlos*. [cited; Available from: [www.ingeniosancarlos.com.co](http://www.ingeniosancarlos.com.co)].
13. Ingenio Providencia. *Catálogo y Descripción de Productos Ingenio Providencia*. [cited; Available from: [www.ingprovidencia.com](http://www.ingprovidencia.com)].
14. Chen, G.P.M.J.C.P., *CANE SUGAR HANDBOOK*. 1977: Wiley -Interscience publication.
15. Hugot, E., *Handbook of Cane Sugar Engineering*, ed. ELSEVIER. 1986.
16. SENA-ASOCAÑA-CENICAÑA. *Curso de Preparación y Molienda*. in *Curso de operación de moliendas*. 1999. San Antonio de los Caballeros - Valle del Cauca.

17. Roberto M. Ruiz, G.J.C., Gustavo Aso, *Evaluación del comportamiento de un Tandem de Molienda*. Revista Industrial y Agrícola de Tucumán, 1994. **71**: p. 10.
18. Steindi, R.J., *THE CLARIFICATION OF CANE JUICE*. International Sugar Journal, 1999. **101**: p. 3.
19. Echeverri, L.F.R., P.W, *Numerical Study of the flow in air flotation syrup clarifiers*. International Sugar Journal, 2007. **109**(1302): p. 372-378.
20. Warren L, M.J.C.S.P.H., *Operaciones Unitarias en ingeniería Química*. 4 ed. 1991: Mc Graw Hill.
21. CENICAÑA. *Proceso Refinación Azúcar*. 2008 [cited; Available from: [WWW.CENICAÑA.org](http://WWW.CENICAÑA.org)].
22. Edda Eich-Soellner, M.P.L., Regensburg; Peter Burr; Andreas Kröner, Höllriegelskreuth, *Stationary and Dynamic Flowsheeting in the Chemical Engineering Industry*. Surveys on Mathematics for Industry, 2006. **7**(2).
23. Alejo, H.L.O.M.R.O., Osney, *Notas Sobre La Producción De Azúcar Crudo*. 2005: Instituto Superior Politécnico "José Antonio Echeverría".
24. Kent, G.A., *Modelling the milling Process*. International Sugar Journal, 1999. **101**(1204): p. 2.
25. Gaffert, G., *Centrales de vapor*. 1981: Editorial Reverte.
26. Keenan, J.H.K., F.G, *Propiedades termodinamicas el vapor* New York.
27. Bubnik, Z.K., P; Urban, D; Bruhns, M., *Sugar Tchnologists Manual, Chemical and Physical Data for Sugar Manufacturers and Users*. 1995, Germany: Albert Bartens.
28. Geankoplis, C.J., *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Tercera ed. 1998: Compañía editorial continental.
29. P.V.K. Jagannadha Rao, M.D., S.K. Das *Changes in physical and thermo-physical properties of sugarcane, palmyra-palm and date-palm juices at different concentration of sugar*. Journal of Food Engineering, 2009. **90**: p. 559-566.

