



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
Facultad de Ciencias Técnicas

Programa de Doctorado en
Tecnologías y Procesos Industriales

DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA PARA EL MANEJO Y CONTROL OPERACIONAL DE LA IMBIBICIÓN EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN DE AZÚCAR CRUDO

TESIS PRESENTADA EN OPCIÓN AL GRADO CIENTÍFICO
DE DOCTOR EN CIENCIAS TÉCNICAS

M.Sc. Jonathan Serrano Febles

Matanzas, 2023



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
Facultad de Ciencias Técnicas

Programa de Doctorado en
Tecnologías y Procesos Industriales

DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA PARA EL MANEJO Y CONTROL OPERACIONAL DE LA IMBIBICIÓN EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN DE AZÚCAR CRUDO

TESIS PRESENTADA EN OPCIÓN AL GRADO CIENTÍFICO
DE DOCTOR EN CIENCIAS TÉCNICAS

Autor: M.Sc. Jonathan Serrano Febles

Tutores: Dr.C. Jesús Luis Orozco
Dr.C. Osney Pérez Ones

Matanzas, 2023

DEDICATORIA

A mi familia, de sangre, corazón y ciencia, que me ha acompañado, encausado y apoyado en cada momento de mi vida. He aquí el resultado de tanto esfuerzo, el cual consagro como muestra de infinito agradecimiento y lealtad hacia ustedes. Mil gracias, creo que no merezco tanto...

AGRADECIMIENTOS

No me atrevo a agradecer a nadie en particular por el temor a no ser justo con todas las personas que me han apoyado incondicionalmente; dejar de mencionar a algunas sería imperdonable para mí y me dejaría un cargo de conciencia insoportable. Creo que pocas personas han sido bendecidas por tantos seres de luz como yo. A todos, muchas gracias, lo que soy se los debo y no me alcanzará una vida para agradecerseles y retribuirseles con mi lealtad.

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD Y NOTA LEGAL

Yo, Jonathan Serrano Febles, declaro que soy el único autor de la siguiente tesis, titulada *Desarrollo de una herramienta para el manejo y control operacional de la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo* y, en virtud de tal, cedo el derecho de copia de la misma a la Universidad de Matanzas, bajo la licencia *Creative Commons* de tipo *Reconocimiento No Comercial Sin Obra Derivada*, con lo cual se permite su copia y distribución por cualquier medio siempre que mantenga el reconocimiento de sus autores, no haga uso comercial de la obra y no realice ninguna modificación de ella.

Matanzas, 5 de julio de 2023.

Jonathan Serrano Febles

RESUMEN

En la presente investigación se desarrolla una herramienta de análisis para la toma de decisiones operacionales relacionadas con la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo, la cual está estructurada en dos partes fundamentales. La primera de ellas corresponde a modelos matemáticos desarrollados mediante experimentación industrial en dos centrales azucareros de la provincia de Matanzas. Este conjunto de modelos matemáticos permite estimar, según las condiciones de molienda e imbibición, el brix y pol del jugo mezclado y la humedad, pol y brix de bagazo. Tales modelos son muy novedosos dado que consideran al efecto de la temperatura del agua de imbibición, solo involucran variables fácilmente medibles y poseen una estructura sencilla; elementos que los convierten en potentes herramientas para el control de la imbibición, aunque a nivel local en la etapa de extracción. Los modelos matemáticos presentan excelente calidad de ajuste y son válidos para una temperatura del agua de imbibición entre 40-80 °C, una tasa de imbibición entre 80-290 % en fibra, un brix del jugo primario entre 17,6-23,0 °Bx y un pol del jugo primario entre 15,10-19,24 %. Complementariamente, se obtienen también mediante experimentación industrial, nuevas evidencias estadísticas que permiten comprender mejor el efecto de la temperatura de la imbibición sobre el comportamiento operacional de la etapa de extracción; tema aún muy contradictorio en la literatura especializada. La segunda parte de la herramienta corresponde al desarrollo en Matlab de un asistente informático, denominado *SugarAsist*, el cual tiene implementado los modelos matemáticos y permite, mediante balances de masa y energía, el análisis holístico del efecto de la imbibición en todo el proceso productivo para diferentes esquemas de fabricación.

Palabras claves: Imbibición; Extracción; Azúcar Crudo; Modelación matemática

ABSTRACT

This research develops an analysis tool for operational decision making related to imbibition in the raw sugar manufacturing process, which is structured in two fundamental parts. The first of these corresponds to mathematical models developed through industrial experimentation in two sugar mills in the province of Matanzas. This set of mathematical models allows estimating, according to the milling and imbibition conditions, the brix and pol of the mixed juice and the humidity, pol and brix of bagasse. Such models are very novel since they consider the effect of imbibition water temperature, involve only easily measurable variables and have a simple structure; elements that make them powerful tools for imbibition control, albeit at the local level at the extraction stage. The mathematical models present excellent goodness of fit and are valid for an imbibition water temperature between 40-80 °C, an imbibition rate between 80-290 % on fibre, a brix of the primary juice between 17,6-23,0 °Bx and a pol of the primary juice between 15,10-19,24 %. In addition, new statistical evidence is also obtained through industrial experimentation to better understand the effect of the imbibition temperature on the operational performance of the extraction stage, a subject that is still contradictory in the technical literature. The second part of the tool corresponds to the development in Matlab of a computer assistant, named *SugarAsist*, which has implemented the mathematical models and allows, by means of mass and energy balances, the holistic analysis of the effect of imbibition on the whole production process for different manufacturing schemes.

Keywords: Imbibition; Extraction; Sugar Row; Mathematical Modelling

SÍMBOLOS Y ACRÓNIMOS

A_C : Área seccional requerida en el clarificador [m²]

AC_{sp} : Flujo de azúcar crudo sin considerar “otras pérdidas” [kg/h]

AC_{cp} : Flujo de azúcar crudo considerando “otras pérdidas” [kg/h]

AIC : Criterio de Información de Akaike

AI : Flujo de agua de imbibición [m³/h]

ATC_{IC} : Área de transferencia de calor [m²]

ATC_{pre} : Área de transferencia de calor del pre- evaporador a simple efecto [m²]

ATC_{vaso} : Área de transferencia de calor del vaso [m²]

ATC_{equipo} : Área de transferencia de calor del equipo [m²]

BIC : Criterio de Información de Bayesiano

Bg_W : Humedad del bagazo

Bg_{BX} : Brix del bagazo

Bg_{POL} : Pol del bagazo

Bx_{AC} : Brix del azúcar crudo [°Bx]

Bx_{JA} : Brix del jugo alcalizado [°Bx]

Bx_{Jaf} : Brix del jugo *flasheado* [°Bx]

Bx_{JC} : Brix del jugo clarificado [°Bx]

Bx_{Jent_C} : Brix del jugo a la entrada del clarificador [°Bx]

Bx_{JF} : Brix del jugo filtrado [°Bx]

Bx_{JM} : Brix del jugo mezclado [°Bx]

Bx_{LC} : Brix de la lechada de cal [°Bx]

Bx_{MF} : Brix de la miel final [°Bx]
 Bx_{pre} : Brix de salida del pre-evaporador [°Bx]
 Bx_o : Brix del jugo de entrada [°Bx]
 Bx_{vaso_a} : Brix del cuerpo asumido [°Bx]
 Bx_{vaso_c} : Brix del cuerpo calculado [°Bx]
 $CGTC$: Coeficiente global de transferencia de calor
 CM : Flujo de caña molida [kg/h]
 CM_{BX} : Brix de la caña [°Bx]
 CM_{POL} : Porcentaje de pol de la caña
 cp_{JA} : Capacidad calorífica del jugo [kJ/kg °C]
 cp_{JC} : Capacidad calorífica del jugo claro [kJ/kg °C]
 cp_{JM} : Capacidad calorífica del jugo mezclado [kJ/kg °C]
 cp_{jugo_ent} : Calor específico del jugo [kJ/kg °C]
 cp_v : Capacidad calorífica del agua a la temperatura media entre T_{w_f} y T_v [kJ/kg °C]
 cp_w : Capacidad calorífica del agua a la temperatura media entre T_{w_f} y T_{w_i} [kJ/kg °C]
 CV : Coeficiente de variación
 dBx_{pre} : Incremento de grados brix del pre-evaporador [°Bx]
 dBx_{vaso} : Incremento de grados brix en el cuerpo [°Bx]
 $dTemp_{IC}$: Incremento de temperaturas del jugo en el calentador [°C]
 Do_{IC} : Diámetro exterior de los tubos del calentador [m]
 DVE_{a_base} : Demanda de vapor de escape base [kg/h]
 DVE_{pre} : Demanda de vapor de escape del pre-evaporador [kg/h]

DVE_{pre_CM} : Demanda de vapor de escape del pre-evaporador [kg/1 000 kg de caña molida]

DVE_{pre_ATC} : Demanda de vapor de escape del pre-evaporador [kg/h m²]

DV_{IC} : Demanda de vapor del calentador [kg/h]

$DVCM_{IC}$: Demanda de vapor del calentador [kg/1000 kg CM]

Vp_{IC} : Vapor consumido por pérdidas de energía [kg/h]

$VpCM_{IC}$: Vapor consumido por pérdidas de energía [kg/1000 kg de caña]

$effectT_{IC}$: Efectividad de temperaturas del intercambiador de calor

E_{BX} : Extracción de brix

$Econ_{pre}$: Economía del pre-evaporador a simple efecto [kg de agua evaporada/kg de vapor de escape]

$Econ$: Economía [kg de agua evaporada/kg de vapor de escape]

Efi_{pre} : Eficiencia del pre-evaporador a simple efecto [kg de agua evaporada/kg de agua total]

Efi : Eficiencia [kg de agua evaporada/kg de agua total]

E_{POL} : Extracción de pol

EPE_{Bx} : Elevación de la temperatura de ebullición por concentración [°C]

EPE_{CH} : Elevación de la temperatura de ebullición por carga hidrostática [°C]

EPE_{total} : Elevación total de la temperatura de ebullición [°C]

Er_{vaso} : Error relativo para la convergencia del vaso

$Evap_{total}$: Flujo total de agua evaporada en el equipo [kg/h]

Ext_{vaso_1} : Flujo de extracciones de vapor del vaso 1 [kg/h]

Ext_{vaso_2} : Flujo de extracciones de vapor del vaso 2 [kg/h]

Ext_{calent} : Demanda de vapor vegetal a calentadores [kg/h]

Ext_{otras} : Demanda de vapor vegetal a otras operaciones [kg/h]

Ext_{tachos} : Demanda de vapor vegetal a tachos [kg/h]

Ext_{pre} : Demanda de vapor vegetal del pre-evaporador [kg/h]

Ext_{pre_CM} : Demanda de vapor vegetal del pre-evaporador [kg/1000 kg de caña molida]

fpe_{IC} : Factor de aprovechamiento de la energía

$fllenado$: Factor de llenado de las tuberías de la calandria

fLC : Fracción de encalado [frío/total]

fCM : Composición de fibra en caña

F_{jugo_ent} : Flujo de jugo a la entrada [kg/h]

F_{jugo_salida} : Flujo de jugo a la salida [kg/h]

F_o : Valor del estadígrafo de Fisher calculado

F_T : Valor del estadígrafo de Fisher tabulado

$Fvap_{sc}$: Flujo de vapor sobrecalentado [kg/h]

F_{Vatemp} : Flujo de vapor de atemperado [kg/h]

F_{Watemp} : Flujo de agua de atemperamiento [kg/h]

$h_{m\acute{a}x}$: Valor máximo de los elementos de la diagonal de la matriz sombrero

h_L : Altura del líquido en la calandria [m]

Hmd_{AC} : Humedad del azúcar crudo

Hv_1 : Entalpía del vapor en el punto 1 [kJ/kg]

Hv_2 : Entalpía del vapor en el punto 2 [kJ/kg]

H_V : Entalpía del vapor sobrecalentado [kJ/kg]

H_W : Entalpía del agua de alimentar [kJ/kg]
 H_{W1} : Entalpía del agua en el punto 1 [kJ/kg]
 H_1 : Entalpía en el punto 1 [kJ/kg]
 H_2 : Entalpía en el punto 2 [kJ/kg]
 H_{2S} : Entalpía por expansión ideal insentrópica [kJ/kg]
 I_{GV} : Índice de generación de vapor [kg vapor/kg bagazo]
 Inv_{sac} : Porcentaje de sacarosa invertida en el clarificador
 JA : Flujo de jugo alcalizado [kg/h]
 JA_f : Flujo de jugo *flasheado* [kg/h]
 JC : Flujo de jugo clarificado [kg/h]
 $Jent_C$: Flujo de jugo a la entrada del clarificador [kg/h]
 JM : Flujo de jugo mezclado [kg/h]
 JM_{BX} : Brix del jugo mezclado [°Bx]
 JP_{BX} : Brix del jugo primario [°Bx]
 JM_{POL} : Pol del jugo mezclado [°Bx]
 JP_{POL} : Pol del jugo primario
 Lt_{IC} : Longitud de los tubos del calentador [m]
 L_t : Longitud de los tubos de la calandria [m]
 L : Flujo de lodos [kg/h]
 $LMTD_{IC}$: Diferencia media logarítmica de temperaturas [°C]
 MF_{sp} : Flujo de miel final [kg/h]
 $MsAC$: Masa de sólidos del azúcar crudo [kg/h]
 $Msmel$: Masa de sólidos de la meladura [kg/h]

M_{SMF} : Masa de sólidos de la miel final [kg/h]

MSL: Siglas del nombre: *Mackay Sugar Limited*

N_{elect} : Eficiencia eléctrica del turbogenerador

N_{mxm} : Energía eléctrica del turbogenerador

N_{mec} : Eficiencia mecánica del turbogenerador

N_T : Eficiencia termodinámica del turbogenerador

$N_{t_{IC}}$: Número de tubos del calentador

ODS: Objetivos de Desarrollo Sostenible

p_c : Presión en el cuerpo [kPa]

$perd_{BgZ}$: Pérdidas de sacarosa en bagazo

$perd_{Chza}$: Pérdidas de sacarosa en cachaza

$perd_{clarif}$: Pérdidas por inversión en el clarificador

$perd_{Otras}$: Otras pérdidas de sacarosa

p_{h_c} : Presión hidrostática en la cámara de evaporación del pre-evaporador a simple efecto [kPa]

p_{h_c} : Presión hidrostática en la cámara de evaporación del cuerpo [kPa]

pol_{AC} : Pol del azúcar crudo

$polJA$: Pol del jugo alcalizado

$polJAf$: Pol del jugo *flasheado*

pol_{BgZ} : Pol del bagazo

$polJC$: Pol del jugo clarificado

$polJent_c$: Pol del jugo a la entrada del clarificador

$polBgZ$: Pol del bagazo

pol_{JM} : Pol del jugo mezclado

pol_{MF} : Pol de la miel final

PNDES: Plan Nacional de Desarrollo Económico y Social hasta el 2030

Pza_{AC} : Pureza del azúcar crudo

Pza_{BgZ} : Pureza del jugo residual del bagazo

Pza_{JA} : Pureza del jugo alcalizado

Pza_{JAf} : Pureza del jugo *flasheado*

Pza_{Jent_C} : Pureza del jugo a la entrada del clarificador

Pza_{JF} : Pureza del jugo filtrado

Pza_{MF} : Pureza de la miel final

$Q_{abs_{IC}}$: Calor absorbido

$Q_{perd_{IC}}$: Calor perdido

Q_{pre} : Calor transferido al jugo en el pre-evaporador

$Q_{perd_{pre}}$: Calor perdido en el pre-evaporador

$Q_{ced_{vaso}}$: Calor cedido en el vaso

$Q_{perd_{vaso}}$: Calor perdido en el vaso

R^2 : Coeficiente de determinación

R_{adj}^2 : Coeficiente de determinación ajustado

R_{Cond} : Relación entre vapor al condensador y evaporación total

R_{ext} : Relación entre las extracciones de vapor y el agua evaporada total

Rec_{cp} : Recobrado considerando “otras pérdidas”

Rec_{sp} : Recobrado sin considerar “otras pérdidas”

$Rend_{cp}$: Rendimiento considerando “otras pérdidas”

$Rend_{sp}$: Rendimiento sin considerar “otras pérdidas”

RJC: Relación de flujo de jugo clarificado/jugo alcalizado

RJF : Relación de flujo de jugo filtrado [kg/kg de caña]

RLC : Relación de flujo de la lechada de cal [kg/kg de caña]

RMSE: Raíz del error cuadrático medio (de acuerdo a sus siglas en inglés)

STA : Siglas del nombre del simulador “*Sistema Termo Azúcar*”

T : Temperatura del agua de imbibición [°C]

T_{Al_0} : Temperatura inicial del agua de imbibición [°C]

TAC_{IC} : Temperatura del agente de calentamiento [°C]

Teb_{pre} : Temperatura de ebullición del jugo en el pre-evaporador a simple efecto [°C]

Teb_{vaso} : Temperatura de ebullición del jugo en el vaso [°C]

T_{ent} : Temperatura del jugo a la entrada [°C]

T_{JAf} : Temperatura del jugo antes del flasheo [°C]

T_{flash} : Temperatura hasta la que ocurre el flasheo [°C]

T_{JM_f} : Temperatura final del jugo mezclado [°C]

T_{JM_0} : Temperatura inicial del jugo mezclado [°C]

$T_{media_{IC}}$: Temperatura media del jugo en el intercambiador de calor [°C]

$T_{o_{IC}}$: Temperatura inicial del jugo en el calentador [°C]

$T_{sal_{IC}}$: Temperatura final del jugo en el calentador [°C]

$T_{sat_{vaso}}$: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo [°C]

$T_{sat_{VE}}$: Temperatura de saturación del vapor de escape [°C]

$T_{sat_{pre}}$: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo del pre-evaporador [°C]

$T_{s_{pH}}$: Temperatura de saturación a la presión hidrostática [°C]

$T_{s_{vaso}}$: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo [°C]

T_{vaso} : Tasa de evaporación del vaso [kg/h m²]

T_v : Temperatura del vapor [°C]

T_{w_f} : Temperatura del agua de rechazo [°C]

T_{w_i} : Temperatura del agua de inyección [°C]

u_{sed} : Velocidad de sedimentación [cm/min]

$v_{JA_{IC}}$: Velocidad del jugo por los tubos del intercambiador de calor [m/s]

vd_{flash} : Velocidad de descenso del jugo en el tanque flash [m/s]

v_{ve} : Velocidad de venteo en el tanque flash [m/s]

V_{ap} : Flujo de vapor que va al condensador [kg/h]

VC_{bgz} : Valor calórico del bagazo [kJ/kg]

VE_{Tg} : Flujo de vapor de escape [kg/h]

Vp_{IC} : Vapor consumido por pérdidas de energía [kg/h]

$Vp_{CM_{IC}}$: Vapor consumido por pérdidas de energía [kg/1000 kg de caña]

Vp_{pre} : Vapor consumido por pérdidas de energía del pre-evaporador [kg/h]

$Vp_{pre_{CM}}$: Vapor consumido por pérdidas de energía del pre-evaporador [kg/1000 kg de caña]

VRP: Válvulas reductoras de presión

W_{cond_o} : Flujo de agua de inyección al condensador [kg/h]

W_{cond_f} : Flujo de agua de rechazo del condensador [kg/h]

W_{flash} : Flujo de agua evaporada en el tanque flash [kg/h]

W_{pre} : Flujo de agua evaporada en el pre-evaporador [kg/h]

W_{sgte} : Flujo de vapor que va hacia el siguiente vaso [kg/h]

W_{vaso} : Flujo de agua evaporada en el vaso [kg/h]

X : Matriz de los predictores que se emplea en el desarrollo del modelo de regresión

x : Punto constituido para la nueva predicción con coordenadas $1, x_1, x_2, \dots, x_k$ [k es el número de variables independientes del modelo] según el orden de estos en la matriz X .

z_{IC} : Número de tubos por paso

ΔH_W : Diferencia de entalpía entre el vapor de escape y su condensado líquido saturado [kJ/kg]

$\Delta T_{min_{IC}}$: Diferencia mínima de temperaturas

$\beta_0, \beta_1, \beta_2, \beta_3$: Coeficientes de regresión

δ_{IC} : Espesor de los tubos del calentador [m]

ρ_{JA} : Densidad del jugo alcalizado [kg/m³]

ρ_{JAf} : Densidad del jugo *flasheado* [kg/m³]

ρ_{JC} : Densidad del jugo clarificado [kg/m³]

ρ_{jugo_pre} : Densidad del jugo en el pre-evaporador [kg/m³]

λ : Razón de imbibición

λ_{flash} : Calor latente de cambio de fase en el tanque *flash* [kJ/kg]

λ_{IC} : Calor latente de cambio de fase [kJ/kg]

λ_{pre} : Calor latente de vaporización a la presión del cuerpo del pre-evaporador a simple efecto [kJ/kg]

λ_{vaso} : Calor latente de vaporización a la presión del cuerpo [kJ/kg]

η_{GV} : Eficiencia del generador de vapor

τ : Tiempo de residencia del clarificador [minutos]

TABLA DE CONTENIDO

Introducción.....	1
Capítulo 1. Estado del Arte	7
1.1 Generalidades del proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.....	7
1.1.1 Etapa de extracción	10
1.2 Imbibición	12
1.2.1 Cantidad de agua de imbibición.....	14
1.2.2 Temperatura del agua de imbibición.....	16
1.3 Modelación matemática de la etapa de extracción del proceso de fabricación de azúcar crudo	19
1.3.1 Modelación fenomenológica aplicada al proceso de extracción.....	20
1.3.2 Modelación matemática de caja negra aplicada a la etapa de extracción	21
1.3.3 Consideraciones finales sobre la modelación matemática de la etapa de extracción.....	22
1.4 Conclusiones parciales	24
Capítulo 2 Efecto de la imbibición sobre el comportamiento operacional de la etapa de extracción	25
2.1 Caracterización de la etapa de extracción de los centrales azucareros en los cuales se desarrolla la experimentación	26
2.2 Análisis de la influencia de la temperatura del agua de imbibición sobre el comportamiento de la etapa de extracción.....	27
2.2.1 Procedimiento experimental.....	27
2.2.2 Análisis estadístico.....	28

2.2.3	Análisis de los resultados experimentales	29
2.2.4	Validación de los supuestos matemáticos del análisis de varianza	34
2.3	Modelación matemática de la etapa de extracción.....	35
2.3.1	Procedimiento para el desarrollo de los modelos matemáticos	35
2.3.2	Procedimiento para la comprobación de los supuestos matemáticos de la regresión lineal y pruebas de adecuación de modelos.....	37
2.3.3	Procedimiento para el análisis de la calidad de ajuste de los modelos de regresión	38
2.3.4	Procedimiento para la definición del intervalo de aplicación de los modelos matemáticos.....	38
2.3.5	Procedimiento para la verificación de la adecuación de los modelos por validación cruzada <i>k-folds</i>	39
2.3.6	Procedimiento para la validación de los modelos predictores en otro central azucarero.....	40
2.3.7	Procedimiento para el análisis de sensibilidad de los modelos matemáticos	40
2.3.8	Caracterización de la colección de datos empleada para el desarrollo de los modelos matemáticos	41
2.3.9	Desarrollo de la modelación matemática.....	41
2.3.10	Análisis del cumplimiento de los supuestos de la regresión lineal y pruebas de adecuación de modelos.....	44
2.3.11	Análisis de la calidad de ajuste de los modelos matemáticos	45
2.3.12	Definición del intervalo de aplicación de los modelos matemáticos.....	45

2.3.13 Verificación de la adecuación de los modelos por validación cruzada <i>k-folds</i>	46
2.3.14 Análisis de sensibilidad.....	47
2.4 Análisis del comportamiento de la extracción a partir de los modelos de regresión	51
2.5 Desarrollo de correspondencias gráficas a partir de los modelos predictivos.....	56
2.5.1 Empleo de los gráficos en el control operacional de la imbibición	56
2.6 Conclusiones parciales	59
Capítulo 3 Desarrollo de un asistente informático para el análisis del efecto de la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo	61
3.1 Introducción sobre la aplicación <i>SugarAsist</i>	61
3.2 Funciones de cálculo para las etapas del proceso de fabricación de azúcar y su interrelación en el entorno visual.....	65
3.3 Validación y verificación de las funciones de cálculo implementadas en SugarAsist	75
3.4 Aplicación del asistente informático para el análisis del efecto de la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo	80
3.4.1 Determinación de la cantidad de agua de imbibición que permite la maximización de la cantidad de azúcar crudo producida.....	87
3.4.2 Evaluación preliminar de la factibilidad del precalentamiento del jugo mezclado.....	89
3.4.3 Análisis de la repercusión económica de la variación del flujo de agua de imbibición en el proceso de fabricación.....	91
3.4.4 Establecimiento de un esquema energético más eficiente.....	94

3.5 Conclusiones parciales	95
Conclusiones	97
Recomendaciones.....	99
Referencias Bibliográficas.....	- 100 -
Anexos.....	- 111 -

INTRODUCCIÓN

La sacarosa es uno de los principales alimentos en la dieta de la población mundial, la cual se obtiene principalmente de la remolacha o de la caña de azúcar (Zhang et al., 2020). El proceso industrial de obtención de azúcar de caña comprende esencialmente las etapas de extracción, clarificación, evaporación y cristalización (Vu et al., 2020).