30. Tiwari, G., Prakash, O., & Kumar, S., *Evaluation of convective heat and mass transfer for pool boiling sugarcane juice*. Energy Conversion and Management, 2004. **45**: p. 171-179.
31. Ensinass, V.A., Nebra, A Silvia, *Design of Evaporation Systems and Heaters Networks in Sugar Cane Factories Using a thermoeconomic Optimization Procedure*. International Journal of Thermodynamics, 2007. **10**(3): p. 97-105.
32. Kaya, D.S., I, *Mathematical modeling of multiple-effect evaporators and energy economy*. Energy, 2007. **32**: p. 1536–1542.
33. V. Miranda ; R. Simpson, *Modelling and simulation of an industrial multiple effect evaporator: tomato concentrate*. Journal of Food Engineering, 2005. **66**: p. 203-210.
34. Varela, B.A.y.A., *Modeling and simulation of a triple effect evaporator for the concentration of natural juices*. Revista tecnica de Ingenieria Universida de Zulia, 2008. **31**(2): p. 151-158.
35. Michael, S., *Boiling Point Elevation of Technical Sugarcane Solutions and its use in automatic pan boiling*. International Sugar journal, 2002. **104**(1247): p. 500-507.
36. Montes, E., Torres Ramiro, Andrade, Ricardo, *Aumento del punto de ebullición de soluciones modelos para jugo de caña de azúcar*. Facultad de Ciencias Agrícolas Universidad de Cordoba, 2006: p. 5-12.
37. Smith, J.M.V.N.C.A.M.M., *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. 5 edición ed. 1997, México: McGRAW-HILL.
38. Himmelblau, D., *Principios básico y cálculos en Ingeniería Química*. 6 ed. 1997, Mexico: Prentice Hall Inc and A Simon & Schuster Company.
39. Gomez, J.D., *Descripción y análisis del perfil tecnológico ambiental de la industria del azúcar en Colombia*, in *Escuela de Ingeniería Química*. 1997, Universidad industrial de Santander: Bucaramanga. p. 236.

40. Microsoft Corporation. *Biblioteca Desarrollador 5 estrellas*, [electronico] 2009 [cited; Available from: <http://www.mslatam.com/latam/msdn/comunidad/dce2005/biblioteca.asp>].
41. Castrillon, L., *Evaluación de extracción del tándem de molinos por el método de la prensa en el Ingenio Central Castilla*. 2003, Cenicaña: San Antonio de los Caballeros, Valle del cauca.
42. CIAMSA, S.C.I.d.A.y.m.S.A. *Productos*. [cited; Available from: <http://www.ciamsa.com/productos.php>].

## ANEXOS

### ANEXO A

Coeficientes para el cálculo del factor  $B^*$  para la etapa de molienda

Coeficiente	Termino	Valor	Coeficiente	Termino	Valor
$a_0$	constante	$9.98268 \times 10^{-2}$	$b_0$	Constante	0.0
$a_1$	$B^*$	$3.87949 \times 10^{-2}$	$b_1$	$(B^*d)$	$1.00172 \times 10^3$
$a_2$	$B^{*2}$	$1.28260 \times 10^{-2}$	$b_2$	$(B^*d)^2$	$-3.87679 \times 10^{-7}$
$a_3$	$B^{*3}$	$2.66807 \times 10^{-3}$	$b_3$	$(B^*d)^3$	$1.74228 \times 10^{-10}$
$a_4$	$B^{*4}$	$-3.24645 \times 10^4$	$b_4$	$(B^*d)^4$	$-1.29729 \times 10^{-13}$
$a_5$	$B^{*5}$	$2.34699 \times 10^5$	$b_5$	$(B^*d)^5$	$1.88085 \times 10^{-16}$
$a_6$	$B^{*6}$	$-9.79110 \times 10^5$	$b_6$	$(B^*d)^6$	$-1.61437 \times 10^{-19}$
$a_7$	$B^{*7}$	$2.18486 \times 10^6$			
$a_8$	$B^{*8}$	$-2.01851 \times 10^6$			

Fuente:[16]

## ANEXO B

### Cálculo de la densidad de las soluciones de sacarosa [27]

Calculo densidad de soluciones técnicas de sacarosa (Kg/m<sup>3</sup>)

$$\rho = \rho_p + \Delta\rho$$

Donde  $\Delta\rho$  es la diferencia entre las soluciones de sacarosa técnica y pura a la misma temperatura

$$\Delta\rho = -1 + \exp[(-6.927 \times 10^{-6} * w_{DS}^2 - 1.165 \times 10^{-4} * w_{DS}) * (q - 100)]$$