En la etapa de extracción, el jugo de la caña de azúcar se extrae por medio de un molino o difusor. Esta es una operación compleja, que determina la cantidad de azúcar extraída de la caña e influye en la calidad del bagazo utilizado como combustible para la generación de vapor. Durante la molienda de la caña se añade una cantidad de agua, conocida como agua de imbibición (o maceración), para facilitar la extracción de la sacarosa (Chantasiriwan, 2013).

La etapa de extracción de jugo de un central azucarero es definitoria para la eficiencia de la fábrica. Si no existe un adecuado control operacional de la misma, las pérdidas de sacarosa son considerables e irreparables; de ahí que mantener una estricta vigilancia sobre parámetros tan importantes como la imbibición determinen la eficiencia de la misma (Serrano, Luis, et al., 2022).

El efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre los principales parámetros de la etapa de extracción ha sido un tema bastante contradictorio a lo largo de los años (Hugot, 2014a). Muchos de los criterios que se refieren en la literatura acerca de la influencia de la temperatura del agua de imbibición parten de conocimientos empíricos y no del procesamiento matemático de datos industriales. De igual modo, los informes con datos empíricos existentes al respecto son limitados.

Entre los pocos trabajos realizados en los últimos años relacionados con el efecto de la temperatura de la imbibición, destaca el de Kent (2011) por la importancia de sus contribuciones. Este plantea que el efecto de la temperatura del agua añadida en la extracción ha resultado particularmente difícil de medir y que aún queda mucho por

definir. Tales elementos demuestran que investigaciones relacionadas con el efecto de la temperatura del agua de imbibición son novedosas y aportadoras para la temática.

Por otro lado, la imbibición juega un papel importante en la extracción de impurezas, tales como el almidón, ya que como refiere Martín (2013), los gránulos finos del almidón de la caña pueden dispersarse fácilmente en el jugo durante este proceso. Esta impureza afecta negativamente el proceso de fabricación y reduce la calidad del azúcar crudo como producto final (Cole et al., 2015); siendo una de las principales limitaciones para su comercialización (Serrano, Luis, et al., 2022). Sin embargo, a pesar de esta incidencia negativa, no se controla la cantidad extraída en el tándem ni se encuentra establecido la cuantía que se incrementa por el efecto de la temperatura de la imbibición. En igual sentido, no se conoce el comportamiento de la composición de almidón en los diferentes jugos de las unidades de molienda ante diferentes temperaturas del agua de imbibición (Serrano et al., 2023).

La aplicación exitosa de la imbibición depende específicamente de la cantidad del agua añadida según las condiciones de molienda y características de la caña procesada (Serrano, Orozco, et al., 2022). Sin embargo, rara vez permanecen constantes en el tiempo el flujo y características de la caña, lo que conlleva al sistemático reajuste de la dosificación de la imbibición; operación bien compleja si no se disponen de modelos matemáticos predictivos que asistan al operador en tal decisión tecnológica. Desafortunadamente, no existen modelos matemáticos lo suficientemente prácticos para ello. La inmensa mayoría de los referidos en la literatura especializada son matemáticamente complejos, poco robustos, involucran términos poco conocidos y de difícil medición (Serrano, Orozco, et al., 2022) y pueden no responder a características tecnológicas en la molienda compatibles con la de los centrales cubanos.

A su vez, muchos tecnólogos toman decisiones operacionales relacionadas con la imbibición que no se sustentan en análisis serios de los parámetros de la etapa (Serrano, Luis, et al., 2022). Estos análisis, en la mayoría de los casos, solo consisten en un

seguimiento puntual de algunos de las variables operacionales (pol en bagazo, cantidad de agua de imbibición, caña molida, brix de los jugos, humedad del bagazo, entre otros), y tienen un alcance local, sin tener en consideración el efecto y sinergia de la imbibición en las restantes etapas del proceso de fabricación. Por ejemplo, un elemento tan básico para la aplicación de la imbibición que es el análisis de la capacidad de manejo y evaporación del agua adicionada no se realiza directamente, sino que queda limitado al control de la dilución del jugo mezclado a partir de un monitoreo rutinario del brix en el jugo mezclado. Esta ausencia de medios de análisis y control de la imbibición conllevan a un mal comportamiento operacional de la etapa de extracción y del proceso de fabricación en general; tal como constatan Serrano, Luis, et al. (2022) en una investigación desarrollada en un central azucarero de la provincia de Matanzas (Cuba). De hecho, los indicadores de eficiencia fabril de la provincia denotan un persistente deterioro.

De acuerdo a Hernández (2019), el rendimiento en centrales azucareros de Matanzas durante las zafas comprendidas entre 2010-2019 presenta una tendencia totalmente decreciente, con una disminución alarmante en dos unidades porcentuales. En igual sentido, se manifiesta el recobrado azucarero mientras que las pérdidas en bagazo han aumentado a valores superiores al 7 % y la caída de pureza entre los jugos del primer y último molino ha disminuido a más de la mitad. Tales elementos prueban la existencia de serios problemas operacionales en la etapa de molienda y hacen que sea imperativo implementar acciones ingenieriles para revertir este comportamiento, para lo cual tiene un papel fundamental garantizar el manejo adecuado de la imbibición.

Por tanto, se plantea como **Problema Científico**:

¿Cómo lograr con un enfoque holístico el control operacional, y ajuste competente de las variables operacionales de la imbibición en el proceso de fabricación de centrales azucareros cubanos?

Para dar solución al mismo, se presenta la siguiente **Hipótesis**:

El desarrollo de modelos matemáticos para la etapa de extracción y su implementación en la determinación predictiva de las principales variables operacionales del proceso de fabricación, permitirá establecer una herramienta de análisis robusta para el manejo y control operacional de la imbibición en el proceso de producción de azúcar crudo.

De esta forma el **Objetivo General** de la investigación es:

Desarrollar una herramienta de análisis para el manejo y control operacional de la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo.

Los **Objetivos Específicos** son:

1. Determinar el efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre las principales variables operacionales de la etapa de extracción.
2. Establecer modelos matemáticos predictivos para la etapa de extracción.
3. Establecer correspondencias gráficas para la toma de decisiones operacionales rápidas y precisas en el análisis de la imbibición a nivel local en la etapa de extracción.
4. Desarrollar un asistente informático para el análisis integral del efecto de la imbibición sobre el comportamiento operacional de todo el proceso de fabricación de azúcar crudo.

Se destacan como principales **Aportes** y **Novedad Científica** del trabajo:

Aportes:

1. Establecimiento del efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre las principales variables operacionales de la etapa de extracción y composición de almidón en jugos del tren de molienda a partir de nuevas evidencias experimentales obtenidas a nivel industrial.
2. Desarrollo de un conjunto de modelos matemáticos para la determinación de las corrientes de salida de la etapa de extracción, a partir de variables fácilmente medibles y de la consideración del efecto de la temperatura del agua de imbibición.

3. Establecimiento de correspondencias gráficas a partir de modelos matemáticos para un mejor análisis de la imbibición en la etapa de extracción.
4. Obtención de modelos experimentales que en conjunto con la herramienta informática permiten establecer los efectos de la imbibición sobre el proceso de clarificación.
5. Paquete de funciones matemáticas en lenguaje de Matlab que pueden reutilizarse en la simulación matemática exhaustiva y rigurosa de diferentes esquemas de fabricación de azúcar crudo.
6. Desarrollo de un asistente informático robusto para el análisis holístico del efecto de la imbibición en todo el proceso de fabricación a través de una interfaz gráfica sencilla y de potentes prestaciones.

Novedad:

Desarrollo de una herramienta tecnológica para el análisis robusto y holístico del efecto de la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo.

Pertinencia y actualidad del tema:

La investigación se encuentra en concordancia con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS):

- Objetivo 9: Industria, innovación e infraestructura

Meta 9.4: “(...) Modernizar la infraestructura y reconvertir las industrias para que sean sostenibles, utilizando los recursos con mayor eficiencia y promoviendo la adopción de tecnologías y procesos industriales limpios y ambientalmente racionales, y logrando que todos los países tomen medidas de acuerdo con sus capacidades respectivas.”

Meta 9.5: “Aumentar la investigación científica y mejorar la capacidad tecnológica de los sectores industriales de todos los países, en particular los países en desarrollo entre otras cosas fomentando la innovación (...).”

- Objetivo 12: Garantizar modalidades de consumo y producción sostenibles

Meta 12.9: “Ayudar a países en desarrollo a fortalecer su capacidad científica y tecnológica para avanzar hacia modalidades de consumo y producción más sostenibles.”

También responde al Plan Nacional de Desarrollo Económico y Social hasta el 2030 (PNDES), el cual rige la política gubernamental del país en sus ejes estratégicos:

- Eje: Transformación productiva e Inserción Internacional

Objetivo específico 2: “Alcanzar mayores niveles de productividad en todos los sectores de la economía mediante la diversificación, la modernización tecnológica, la innovación y la participación selectiva en los nuevos paradigmas tecnológicos (...).”

La investigación tributa directamente a la tarea gubernamental de rescatar la agroindustria azucarera y a la “Estrategia integral de desarrollo tecnológico”, coordinada entre el gobierno provincial de Matanzas y la delegación provincial del CITMA.

CAPÍTULO 1. ESTADO DEL ARTE

En este capítulo se realiza una revisión bibliográfica sobre temáticas relacionadas con el proceso de fabricación de azúcar crudo, la etapa de extracción y la operación de imbibición. Se aborda con especial detenimiento el papel de la imbibición en el proceso de molienda y su incidencia sobre el proceso de producción. Particularmente, se analizan las referencias relacionadas con la dosificación y temperatura a la cual debe aplicarse la imbibición. Se realiza una exhaustiva búsqueda bibliográfica sobre las investigaciones correspondientes a la modelación matemática de la etapa de extracción y se critican los principales modelos matemáticos existentes al respecto; lo cual constituye el principal basamento teórico de la presente investigación.

1.1 Generalidades del proceso de fabricación de azúcar crudo de caña

El proceso de fabricación de azúcar de caña es desde un punto de vista tecnológico bien complejo, el cual está integrado por numerosas operaciones y equipos agrupados en las siguientes etapas principales: extracción, purificación, evaporación, cristalización, centrifugación, y generación de vapor y electricidad.

Este proceso industrial comienza con el pesaje y descarga de la caña de azúcar proveniente de las zonas de cultivo al basculador. Una vez que esta se introduce en el área, la caña de azúcar se somete a una serie de dispositivos como: niveladores o gallegos, martillos, juegos de cuchillas y desfibradora, los que tienen como objetivo favorecer una adecuada uniformidad y preparación en el colchón de caña, para el proceso de molienda.

La molienda de la caña se efectúa a través de un conjunto de molinos en serie, denominado tándem. Durante la molienda se somete la caña de azúcar a diferentes compresiones para extraer el jugo y separar la fibra, esta última resultando en forma de bagazo al final del proceso. El éxito con que se lleve a cabo esta operación es en gran medida responsable de la calidad del azúcar que se obtenga y de la eficiencia fabril (Serrano, Luis, et al., 2022). De ahí que se adicione agua a la entrada del último molino para intensificar la extracción, procedimiento que se conoce como imbibición. Más agua de imbibición permite una mayor extracción de jugo a expensas de un mayor contenido de agua en el jugo (Chantasiriwan, 2016a). El bagazo que resulta se emplea como combustible para generar energía térmica y por consiguiente electricidad (Bernardi, 2019).

En la etapa de purificación se busca eliminar las impurezas solubles e insolubles presentes en el jugo. Durante la misma se adiciona lechada de cal para disminuir la acidez del jugo y evitar la inversión de la sacarosa (Sunori et al., 2016), ya que el jugo que se obtiene en la molienda es ácido con un pH alrededor 5,4-5,7 (Eggleston et al., 2017). Esta práctica, denominada alcalización, puede realizarse en frío, caliente o fraccionada.

En la alcalización en frío, la lechada de cal se adiciona antes del calentamiento para evitar los efectos de la destrucción de la sacarosa que se manifiesta a altas temperaturas y bajo pH; variante que tiene el inconveniente de exponer la superficie de intercambio de los calentadores a incrustaciones por las impurezas minerales de la cal. De modo contrario, en la alcalización en caliente, se adiciona la cal luego del calentamiento para evitar este último inconveniente pero a expensas de mayores pérdidas de sacarosa por inversión. Mientras que en la alcalización fraccionada se adiciona una parte de la lechada de cal antes del calentamiento y el resto después (Rein, 2017).

La función tecnológica de los calentadores es elevar la temperatura del jugo para facilitar la reacción de la cal con los fosfatos presentes en el mismo y formar flóculos de fosfato de calcio insoluble, que arrastran las impurezas orgánicas coaguladas por la acción del pH y la temperatura (Casanova et al., 2019). A la salida de esta etapa, la temperatura del jugo usualmente se encuentra alrededor de los 106°C (Rein, 2017).

El jugo caliente se envía hacia un tanque de despresurización y purga rápida (conocido como tanque *flash*) donde se expande hasta la presión atmosférica (Hugot, 2014a; Rein, 2017). En este equipo el jugo se estabiliza, se separan las burbujas de aire, se homogeniza la temperatura y se adiciona el floculante para favorecer la sedimentación de las impurezas en el clarificador. Durante la clarificación se forma un precipitado que contiene sales insolubles, fosfatos de calcio, ceras y gomas. Este precipitado se filtra, lo que permite obtener la cachaza (subproducto rico en minerales, el cual se usa como fertilizante) y el jugo filtrado, que se recircula al proceso. Para esta operación se emplean filtros rotatorios al vacío, que giran a bajas velocidades entre 4 y 6 rpm (Kumar et al., 2020).

Posteriormente, en la evaporación, el jugo es concentrado de 14 -18 °Bx a 60 - 65 °Bx (Mohammed, 2018). La configuración de la estación de evaporación depende propiamente del proceso tecnológico en cuestión, dado la existencia de variados esquemas de evaporación. En las configuraciones tecnológicas de centrales azucareros cubanos existe al menos un equipo auxiliar denominado pre-evaporador, cuya función es realizar una pequeña evaporación parcial (generalmente a simple o doble efecto) para aliviar la carga de trabajo del evaporador a múltiple efecto y aportar vapor vegetal como fuente de energía al proceso de fabricación.

Luego, este jugo parcialmente concentrado pasa al evaporador a múltiple efecto, el cual consiste en un sistema de evaporadores conectados entre sí y de presiones de trabajo decreciente; donde el vapor que se produce en un vaso (efecto) se utiliza como medio de calentamiento para la evaporación de su producto en el siguiente (Chantasiriwan, 2016b). El producto que se obtiene en el último efecto posee un contenido de sólidos disueltos en el orden de los 65 °Bx conocido como meladura (Hugot, 2014a). En esta estación se requiere de una cantidad relevante de energía a consumirse por el alto contenido energético del calor latente de vaporización y las grandes cantidades de agua que requieren separarse (Mkwanzani et al., 2019).

La cristalización se efectúa en los tachos, que son evaporadores especiales que trabajan a simple efecto (Rein, 2017). En estos se logra concentrar la meladura a un nivel de sobresaturación tal que permita lograr el crecimiento rápido de los granos, con el simultáneo empobrecimiento de las mieles. Luego, estos granos se separan de la miel por medio de la aplicación de la fuerza centrífuga y un sistema de lavado en un proceso que se conoce como centrifugación.

El proceso de producción de azúcar puede ser capaz de autosatisfacerse energéticamente, mediante el empleo del bagazo como combustible y de un sistema de cogeneración acoplado (Dogbe et al., 2018). Este proceso demanda una enorme cantidad de energía para la producción de azúcar, especialmente calor (Assawamartbunlue et al., 2018).

El esquema energético de una fábrica de azúcar de caña necesita consumir una alta cantidad de energía térmica, de la cual casi el 80 % del total se utiliza para calentar, evaporar, concentrar y cristalizar los productos azucareros y una menor proporción de energía mecánica (fundamentalmente transformada en eléctrica), que puede obtenerse mediante la elevación de la presión del vapor de proceso; previo a su utilización en el mismo para calentar (Lodos et al., 2019). En los llamados centrales azucareros con cogeneración tradicionales, los generadores de vapor tienen presiones y temperaturas de trabajo bajas, del orden de los 20-30 bar (2-3 MPa) y 300-400 °C respectivamente (Birru et al., 2019). La potencia eléctrica producida del sistema de cogeneración usualmente excede la demanda interna del central; cuyo sobrante se envía al sistema electro-energético nacional (Chantasiriwan, 2016a; Meghana y Shastri, 2020).

1.1.1 Etapa de extracción

La etapa de extracción del jugo comienza con la preparación de la caña. En la misma se busca romper y desgarrar los tallos de la caña, mediante diferentes tipos de máquinas con el fin de prepararla para el proceso de molienda (Morales et al., 2018).

Los niveladores, cuchillas, rompe bultos y desfibradora son equipos que facilitan dicha preparación al formar un colchón de caña de densidad uniforme que favorece la capacidad de alimentación de los molinos (Hugot, 2014a; Morejón y Revé, 2013). Inskip (2010) Refiere que adecuados niveles de preparación causan el mismo efecto en la extracción que adicionar otro molino al tándem. La desfibradora y el primer molino permiten extraer entre un 60 -70 % del jugo de la caña mientras que los restantes molinos remueven entre un 22-25 % de este (Eggleston et al., 2017). El porcentaje de fibra en caña tiene una influencia notable sobre la extracción; a mayor cantidad de fibra, menor extracción, trabajando con la misma eficiencia de molienda (Batule, 2009c).

Se considera que para una buena preparación hay que supervisar el nivel de caña que se trae en el conductor y que los equipos para la preparación estén en buenas condiciones de trabajo debido al desgaste que sufren. Un mayor rompimiento de las células que contienen azúcar significa una mejor extracción de jugo en los molinos y que el bagazo presente menor cantidad de humedad (Villatoro, 2019). En Kusoncum et al. (2020) se plantea que cerca de un 90 % de las células de jugo son abiertas a través de la preparación de la caña. A partir de una caña razonablemente bien preparada, es posible extraer normalmente entre 60-75 % de la sacarosa utilizando un primer molino convencional (Rein, 2017).

La extracción del jugo en la estación de molienda se efectúa mediante dos procesos básicos: compresión y lixiviación (CNCA, 2011). En la compresión, el jugo de la caña se extrae por la compresión del colchón de caña o bagazo al pasar a través de las mazas del molino para lo cual dicha fuerza se aplica a la maza superior por medio de cilindros hidráulicos. Mientras que la lixiviación se produce al lavar el colchón de bagazo con agua (imbibición).

La unidad estándar de molienda la constituyen las clásicas tres mazas dispuestas en forma triangular. En la actualidad se usan de tres a siete juegos de molinos a los cuales se le llama tándem (Batule, 2009c). Las presiones máximas se aplican generalmente en el primero y último de los molinos. Los molinos intermedios pueden operar con presiones

iguales o inferiores a las del primero y último, en dependencia de las condiciones mecánicas y físicas del tándem y de la preparación de la caña (Rein, 2017).

Las tres mazas se denominan: maza superior, cañera y bagacera. Los dos rodillos inferiores tienen una posición fija, el rodillo superior, controlado por un pistón hidráulico puede subir, bajar o flotar, según sean las variaciones en la alimentación de la caña (Batule, 2009c). Las mazas del fondo toman sus propias posiciones de acuerdo al colchón de bagazo o caña con respecto al plano axial. La colocación de la maza cañera y bagacera se ajusta automáticamente de acuerdo a la velocidad de las superficies de las mazas, con la carga hidráulica aplicada, el porcentaje de fibra en caña, niveles de preparación de la caña y drenaje del jugo (Batule, 2009c).

El primer molino extrae el jugo de alta pureza. El contenido de sólidos del jugo, así como su pureza disminuyen a medida que se avanza por los molinos del tándem. En la molienda, más de un 95 % del azúcar que contiene la caña pasa a formar parte del jugo extraído, denominado jugo mezclado (Balla et al., 2018).

Por otro lado, uno de los aspectos que influyen notablemente en la eficiencia de la molienda son las características de la fibra vegetal. Cuando existen elevados contenidos de meollo y otros materiales, se genera un bagazo de características extractivas y porosidad inadecuadas, que provoca una retención de jugo desfavorable y que hace necesario altos regímenes de extracción. Ello hace que se incumpla con el contenido de humedad y de pol en el bagazo, así como una disminución de la capacidad de operación (Pérez y Benítez, 2012).

La elevada presión hidráulica a la que se someten los equipos para obtener una mayor compresión en el bagazo causa desgastes en el equipamiento de los molinos, tanto en engranajes como chumaceras (Hugot, 2014a). Además, una elevada compresión del bagazo causa que este penetre en las ranuras de las mazas, lo que dificulta el drenaje de los jugos. Cuando esto sucede se produce la reabsorción del jugo extraído por el bagazo a la salida del molino. Este fenómeno ocasiona pérdidas de sacarosa, al aumentar la pol en el bagazo. Salvatierra (2019) ofrece como solución a este inconveniente el uso de mazas perforadas. Estas poseen agujeros que drenan sobre los agujeros axiales que sirven como canales para que el jugo no tenga contacto con el colchón de caña y a la vez sirven para desalojar por los extremos de la maza el jugo que se extrae. La maza perforada tiene como función principal eliminar la llamada zona de semilíquido, que es un sector donde existe

una presión elevada y donde hay una mezcla de fibra y jugo, o sea, es el área donde se da la compresión de la caña por las mazas.

El proceso de imbibición y los prensados repetidos provocan una mayor extracción de no azúcares a medida que la caña pasa del primer al último molino (Londhe et al., 2020), como lo demuestra el aumento de coloides orgánicos, cera, fosfato y de cenizas del jugo primario con respecto al jugo mezclado. El rodillo delantero extrae casi el 75 % del jugo total extraído por un molino después de la imbibición, mientras que el 25 % restante se extrae en el rodillo de descarga (Kulkarni, 1996).

Las mejoras que se logran al reducir la materia extraña o al aumentar la pureza del jugo pueden conducir a un incremento adicional de la capacidad efectiva, sin costos de capital. Los no azúcares son esencialmente más difíciles de extraer que la sacarosa. Esto se evidencia en el hecho de que el jugo extraído en el primer molino tiene siempre una mayor pureza que el jugo diluido, mientras que el jugo extraído al final del tren de molinos es siempre el de menor pureza (Rein, 2017).

También, el área de extracción es donde más se dificulta mantener condiciones sanitarias idóneas. La caña desfibrada y sus jugos, ricos en nutrientes, resultan ideales para el ataque de microorganismos. Se desarrollan microorganismos como: *Leuconostoc mesenteroides* y *Bacillus subtilis*; los que producen pérdidas de azúcar en el proceso por la acción de los oligosacáridos y polisacáridos que forman (Casanova et al., 2019). Entre estos compuestos indeseables que afectan el rendimiento industrial se encuentran: la dextrana, el manitol y el ácido láctico (Eggleston et al., 2017). De hecho, la dextrana provoca graves consecuencias en el proceso de fabricación, principalmente en la etapa de cristalización (Abraham et al., 2021).

1.2 Imbibición

Aun cuando el bagazo se somete a presiones considerables y repetidas, no cede jamás todo el jugo que contiene. Tiende hacia una humedad mínima del orden del 45 %, pero conserva siempre una fracción importante del jugo que representa, la cual es aproximadamente, la mitad de su peso. Dado que no es posible disminuir su humedad, se procede a reemplazar el jugo por agua mediante una operación denominada imbibición (Hugot, 2014a).

En la literatura es frecuente el uso de la frase “mojado del bagazo por el agua de imbibición” para describir la penetración del líquido de imbibición (agua o jugo) en el

colchón de bagazo que sale parcialmente saturado del molino (Hugot, 2014a). Sin embargo, la fibra del bagazo que sale no está seca, sino recubierta por una delgada película de jugo. Jenkins (2013) señala que la fibra puede tener asociada hasta un 25 % de agua que no se considera parte del jugo. Cuando se añade agua de imbibición, el efecto del choque es amortiguado rápidamente por la capa superficial del bagazo. Esta agua se distribuye de forma tal, que cada capa absorbe una cantidad de acuerdo con su capacidad de retención. La aplicación eficiente del sistema de imbibición es tan importante para la extracción en el tándem como la aplicación de fuertes presiones en los dos primeros molinos. Cuando se trabaja a presión seca, el límite de extracción se obtiene muy rápidamente, después de la desmenuzadora y el primer molino la humedad del bagazo se ha reducido ya a cerca del 60 %; después del segundo molino la humedad se aproxima a 50 % y del tercero en lo adelante no disminuye más allá de 45 %; puede considerarse que se ha obtenido por simple presión la máxima extracción posible (Hugot, 2014a).

Si en este momento se agrega agua de forma uniforme, esta se distribuye dentro del bagazo y a su vez, diluye el jugo que contiene. El molino siguiente vuelve entonces a llevar al bagazo a la humedad límite, es decir, alrededor de 45 %. Sin embargo, ya tal humedad no está constituida por jugo absoluto sino por jugo diluido de menor riqueza en azúcar (González et al., 2010).

Según lo referido por Hugot (2014a), el proceso de imbibición en un tándem de molinos puede clasificarse como imbibición simple y compuesta. La imbibición simple consiste en agregar agua al bagazo después de cada molino. Esta se realiza únicamente con agua sin regresar el jugo al bagazo. La imbibición simple se divide en i) imbibición simple única, ii) imbibición simple doble e iii) imbibición simple múltiple.

La imbibición simple única es cuando el agregado del agua se realiza en un único punto, por ejemplo, entre los dos últimos molinos. A su vez, la imbibición simple doble es cuando se agrega agua dos veces entre el antepenúltimo y el penúltimo molino y después entre el penúltimo y último molino, mientras que en la imbibición simple múltiple es cuando se agrega agua dos o más veces antes de dos o más molinos.

La imbibición compuesta en cambio, implica la adición del agua de imbibición generalmente a la entrada del último molino y la recirculación sucesiva del jugo extraído hacia la entrada del molino inmediato anterior; y así sucesivamente hasta el segundo

molino (Eggleston et al., 2017; Hugot, 2014a). La figura 1.1 muestra un esquema representativo de la imbibición compuesta en un tándem de cinco molinos.

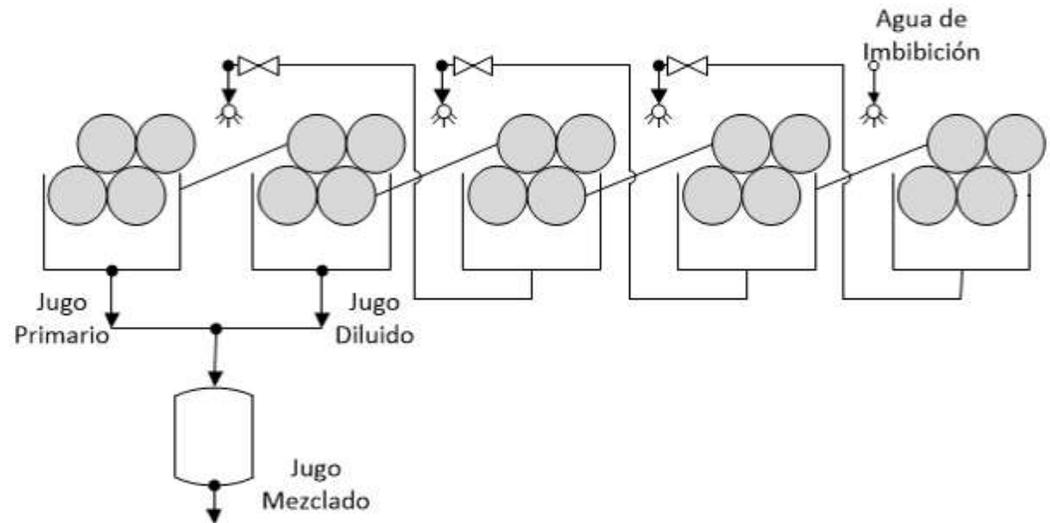


Figura 1.1: Imbibición compuesta múltiple en un tándem de cinco molinos

1.2.1 Cantidad de agua de imbibición

La cantidad de agua de imbibición a utilizar depende fundamentalmente de la composición de la caña y de la relación entre precio del azúcar y el precio del combustible (Hugot, 2014a). Un aumento en la cantidad de agua de imbibición trae consigo ventajas en la extracción de azúcar, ya que disminuye el contenido de sacarosa en el bagazo (pol en bagazo); pero conlleva a un descenso del brix del jugo mezclado y un aumento de la humedad del bagazo, incrementándose de esta manera la demanda del vapor necesario para evaporar esa agua (González et al., 2010). Por ejemplo, en Mkwanzani et al. (2019) se demuestra para el proceso analizado, que un incremento de 2,5 a 4,0 m³/h de agua de imbibición por cada 1 000 kg de bagazo producen un aumento en un 27 % en el agua total a evaporar y de un 23 % en el consumo de vapor de baja presión.

Para una fábrica con cogeneración, un exceso de agua de imbibición implica menos vapor de alta presión disponible para la generación de electricidad (Peacock y Cole, 2009). Por lo tanto, una mayor imbibición conduce directamente a una pérdida en las ventas potenciales de electricidad por lo que, para contrarrestar estas pérdidas, debe fijarse una

tasa óptima de imbibición, en función de los precios de venta alcanzados tanto para el azúcar crudo como para la energía eléctrica (Peacock y Cole, 2009).

En la mayoría de las fábricas, la cantidad de agua de imbibición total que puede ser aplicada está limitada por la capacidad de los evaporadores, la capacidad de las calderas y por el balance de combustible (Chantasiriwan, 2016a; Rein, 2017). A su vez, la cantidad de agua de imbibición debe garantizar un jugo estable, tanto en caudal como en grados brix, ya que inestabilidades en estos parámetros impiden que los evaporadores trabajen con velocidades de ebullición óptimas (Lloyd et al., 2011).

Para Cortés et al. (2015) la cantidad de agua empleada como imbibición difiere significativamente entre diferentes fábricas, desde valores tan bajos como 15 % de la caña, hasta por encima del 60 % de la caña. Bell y Acosta (2017) plantean que se debe utilizar como agua de imbibición solo del 28 al 30 % de la caña molida, valor que es muy diferente al caso referido en Londhe et al. (2020) para un central de la India, en el que el agua de imbibición se aplica a una proporción entre 40 y 45 % de la caña. Tal como se plantea en Anand (2012), la cantidad óptima depende de muchos factores como la cantidad de células abiertas, el número de molinos, la carga hidráulica, el contenido de fibra, la rugosidad y velocidad de las mazas, entre otras cuestiones. Por lo cual no debe generalizarse, sino que depende de las características en concreto del proceso tecnológico en cuestión. En la tabla 1.1 se muestran diferentes criterios y recomendaciones referidos en la literatura especializada.

Tabla 1.1: Criterios de dosificación del agua de imbibición referidos en la literatura especializada

<i>Dosificación del agua de imbibición (% según el peso de la fibra en caña)</i>	<i>Referencia bibliográfica</i>
180-200 %	AZCUBA (2013b) y Cortés et al. (2019)
180-220 %	ICIDCA (2012)
270 %	Ordóñez (2004)
150-250 %	Lloyd et al. (2011)
180-280 %	Casanova y Alonso (2006)
200-300 %	Thaval (2012) y Mkwanzani et al. (2019)
200 %	Efe et al. (2005), Pérez de Alejo et al. (2009), Obregón et al. (2016), Lodos et al. (2019) y Marthino De Oliveira (2019)
250-300 %	Anand (2012)

1.2.2 Temperatura del agua de imbibición

Definir la mejor temperatura para la aplicación de la imbibición a un tren de molienda constituye, desde hace muchos años, un tema polémico y muy debatido por diferentes autores en la literatura especializada sin que se haya llegado a una conclusión unánime (Rein, 2017). La definición de la temperatura más conveniente para el agua de imbibición es un ejemplo de las decisiones que deben tomarse en un central azucarero, donde los elementos técnicos son contradictorios, los costos internos difíciles de precisar y los costos externos aún más difíciles de conocer. Por ejemplo; es casi imposible determinar el costo interno adicional que trae la extracción de más sólidos no-azúcares (Pérez de Alejo et al., 2009).

La imbibición con agua caliente tiene la gran ventaja de economizar agua fría y ofrecer un excelente uso a las aguas de retorno de los últimos cuerpos del múltiple efecto (González et al., 2010). Los condensados de los últimos vasos del múltiple efecto salen a 85°C por lo que existe la práctica de mezclar estos con agua cruda para lograr temperaturas finales de unos 45°C, aunque tal práctica no se recomienda porque incorpora al jugo sustancias minerales que incrementan las incrustaciones en equipos de calentamiento (Rodríguez, 2010) así como cenizas que afectan el proceso de cristalización. En cambio, es recomendable enfriar el condensado mediante el calentamiento del jugo crudo a través de un calentador líquido-líquido, lo cual mejora la eficiencia energética (González et al., 2015).

Marthino De Oliveira (2019) cita como práctica común la aplicación del agua de imbibición a temperatura ambiente (aunque acota que algunas industrias emplean en su lugar agua caliente). Tal planteamiento difiere de lo recomendado por Morales et al. (2018) y Singh (2019), los que plantean que debe estar entre 60-85 °C. Al respecto Jenkins (2013) es más preciso, recomendando como mejor temperatura a 70 °C mientras que Christodoulou (2003) sugiere a 85°C y Anand (2012) entre 75-80 °C.

Según Hugot (2014a) temperaturas inferiores a los 60-70 °C no muestran una marcada influencia en la extracción tras aplicar la imbibición, sin embargo, cuando se superan estos valores se comienza a ver la eficacia de esta. Ello se debe a que a temperaturas superiores a 60 °C se altera el protoplasma de las células vegetales, haciendo que el efecto de la imbibición no sea solamente por presión osmótica, ya que el agua puede llegar con más facilidad al jugo celular (Hugot, 2014a; Rodríguez, 2010).

Kulkarni (1996) y Pérez de Alejo et al. (2009) también hacen alusión a las mejoras en la extracción con el uso de agua de imbibición a temperaturas cercanas a los 85°C, aunque señalan que volúmenes elevados de agua a altas temperaturas provocan atascamientos en el tándem y dificulta su alimentación. A este criterio se suma Lloyd et al. (2011), quien plantea que las altas temperaturas alteran la fibra del bagazo, lo que dificulta que los molinos la trituren y rompan mecánicamente las células.

La alta temperatura es responsable de fundir ceras que incrementan el deslizamiento de las mazas y dificultan alcanzar la producción propuesta (González et al., 2015); sin embargo, Hugot (2014a) cita experimentos de Peter Honig desarrollados en la isla de Java que mostraron que el agua de imbibición entre 85-95°C no extrajo más cera que el agua a 28°C.

Alvarez et al. (2019) describen el efecto de elevadas temperaturas del agua de imbibición en un central de Camagüey (Cuba). Refieren que las altas temperaturas provocaron resbalamientos en las mazas de los molinos y acumulación de grandes cantidades de meollo en las bandejas.

Tradicionalmente se ha planteado que a mayor temperatura del agua de imbibición menor es la humedad del bagazo. Sin embargo, tal como lo refiere Kent (2011), las mediciones que permiten arribar a este conocimiento nunca han sido publicadas. De esta investigación se aprecia una reducción de la humedad en bagazo con un aumento de la temperatura del agua añadida.

Lloyd et al. (2011) cita unos estudios realizados por *Mackay Sugar Limited* (MSL por sus siglas en inglés) en 2009 donde se probó que con imbibición en frío (menos de 60°C) se obtuvo muy buenas cifras de extracción, mejores incluso que con las obtenidas con la imbibición en caliente. La desventaja aparente fue que la humedad final del bagazo fue de hasta un 5 % más alta de lo normal (con un promedio de alrededor del 52 %). Los autores relatan además que los valores de humedad elevados causaron problemas con el funcionamiento y la eficiencia de la generación de vapor.

González et al. (2010) plantean que mientras mayor sea la temperatura del agua de imbibición, mayor es la temperatura con que llega el jugo a los calentadores primarios, lo que implica un menor consumo de vapor. Sin embargo, contrariamente a ello, Kent (2011) refiere estudios en los que no se aprecia un incremento significativo en la temperatura del jugo ni una variación apreciable para diferentes valores de temperatura de imbibición.

Pérez de Alejo et al. (2009) hace referencia a las ventajas y desventajas del empleo de temperaturas de imbibición alrededor de los 70 °C. En esta fuente se explica que con el agua a 70°C se obtiene una mayor extracción de gomas e impurezas solubles provenientes del cogollo y hojas de la caña con el consiguiente incremento perjudicial de los no-azúcares y se dificulta la alimentación de los molinos. En tanto, con dicha temperatura se produce una ruptura adicional de células por la acción de esta, lo que provoca una ligera mejora en la extracción (Pérez de Alejo et al., 2009).

Algunos autores recomiendan temperaturas superiores a los 65 °C para reducir la proliferación de microorganismos como el *Leuconostoc Mesenteriodes*. Sin embargo, Kent (2011) refiere a partir de su investigación que la imbibición en caliente no parece ser una solución completa para la higiene del tándem ya que este efecto sólo se logra para el último y penúltimo molino en el más favorable de los casos.

A su vez, hay pocas dudas de que el bagazo es más compresible a temperaturas más altas. Experimentos demuestran que el contenido de humedad del bagazo es menor a una temperatura más alta, de 1 a 2 unidades a medida que la temperatura del agua agregada

aumenta de 60 a 90°C. De igual modo, se evidencia un aumento en la extracción con una mayor temperatura del agua añadida, de aproximadamente 0,2 unidades (Kent, 2011).

Eggleston et al. (2017) refiere que las altas temperaturas además de ayudar a prevenir el crecimiento microbiano, incrementa el color del jugo. Contradictoriamente, Batule (2009c) acota que con la imbibición con agua caliente (72-85 °C), se disminuye el color del jugo claro, probablemente debido a la cera adicional que se extrae, la cual absorbe color; aunque a expensas de un aumento de la turbidez.

Los elementos anteriores demuestran las serias contradicciones y diversidad de criterios que existen respecto al efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre el comportamiento de la extracción; lo cual limita el establecimiento en la práctica de los mejores valores de operación y entorpece su control en el proceso productivo.

1.3 Modelación matemática de la etapa de extracción del proceso de fabricación de azúcar crudo

El modelo de un proceso brinda una descripción del mismo y permite una predicción de su comportamiento (Thaval, 2012). En las fábricas de azúcar crudo, la modelación de procesos se lleva a cabo mediante diferentes técnicas con la finalidad de comprender y mejorar el rendimiento de las operaciones unitarias (Thaval y Kent, 2013). Estos modelos matemáticos deben ser lo suficientemente completos y precisos para representar adecuadamente el sistema en el intervalo de variables a estudiar, hecho que frecuentemente limita su aplicación (Mann et al., 2015).

La modelación matemática de la etapa de extracción se realiza con dos propósitos fundamentales: para el análisis del comportamiento de la etapa de extracción de un tren de molinos o para predecir el resultado del cambio de parámetros en el tren de molinos o en la planta moledora (Kent, 1997). También puede emplearse como punto de partida para la estimación de parámetros no medibles directamente como el flujo de bagazo (Kent, 2010).

La modelación matemática de la etapa de extracción es una tarea ingenieril bien compleja, ya que se encuentra influenciada por parámetros difíciles de analizar, como el ajuste de los molinos y la calidad de la caña. Un modelo matemático que represente a la etapa de extracción puede atenuar este problema, aumentar el conocimiento acerca de este proceso y por supuesto, mejorar el comportamiento de la misma (Wienese, 1990). Sin embargo, la consideración de estas variables en la modelación es compleja y a veces ineficiente. De hecho, tal como lo plantea Wienese (1990) varios esfuerzos se han realizado para cuantificar el efecto de esos parámetros individuales con pequeño o ningún éxito. La modelación matemática de la etapa de molienda puede realizarse por dos maneras: a través de modelos de caja negra o por modelos fenomenológicos; siendo la segunda variante la más difundida (Serrano, Orozco, et al., 2022).

1.3.1 Modelación fenomenológica aplicada al proceso de extracción

Según refiere Thaval y Kent (2012a), el modelo fenomenológico MILSIM (presentado por Rusell en 1968) constituye el primer modelo de simulación de un tren de molinos que fue ampliamente utilizado en Australia. Este modelo involucra a dos parámetros para modelar una unidad de molienda: el factor de reabsorción y el coeficiente de imbibición. La principal limitación del mismo es que no tiene en consideración a la composición de fibra en el jugo, lo cual de acuerdo a Thaval y Kent (2012a) es una suposición conveniente pero incorrecta. Dicho modelo matemático tiene el valor de constituir el precursor de todos los modelos matemáticos desarrollados por la escuela australiana, la cual, sin lugar a dudas ha sido la más destacada al respecto.

Otra investigación notoria es la de Wienese (1990), quien obtiene un modelo para predecir el comportamiento de la extracción; siendo la consideración de la eficiencia de la separación su principal aporte. Edwards (1995) desarrolla posteriormente un modelo bajo la consideración de dos nuevos parámetros: el factor de trituración y la eficiencia del mezclado. Este modelo tiene la gran limitación de requerir el conocimiento de los grados brix en celdas abiertas en cada molino; variable muy poco conocida y difícil de determinar.

Kent (2001) desarrolla dentro del enfoque australiano, un modelo que es capaz de describir el comportamiento de la fibra a través de las unidades de molienda, lo cual constituyó un aporte muy significativo aunque limitado solo a este componente (fibra). Loubser (2004) por su parte, incorpora al respecto, el brix y humedad del bagazo pero con la limitación de ignorar parámetros del comportamiento interno de las unidades de molienda.

En Thaval y Kent (2012a) se aprecia un salto significativamente superior en este tipo de modelos a través de definiciones mejoradas; constituyendo su propuesta una ampliación del modelo MILSIM. A través de este modelo se puede predecir la fibra, brix y humedad de todas las corrientes del tándem. Este se amplía por Thaval y Kent (2012b), los cuales novedosamente consideran a impurezas, pol y otros componentes en su modelación. Luego, Thaval y Kent (2015) desarrollan nuevas relaciones empíricas para estimar parámetros involucrados en el modelo MILEX, en donde se sustituye al coeficiente de imbibición por el factor de trituración y la eficacia de la mezcla.

Chantasiriwan (2013) desarrolla con posterioridad un modelo para la simulación de un tren de molinos en el que se tiene en cuenta el efecto del mezclado no homogéneo entre el bagazo y el agua de imbibición sobre la concentración de brix del jugo extraído.

Entre las últimas investigaciones destaca la de Pedroso (2018), el cual obtiene modelos basados en balances de masa en cada molino, pero con la consideración de parámetros como: eficiencia de la separación de fibra, eficiencia de la imbibición y el coeficiente de imbibición. Luego, a partir de esta modelación (fenomenológica), este autor ajusta el comportamiento de la extracción de brix según la razón de imbibición a un polinomio de cuarto grado.

1.3.2 Modelación matemática de caja negra aplicada a la etapa de extracción

De las investigaciones relacionadas con modelación por caja negra de la etapa de extracción se destacan los trabajos de Rein (1975) y Wienese (1995).

Rein (1975) realiza una modelación basada en análisis de regresión lineal múltiple con la finalidad de identificar el efecto de la calidad de la caña en el rendimiento de la extracción. En esta investigación se obtiene una expresión que permite calcular la “extracción reducida corregida” (CRE, por sus siglas en inglés) de forma menos dependiente a la calidad de la caña.

Wienese (1995) propone un modelo con el objetivo de predecir el comportamiento de la etapa de extracción a partir de la consideración solamente de las entradas y salidas de la etapa, obviando el comportamiento de cada molino. Realiza balances que permiten predecir el contenido de fibra, brix y agua de las diferentes corrientes a la salida del tándem. Los resultados correspondientes a la extracción tienen gran similitud a los que se obtienen por la expresión de la CRE que se emplea en Sudáfrica. En su modelación, sobre la base de la expresión empírica de Lionnet (1981), propone otro modelo semejante que permite la estimación de la extracción de sacarosa a partir de la de brix; para cuyo desarrollo emplea solamente tres puntos (dos de ellos extremos), cantidad bastante insuficiente para construir un modelo empírico.

Este trabajo no presenta una metodología de modelación adecuada para el desarrollo y validación de los modelos de caja negra que propone; no obstante, tiene el importante valor de ofrecer el enfoque de la modelación del tándem como caja negra.

1.3.3 Consideraciones finales sobre la modelación matemática de la etapa de extracción

Los modelos fenomenológicos de la etapa de extracción son robustos y constituyen indiscutiblemente potentes herramientas predictivas, que adquieren una mayor connotación cuando es preciso conocer el funcionamiento de las unidades de molienda (molinos). Sin embargo, dejan de ser atractivos cuando el propósito de su aplicación es solamente determinar las salidas generales de la etapa (jugo mezclado y bagazo) (Serrano, Orozco, et al., 2022).

Los modelos fenomenológicos referidos al respecto demandan información que es muy específica para el tándem en particular. Dicha información requiere para su conocimiento de una ardua experimentación, lo cual reduce considerablemente su aplicabilidad. Además, algunas de las variables involucradas son poco conocidas y no del todo extrapolables de un sistema a otro. Al depender del estado técnico de los molinos, los valores referenciados en la literatura especializada sobre sus coeficientes dejan de ser útiles. También el tratamiento matemático de algunos de ellos (para su solución a través de sistemas de ecuaciones) puede ser un impedimento en la toma de una decisión inmediata en el proceso si no se emplea un programa de cómputo.

En cambio, los modelos de caja negra para la etapa de extracción no tienen ese nivel de descripción detallado ni predicen el funcionamiento de las unidades de molienda, pero tienen la ventaja de ser más prácticos. Estos modelos son potencialmente útiles para el control del proceso a la hora de tomar decisiones operacionales rápidas. Son además muy atractivos para parte del personal técnico de la fábrica, al ser más manipulables y menos complejo desde un punto de vista matemático. Generalmente estos demandan información mucho más conocida y de fácil determinación que los modelos fenomenológicos.

Aunque la elección entre una técnica u otra depende esencialmente de la finalidad de los modelos matemáticos, nivel de detalle y precisión en la predicción requerida, así como de la información de proceso disponible; la modelación por caja negra demuestra ser la más adecuada desde un punto de vista práctico para estimar las principales variables de salida de la etapa de extracción, según las condiciones de molienda y de imbibición. Por otro lado, en ninguna de las investigaciones referidas al desarrollo de modelos matemáticos se considera (o evalúa) el efecto de la temperatura de la imbibición sobre el comportamiento operacional de la extracción, lo cual, tal como plantea Serrano, Orozco, et al. (2022) representa una limitación en la modelación existente.

1.4 Conclusiones parciales

1. La imbibición ejerce un papel decisivo sobre el comportamiento productivo y energético del proceso de fabricación de azúcar crudo.
2. El correcto ajuste de la imbibición no es una determinación sencilla, ya que este depende de las características en particular de la tecnología de fabricación y requiere de un análisis integral que considere la influencia de la misma sobre todas las etapas del proceso productivo.
3. El efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre el comportamiento operacional de la etapa de extracción no se encuentra totalmente esclarecido, lo cual constituye un impedimento para la determinación de los mejores valores de aplicación.
4. No existen en la literatura especializada modelos matemáticos lo suficientemente prácticos y robustos que puedan ser empleados para el control operacional de la etapa de extracción.
5. La modelación por caja negra es más adecuada que la fenomenológica en el desarrollo de herramientas matemáticas para una mejor aplicación y control operacional de la imbibición.