Donde  $w_{DS}$  son proporción de masa en materia seca

$$\rho_p = \rho_w + \rho_1 + \rho_2 + \rho_3 + \rho_4 + \rho_5$$

$$\rho_w = \frac{(q + q_1 + q_2)}{q_3}$$

$$q = 999.83952 + 16.952577 \cdot t - 7.9905127 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$$

$$q_1 = -46.241757 \cdot 10^{-6} \cdot t^3 + 105.844601 \cdot 10^{-9} \cdot t^4$$

$$q_2 = -281.03006 \cdot 10^{-12} \cdot t^5$$

$$q_3 = 1 + 16.887236 \cdot 10^{-3} \cdot t$$

$$w = w_s \div 100 \cdot t = (t - 20) \div 100$$

$$\rho_1 = b_1 \cdot w + b_2 \cdot w^2 + b_3 \cdot w^4 + b_5 \cdot w^5 + b_6 \cdot w^6$$

$$\rho_2 = (b_{11} \cdot w + b_{12} \cdot w^2 + b_{13} \cdot w^3 + b_{14} \cdot w^4 + b_{15} \cdot w^5) \cdot t$$

$$\rho_3 = (b_{21} \cdot w + b_{22} \cdot w^2 + b_{23} \cdot w^3 + b_{24} \cdot w^4) \cdot t^2$$

$$\rho_4 = (b_{31} \cdot w + b_{32} \cdot w^2 + b_{33} \cdot w^3) \cdot t^3$$

$$\rho_5 = (b_{41} \cdot w + b_{42} \cdot w^2) \cdot t^4$$

$b_1 = 385.1761$	$b_{11} = -46.2720$	$b_{21} = 59.7712$	$b_{31} = -47.2207$
$b_2 = 135.3705$	$b_{12} = -7.1720$	$b_{22} = 7.2491$	$b_{32} = -21.6977$
$b_3 = 40.9599$	$b_{13} = 1.1597$	$b_{23} = 12.3630$	$b_{33} = 27.6301$
$b_4 = -3.9643$	$b_{14} = 5.1126$	$b_{24} = -35.4791$	$b_{41} = 18.3184$
$b_5 = 13.4853$	$b_{15} = 17.254$		$b_{42} = 12.3081$
$b_6 = -17.2890$			

Valores para  $w_s > 60\%$  y para  $10^\circ \text{C} < t < 80^\circ \text{C}$  son extrapolados

## ANEXO C

### **Cálculo del la elevación del punto de ebullición para las soluciones de sacarosa**

Elevación del punto de ebullición  $\Delta t_b$  de soluciones técnicas y puras de sacarosa en K [27]

$$\Delta t_b = a \cdot w_{DS}^2 \frac{(273 + t)^2}{(374.3 - t)^{0.38}} [b \cdot (w_{DS} - k)^2 + c]$$

$$a = a_0 + a_1 \cdot q + a_2 \cdot q^2 \quad b = b_0 + b_1 \cdot q + b_2 \cdot q^2 \quad c = c_0 + c_1 \cdot q + c_2 \cdot q^2$$

k	$w_{DS}$ desde 0 a 60%	$w_{DS}$ desde 60 a 90%
	40	60
$a_0$	$1.59515 \cdot 10^{-4}$	$1.67525 \cdot 10^{-4}$
$a_1$	$-2.00092 \cdot 10^{-6}$	$-1.85299 \cdot 10^{-6}$
$a_2$	$8.01933 \cdot 10^{-9}$	$7.92284 \cdot 10^{-9}$
$b_0$	$1.84440 \cdot 10^{-6}$	$2.87764 \cdot 10^{-6}$
$b_1$	$-3.04380 \cdot 10^{-8}$	$-2.77263 \cdot 10^{-8}$
$b_2$	$1.72958 \cdot 10^{-10}$	$1.44306 \cdot 10^{-10}$
$c_0$	$1.08062 \cdot 10^{-3}$	$1.06668 \cdot 10^{-3}$
$c_1$	$2.89645 \cdot 10^{-6}$	$2.10304 \cdot 10^{-6}$
$c_2$	$-3.0416 \cdot 10^{-8}$	$-4.28374 \cdot 10^{-8}$