CAPÍTULO 2 EFECTO DE LA IMBIBICIÓN SOBRE EL COMPORTAMIENTO OPERACIONAL DE LA ETAPA DE EXTRACCIÓN

El presente capítulo corresponde al análisis del efecto de la imbibición sobre el comportamiento operacional de la etapa de extracción, lo cual se sustenta en resultados experimentales obtenidos a nivel industrial en dos centrales azucareros de la provincia de Matanzas. Metodológicamente el capítulo se divide en tres etapas fundamentales:

- i) Análisis a nivel industrial de la influencia de la temperatura del agua de imbibición sobre las principales variables de la etapa.
- ii) Modelación matemática del efecto de la imbibición sobre las principales variables de la etapa de extracción.
- iii) Desarrollo de correlaciones gráficas para un mejor manejo de la imbibición.

En la primera etapa se aportan nuevas evidencias estadísticas que permiten dimensionar y comprender mejor la influencia de la temperatura del agua de imbibición en variables operacionales del área, y sobre la extracción de almidón; elementos que son novedosos para la temática (Serrano et al., 2023). Luego a partir de inferencias realizadas al respecto y sobre la base de las limitaciones en la modelación matemática existente, se desarrollan modelos predictivos para un mejor control operacional de la imbibición. Tal conjunto de modelos matemáticos es novedoso por contemplar el efecto de la temperatura del agua de imbibición, ser estructuralmente sencillos, permitir la definición de todas las principales corrientes de salida de la etapa extracción (en conjunto con balances de masa) y estar desarrollado a partir de la experimentación industrial en dos centrales azucareros cubanos (Serrano, Orozco, et al., 2022).

En el capítulo, destacan también las inferencias que se obtienen sobre el efecto de la imbibición a partir del caso de estudio, así como el procedimiento metodológico que se emplea para el desarrollo y validación de los modelos. En la tercera etapa metodológica

del capítulo se desarrollan correlaciones gráficas mediante los modelos matemáticos obtenidos, para viabilizar la toma de decisiones operacionales rápidas y precisas en el manejo de la imbibición.

2.1 Caracterización de la etapa de extracción de los centrales azucareros en los cuales se desarrolla la experimentación

El fundamento experimental de la investigación se desarrolla en los centrales azucareros “Jesús Sablón” y “México”, denominados A y B durante las zafras 2020-2021 y 2021-2022 en la provincia de Matanzas.

El CAI “Jesús Sablón” (central azucarero A) posee una capacidad de molienda nominal de 4 000 000 kg al día de caña, lo que define aproximadamente un flujo horario de caña molida máximo de 166 000 kg/h. En este proceso, el colchón de caña a la entrada del tren de molinos se prepara a través de un nivelador y martillo “rompebultos” para garantizar una adecuada uniformidad.

En esta etapa se dispone de un colador rotatorio, cinco conductores de arrastre, tres bombas de maceración, dos bombas de jugo diluido y una bomba de agua de imbibición. El tándem de molinos está integrado por cinco unidades de cuatro mazas, con un diámetro medio de 40 pulg (1,02 m) y 7 pies (2,13 m) de longitud. El primer molino presenta una velocidad de rotación de 705 rpm mientras que los restantes de 590 rpm. El primer molino tiene función desfibradora dado el rayado especial de sus mazas. Presentan tolva tipo *Donelly* y están accionados por motores eléctricos de rotor bobinado (un motor por unidad de molida). La presión de trabajo de todos estos equipos es de 21,38 MPa (3100 lbf/pulg²). Se practica la imbibición compuesta a la entrada del quinto molino. Tanto el área de báscula y preparación como propiamente la de extracción se encuentran parcialmente automatizadas.

El CAI “México” tiene una capacidad de molienda diaria de 3 800 000 kg de caña, lo que define un flujo horario aproximado de 158 000 kg/h. Posee las mismas unidades de preparación del CAI “Jesús Sablón” e igual cantidad de molinos, aunque estos son tipo

Fulton y con presiones de trabajo algo diferentes. La presión de trabajo del primer y último molino es de 20,68 MPa (3 000 lbf/pulg²) mientras que los intermedios operan a 19,31 MPa (2 800 lbf/pulg²). La imbibición es compuesta y se aplica a la entrada del quinto molino.

2.2 Análisis de la influencia de la temperatura del agua de imbibición sobre el comportamiento de la etapa de extracción

El objetivo de esta etapa metodológica es determinar la influencia que tiene la temperatura del agua de imbibición en las principales variables de la etapa de extracción, dada las contradicciones existentes al respecto en la literatura especializada (que se evidencian en el capítulo anterior). Para ello se desarrollan experimentos a nivel industrial que analizan la incidencia de esta variable sobre: i) temperaturas de los jugos obtenidos en cada molino del tren de molienda, ii) pol y humedad del bagazo, y iii) composición de almidón de los jugos de los molinos (unidades de molienda). La determinación de la influencia de la temperatura se sustenta en análisis de varianza de un solo factor a partir de la información experimental. Los resultados de estos análisis son de gran importancia para valorar a la temperatura de la imbibición como variable de manipulación en el control operacional de la etapa de extracción y para el análisis de su posible consideración como término independiente en la modelación matemática.

2.2.1 Procedimiento experimental

El análisis de la influencia de la temperatura del agua de imbibición sobre la temperatura de los jugos del tren de molinos se realiza mediante experimentos con temperaturas comprendidas entre 40-85 °C; intervalo que comprende los posibles valores a que la imbibición puede aplicarse en la práctica operacional. En igual sentido, para el caso de la humedad y pol del bagazo los experimentos se efectúan en condiciones de imbibición fría (40 °C), moderada (60 °C), y caliente (85 °C), con diez réplicas en cada caso. A iguales niveles de temperatura se realizan también los experimentos para establecer su efecto sobre la composición de almidón en los jugos. La determinación de la humedad y pol del

bagazo se realiza a través de los métodos de ICUMSA (De Whalley, 2013) mientras que la del contenido de almidón se efectúa mediante el procedimiento de SASTA (2009).

Durante la ejecución de las corridas experimentales, se regula primeramente la temperatura de imbibición al valor requerido así como la cantidad de agua añadida, esta última hasta definir una relación de imbibición según el peso de la fibra en caña (λ) a un valor constante de 250 %. Una vez que se realiza este ajuste, se espera 25 minutos para tomar las muestras de jugo y bagazo; teniendo en cuenta que un cambio en las condiciones operacionales de la imbibición requiere de cierto tiempo para la estabilización de su efecto sobre los parámetros operacionales del proceso de molienda. Este tiempo esperado para colectar las muestras es superior al referido por Christodoulou (2003) y Kent (2019) como necesario para completar un ciclo de molienda.

En cada experimento se mantienen estables parámetros influyentes como: cantidad de agua de imbibición, preparación de la caña, presión y velocidad de los molinos y flujo de caña. Se controla que no existan variaciones significativas en la pol y materia extraña de la caña que pudiesen interferir en los experimentos.

2.2.2 Análisis estadístico

Los análisis de varianza (ANOVA) se efectúan en el *software* RStudio (versión 1.3.959) con un nivel de confianza del 95 %. Para la realización de los análisis de varianza debe garantizarse previamente el cumplimiento de los supuestos matemáticos que sustentan a esta técnica estadística. Para ello, el supuesto de normalidad de los residuales se comprueba mediante la prueba de Shapiro-Wilk (Pankiewicz et al., 2020) mediante el paquete “MASS” (Riple et al., 2021); el de homocedasticidad en los residuos (varianza constante) se realiza mediante la prueba de Breusch-Pagan (Fox y Sanford, 2019) a través del paquete “lmtest” (Hothorn et al., 2020) mientras que el de independencia de los residuales se analiza a través de la prueba de Durbin-Watson (Rumánková et al., 2019), para lo cual se emplea el paquete “car” (Fox et al., 2021). Se aplica la prueba LSD de

Fisher para la detección de posibles grupos homogéneos a un nivel de confianza del 95 % (Pappa et al., 2021).

2.2.3 Análisis de los resultados experimentales

i) Efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre la temperatura de los jugos

A partir de los resultados experimentales se prueba que la temperatura del agua de imbibición no influye sobre la temperatura del jugo mezclado (figura 2.1) en ninguno de los dos centrales azucareros. De hecho, la temperatura del jugo mezclado difiere en menos de 5 °C ante cambios superiores a los 30 °C en la temperatura del agua de imbibición. Este comportamiento indica que a expensas de altos valores de temperatura del agua de imbibición no puede lograrse un incremento de temperatura en el jugo mezclado. Los resultados anteriores demuestran que si se requiere una temperatura más alta en el jugo mezclado necesariamente debe emplearse un intercambiador de calor al final de la etapa de molienda, tal como se realiza en algunos centrales azucareros.

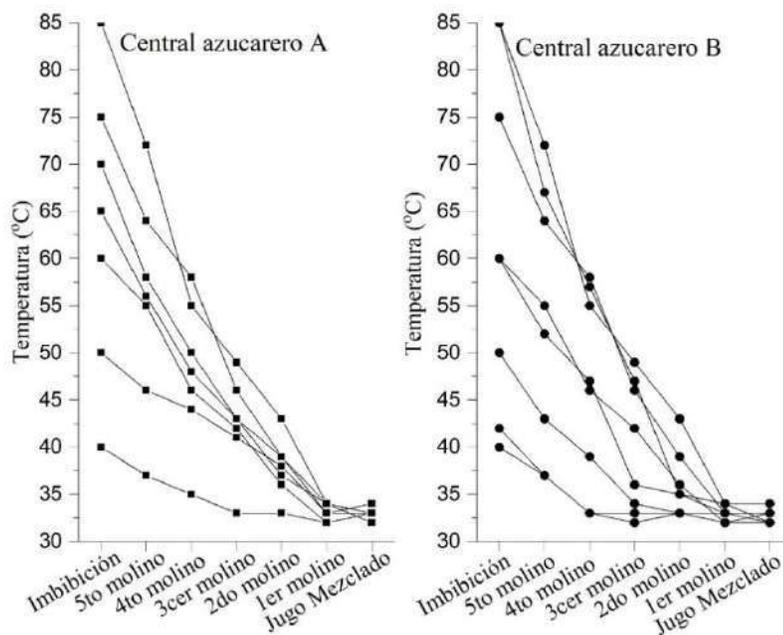


Figura 2.1: Comportamiento de la temperatura del jugo en el tren de molienda para diferentes valores de temperatura del agua de imbibición

La figura 2.1 muestra también que una mayor temperatura del agua de imbibición ocasiona una mayor pendiente en la línea de perfil de temperaturas a lo largo de tren de molienda, ya que aumenta el calor perdido hacia los alrededores. También se observa que la temperatura del jugo del segundo molino (jugo diluido) no influye significativamente sobre la temperatura del jugo mezclado en los diferentes casos. Este comportamiento se debe a que el jugo del segundo molino se encuentra a 35-40 °C y; sobre todo, a que tiene menos flujo que el jugo primario.

Estos resultados coinciden con los reportados por Kent (2011), quien analiza el comportamiento de la temperatura de los jugos para diferentes valores de temperatura del agua de imbibición (56-98 °C) en centrales azucareros de Australia. El profesor Kent concluye de su estudio que la temperatura del jugo a la salida del quinto molino no varía más de 22 °C, y la temperatura del jugo del segundo molino no más de 6 °C, cuando la temperatura del agua de imbibición varía más de 30 °C. Además, la figura 2.1 demuestra que la mayoría de los jugos de las unidades de molienda no alcanzan los 65 °C (temperatura mínima para lograr la asepsia) a expensas de la temperatura del agua de imbibición, resultado que también concuerda con lo referido por Kent (2011). Por tal motivo, si se deseara alcanzar estos valores de temperatura, resultaría necesario recurrir a un calentamiento adicional en los molinos para alcanzar dicho valor de temperatura mínima en los jugos

La investigación publicada por Kent (2011) es la única que analiza el efecto del agua de imbibición sobre las temperaturas de los jugos de forma experimental, hecho que avala el impacto de los resultados obtenidos al respecto en la presente investigación.

ii) Efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre la pol del bagazo

La tabla A1.1 del anexo 1 proporciona los resultados de la prueba de ANOVA para la pol del bagazo. Estos resultados indican diferencias estadísticamente significativas a los

diferentes niveles de temperatura del agua de imbibición (P-valor menor que 0,05), lo que denota una disminución en la pol del bagazo a medida que aumenta este factor. De hecho, la falta de grupos homogéneos entre los diferentes niveles de temperatura del agua de imbibición (tabla A1.2) muestra que tal reducción es sostenida y significativa a medida que se incrementa la temperatura. La influencia de la temperatura sobre la extracción de sacarosa se explica por su efecto sobre la ruptura de las paredes de las células vegetales del bagazo. Las materias impermeables que guarnecen las paredes de las células se funden con el calor, lo que provoca que el agua llegue directamente al jugo que se encuentra en ellas (Hugot, 2014a) . A partir de estos resultados se establece que la pol en bagazo se reduce en un 12 %, cuando la temperatura del agua de imbibición aumenta de 40 a 85 °C.

iii) Efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre la humedad del bagazo

La tabla A1.3 del anexo 1 muestra los resultados de la prueba de ANOVA para la humedad del bagazo. En esta se aprecian diferencias estadísticamente significativas a diferentes niveles de temperatura del agua de imbibición desde que el P-valor es inferior en cada caso a 0,05. No se detectan grupos homogéneos (tabla A1.4) para los diferentes niveles de temperatura en el caso del central azucarero A, indicando una disminución sostenida y significativa a medida que se incrementa la temperatura de imbibición. En el caso del central azucarero B, también existen diferencias significativas, aunque no tan marcadas entre 40-60 °C, desde que estos dos grupos son homogéneos. El comportamiento de la humedad del bagazo con la temperatura del agua de imbibición se debe a que, a mayor temperatura, mayor es la cantidad de agua evaporada en el bagazo en tránsito y menor es su contenido de humedad (Shingare y Thorat, 2008). De la prueba anterior se establece que la humedad en bagazo se incrementa entre 1,6-1,8 unidades si el agua de imbibición varía de 85 °C a 40 °C. Esta variación equivale a un incremento del contenido de humedad de 3,2-3,5 % a 40 °C con respecto al valor que se obtiene a 85 °C.

iv) Influencia de la temperatura del agua de imbibición sobre la extracción de almidón

De los resultados del ANOVA mostrado en la tabla A1.5 (anexo 1) se aprecia que existe un efecto estadísticamente significativo de la temperatura del agua de imbibición sobre la composición en almidón del jugo del quinto molino y del jugo mezclado, ya que en ambos casos el P-valor es inferior al nivel de significación. Tal como se refiere en Zhou et al. (2010) el almidón no es soluble en el jugo frío, sin embargo, con la aplicación de la imbibición en caliente, los gránulos de almidón son extraídos del tejido vegetal hasta el jugo.

El calor hace que los gránulos se hinchen, se solubilizan parcialmente, y se gelatinicen (Godshall et al., 1991). El intervalo de temperaturas de la gelatinización del almidón es característico de la variedad botánica en particular (Alves et al., 2014). Alves et al. (2014) encontraron, en su caracterización del almidón de caña, que la gelatinización puede ocurrir en un intervalo de temperaturas entre 67,3-78,4 °C. Comportamiento con el cual coincide Rein (2017) cuando plantea que la gelatinización se verifica por encima de los 70 °C. No obstante, no todo el almidón a ese intervalo de temperaturas se solubiliza, ni tan siquiera en etapas del proceso posteriores como el calentamiento o la evaporación (Cole et al., 2014; Cole et al., 2015).

Debido a que la composición de almidón es altamente dependiente del origen botánico de la caña de azúcar, se analiza la composición en almidón del jugo primario para diferentes temperaturas de imbibición en ambos ingenios azucareros (tabla A1.3). Dado que en todos los casos el P-valor es mayor que el nivel de significación se establece que no existen diferencias estadísticas significativas entre la composición en almidón del jugo primario. De lo anterior, se demuestra que las variaciones de almidón observadas en los experimentos se deben en buena medida al efecto de la temperatura del agua de imbibición y no por cambios en la composición del almidón del jugo de caña. Las diferencias significativas entre las muestras de jugo del quinto molino denotan la influencia directa

del agua de imbibición, cuyo incremento provoca un aumento de la extracción de almidón (tabla A1.3).

La figura 2.2 muestra el comportamiento de la composición promedio de almidón en cada jugo del tren de molinos para ambos centrales en estudios. En la misma se aprecia que el lavado continuo y repetitivo del bagazo incrementa la extracción gradual de almidón hacia el jugo y se aprecia que una parte muy significativa del almidón presente en el jugo mezclado proviene del jugo primario; hecho que se justifica porque este jugo presenta un mayor flujo y mayor cantidad de almidón que el jugo diluido. Este comportamiento está en correspondencia con la investigación de Godshall et al. (1991).

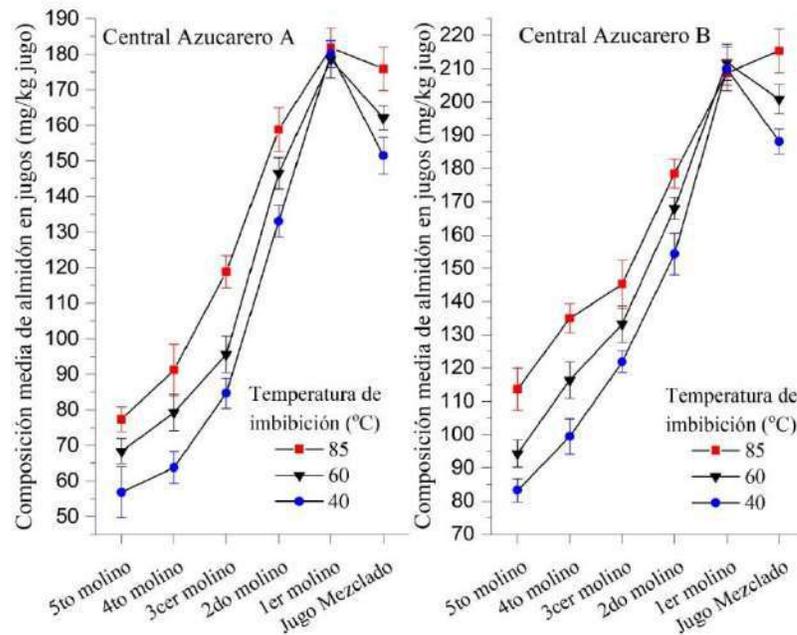


Figura 2.2: Composiciones de almidón de los jugos del tren de molienda en los centrales azucareros analizados para diferentes valores de temperatura del agua de imbibición. En la figura las barras muestran el intervalo para la media usando una confianza del 95 %

Godshall et al. (1991) realizaron un análisis de la composición de almidón (sobre brix) para el jugo primario, mezclado, y del último molino, en el que se concluye que la cantidad de almidón presente en los jugos se incrementa y solubiliza progresivamente a lo largo del tren de molinos. El resultado alcanzado en tal estudio es muy valioso, ya que se

encuentra entre las pocas investigaciones que determinan la composición de almidón en los jugos del tándem para un nivel de imbibición (Serrano et al., 2023). Sin embargo, Godshall et al. (1991) no hacen referencia a la cuantía del efecto de la temperatura del agua de imbibición, ni especifican los valores de temperatura de imbibición a los cuales se realizaron las observaciones.

La figura 2.1 muestra que los jugos asociados a la imbibición con agua caliente (85 °C) tienen una mayor composición de almidón, diferencia que tiende a disminuir en las primeras unidades de molienda a medida que se produce el enfriamiento de los jugos. Se aprecia además que la composición de almidón presente en los jugos del tándem del segundo central azucarero es un tanto superior a la que se presenta en el primero (figura 2.2). Este comportamiento se debe a la estrecha relación que presenta la cantidad de almidón con la caña que se procesa. No obstante, se presentan en ambos casos comportamientos muy similares que validan las inferencias realizadas al respecto.

Como criterio general, se establece que la composición de almidón en el jugo mezclado se incrementa cerca de un 15 % si se aplica agua de imbibición a 85 °C con relación a la cantidad extraída a 40 °C.

2.2.4 Validación de los supuestos matemáticos del análisis de varianza

En la tabla A1.6 (anexo 1) se muestran los resultados de las pruebas de validación de los supuestos del análisis de varianza. El valor de probabilidad de la prueba de Shapiro-Wilk para todos los casos es mayor que el nivel de significación (0,05), lo que indica que los residuales presentan una distribución normal (Guilherme y Nicolin, 2020). Se cumple con el supuesto de homocedasticidad, ya que el valor de probabilidad de la prueba de Breush-Pagan para cada análisis es mayor que el nivel de significación (Hernández-Chover et al., 2019). En todos los casos el valor de probabilidad de la prueba de Durbin-Watson es mayor que 0,05, por lo que se demuestra a partir de este criterio que los errores no se encuentran auto-correlacionados entre sí (Karabagias et al., 2018). El cumplimiento de estos supuestos valida todos los resultados estadísticos aportados por los análisis de varianza (Montgomery y Runger, 2018).

2.3 Modelación matemática de la etapa de extracción

En esta sección se desarrollan modelos matemáticos para predecir el comportamiento de la etapa de extracción a partir de las variables operacionales de la imbibición (flujo y temperatura). Para ello se disponen de dos colecciones de datos experimentales a nivel industrial. Una de ellas corresponde al central azucarero A y se emplea para el ajuste de los modelos matemáticos; mientras que la otra pertenece al central azucarero B y se utiliza para la validación de los modelos matemáticos en otro proceso diferente al cual se desarrollan.

Durante la recogida de datos, se realizan en algunas observaciones modificaciones al flujo y temperatura del agua de imbibición del proceso con el objetivo de obtener un intervalo adecuado de observación e interacción de las variables involucradas.

En el anexo 2 se muestra un diagrama heurístico que sintetiza el procedimiento metodológico efectuado para el desarrollo y validación de los modelos matemáticos.

2.3.1 Procedimiento para el desarrollo de los modelos matemáticos

El ajuste matemático de los resultados experimentales se realiza mediante el *software* RStudio (versión 1.3.959) por regresión lineal múltiple. Se necesita que los modelos matemáticos sean capaces de predecir el brix y pol del jugo mezclado y el brix, pol y humedad del bagazo; ya que con la determinación de estas variables y a partir del conocimiento de las variables de entrada a la etapa de extracción, se completan los balances de masa del área para definir las principales corrientes y composiciones de la etapa.

Desde un punto de vista práctico y para potenciar la utilidad real de los modelos matemáticos en el control operacional de la etapa de extracción, las variables independientes deben ser términos influyentes pero que sean fácilmente medibles y manipulables en el proceso. Por tal sentido, se descartan aquellas que son significativas pero que no se modifican sistemáticamente en la operación del área, como son el ajuste y las presiones de los molinos, velocidad de las mazas entre otros de índole mecánica; de

forma tal que estas no constituyan variables independientes sino parámetros controlados y fijados en la modelación.

Como uno de los objetivos principales que se persiguen con los modelos matemáticos es permitir un mejor ajuste de los valores operacionales de la imbibición, se considera entonces a la cantidad y temperatura del agua de imbibición; la inclusión de esta última se justifica a partir de los resultados experimentales tratados en la sección anterior.

La cantidad de agua de imbibición se refiere como su peso por unidad de fibra en caña (λ), variable que constituye uno de los parámetros más importantes de la etapa de extracción (Hugot, 2014a; Kent, 2019). La consideración de la cantidad del agua de imbibición y el flujo de caña en el término λ hace aplicable los modelos matemáticos para otros centrales con diferente capacidad de molienda por este sentido.

Para la determinación del brix y pol del bagazo debe considerarse el efecto de la riqueza en azúcar que trae la caña, pues un mayor contenido de brix y pol en caña conduce a un mayor contenido de estos en bagazo (para iguales condiciones de operación). Sin embargo, el brix y la pol en caña se conocen una vez que finaliza el proceso de molienda, lo que imposibilita su empleo como variable independiente en los modelos predictivos. En su lugar se emplea entonces al brix y pol del jugo primario, los que son directamente dependientes del brix y pol de la caña y una expresión de la calidad de la caña (Rein, 1975).

De esta manera se tiene que:

$$JM_{BX} = f(\lambda, T, JP_{BX}) \quad (2.1)$$

$$JM_{POL} = f(\lambda, T, JP_{POL}) \quad (2.2)$$

$$Bg_W = f(\lambda, T) \quad (2.3)$$

$$Bg_{BX} = f(\lambda, T, JP_{BX}) \quad (2.4)$$

$$Bg_{POL} = f(\lambda, T, JP_{POL}) \quad (2.5)$$

Donde:

JM_{BX} : Brix del jugo mezclado ($^{\circ}Bx$)

λ : Agua de imbibición según el peso de la fibra en caña (%)

T : Temperatura del agua de imbibición ($^{\circ}C$)

JP_{BX} : Brix del jugo primario ($^{\circ}Bx$)

JM_{POL} : Pol del jugo mezclado (%)

JP_{POL} : Pol del jugo primario (%)

Bg_W : Contenido de humedad del bagazo (%)

Bg_{BX} : Brix del bagazo (%)

Bg_{POL} : Pol del bagazo (%)

Es importante lograr que las variables que no se consideran en las expresiones anteriores y que influyen en la respuesta se mantengan controladas a los valores comunes de operación, de forma tal que estos no interfieran sobre las mediciones. Entre ellos se encuentran las presiones de trabajo de los molinos, el índice de preparación de la caña, el porcentaje de materia extraña, la velocidad de rotación de las mazas, entre otras.

Para el establecimiento de las estructuras matemáticas de la regresión se tiene como criterio fundamental a la información mostrada por los gráficos de dispersión o de correspondencia que se establecen entre las variables involucradas en la colección de datos (análisis exploratorio de datos). Luego, a partir de los patrones evidenciados y bajo la consideración del principio de parsimonia, se formulan diferentes alternativas matemáticas de funciones lineales o linealizadas entre la variable respuesta y los términos independientes para el desarrollo de la regresión.

Para la selección del mejor modelo en cada caso se tienen como indicadores fundamentales (en este orden) a la raíz del error cuadrático medio (RMSE), al criterio de información de Akaike (AIC), al criterio de información bayesiano (BIC) y complementariamente, al valor del coeficiente de significación ajustado. Para la determinación de cada indicador se emplea el paquete "performance" (Lüdecke et al., 2021).

2.3.2 Procedimiento para la comprobación de los supuestos matemáticos de la regresión lineal y pruebas de adecuación de modelos

El supuesto de relación lineal ente los predictores y la variable dependiente se realiza mediante la prueba de significación de Fisher que resulta del propio desarrollo de la regresión (Montgomery et al., 2002). Se analiza el cumplimiento del supuesto de normalidad de los residuales a través de la prueba de Kolmogorov-Smirnov con la

modificación de Lilliefor (Razali y Wah, 2011) a través del paquete “nortest” (Gross y Ligges, 2015). Los supuestos de homocedasticidad (varianza constante) e independencia (errores no correlacionados) de los residuos se prueban bajo igual procedimiento que el efectuado en la sección 2.2.2 para los análisis de varianza. La no existencia de multicolinealidad entre los predictores se analiza a partir del valor de inflación de la varianza (VIF) a través del paquete “car” (Fox y Sanford, 2019).

Se efectúa la prueba de Ramsey y la prueba de Rainbow para detectar posibles errores de especificación de parámetros y realizar inferencias acerca del ajuste de los modelos matemáticos (Mahaboob et al., 2019; Mihalovits y Kemény, 2022) a través del paquete “lmtest”, análisis que en última instancia corresponden a pruebas para validar el supuesto de linealidad.

Se analiza también la no existencia de observaciones atípicas muy influyentes que pudiesen desviar de la realidad el ajuste de los modelos matemáticos mediante la distancia de Cook, residuales estudentizados, los Dffits y DfBetas (Sullivan et al., 2021).

2.3.3 Procedimiento para el análisis de la calidad de ajuste de los modelos de regresión

Para la determinación del ajuste se emplea la prueba de bondad de ajuste de Fisher, que tal como lo señala Montgomery et al. (2002) es el análisis estadístico que formalmente y por excelencia permite verificar la calidad de ajuste en modelos matemáticos. Como criterio complementario, y de acuerdo a lo recomendado por Montgomery et al. (2002) se realiza la comparación entre el recorrido de los valores ajustados con su error estándar promedio.

2.3.4 Procedimiento para la definición del intervalo de aplicación de los modelos matemáticos

Los valores máximos y mínimos de cada variable independiente restringen el intervalo de aplicación de los modelos de regresión, pero solo en primera instancia. Ello no supone que dentro de tales límites se disponga de información suficiente para contemplar efectos entre diferentes niveles de los términos independientes y se puede incurrir por tal motivo a

predicciones erróneas por “extrapolación oculta” (Montgomery et al., 2002). Por tal razón, para la definición del intervalo de aplicación de los modelos se realiza un análisis que parte del mallado definido por la combinación de las variables independientes involucradas en cada modelo y que está acotado por los valores máximos y mínimos de cada una de ellas. Luego, se analiza la posible inclusión de los puntos del mallado dentro de la región envolvente o cáscara de variables regresoras (RVH) (Montgomery et al., 2002) si se satisface la condición 2.6:

$$x^{-1}(X'X)^{-1}x \leq h_{m\acute{a}x} \quad (2.6)$$

Donde:

X : Matriz de los predictores que se emplea en el desarrollo del modelo de regresión

x : Punto constituido para la nueva predicción con coordenadas $1, x_1, x_2, \dots, x_k$ (k es el número de variables independientes del modelo) según el orden de estos en la matriz X .

$h_{m\acute{a}x}$: Valor máximo de los elementos de la diagonal de la matriz sombrero.

En caso de incluirse todos los puntos o nodos dentro de la RVH, se valida el intervalo de aplicación propuesto para los modelos (que define la malla). De modo contrario, se restringe más el intervalo de aplicación propuesto y; por tanto, se acota más la malla hasta satisfacer la condición 2.6.

Esta prueba se implementa en el *software* Python.

2.3.5 Procedimiento para la verificación de la adecuación de los modelos por validación cruzada *k-folds*

La validación cruzada por “*k-folds*” se realiza con el fin de reducir los sesgos de muestreo aleatorio y el problema de sobreajuste en el modelo matemático (Shah et al., 2021). Este es un método estadístico para la evaluación del comportamiento predictivo de modelos matemáticos más exhaustivo y fiable que la simple división de los datos en dos conjuntos: uno de entrenamiento y otro de validación (método tradicional) (Luo et al., 2017). Para este caso en la validación cruzada por “*k-folds*”, se establece un número de pliegues (“*folds*”)

igual a 10 (Shah et al., 2021), lo que supone la división del conjunto de datos en 10 subgrupos de igual tamaño. A partir de ello y de forma secuenciada, nueve se emplean para entrenamiento y uno para la validación del modelo, cuyo algoritmo concluye cuando todos los subgrupos hayan sido empleados para la validación del modelo (Jung et al., 2020). Se emplea como métrica para evaluar el desempeño predictivo de los modelos al RMSE mediante el paquete “DAAG” (Maindonald y Braun, 2015), tal como realizan Hodeghatta y Nayak (2017).

2.3.6 Procedimiento para la validación de los modelos predictores en otro central azucarero

Se prueba la capacidad de descripción de los modelos matemáticos mediante una colección de datos experimentales recopilados en el central azucarero B en un período de la zafra 2020-2021. Se emplean como criterios de calidad de ajuste los mismos que se establecen en el desarrollo de la modelación matemática. Para el caso de la prueba de calidad de Fisher debe analizarse el cumplimiento de los mismos supuestos de la regresión lineal (Montgomery et al., 2002), lo que implica el empleo en igual modo de las pruebas presentadas en la sección 2.3.2; a excepción de la prueba de normalidad de los residuales, que se aplica la de Shapiro-Wilk en lugar de la de Lilliefors porque el tamaño de la muestra es menor a 50 (Mishra et al., 2019).

2.3.7 Procedimiento para el análisis de sensibilidad de los modelos matemáticos

Se realizan análisis de sensibilidad para evaluar la desviación en predicción de las variables dependientes ante la variación individual de cada uno de los términos contemplados en los modelos matemáticos. Para ello se establece un punto central definido por una relación de agua de imbibición según el peso de la fibra de 200 %, una temperatura de agua de imbibición de 60 °C y un jugo primario con 19 °Bx y 16 % de pol; valores normales de operación para estos parámetros (Hugot, 2014a; Rein, 2017). Luego, se evalúa el cambio de la respuesta ante desviaciones de 5, 10 y 15 % desde este punto central de las variables independientes.

2.3.8 Caracterización de la colección de datos empleada para el desarrollo de los modelos matemáticos

Se realizan 106 observaciones de las variables del proceso de interés para el desarrollo de la modelación. Dentro de ellas se disponen de cuatro condiciones de molienda replicadas, lo que permite la estimación interna de la varianza del error experimental para la prueba de bondad de ajuste de Fisher. La cantidad de agua de imbibición referida según el peso de la fibra en caña se observa entre 57-329 % con un coeficiente de variación (CV) de 36,86 %. La temperatura del agua de imbibición se registra entre 32-86 °C (CV: 22,91 %), el brix del jugo primario entre 17,6-23,5 °Bx (CV: 6,58 %) mientras que la pol de este jugo entre 15,01-20,30 % (CV: 6,61 %).

El tamaño de la muestra (106) presenta una relación de número de observaciones por cantidad de predictores muy superior a lo referido como criterio general por diversos autores como: Meyers et al. (2016) y Harrell (2015). En este caso para el modelo de la humedad del bagazo se tiene una relación de 53,5, mientras que para los restantes es de 35,7.

2.3.9 Desarrollo de la modelación matemática

La disposición de las observaciones del brix del jugo mezclado, pol del jugo mezclado y humedad del bagazo con la cantidad de agua de imbibición muestra una dependencia lineal entre estas, mientras que denota patrones no definidos para los restantes términos independientes. Ante este comportamiento se procede a efectuar la regresión a través las estructuras matemáticas 2.7-2.9.

$$JM_{BX} = \beta_0 + \beta_1 \cdot JP_{BX} + \beta_2 \cdot \lambda + \beta_3 \cdot T \quad (2.7)$$

$$JM_{POL} = \beta_0 + \beta_1 \cdot JP_{POL} + \beta_2 \cdot \lambda + \beta_3 \cdot T \quad (2.8)$$

$$Bg_W = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot T \quad (2.9)$$

Donde:

$\beta_0, \beta_1, \beta_2, \beta_3$: Coeficientes de regresión

En la tabla A3.1 (anexo 3) se ofrecen los resultados del análisis de regresión para las estructuras anteriores. A partir de estos resultados se establece que en todos los casos los términos independientes son significativos porque el P-valor de cada uno de ellos es inferior al nivel de significación para una confianza del 95 %. La regresión lineal múltiple como técnica de ajuste es significativa (P-valor menor que 0,05) y denota la dependencia lineal de las variables dependientes con las independientes. Los valores de coeficientes de determinación muestran que se explica en todos los casos más de un 80 % de la variabilidad total observada, por lo que se considera favorable en este sentido.

Se evalúa el efecto de inclusión de la interacción de la temperatura con λ . De ello resulta que en ninguno de los casos es significativa la temperatura como término lineal ni se aprecia aumento importante en el coeficiente de determinación; por lo que se toman como resultados finales en el ajuste de estas variables los mostrados en la tabla A3.1.

Para el caso del brix y pol del bagazo se evidencia un comportamiento desviado de la linealidad entre estas variables y la cantidad de agua de imbibición. Por tal motivo, se consideran distintas alternativas de estructuras que corresponden a la linealización de tal comportamiento tales como estructuras polinómicas, logarítmicas, exponenciales e inversas (tabla A3.2, tabla A3.3, figura A3.1 y figura A3.2 del anexo 3). En cada caso se selecciona la alternativa que presente menores valores de RMSE, AIC y BIC.

El valor de RMSE mientras más cercano sea a cero es mejor, lo que permite inferir por este sentido un mejor ajuste (Gharekhani et al., 2021). El criterio de información de Akaike y el de información bayesiano permiten analizar la predicción en base a la complejidad del modelo matemático (principio de parsimonia), para lo cual penalizan el incremento del número de parámetros (Mullor et al., 2019). Es deseable que el modelo presente un bajo valor de AIC (Suresh y Krishna Priya, 2011) y de BIC (Ali et al., 2018). En base a ello resultaran como más apropiadas las estructuras matemáticas 2.10 y 2.11.

$$\ln(Bg_{BX}) = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{BX} \quad (2.10)$$

$$\ln(Bg_{POL}) = \beta_0 + \beta_1 \cdot \ln(\lambda) + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot \ln(JP_{POL}) \quad (2.11)$$

Los resultados correspondientes a estos análisis de regresión se muestran en la tabla A3.4 (anexo 3). En cada caso resultan significativos todos los términos independientes y la regresión lineal, ya que el P-valor en cada caso es inferior a 0,05 para una confianza del 95 %. A través de estos modelos se explica cerca del 80 % de la variabilidad total observada, por lo que se considera aceptable en este sentido. Al igual que en los modelos anteriores se determina que no resulta favorable la inclusión del efecto de la temperatura con la cantidad de agua de imbibición.

Los modelos obtenidos se muestran en las expresiones 2.12-2.16:

$$JM_{BX} = 0.858 \cdot JP_{BX} - 0,01872 \cdot \lambda + 0,014 \cdot T + 0,876 \quad (2.12)$$

$$JM_{POL} = 0.843 \cdot JP_{POL} - 0,01744 \cdot \lambda + 0,011 \cdot T + 1.592 \quad (2.13)$$

$$Bg_W = 48.156 + 0,01043 \cdot \lambda - 0,010 \cdot T \quad (2.14)$$

$$Bg_{BX} = \text{EXP}(1.620 - 0,00425 \cdot \lambda - 0,002 \cdot T + 0,040 \cdot JP_{BX}) \quad (2.15)$$

$$Bg_{POL} = \text{EXP}(3,8363 - 0.683 \cdot \ln\lambda - 0,002 \cdot T + 0,039 \cdot JP_{POL}) \quad (2.16)$$

Del análisis de varianza (ANOVA) correspondientes a las tablas A3.1 y A3.4 (anexo 3) se establece que resulta significativa la consideración de la temperatura del agua de imbibición (como término lineal) para la explicación de la realidad observada y que, por lo tanto, esta tiene una incidencia importante en las variables operacionales del área de extracción; hecho que corrobora los resultados experimentales correspondientes a la sección 2.2.

No se identifican características o propiedades inherentes al sistema modelado a través de los interceptos; análisis que se soporta en la información derivada de la experimentación, el conocimiento existente hasta el momento del proceso y las escasas referencias bibliográficas al respecto. No obstante, en futuras investigaciones y a partir de nuevas evidencias experimentales, podrían identificarse alguna propiedad o característica en estos parámetros.

2.3.10 Análisis del cumplimiento de los supuestos de la regresión lineal y pruebas de adecuación de modelos

El supuesto de linealidad se cumple a partir del valor del estadígrafo de Fisher de las pruebas de significación de la regresión en cada caso (tablas A3.1 y A3.4). El valor de probabilidad de la prueba de Lilliefors para todos los modelos (tabla A3.5 del anexo 3) es mayor que el nivel de significación (0,05), por lo que se establece que los residuales presentan una distribución normal (Priego y Palmer, 2018). Se cumple con el supuesto de homocedasticidad, ya que el valor de probabilidad de la prueba de Breush-Pagan (tabla A3.5) para cada caso es mayor que el nivel de significación (Hernández-Chover et al., 2019). En todos los casos el valor de probabilidad de la prueba de Durbin-Watson es mayor que 0,05 (tabla A3.5) por lo que se prueba a partir de este criterio que los errores no se encuentran correlacionados entre sí (Karabagias et al., 2018). Ello es de gran importancia, no solo para validar la regresión lineal sino para evaluar la calidad de la experimentación por este sentido. Permite inferir que todas las variables que influyen sobre la respuesta de forma significativa se mantuvieron controladas en las observaciones o fueron consideradas en la modelación matemática.

En todos los casos el VIF es menor que cinco (tabla A3.6 del anexo 3) por lo que no existe multicolinealidad entre predictores y_j ; por tanto son independientes entre sí (Montgomery y Runger, 2018).

En ningún caso se detectan puntos atípicos influyentes que pudiesen afectar negativamente la correcta descripción de los modelos de regresión y enmascarar su verdadero ajuste matemático, ya que en todos los casos (tabla A3.7 del anexo 3) el mayor valor de distancia de Cook, de Dffits y DfBetas es menor a uno (Liu y Smith, 2020; Maindonald y Braun, 2010; Sullivan et al., 2021). Esta inferencia estadística se corrobora también por los valores de los residuales estudentizados, los que son inferiores a tres en todos los casos (Arimie et al., 2020).

Como en todos los casos el P-valor de la prueba de Ramsey y de Rainbow es mayor a 0,05 para una confianza del 95 % (tabla A3.8 del anexo 3) se infiere por estos criterios que los modelos matemáticos se encuentran bien especificados, y por tanto, que se consideraron las interacciones suficientes para explicar la respuesta y que no existen variables omitidas (Domínguez y Lobato, 2020; Mahaboob et al., 2019; Neves y Marques, 2022).

2.3.11 Análisis de la calidad de ajuste de los modelos matemáticos

En la tabla A3.9 (anexo 3) se muestran los resultados de las pruebas de calidad de ajuste. Como el estadígrafo de Fisher calculado es menor que al tabulado se demuestra que no hay evidencias desde un punto de vista estadístico que denoten pérdida de calidad de ajuste por los errores de la predicción. Ello significa que no existen diferencias significativas entre los estimados del error “puro” o experimental con los del error por pérdida de ajuste (Montgomery et al., 2002). También se cumple con la recomendación de Montgomery et al. (2002) de que el intervalo de los valores ajustados sea grande en relación con su error estándar promedio estimado. De acuerdo a los resultados anteriores se establece que los modelos matemáticos presentan una adecuada calidad de ajuste.

2.3.12 Definición del intervalo de aplicación de los modelos matemáticos

En el intervalo inicial de análisis delimitado por los valores máximos y mínimos observados de las variables independientes se detectan zonas donde ocurre extrapolación oculta dado que existen puntos del mallado que no satisfacen la condición formulada a través de la expresión (2.6). Ello implica entonces que para la definición del intervalo de aplicación se deba acotar más el intervalo para el mallado y volver a ejecutar esta prueba, a partir de lo cual se obtienen los intervalos en cuyo dominio puede aplicarse cada modelo sin que se incurra en extrapolación oculta (tabla A3.10 del anexo 3) al satisfacerse dicha condición (ecuación 2.6). Tales acotaciones no comprometen la aplicabilidad de los modelos matemáticos ya que su nuevo dominio de definición acota a los valores típicos y normados de operación, así como a una desviación adecuada de estos.

Luego, a partir de los intervalos de aplicación individual de cada modelo se establece como referencia general que todos los modelos matemáticos son válidos para una temperatura del agua de imbibición entre 40 y 80 °C, una cantidad de agua de imbibición según el peso de la fibra en caña entre 80 y 290, un brix del jugo primario entre 17,6 y 23,0 °Bx y una pol del jugo primario entre 15,10 y 19,24 %.

2.3.13 Verificación de la adecuación de los modelos por validación cruzada *k-folds*

En la tabla A4.1 (anexo 4) se muestra el RMSE promedio que manifiesta cada modelo matemático al someterse recursivamente a validación cruzada con 10-folds. El bajo valor en cada caso demuestra que no existen problemas de sobreajuste y que los modelos matemáticos son capaces de explicar adecuadamente la variable dependiente si cambian los datos para los cuales cada modelo de regresión se ajusta (conjunto de entrenamiento). Este análisis denota la robustez de los modelos matemáticos y asegura por este criterio su potencialidad como modelos predictivos. En el anexo 4 también se muestra en cada caso el comportamiento de las predicciones de los “*folds*” (pliegues) con relación a la predicción del modelo original ajustado. Para todos los modelos se aprecia una adecuada tendencia hacia la diagonal de 45° sin la existencia de patrones anómalos que denoten pérdida sustancial de ajuste.

2.3.14 Validación de los modelos matemáticos en otro central azucarero

Se disponen de 45 observaciones de las variables operacionales de interés coleccionadas en el central azucarero B, en las cuales existen cinco condiciones de molienda replicadas para aplicar la prueba de bondad de ajuste de Fisher. Los valores de agua de imbibición según el peso de la fibra definen un intervalo de 148-247 % (CV: 11,50 %) y la temperatura de 38-82 °C (CV: 16,46 %). Los valores de brix del jugo primario fluctúan entre 21,70-17,80 °Bx (CV: 5,26 %) mientras que la pol en este jugo varía entre 15,16-18,23 % (CV: 4,90 %).

En la tabla A5.1 (anexo 5) se muestran los resultados de los criterios de calidad de ajuste en este análisis de validación. Como en todos los casos el valor del estadígrafo de Fisher

calculado es inferior al tabulado se infiere que no existen evidencias que demuestren pérdida de calidad de ajuste y por lo tanto, se considera que el modelo es adecuado en este sentido (Montgomery et al., 2002). A su vez se cumple con la recomendación de Montgomery et al. (2002) de que el intervalo de los valores ajustados sea grande en relación con su error estándar promedio estimado.

Mediante las mismas pruebas referidas en la sección 2.3.10 se comprueba que se satisfacen los supuestos de normalidad, homocedasticidad e independencia de la prueba de bondad de ajuste de Fisher, cuyos resultados se muestran la tabla A5.2 (anexo 5). De acuerdo a los resultados aportados por esta prueba de bondad de ajuste, se establece que los modelos matemáticos describen adecuadamente también la realidad experimental observada en el otro central azucarero; lo cual demuestra la robustez de los modelos matemáticos propuestos y su capacidad de predicción en otro proceso diferente al empleado para su desarrollo.

2.3.14 Análisis de sensibilidad

Se efectúan análisis de sensibilidad para evaluar la influencia que presenta cada variable independiente en la predicción de la variable dependiente. En la figura 2.3 se muestra el gráfico de sensibilidad para el brix del jugo mezclado (JM_{BX}) y bagazo (Bg_{BX}).

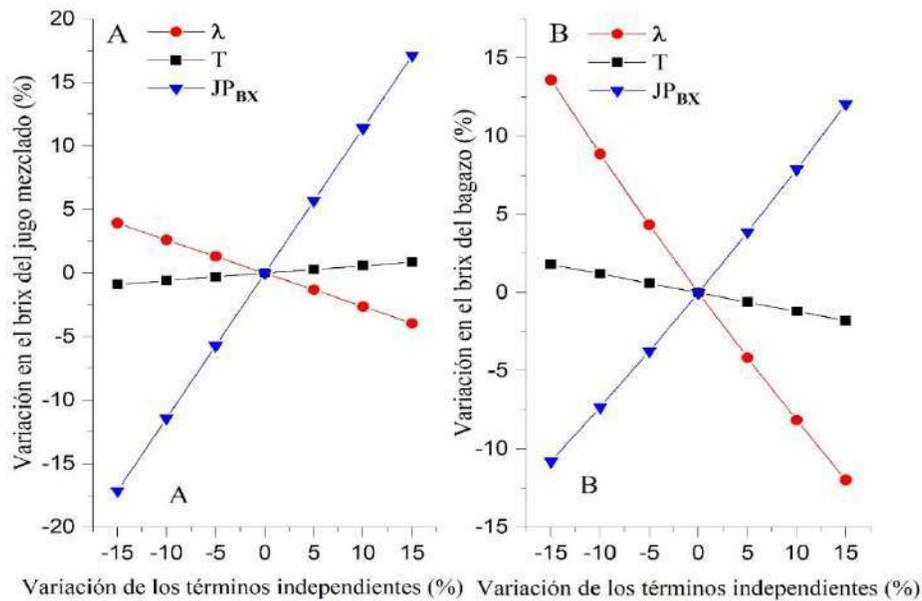


Figura 2.3: Efecto de la variación de los términos independientes sobre: brix del jugo mezclado (A) y brix del bagazo (B)

En el gráfico A de la figura anterior se aprecia que un aumento de la cantidad de agua de imbibición provoca una disminución del brix del jugo mezclado, comportamiento válido y que justifica el signo matemático del coeficiente de regresión de la tasa de imbibición. De igual modo, aunque en menor magnitud se tiene el efecto de la temperatura del agua de imbibición. Caso contrario sucede con el brix del jugo primario, que tiene la mayor influencia, cuyo incremento conduce a un aumento del brix del jugo mezclado (coeficiente de regresión con signo positivo). Ello se debe precisamente a que el jugo mezclado está constituido por jugo diluido y jugo primario. El jugo primario posee mucho más flujo y brix, lo que implica que por el efecto del mezclado este tenga una mayor significación en la variable dependiente que el diluido, el que en última instancia es efecto de la imbibición. Esto demuestra la importancia de reajustar la imbibición según cambie el brix del jugo de caña, aún para la misma molida y composición de fibra.

De forma semejante se tiene el efecto de estos términos con el brix del bagazo. El brix del jugo primario influye significativamente sobre esta variable dependiente, cuyo aumento

provoca un mayor contenido de brix en el bagazo para iguales condiciones de molienda. Este comportamiento es totalmente lógico ya que, para un mismo nivel y eficiencia de la imbibición, a mayor contenido de sólidos disueltos del jugo de caña, mayor es la riqueza de sólidos disueltos del jugo residual ocluido en la estructura fibrosa del bagazo.

La razón de imbibición influye más que el brix del jugo primario sobre el brix del bagazo (figura 2.3-B), aunque en la dirección opuesta. Ello se debe a que para un mismo brix del jugo primario, a mayor cantidad de agua de imbibición mayor es la dilución del jugo remanente en el bagazo y, por lo tanto, menor es su brix. Cambios en la razón de imbibición conduce a una variación mayor en el brix del bagazo que en el brix del jugo mezclado, ya que el agua se adiciona directamente a la entrada del último molino. Comportamiento semejante al evidenciado para el brix del jugo mezclado y del bagazo se aprecia para el caso de la pol en estas corrientes, tal como se muestra en la figura 2.4.

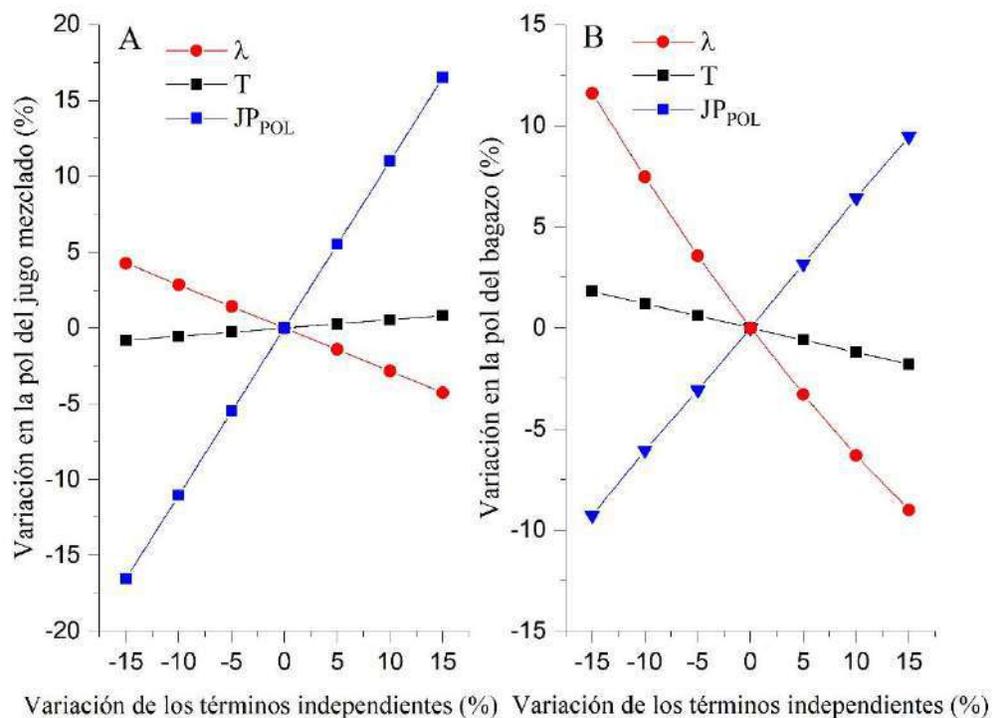


Figura 2.4: Efecto de la variación de los términos independientes sobre: pol del jugo mezclado (A) y pol del bagazo (B)

En la figura 2.5 se muestra el efecto de la temperatura y la cantidad de agua de imbibición sobre la humedad del bagazo. En este gráfico se observa que un aumento de la temperatura del agua de imbibición provoca un decremento de la humedad del bagazo (coeficiente de regresión negativo). Ello concuerda con los resultados experimentales abordados en la sección 2.2 y se debe a que a mayor temperatura del agua de imbibición el bagazo sale más caliente y tiende a tener menor humedad por efecto de la auto-evaporación del agua contenida (Pérez de Alejo et al., 2009; Shingare y Thorat, 2008). Lloyd et al. (2011) concuerdan con este comportamiento y refieren que con el empleo de agua fría el aumento puede ser de hasta un 5 % superior de lo normal.

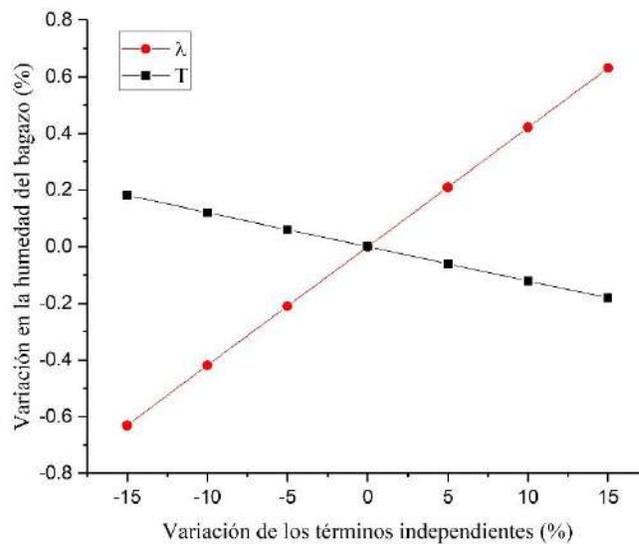


Figura 2.5: Efecto de la variación de los términos independientes sobre la humedad del bagazo

La cantidad de agua de imbibición influye mucho más que la temperatura, cuyo aumento conduce a un incremento en la respuesta. Al respecto, existen algunos autores que contrarrestan este efecto y plantean que la humedad permanece inalterada ante diferentes tasas de imbibición; criterio que es refutado por este análisis mediante evidencias estadísticas y que a su vez, concuerda con lo referido por Batule (2009c), Chantasiriwan (2016a) y Castro et al. (2019).

2.4 Análisis del comportamiento de la extracción a partir de los modelos de regresión

Como parte del proceso de validación de los modelos matemáticos, se analiza el comportamiento de la etapa de extracción a través de una realidad simulada que se obtiene a partir de los modelos matemáticos desarrollados y la realización de balances de masa.

Al respecto, se establece un caso de estudio en el que se define a la cantidad y temperatura del agua de imbibición como variables independientes. Se fijan como parámetros base los siguientes: flujo de caña molida de 150 000 kg/h, composición de fibra en caña de 16,5 %, brix del jugo primario de 19 °Bx y pol del jugo primario del 16 %. Se definen como variables dependientes principales a la extracción de brix y de pol (expresiones 2.17 y 2.18).

$$E_{BX} = \frac{JM_{BX} \cdot JM}{CM_{BX} \cdot CM} \cdot 100 \% \quad (2.17)$$

$$E_{POL} = \frac{JM_{POL} \cdot JM}{CM_{POL} \cdot CM} \cdot 100 \% \quad (2.18)$$

Donde:

E_{BX} : Extracción de brix (%).

JM : Flujo de jugo mezclado (kg/h).

CM_{BX} : Porcentaje de brix de la caña (%).

CM : Flujo de caña molida (kg/h).

E_{POL} : Extracción de pol (%).

CM_{POL} : Porcentaje de pol de la caña (%).

Las variables involucradas en las expresiones anteriores se determinan mediante los modelos matemáticos de regresión y balances de masa en el área, de acuerdo a las condiciones establecidas para el caso de estudio a diferentes valores de imbibición.

Del caso de estudio para diferentes condiciones de imbibición resulta el comportamiento de la extracción que se muestra en la figura 2.6:

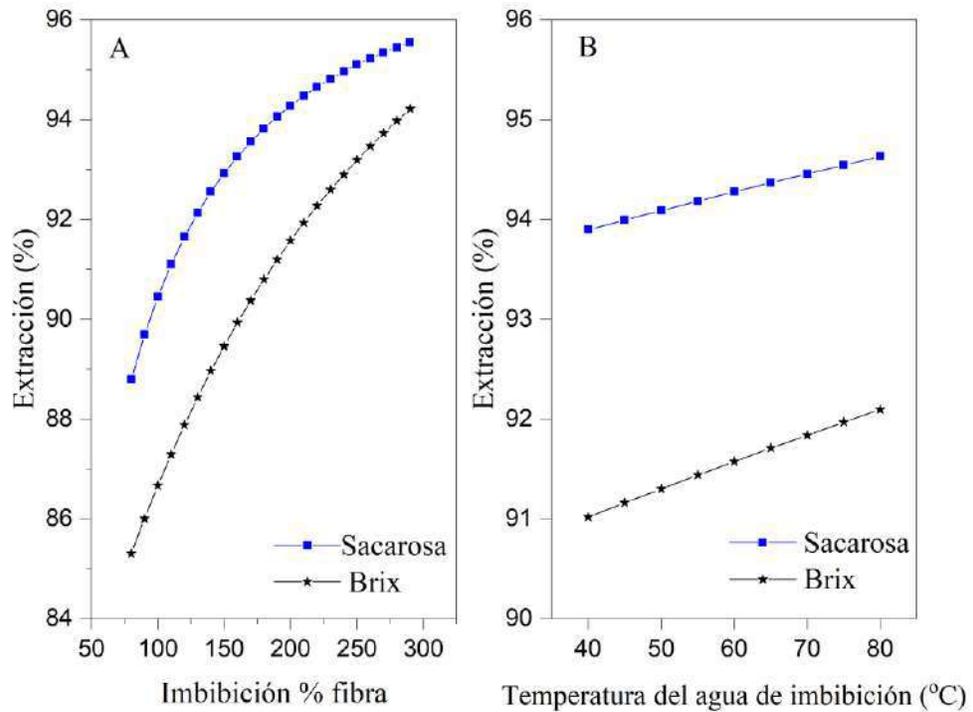


Figura 2.6: Comportamiento de la extracción de brix y sacarosa en el caso de estudio. El gráfico A se construye para una temperatura del agua de imbibición igual a 60°C mientras que el gráfico B se realiza para una razón de imbibición del 200 %

En el primer gráfico se aprecia un comportamiento casi lineal de la extracción de sólidos disueltos (brix) para una relación de λ de 80-200 %, a partir de la cual la tasa de extracción comienza a disminuir, lo que denota una tendencia ligeramente desviada del comportamiento lineal. Tal comportamiento es más acentuado para el caso de la extracción de sacarosa, con un patrón no lineal más pronunciado lo cual implica que al aumentar la tasa de extracción sigue extrayéndose sólidos solubles que no son precisamente sacarosa; lo cual atenta seriamente contra la pureza de los jugos.

El comportamiento mostrado para la extracción de sólidos disueltos en la figura anterior está en correspondencia con lo referido por Hugot (2014a) cuando plantea que la extracción aumenta muy rápidamente cuando λ varía de 0-100 %, aún bastante aprisa, de 100-200 % y más lentamente por encima de 200 %, sin obtenerse ventajas por encima de 300 %. Rein (2017) por su parte expresa al respecto que la extracción continúa

incrementándose a medida que se aumenta la imbibición, aumento que es significativo hasta valores cercanos a 250-280 % fibra; a partir de este momento la recuperación de sacarosa se torna más lenta. Kulkarni (1996) coincide con esta explicación, aunque acota que el intervalo en que la extracción se torna más lenta es entre 200-250 %.

El comportamiento evidenciado en la figura 2.6 (A) se corresponde de modo muy favorable, tanto en tendencia como en valores numéricos al obtenido por Wienese (1990) a partir de la modelación que realiza de la etapa de extracción para un central azucarero. A su vez, los valores de extracción de sacarosa están en el orden de los referidos por Londhe et al. (2020) y la tendencia evidenciada en dicha figura presenta similitud con la reportada por Pedroso (2018), aunque en este caso con valores de extracción un tanto menores y un comportamiento menos acentuado de la linealidad.

En el segundo gráfico de la figura 2.6 se aprecia que la variación de la extracción según la temperatura del agua de imbibición es un tanto mayor respecto a la extracción de brix que a la pol. Para valores por encima de los 70 °C este incremento se hace más lento, solamente en un 0,25 % en el caso de la extracción de brix y en un 0,15 % para la de sacarosa.

Para Christodoulou (2003) un incremento de 75 a 80 °C en la temperatura causa una mejora en la eficiencia de la extracción de un 0,2 % del azúcar en caña. Según Batule (2009c) y Bocha (2019) por encima de 70 °C la eficacia de la imbibición es ligeramente superior con agua caliente y la ganancia en la extracción es de un 0,4 % en el más favorable de los casos; lo que fundamenta el comportamiento descrito en la figura anterior. Hugot (2014a) plantea al respecto que en la práctica se verifica un ligero aumento de la extracción, siendo algunas veces difícil de cuantificar y frecuentemente insignificante.

No solamente resulta importante para la validación de los modelos analizar el comportamiento de la extracción de sacarosa y brix (principales parámetros del área) sino la respuesta que manifiestan en el estudio simulado variables dependientes del balance de masa como flujo y composiciones del bagazo y jugo mezclado; cuyos gráficos correspondientes se muestran en el anexo 6.

En la figura A6.1 (anexo 6) se muestra el comportamiento del flujo de jugo mezclado frente a la razón de imbibición, denotando una correspondencia lineal y ascendente a medida que aumenta la cantidad de agua de imbibición. Ello se debe a que el bagazo retiene aproximadamente la misma cantidad de líquido (con respecto al flujo de agua de imbibición, el incremento en la cuantía retenida como humedad es despreciable) y entonces, la cantidad de agua añadida es devuelta prácticamente en su totalidad como jugo diluido. Este incremento (lineal) del flujo del jugo mezclado frente al agua de imbibición concuerda con el modelo matemático de Wienese (1994) para la extracción, donde al aumentar la imbibición la cantidad de jugo mezclado en consecuencia también aumenta y se diluye más. Los resultados de Chantasiriwan (2016a) se corresponden con este comportamiento, pues variaciones de la concentración de jugo extraído con la proporción de imbibición demuestran que el jugo extraído se diluye más a medida que aumenta la imbibición.

Las variaciones que experimentan el flujo y la composición del bagazo frente a las condiciones cambiantes del agua de imbibición se representan en la figura A6.2 del anexo 6. En el gráfico A se evidencia que la tasa de variación de la composición de fibra en bagazo no es constante a medida que se incrementa la razón de imbibición, la cual tiende a disminuir a medida que aumentan los niveles de imbibición y que ocasiona una leve desviación a la tendencia lineal en el flujo de bagazo. Ello se debe a la acción conjunta que ejerce el brix y la humedad sobre la composición de fibra del bagazo.

A medida que aumenta la razón de imbibición, se incrementa la humedad del bagazo (figura A6.2-C), pero disminuye en mayor magnitud el brix del bagazo lo que causa como efecto global un incremento en la composición de fibra del bagazo y, por lo tanto, un flujo de bagazo inferior, aunque no muy significativo. De hecho, de 80 a 290 % de razón de imbibición, este incremento es solamente en 1 600 kg/h.

El comportamiento descendente y ligeramente desviado de la tendencia lineal de la composición de brix del bagazo frente a la cantidad de agua de imbibición se asemeja

favorablemente a la presentada por Wienese (1994). También es correcto el comportamiento evidenciado en la figura A6.2-C para la humedad en bagazo según la tasa de imbibición, el que coincide con el referido en Wienese (1995) y Wienese (1994). Ello se corrobora con lo planteado por Batule (2009c) y Chantasiriwan (2016a), los que especifican que el aumento de la imbibición conduce a más humedad en el bagazo a expensas de una mayor extracción de brix de la caña de azúcar. Los valores de humedad, fibra y brix del bagazo mostrados en la figura A6.2 coinciden con los reportados por Pérez de Alejo et al. (2009), quienes refieren que normalmente este presenta una humedad entre 45-55 %, 40-53 % de fibra y un brix de 2-5 %.

La composición de pol y brix de la caña molida para las condiciones del caso base deben ser constantes, ya que no se considera en este análisis a la variación de las condiciones de entrada al proceso (por ejemplo, composición de brix y pol del jugo primario) que supone la molienda de cañas con diferentes características. Por ello, tampoco pueden ser susceptibles a las condiciones de imbibición. En este caso se aprecia que no es exactamente constante (figura A6.3); sin embargo, la variación es totalmente despreciable, menor a un 0,20 % de composición para todo el intervalo de análisis. El comportamiento de la pol y brix de la caña predicho (las que no son directamente determinadas por un modelo en particular) se debe a pequeñas y despreciables incongruencias detectadas en la explicación en conjunto de los modelos involucrados; hecho que dada su insignificancia no compromete la calidad de la descripción y avala a la modelación matemática en este sentido. Los valores estimados de estas variables son totalmente lógicos, de acuerdo a los referenciados por Rein (2017) y Hugot (2014a). A su vez difieren en menos de un 3 % en términos de error relativo a los predichos por las correlaciones conocidas como “3&5” a partir de la fibra en caña y la composición de brix y pol del jugo primario (Wright et al., 2007).

Favorablemente no se aprecian cambios sustanciales en los flujos de jugo mezclado y bagazo con la temperatura del agua de imbibición, de hecho, esta variación es menor en

ambos casos a una tonelada; lo que también corrobora la correcta explicación del comportamiento de la etapa de extracción que realizan los modelos matemáticos.

Por tanto, los resultados del caso de estudio validan correctamente los modelos matemáticos y demuestran su adecuación para la simulación (en conjunto con balance de masa) de la etapa de extracción.

2.5 Desarrollo de correspondencias gráficas a partir de los modelos predictivos

A partir de los modelos de regresión se construyen herramientas gráficas a través del *software OriginPro 2017* (b9.4.2.380) para viabilizar el empleo de los modelos matemáticos desarrollados durante el control del proceso de molienda.

Se necesita de más de un gráfico para la predicción de la variable operacional dependiente debido a que la mayoría de los modelos contemplan tres variables independientes; de modo contrario, la condensación de toda la información en un único gráfico puede resultar visualmente muy densa y de complejo entendimiento. Para ello se establece el término auxiliar “factor de imbibición”, cuyo valor es específico para cada variable respuesta y que equivale al valor modular de la suma del término de λ y de la temperatura del agua de imbibición del modelo matemático correspondiente. Se construyen además gráficos auxiliares que permitan la determinación rápida de la relación de imbibición λ , ya que esta no constituye una información “directa” del proceso y su empleo involucra, por lo tanto, un cálculo intermedio.

2.5.1 Empleo de los gráficos en el control operacional de la imbibición

Con el fin de disponer de otros medios que proporcionen el rápido conocimiento de la relación λ se establecen los gráficos auxiliares presentados en la figura A7.1 (anexo 7), los que permiten su determinación en dos pasos. Primeramente, a través del valor de caña molida y la composición de fibra en caña se determina el flujo por componente de fibra (gráfico A). Luego con este y el valor del flujo de agua de imbibición se determina finalmente a la relación de imbibición (gráfico B).

La estimación gráfica de la humedad en bagazo requiere solamente del previo conocimiento de la relación λ y la temperatura del agua de imbibición, cuyo intercepto en el gráfico correspondiente permite su determinación directa (figura A7.2 del anexo 7). Sin embargo, para el caso de las restantes variables dependientes se necesita del manejo en conjunto del gráfico específico (denominado: gráfico de imbibición) que relaciona a λ y a la temperatura del agua de imbibición con el “factor de imbibición”, y al que relaciona a esta última variable con el parámetro del jugo primario correspondiente (“gráfico de estimación”) (figuras A7.3-A7.10 del anexo 7). El algoritmo de trabajo para estas correspondencias gráficas se resume en los siguientes pasos metodológicos:

- 1) En el gráfico de imbibición se localiza el intercepto de la razón de imbibición (eje de las coordenadas) con la curva específica de temperatura de la imbibición.
- 2) Mediante el punto intercepto anterior, se determina en el eje de las ordenadas el valor del factor de imbibición.
- 3) En el gráfico de estimación, se localiza el intercepto del factor de imbibición (eje de las coordenadas) con la curva específica de brix o pol del jugo primario.
- 4) Mediante el punto intercepto anterior, se determina en el eje de las ordenadas el valor de la variable dependiente

En algunos “gráficos de estimación” existe un área sombreada que delimita la región de incumplimiento operacional, aspecto de significativa importancia ya que pone a disposición del operador el conocimiento de la zona sobre la cual se deben reajustar los parámetros operacionales para cumplir con lo reglamentado.

Estas herramientas gráficas son consideradas una propuesta novedosa que contribuye al control del proceso. Pone en manos de los operadores una opción que viabiliza la toma de decisiones operacionales rápidas y certeras para contribuir a un mayor rendimiento y eficiencia de la etapa de extracción.

Para ilustrar el manejo con los gráficos se define el siguiente caso en el cual se necesita determinar el brix del jugo mezclado ante un ritmo de molienda de caña de 150 000 kg/h, composición de fibra en caña de 16,5 %, y un brix del jugo primario del 19,5 °Bx si se aplica un flujo de agua de imbibición de 60 m³/h a 60 °C. En primer lugar, es preciso determinar la razón de imbibición, ya sea de modo analítico o gráfico. En este último caso mediante el gráfico A de la figura 8.1 (anexo 8) se establece en el eje de las ordenadas, a partir de la intersección del flujo de caña de 150 000 kg/h y la función composición de fibra de 16,5 % que el flujo por componente de fibra es $24,75 \cdot 10^3$ kg/h. Posteriormente, con ese valor en el gráfico B de la figura 8.1 se busca su intersección con la curva de flujo de agua de imbibición de 60 m³/h y se determina en el eje de las ordenadas que la razón de imbibición es aproximadamente de 242 %.

Luego, con la razón de imbibición se procede propiamente a la determinación de las variables de interés mediante las correlaciones gráficas obtenidas a partir de la modelación matemática. Para el brix del jugo mezclado se determina el "factor de imbibición" en la figura A8.2 ("gráfico de imbibición"), mediante la intersección de la razón de imbibición de 242 % con la curva de temperatura del agua de imbibición igual a 60 °C, cuyo valor es de 3,70 (note que analíticamente sería el opuesto de -3,69, de acuerdo a la suma $-0,01872 \cdot \lambda + 0,014 \cdot T$ de la ecuación 2.12). Entonces, a partir de este valor en el gráfico de la figura A8.3 ("gráfico de estimación") y la curva de brix del jugo primario igual 19,5 °Bx se conoce de manera muy sencilla que el brix del jugo mezclado deberá ser de 14,00 °Bx. Analíticamente mediante la ecuación 2.12 puede determinarse que el valor es de 13,92 °Bx, lo cual implica una diferencia inferior al 1 % al determinado mediante los gráficos.

Estos gráficos pueden manejarse justamente con el procedimiento inverso, o sea, determinar cuál es la razón de imbibición a aplicarse para las condiciones enunciadas en el ejemplo si el valor del brix del jugo mezclado debería ser de 14 °Bx. Por tal sentido, se determina mediante el valor del brix del jugo mezclado requerido en el gráfico de la figura

8.3 el “factor de imbibición”. Luego, con este valor en el gráfico de la figura A8.2 y se parte de una temperatura del agua de imbibición de 60 °C se establece que la razón de imbibición debería ser de 242 % (que equivale a 60 m³/h de agua de imbibición para las condiciones de molienda y fibra en caña predefinidas).

Esta última variante permite entonces, conociendo el brix del jugo mezclado y el brix del jugo primario así como la temperatura del agua de imbibición (variables muy sencillas de medir), estimar la razón de imbibición a la cual se está operando. Este procedimiento es ventajosamente útil en condiciones críticas e inestables de molienda o cuando no existe uniformidad en el colchón de bagazo en las cuales puede incurrirse por lo general en errores al estimar λ . Por tanto, a partir de este procedimiento puede completarse en tal caso la información necesaria y consecuentemente, determinar otras variables como la pol en bagazo (de más compleja medición).

2.6 Conclusiones parciales

- 1 La temperatura del agua de imbibición no influye de forma significativa sobre la temperatura del jugo mezclado ni sobre la temperatura de la mayoría de los jugos intermedios de los molinos. Por tanto, no se justifica la práctica de la imbibición en caliente con el objetivo de precalentar el jugo mezclado ni de favorecer el control microbiano del tándem en todos los molinos.
- 2 La imbibición en caliente reduce significativamente la humedad y pol del bagazo pero a expensas de una mayor incorporación de almidón al proceso. De hecho, si la temperatura del agua de imbibición cambia de 40 a 85 °C, puede evidenciarse un decremento en la humedad del bagazo de 1,6-1,8 unidades, una disminución en un 12 % de su contenido de pol y un incremento en un 15 % del contenido de almidón en el jugo mezclado.

- 3 Los modelos matemáticos obtenidos son capaces de predecir el brix y pol del jugo mezclado y la humedad, brix y pol del bagazo. Estos poseen una estructura matemática sencilla e involucran solamente variables de fácil determinación; elementos que les confieren una gran utilidad práctica para el manejo y control de la imbibición.
- 4 Los modelos matemáticos presentan una excelente calidad de ajuste a los datos experimentales empleados para su desarrollo y a información experimental procedente de otro central azucarero. En igual sentido, las pruebas de validación cruzada efectuadas denotan que en el conjunto de modelos matemáticos no existen problemas de sobreajuste y que son adecuadamente robustos para su empleo como modelos matemáticos predictivos en la operación de la imbibición.
- 5 Los modelos matemáticos pueden aplicarse para una temperatura del agua de imbibición entre 40-80 °C, una tasa de imbibición entre 80-290 % en fibra, un brix del jugo primario entre 17,6-23,0 °Bx y una pol del jugo primario entre 15,10-19,24 %.
- 6 A partir de los modelos matemáticos obtenidos se establecen correlaciones gráficas que facilitan la predicción del brix y pol del jugo mezclado y la humedad, brix y pol del bagazo ante diferentes condiciones de molienda e imbibición durante el control de la etapa de molienda.

CAPÍTULO 3 DESARROLLO DE UN ASISTENTE INFORMÁTICO PARA EL ANÁLISIS DEL EFECTO DE LA IMBIBICIÓN EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN DE AZÚCAR CRUDO

En este capítulo se desarrolla una aplicación de escritorio nombrada *SugarAsist*, a partir de la plataforma *Appdesigner* de MATLAB (2020a). Su principal propósito es viabilizar el manejo de la imbibición a partir del análisis de su incidencia en todo el proceso de fabricación, para lo cual tiene implementado los modelos matemáticos desarrollados en el capítulo anterior (existe la posibilidad de incorporarse nuevos modelos en caso de ser preciso).

SugarAsist se desarrolla ante la ausencia de un programa que permita la realización sencilla y competente de balances de masa y energía en fábricas de azúcar, así como la determinación de parámetros de operación para el análisis exhaustivo del efecto de la imbibición en el proceso productivo. Su principal propósito es viabilizar, a través de una interfaz gráfica amigable, la toma de decisiones operacionales rápidas y precisas relacionadas con la imbibición sobre la base del conocimiento de cómo se comportarían todas las etapas del proceso productivo ante el establecimiento de determinadas condiciones de imbibición. De modo contrario, la determinación de los mejores valores de operación de la imbibición estaría condicionada solamente por la información ofrecida por los modelos matemáticos a nivel local en la etapa extracción, sin tener en consideración su efecto indiscutible en las restantes etapas del proceso fabril.

3.1 Introducción sobre la aplicación *SugarAsist*

La aplicación *SugarAsist* no se concibe para ningún esquema de fabricación en particular, siendo ventajosamente flexible en este sentido. Para su empleo no se necesita de ningún

conocimiento experto en cuanto a uso de simuladores de proceso (por ejemplo, simuladores modulares) y no se requiere de un adiestramiento informático riguroso previo. El programa realiza validaciones internas a los valores introducidos y calculados, y tiene implementado sistemas de mensajes de alertas y señalizaciones, así como los mecanismos de control que impiden acceder hacia otra operación o etapa del proceso sin haber determinado correctamente todas las operaciones anteriores.

En los cálculos de determinadas etapas del proceso de fabricación se necesita emplear modelos matemáticos adicionales, siendo estos en la práctica generalmente empíricos (por ejemplo los modelos matemáticos para la etapa de extracción obtenidos en el capítulo anterior). En tal sentido y con el objetivo de aumentar la robustez de la aplicación, a pesar de que se ofrecen expresiones predefinidas, se establece la posibilidad de introducir nuevos modelos matemáticos en caso de ser preciso. La aplicación principal tiene sub-aplicaciones vinculadas que permiten la comparación de equipos, análisis de sensibilidad local y global en las etapas del proceso de fabricación, estimación de propiedades de fluidos y la conversión de unidades, estimación de la demanda de vapor general de tachos; lo que en su conjunto ofrece mayores prestaciones. Mediante *SugarAsist* se pueden obtener reportes de resultados así como guardar y cargar corridas de análisis.

Visualmente, las diferentes operaciones se agrupan en pestañas para una mejor organización; las que son clasificadas según la etapa del proceso de fabricación y vinculadas por botones de navegación entre ellas tal como se muestra en la figura 3.1.



Figura 3.1: Imagen de la sección inicial de SugarAsist

Una ventaja que presenta la programación de la aplicación es la separación en funciones independientes de la parte visual y orientada a objetos, a la referente a los cálculos de etapas y operaciones del proceso; de forma tal que es posible la reutilización de estas últimas en otros proyectos en MATLAB relacionados con la fabricación de azúcar crudo. En la figura 3.2 se muestra un organigrama para el empleo de *SugarAsist* que interrelaciona el flujo de trabajo, etapas y secuencia de operaciones generales:

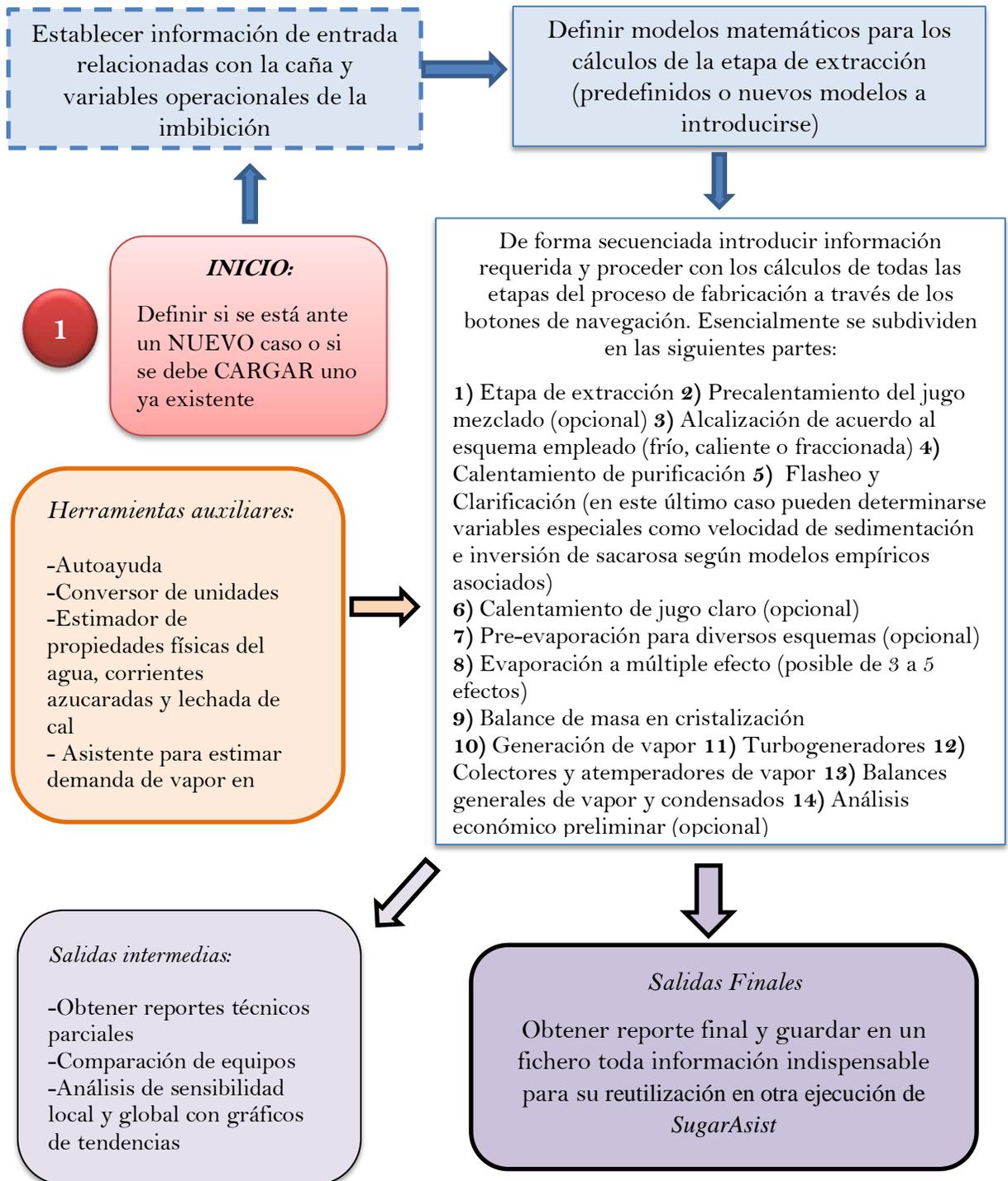


Figura 3.2 Organigramma general para el trabajo con la aplicación *SugarAsist*

3.2 Funciones de cálculo para las etapas del proceso de fabricación de azúcar y su interrelación en el entorno visual

Tal como se menciona en la descripción introductoria anterior, en *SugarAsist* las diferentes operaciones y etapas del proceso de fabricación se agrupan en pestañas para una mejor organización de la información. *SugarAsist* no se encuentra restringido a ninguna configuración tecnológica en específico, sino que es totalmente compatible con todos los esquemas típicos de fabricación y de distribución del vapor de los centrales azucareros cubanos.

En *SugarAsist* las propiedades termodinámicas del agua se determinan mediante el programa “XSteam” desarrollado por Holmgren (2007) en Matlab mientras que las propiedades de las corrientes de jugos empleadas (densidad y capacidad calorífica) se realiza mediante las expresiones recomendadas por Rein (2017).

A continuación se describe la implementación de las distintas etapas y/o operaciones del proceso de fabricación de azúcar crudo:

- Etapa de extracción

La etapa de extracción se establece en la pestaña “Molienda”, cuyas variables de entrada y salida se muestran en la tabla A9.1 (del anexo 9). Para el cálculo de los parámetros de salida de la etapa de extracción una vez que se define la información de las variables independientes de entrada, se debe especificar el tipo de modelos matemáticos a emplearse para el cálculo del brix y pol del jugo mezclado, y del brix, pol y humedad del bagazo. En este caso existen dos opciones: una que implica el uso de las estructuras de modelos predefinidas (que corresponde al conjunto de modelos obtenidos en el capítulo anterior) y otra que supone la especificación de nuevos modelos matemáticos, los cuales deben necesariamente ser validados en el *software* antes de proceder al cálculo de los parámetros de salida de la etapa. La figura A10.1 del anexo 10 muestra una vista general de la pestaña “Molienda”.

Durante la validación de los nuevos modelos introducidos (mediante los botones “Cargar”), en la aplicación se prueba la coherencia de las expresiones matemáticas introducidas, la nomenclatura utilizada para la designación de las variables y de que solamente se hayan empleado como variables independientes a aquellas que son concebidas para este fin (lo cual se aclara en un cuadro de texto). Al respecto existen vinculados mensajes de salida y cambios en el color de objetos que indican el éxito o fallo de la validación de los modelos especificados. En el caso de utilizarse las estructuras de los modelos matemáticos predefinidos, los valores de los coeficientes de las variables pueden introducirse o mantenerse hacia los predeterminados a partir de los modelos matemáticos resultantes del capítulo anterior. Las ecuaciones involucradas en esta etapa se muestran en la tabla A9.2 (anexo 9).

- Etapa de purificación: operación de precalentamiento del jugo mezclado

Esta operación de purificación se encuentra insertada en la pestaña “Purif-1” (figura A10.2 del anexo 10) y es opcional. En caso de no existir esta operación, la temperatura del jugo coincide con la de salida de los molinos, la que tiene como valor predefinido a 40 °C (aunque el usuario puede especificar otro valor en caso de ser necesario). Este valor se establece en base a los resultados experimentales obtenidos en la sección 2.2, en donde se demuestra que la temperatura del agua de imbibición no influye sobre la temperatura del jugo mezclado cuyo valor se mantiene prácticamente inalterado. En la tabla A9.3 (anexo 9) se muestran las variables de entrada y salida de la operación y en la A9.4 las ecuaciones de balance involucradas en su definición.

- Etapa de purificación: operación de alcalización

La operación de alcalización se encuentra insertada en la pestaña “Purif-1”. Las determinaciones de las variables de salida de la misma están fundamentadas en balances de masa que requieren de la especificación de la dosificación y brix de la lechada de cal, así como de la cantidad, brix y pureza del jugo filtrado. Tiene que seleccionarse el tipo de alcalización (frío, caliente o fraccionada) para ejecutar los cálculos de la misma. En la tabla

A9.5 (anexo 9) se muestra la relación entre las variables de entrada y salida en la operación de alcalización.

La alcalización en frío es de los tres sistemas el más sencillo en cuanto a implementación, ya que toda la cal se dosifica en el tanque de alcalización. De modo contrario, en la alcalización en caliente, la adición de la lechada de cal tiene lugar luego del calentamiento en el tanque *flash* y; por tanto, en este punto (tanque) solamente se une el jugo mezclado con el jugo filtrado; lo que da origen a un jugo que no puede denominarse “jugo alcalizado”. Por esta razón en la parte visual, en el panel de salida se cambia consecuentemente esta alusión a “jugo antes del calentamiento”. Para la alcalización en caliente, la información definida para la lechada de cal visualmente se especifica en esta sección aunque se emplea en el balance de masa del tanque flash. Para el caso de la alcalización fraccionada se designa una nueva variable denominada “fracción de encalado” la que establece la proporción porcentual de lechada de cal que se aplica en el tanque de alcalizar en frío con respecto a la cantidad total de lechada de cal suministrada al jugo. La cantidad de lechada de cal que se aplica luego del calentamiento se considera en el balance de masa en el tanque *flash*. Las tablas A9.6, A9.7 y A9.8 muestran las ecuaciones asociadas a cada sistema de alcalización.

- Etapa de purificación: operación de calentamiento de jugo

Esta etapa hace referencia al calentamiento del jugo antes de la clarificación, en la que pueden especificarse desde uno hasta seis calentadores en serie. La información correspondiente a la misma se agrupa en las pestañas Purif-2 y Purif-3 (figura A10.3 y figura A10.4 del anexo 10). Para el cálculo de esta etapa se requiere definir la temperatura final hasta la cual se va a calentar el jugo, la que generalmente es entre 102-106°C.

Desde un punto de vista práctico, los calentadores de jugo en los centrales azucareros pueden definirse a partir de: i) preestablecer la temperatura de salida del jugo (o alguna información al respecto como incremento de temperaturas), ii) consumo de vapor de calentamiento o iii) coeficiente global de transferencia de calor. Para este caso se adopta

la alternativa de definir el incremento de temperaturas en los calentadores, con la excepción del último calentador cuyo valor queda condicionado por el valor de temperatura de entrada y la temperatura final hasta donde se lleva el calentamiento. De esta manera se tienen a dos funciones básicas de cálculo: una que corresponde a un calentador de jugo inicial o intermedio y otra al calentador de jugo final.

En cada equipo es indispensable especificar la fuente o procedencia tecnológica del vapor de calentamiento, información que se emplea en etapas posteriores para el balance de vapor. La fuente de vapor especificada a su vez condiciona y restringe información en etapas posteriores. Por ejemplo, hipotéticamente, si se especifica que un calentador de jugo consume vapor del primer vaso de un pre-evaporador a doble efecto, en la etapa de evaporación no puede especificarse que solamente hay un pre-evaporador a simple efecto. Para este equipo se definen parámetros de salida claves muy importantes en la evaluación de la operación de calentamiento como: diferencia mínima de temperaturas, el coeficiente global de transferencia de calor, el consumo de vapor asociado a las pérdidas energéticas y la efectividad de temperaturas. En igual sentido, se determina la velocidad de circulación de los jugos y el consumo de vapor por cada 1 000 kg de caña molida. En la tabla A9.9 se muestra la relación de las variables de entrada y salida de los calentadores mientras que en la tabla A9.10 se recogen las ecuaciones de un calentador de jugo alcalizado.

- Etapa de purificación: *flasheo* del jugo

Esta etapa se encuentra localizada en la pestaña Purif-4 (figura A10.5 del anexo 10). En este equipo existe la particularidad de que el flujo, brix y pol del jugo de salida depende, además del propio proceso de *flasheo*, del tipo de alcalización que se practique. Si se aplica la alcalización en frío, las condiciones de la corriente de salida coinciden con las de la corriente de jugo *flasheado*. Sin embargo, si se aplica en su lugar la alcalización en caliente o fraccionada estos valores de salida cambian por efecto de la lechada de cal y por tanto, se requiere implementar además un balance de masa adicional.

Entre los parámetros de salida más importantes en la etapa de *flasheo* (y que son función directa de la imbibición) se destaca la velocidad de descenso del jugo por el tanque *flash* y la velocidad de venteo. La tabla A9.11 muestra la relación entre las variables de entrada y salida y la tabla A9.12 las ecuaciones involucradas en el cálculo de este equipo.

- Etapa de purificación: Clarificador

Esta etapa se localiza en la pestaña Purif-4 (figura A10.5 del anexo 10). Los cálculos principales en este equipo están fundamentados en balance de masa a partir de una relación de flujo entre jugo clarificado-jugo alcalizado que se especifica. Existe la opción de determinar adicionalmente la velocidad de sedimentación a la entrada del clarificador, el área seccional mínima y el porcentaje de sacarosa invertida (que dependen del flujo de jugo y por tanto de la imbibición), para lo cual se necesita la especificación de dos modelos matemáticos adicionales.

Al respecto, *SugarAsist* trae implementado por defecto un modelo referenciado por Rein (2017) que correlaciona a la inversión de sacarosa a partir de la temperatura media del clarificador, pH del jugo y el tiempo de retención; así como el modelo que se obtiene por Serrano (2022) para predecir la velocidad de sedimentación con el brix del jugo (anexo 11). Tal como sucede para el caso de los modelos especificados en la etapa de extracción, antes del cálculo las expresiones matemáticas deben de validarse internamente, lo cual se realiza mediante el botón "Cargar". Para ello se prueba que sean correctas en cuanto a estructura matemática, nomenclatura de las variables y el empleo solamente de los términos independientes concebidos para este fin (lo cual se aclara en un cuadro de texto). Los resultados de este proceso de validación se muestran en un mensaje de texto e implican transformaciones en el color de un objeto de señalización de acuerdo al éxito o fallido de esta operación. La tabla A9.14 relaciona las variables de entrada y salida del clarificador y la tabla A9.15 las ecuaciones involucradas para la definición de este equipo.

- Etapa de purificación: operación de calentamiento del jugo claro

Esta etapa es opcional (se encuentra en la pestaña "Purif5") y viene dada por el número de calentadores de jugo claro. La cantidad de estos equipos puede encontrarse entre cero

(ninguno) y tres. Tal como sucede en el caso de los calentadores de jugo alcalizado, la función asociada al “*Spinner*” controla la parte visual y ajusta el ambiente visual según el número de calentadores especificados. Los calentadores de jugo claro se definen sobre la base de un incremento de temperatura especificado. Para esta etapa se determinan los mismos parámetros de salida que en el calentamiento del jugo alcalizado (A9.15 y A9.16 del anexo 9). La figura A10.5 del anexo 10 muestra una vista general de esta sección en *SugarAsist*.

- Operaciones de evaporación (concentración) de jugo

Las operaciones de evaporación de jugo se subdividen en pre-evaporación (pestañas: Evap-1, Evap-2 y Evap-3) y evaporación a múltiple-efecto (pestañas: Evap-4 y Evap-5) (figuras A10.7-A10.11 del anexo 10). La pre-evaporación es una etapa opcional, ya que existe cierta tendencia a prescindir de la pre-evaporación y realizar la evaporación a múltiple-efecto con mayor área de transferencia de calor (Rein, 2017). Para los cálculos, primeramente se debe especificar el tipo de sistema de pre-evaporación a través de un menú desplegable. Al respecto, existe las opción: “Ninguno (corresponde ausencia de este sistema) o las siguientes configuraciones: I) un pre-evaporador a simple-efecto, II) dos pre-evaporadores en serie a simple-efecto, III) un pre-evaporador a doble efecto, IV) un pre-evaporador a simple efecto y un pre-evaporador a doble efecto y V) dos pre-evaporadores en serie a simple efecto y un pre-evaporador a doble efecto.

Posteriormente se deben especificar las extracciones o demanda de vapor vegetal por equipo para i) cristalización y ii) otras necesidades o usos tecnológicos; en el caso de las extracciones a calentadores, ya esta se encuentra determinada y sin posibilidades de modificación en la actual pestaña, puesto que se definen en las etapas (anteriores) de calentamiento. La diferenciación requerida para la demanda de vapor vegetal o extracciones a estos equipos se utiliza en balances de masa generales en etapas de análisis posteriores de *SugarAsist*. En el caso de los pre-evaporadores a simple efecto, la demanda de vapor vegetal asociada a ellos no condiciona su cálculo, ya que esta viene dada por un incremento especificado de brix y por condiciones de entrada previamente calculadas; a

diferencia de los pre-evaporadores a doble efecto, cuyo incremento en las extracciones conduce a un incremento en la demanda de vapor de calentamiento.

La fuente del vapor de calentamiento debe especificarse en cada equipo, para lo cual existe como posibilidad un nivel de presión de vapor de escape saturado y otro sobrecalentado. Se determinan entre las variables de salida para cada equipo parámetros claves en la evaluación de su desempeño como: economía, eficiencia, tasa de evaporación, coeficiente global de transferencia de calor, demanda de vapor por área de transferencia de vapor, relación entre las extracciones de vapor y el agua evaporada.

El pre-evaporador a doble efecto requiere de un algoritmo de cálculo con dos niveles iterativos que vincula a la demanda de vapor de escape, el brix del jugo de cada cuerpo y al incremento total de grados brix en el jugo; el que se corresponde a la primera variante del método riguroso de cálculo de evaporadores propuesta por Rein (2017).

En Rein (2017) se asume un flujo de vapor de escape, (que tiene como valor de partida al que resulta de aplicar los principios de Rellieux (tabla A9.20 del anexo 9) y el que progresivamente se va aumentando o disminuyendo según avancen las iteraciones y el brix del jugo en el primer efecto, con los cuales se calcula la temperatura de ebullición del jugo en el cuerpo, el calor absorbido por el jugo, el agua evaporada y el brix resultante. En caso de coincidir el brix calculado con el asumido, se calcula el brix en el segundo (último) efecto bajo procedimiento semejante. De modo contrario se fija otro brix del jugo siempre que este sea menor o igual al máximo admitido. Luego, en caso de coincidir en el brix calculado del último vaso con el brix de salida del equipo requerido, se da por convergencia exitosa al algoritmo de cálculo; de modo contrario, se predefine otro valor de demanda de vapor de escape y se reinicia la secuencia. En cada ciclo se establece como criterio para la convergencia exitosa un error relativo de cálculo inferior o igual a la desviación máxima admisible, la cual debe ser especificada previamente.

La función de cálculo del pre-evaporador a doble efecto tiene como funciones de cálculo más primitivas a una que corresponde al vaso inicial (primer vaso) y a otra para el vaso final (segundo vaso para este caso). El vaso inicial se distingue por ser el que recibe el

calor directo de la fuente de calentamiento externa (vapor de escape) y por tanto, tener expresiones particulares en el balance de energía, mientras que el final tiene asociado el cálculo de parámetros generales del equipo y buena parte de los mecanismos para el análisis de la convergencia final del algoritmo iterativo.

Las tablas A9.17 y A9.18 del anexo 9 se corresponden al cálculo de un pre-evaporador a simple efecto. La tabla A9.19 relaciona las variables de entrada y salida para un pre-evaporador a doble efecto. Las ecuaciones para el cálculo del vaso inicial del pre-evaporador a doble efecto se muestran en la tabla A9.21 y las ecuaciones para el vaso final en la tabla A9.22. La tabla A9.23 muestra el balance de masa y energía del condensador barométrico.

La sub-etapa siguiente corresponde a la evaporación en un múltiple-efecto, la cual a diferencia de la pre-evaporación, no es opcional. El evaporador a múltiple-efecto puede tener desde dos a cinco efectos. La demanda de las extracciones se maneja diferenciadamente como se establece para la pre-evaporación a doble efecto. En igual sentido, el algoritmo de cálculo es semejante al del pre-evaporador a doble efecto (anexo 9), sólo que no se especifica el incremento total de brix sino el brix de la meladura y que existe la posibilidad de tener más vasos (mayor costo de cómputo).

En la estructura de las funciones de cálculo de este equipo se tienen a tres funciones elementales correspondientes al tipo de vaso, las que se asocian como: vaso inicial, intermedio y final. Tales funciones básicas se invocan e interrelacionan mediante funciones intermedias de tipo organizativo que administran la información de entrada y salida de cada vaso de acuerdo al número de efectos. Las funciones empleadas para el cálculo del vaso inicial y final (tabla A9.21 y A9.22) son las mismas que se utilizan en el caso del pre-evaporador a doble efecto al igual que la involucrada para el condensador barométrico. En la tabla A9.24 muestra la relación entre las variables de entrada y salida del equipo y en la tabla A9.25, las ecuaciones empleadas para un vaso intermedio.

- Balance de masa en cristalización

La sub-etapa posterior (pestaña: “Crist”) corresponde al balance de masa general en la estación de cristalización a partir del método de Cobenze en la cual se estima la cantidad de azúcar y de miel final teórica que podría obtenerse para el flujo de meladura. Se tiene como parámetros de salida complementarios al rendimiento y recobrado. En esta etapa existe la posibilidad de considerar otras pérdidas de sacarosa como las asociadas a cachaza, por inversión e indeterminadas. Las pérdidas de sacarosa en bagazo se condicionan con anterioridad en la etapa de molienda y las asociadas a la miel final se pre-establecen al especificarse las características de salida de esta corriente. En la tabla A9.26 se muestra la relación entre las variables de entrada y salida de la etapa y en la tabla A9.27, las ecuaciones empleadas en el balance de masa. La figura A10.12 del anexo 10 muestra una vista de esta pestaña.

- Generación de vapor

Luego corresponde a la etapa de generación de vapor (pestaña: “Vap-1”) cuya finalidad principal consiste en la determinación de la cantidad de bagazo necesaria para satisfacer la producción de vapor directo especificada. Ello tiene como elemento principal a la dependencia del valor calórico del bagazo con la humedad y brix de este, que en última instancia son efecto de la operación de la etapa de extracción. Para la estimación del valor calórico del bagazo se muestra un menú desplegable con cuatro modelos empíricos recomendados por Baloh y Wittwer (1995). En este caso existe la posibilidad de introducir un nuevo modelo, para lo cual internamente existen mecanismos de comprobación y validación de las estructuras especificadas tal como se implementa en casos semejantes de etapas anteriores. La etapa tiene implementado la posibilidad de existencia de hasta seis generadores de vapor. En la tabla A9.28 muestra la relación entre las variables de entrada y salida de un generador de vapor y las ecuaciones empleadas para las determinaciones en estos equipos. La figura A10.13 del anexo 10 muestra una vista de esta pestaña.

- Turbogeneradores

La siguiente pestaña (“Vap-2”) corresponde a los turbogeneradores, cuya determinación principal corresponde a la determinación de la cantidad de vapor de escape disponible de

alta presión, para lo cual se procede en los cálculos según el método recomendado por Espinosa et al. (1984). Al respecto se encuentra implementado la posibilidad de existencia de hasta seis turbogeneradores en paralelo. En la tabla A9.29 muestra la relación entre las variables de entrada y salida de un turbogenerador y, las ecuaciones empleadas para las determinaciones en estos equipos. La figura A10.14 del anexo 10 muestra una vista de esta pestaña.

- Atemperamiento del vapor

La siguiente pestaña (“Vap-3”) (figura A10.15 del anexo 10) corresponde al atemperamiento del vapor de escape hacia el primer y segundo nivel de presión (este último es opcional siempre que no se haya especificado anteriormente como fuente de vapor en algún equipo consumidor). En la misma, principalmente, se determina el consumo de agua de atemperamiento, el flujo final de vapor atemperado y se realiza un primer balance general de vapor de escape. La tabla A9.30 resume la información de entrada y de salida y las expresiones de cálculos asociadas a los atemperadores de vapor.

- Balances generales de vapor y condensados

En las pestañas “Vap-4” y “Vap-5” se efectúan balances generales y por equipos consumidores de los diferentes tipos de vapor así como un balance general de bagazo. De modo semejante en la pestaña “Cond” se realiza un balance de condensados disponibles para la generación de vapor y el agua de re-uso tecnológico, lo cual permite en conjunto con información especificada por el usuario estimar su déficit o exceso. Las figuras A10.16, A10.17 y A10.18 del anexo 10 corresponden a una vista de estas secciones en *SugarAsist*.

- Análisis económico preliminar e información de salida

Por último se encuentra la pestaña “Fin” (figura A10.19 del anexo 10) la cual permite obtener un reporte final de simulación (en formato de texto) y guardar el status alcanzado en el programa para su reutilización en el mismo posteriormente. En esta pestaña a través del botón “ECON” se puede realizar análisis de sensibilidad económica. Estos se centran

en el comportamiento del valor asociado a la venta de productos o al gasto que se incurre por ciertos conceptos (consumo de bagazo o agua) a partir de algunas de las variables independientes de todo el proceso que se consideran. A pesar de todas estas facilidades, la concepción principal del mismo es posibilitar el análisis del comportamiento de las variables dependientes económicas según las condiciones de molienda o de imbibición, principalmente a partir del enfoque tradicional: “valor por venta de azúcar vs costo del combustible”.

3.3 Validación y verificación de las funciones de cálculo implementadas en SugarAsist

La validación de las funciones de cálculo implementadas en SugarAsist se efectúa a través de dos métodos fundamentales. El primero de ellos consiste en la comparación directa de los resultados obtenidos en tres casos de estudio en *SugarAsist* con los que se obtienen a través del simulador profesional *STA: Sistema Termo Azúcar* (versión 4.0, 2014). Esta alternativa pretende validar lo más completamente posible todas las etapas relacionadas con sistema termo-energético, dado los módulos dispuestos en *STA*.

Por esta razón se selecciona para el primer caso de estudio un proceso de fabricación de gran complejidad tecnológica en el sistema termo-energético, lo cual resulta muy atractivo para la validación, ya que permite mediante su análisis examinar un gran número de módulos de cálculo y probar la ejecución de *SugarAsist* en casos de mayores exigencias de cómputo. Luego a partir de este caso de estudio, se definen los dos restantes mediante modificaciones al sistema de alcalización, cambios de la configuración del uso de vapor y de los equipos empleados en las etapas de concentración, con el propósito de evaluar otros módulos de cálculos y su implementación. Los casos derivados de estas modificaciones corresponden igualmente a esquemas típicos de fabricación para centrales azucareros cubanos.

Mientras que la segunda variante consiste en el desarrollo en *SugarAsist* de ejemplos resueltos que son referidos en la literatura especializada sobre equipos, operaciones y/o

etapas puntuales del proceso de fabricación, las cuales no pueden validarse mediante la primera variante en *STA*.

En todos estos análisis se interactúa siempre con el entorno visual de *SugarAsist* y no directamente con las funciones correspondientes en *Matlab*, para que el proceso de validación suponga también la verificación de la correcta implementación de las funciones de cálculo individuales (primitivas) con el entorno visual. Por tal motivo, en el segundo método (en donde los análisis son locales y correspondientes a una sola etapa del proceso), las variables independientes y pertenecientes a etapas precedentes son manipuladas hasta satisfacer cabalmente las condiciones de entrada de la etapa de análisis en cuestión.

Para el primer caso se establece un régimen de molienda de 145 000 kg/h de caña, la cual tiene una composición en fibra del 15 %. En este, el brix del jugo primario es de 19 % y su pol del 16 %. Se aplican 60 m³/h de agua de imbibición a 80 °C y para los cálculos se emplean los modelos de la etapa de extracción predefinidos. Se considera además que el jugo mezclado tiene una temperatura inicial de 40 °C a la entrada de la estación de purificación. Se define un sistema de alcalización en frío con una relación de recirculación de jugo filtrado de 0,17 kg/kg de caña, el cual tiene un brix de 12 % y una pureza del 80 %. La lechada de cal se considera que es un 3 % de la caña molida y que tiene un brix de 7,2 %.

Tales condiciones especificadas en *SugarAsist* determinan un flujo de jugo alcalizado de 187757,46 kg/h con un brix de 12,85 %. El balance de masa del sistema de alcalización se efectúa también en *STA* mediante el módulo “Unión 3”, del cual resultan iguales valores que los obtenidos mediante *SugarAsist* (0 % de desviación). En este último caso en *STA*, se deben especificar todas las corrientes de entrada (flujo de jugo alcalizado, jugo filtrado y lechada de cal), para lo cual se emplean los valores determinados en *SugarAsist*.

Con respecto a la etapa de calentamiento (figura A12.1 del anexo 12), se considera una batería de calentadores de jugo alcalizado constituida por tres calentadores conectados en serie. En este caso, se establece que el calentador primario consume vapor del segundo vaso de un pre-evaporador a doble efecto (presión de 140 kPa), que el calentador

secundario consume vapor de un pre-evaporador a simple-efecto (presión de 170 kPa) mientras que el calentador rectificador consume vapor de escape saturado a 225 kPa para calentar el jugo hasta 106°C. Se mantienen en el resto de los parámetros los valores especificados por defecto en *SugarAsist*. Sobre la base de estas condiciones se efectúan los cálculos en *SugarAsist*, los cuales son reproducidos en *STA* obteniéndose el comportamiento reflejado en la tabla A12.1 del anexo 12.

Las funciones de cálculo implementadas para las determinaciones de los calentadores en *SugarAsist* son medianamente complejas y presentan una alta dependencia a las estimaciones de las propiedades termodinámicas de los fluidos, siendo esta la principal fuente de variación entre los resultados aportados por *SugarAsist* y *STA* (mediante la documentación de *STA* se constata que ambos programas tienen una metodología de cálculo totalmente compatible). No obstante, tales desviaciones son inferiores al 10 % en términos de error relativo (la mayoría inferiores al 5 %) incluyendo a los valores del coeficiente global de transferencia de calor; cuya determinación no es directa a partir de los datos introducidos sino que depende de variables intermedias como el calor intercambiado. Favorablemente, el consumo de vapor de los intercambiadores de calor, el cual es la principal variable de salida, en todos los casos presenta un error del orden del 2 %.

Para las etapas de flasheo y clarificación se mantienen los parámetros establecidos por defecto en *SugarAsist*. A partir de ello mediante este programa se determina que el flujo de jugo clarificado es 130 100 kg/h, con un brix de 12,98 % y temperatura inicial de 95 °C. Este jugo debe calentarse en un intercambiador de calor de jugo claro, para lo cual se emplea vapor de escape saturado a 225 kPa. En la tabla A12.2 del anexo 12 se muestran los resultados obtenidos para este equipo entre *SugarAsist* y *STA* con comportamiento muy semejante al evidenciado para los calentadores de jugo alcalizado.

Se considera que la etapa de evaporación (figura A12.1 del anexo 12) está dispuesta de un pre-evaporador a simple efecto, un pre-evaporador a doble efecto y un evaporador con cinco efectos. En el caso, todos estos equipos consumen vapor de escape a 230 kPa con

tres grados de sobresaturación. El primer pre-evaporador eleva la concentración en 3 °Bx, el segundo lo hace en 5 °Bx y el evaporador a múltiple-efecto concentra hasta una meladura con 65 °Bx. El evaporador a cinco efectos presenta la siguiente distribución de presiones en los cuerpos: 135 kPa, 120 kPa, 90 kPa, 60 kPa y 15 kPa para el vaso melador. Se mantienen los parámetros de diseño preestablecidos en *SugarAsist*.

En *SugarAsist*, a diferencia de *STA*, no es necesario especificar el brix de salida del material azucarado del vaso (lo cual ventajosamente hace más fácil el manejo de evaporadores con más de un efecto) ni el consumo de vapor, razón por la cual en dependencia de los resultados obtenidos en *SugarAsist* es la información especificada consecuentemente en *STA*.

Los resultados correspondientes a los pre-evaporadores y al evaporador a múltiple-efecto se muestran en las tablas A12.3-A12.7 del anexo 12. En todos los casos se evidencian errores al 10 %, estando la mayoría en el orden del 5 % o inferior. Estas funciones de cálculo son las más complejas que posee *SugarAsist*, dado los procesos iterativos dispuestos para el establecimiento del consumo de vapor y brix del cuerpo de los evaporadores. En igual sentido, son los módulos más complejos de *STA*, los cuales requieren de la asistencia de un módulo lógico de convergencia. Por ello entonces es que resulta de gran significación la correspondencia de los resultados obtenidos por ambos programas (y la validación consecuente de estas funciones), pese a muy pequeñas diferencias en cuanto al procedimiento de cálculo.

Mediante el módulo “Estación de Tachos de crudo 2” de *STA* se prueba la total validez del balance de masa mediante el método de la Cruz de Cobenze implementado en *SugarAsist* al no evidenciarse ninguna variación entre los resultados aportados por ambos programas.

Otras funciones de cálculo de *SugarAsist* que pueden comprobarse mediante *STA* son las correspondientes a los atemperadores de vapor (la salida tiene que ser vapor saturado) y aquellas operaciones relacionadas con el balance de masa en líneas de vapor y/o corrientes azucaradas de proceso (de forma análoga a la realizada en el tanque de alcalizar). El

simulador *STA* tiene implementado módulos para los generadores de vapor y los turbogeneradores, pero estos poseen un procedimiento de cálculo poco compatible con el empleado en *SugarAsist* y por tanto, no son de interés para el proceso de validación. En tal sentido, se continúan con los balances de masa y energía en las etapas siguientes en *SugarAsist* con los valores predefinidos por defecto del programa hasta llegar a los colectores de vapor de escape. En este caso de estudio se especifica un atemperamiento del 60 % de la cantidad total de vapor de escape sobrecalentado hasta vapor saturado, obteniéndose los resultados recogidos en la tabla A12.8 del anexo 12; cuya variación es inferior al 5 %. Mediante módulos tipo “Unión” de *STA* se comprueban los balances de masa generales de vapor de las pestañas “Vap-4” y “Vap-5” así como el balance general de condensados (pestaña “Cond”) de *SugarAsist*, no evidenciándose variaciones entre lo calculado por ambos programas.

El segundo caso de estudio se establece sobre la base del primero pero con diferencias marcadas en cuanto al sistema de alcalización y la configuración del sistema energético (figura A13.1 del anexo 13). En este caso, la alcalización es fraccionada, los calentadores de jugo alcalizado presentan otras fuentes de vapor, se dispone de dos pre-evaporadores a simple efecto en serie y el evaporador tiene cuatro efectos (una descripción más detallada del mismo se muestra al inicio del anexo 13). En este caso de estudio no existen diferencias en cuanto a los valores predichos por *STA* y *SugarAsist* para los balances de masa de alcalización, tachos y atemperamiento del vapor. Los calentadores, pre-evaporadores y evaporador a cuatro efectos y condensador barométrico muestran errores inferiores al 10 % (anexo 13), muy similar a los evidenciados para el primer caso de estudio validando por este sentido a tales funciones de cálculo en *SugarAsist*.

Análogamente al segundo caso de estudio, se establece el tercero con el objetivo de evaluar los resultados determinados por *SugarAsist* con otra configuración en cuanto al uso del vapor. En este la alcalización es en caliente, existe extracciones del primer vaso del pre-evaporador a doble efecto al calentador primario y consumo de vapor del segundo vaso del evaporador a cuatro efectos al calentador secundario tal como se describe en el anexo

14 (figura A14.1 del anexo 14). Todos los errores son inferiores al 10 %, en su mayoría del orden del 5 % y corroboran la validez de las funciones de cálculo más complejas de *SugarAsist*.

La función turbogeneradores se valida a través del ejemplo presentado por Espinosa et al. (1984), en el cual se determina la demanda de vapor de escape de estos equipos. Los resultados son muy favorables en los dos casos, cuya desviación entre el valor calculado por *SugarAsist* y Espinosa et al. (1984) es inferior al 1 % (anexo 15).

3.4 Aplicación del asistente informático para el análisis del efecto de la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo

En esta sección se realiza la evaluación del comportamiento operacional del proceso tecnológico ante condiciones operacionales de imbibición en *SugarAsist* para determinar la factibilidad técnico-económica de la aplicación de la imbibición a tales condiciones. En la práctica, ello correspondería al análisis preliminar que operadores y personal técnico deben de realizar para predecir el comportamiento tecnológico del proceso en cuestión a la hora de establecer el flujo y temperatura de agua de imbibición según las condiciones de molienda y fabricación.

En este análisis se parte de un caso general en el cual se pretende aplicar 60 m³/h de imbibición a 80 °C en un proceso con las siguientes características en la tecnología de producción:

- Se tiene un régimen de molienda de 145 000 kg/h de caña con una composición en fibra del 15 %, brix del jugo primario de 19 °Bx y pol en dicho jugo de 16 %
- Se practica la alcalización en frío
- Existen tres calentadores de jugo alcalizado, en donde el calentador primario consume vapor del primer vaso del evaporador a múltiple-efecto, el calentador secundario del pre-evaporador a simple efecto y el calentador rectificador del segundo nivel de presión del vapor de escape (saturado)
- Existe un pre-evaporador a simple efecto y un evaporador con cuatro efectos
- Se dispone de tres generadores de vapor y tres turbogeneradores

Una información más detallada sobre el mismo se recoge en las tablas A16.1-A16.24 del anexo 16, las cuales corresponden a todas las variables especificadas y calculadas del proceso mediante *SugarAsist*.

En este caso el flujo de agua de imbibición representa una razón de imbibición de 275 % según el peso de la fibra en caña. En la literatura especializada existen diversos criterios que pretenden restringir la cantidad de imbibición a aplicarse. Sin embargo, tal como se aborda en el capítulo 1 del presente documento, este parámetro no puede ser analizado directamente mediante normas tecnológicas sino por la evaluación del comportamiento de distintas variables operacionales en todo el proceso de fabricación.

Para las condiciones base en la etapa de extracción (nivel local) se satisface los requerimientos de brix del jugo mezclado. El valor predicho (13,1°Bx) se encuentra entre 13,0-15,0°Bx; intervalo permisible que es recomendado por AZCUBA (2013b) y referenciado por Cortés et al. (2019).

Tal criterio parte de la consideración de que un valor inferior a 13 °Bx supone frecuentemente una carga inviable al sistema de evaporación, mientras que un valor superior a 15 °Bx puede afectar el comportamiento de la clarificación. El valor de la pol en bagazo (1,6 %) es inferior a los valores normados (generalmente permisible hasta 1,9-2,0 %) e implica una pérdida de sacarosa del orden del 4,0 %.

La humedad en bagazo es ligeramente superior (50,1 %) al máximo valor permitido de 50,0 %, aunque Dos Santos et al. (2018) establecen como valor crítico al 52,0 %. Según estos autores, por encima de este valor la mayor parte del bagazo no alcanza el punto de ignición y se acumula sin combustionar en la parrilla. La humedad del bagazo es un parámetro de gran importancia, pues tiene una influencia directa en el valor calorífico del bagazo (Ginste y Partanen, 2020).

Un aumento de la humedad en el bagazo disminuye el índice de generación de vapor de la caldera pues se necesita entonces más energía para alcanzar el punto de ignición de dicho combustible. Para la humedad resultante del caso base, el índice de generación del bagazo es de 2,40 kg vapor/kg de bagazo y se consume un 95 % del bagazo resultante. Para un

central azucarero, el indicador de bagazo sobrante con respecto al porcentaje de bagazo disponible no debe ser cero, pues ello significa que hay que usar un segundo combustible e implica un elevado costo adicional. En condiciones normales de operación es necesario disponer de cierta cantidad de bagazo sobrante para operar durante paradas de la molienda, de hasta dos o tres horas de duración, debido a interrupciones operativas o falta de caña. Con solo el 5 % del bagazo sobrante se puede operar durante tales paradas; por lo cual se debe garantizar una mínima cantidad de bagazo destinada para tales condiciones (Jiménez et al., 2017). Generalmente, en los centrales azucareros típicos se producen entre 250 y 280 kg de bagazo por cada 1 000 kg de caña molida, lo que permite generar entre 500 y 600 kg de vapor por cada 1 000 kg de caña, o sea, 2 kg de vapor por cada kg de bagazo (Bhutani et al., 2020).

A nivel local en la etapa de extracción estas son las principales variables operacionales que pueden medirse directamente para evaluar las condiciones de imbibición propuestas o existentes. Sin embargo, no ofrecen una información completa para evaluar la repercusión de tales condiciones operacionales en todo el proceso. De ahí la incompetencia del “análisis local” en la etapa de extracción para establecer las mejores condiciones operacionales de imbibición y el impacto de *SugarAsist* como herramienta para viabilizar un análisis más integral y exhaustivo.

Una mayor razón de imbibición causa un mayor flujo de jugo mezclado para iguales condiciones restantes en la etapa de molienda, lo cual ocasiona a su vez un mayor flujo de jugo alcalizado. Ello tiene una significación directa sobre el consumo de vapor de los calentadores, velocidad de circulación del jugo y carga de calentamiento.

De acuerdo a Rein (2017), la velocidad de circulación del jugo alcalizado por los intercambiadores de calor debe encontrarse entre 1,5-2,0 m/s, ya que valores muy elevados causan un desgaste rápido de las tuberías, cabeceras y bombas, y de modo contrario, valores inferiores afectan “excesivamente” a la transferencia de calor. En tal sentido, este autor plantea como óptimo a valores comprendidos entre 1,5 y 2,2 m/s. Batule (2009a) corrobora estos efectos, agregando que a bajas velocidades el calentador

se ensucia más rápido y de modo contrario, que a elevados valores aumenta el costo del bombeo por concepto de incremento de la caída de presión. Este autor recomienda al respecto velocidades de circulación que se encuentran en el mismo orden que las planteadas por Rein (2017). Hugot (2014b) refiere al respecto que a bajos valores de velocidad la temperatura de salida del jugo disminuye con rapidez en un plazo de una semana y que a altos valores, la pérdida de carga es muy significativa y operacionalmente insostenible. El autor acota que las mejores velocidades económicas se encuentran entre 1,5 y 1,8 m/s. MINAZ (2010) plantea que la velocidad económica del jugo, para la cual se deben concebir los sistemas de flujo de fluido del jugo alcalizado debe oscilar entre 1,82 y 2,13 m/s.

En el caso que se analiza, la velocidad del jugo por los calentadores de jugo alcalizado se encuentra en el orden de los 2,1 m/s, lo cual cumple con los criterios referidos por estos autores.

Uno de los parámetros de salida más importantes que se determinan en *SugarAsist* para el análisis operacional de los calentadores es el coeficiente global de transferencia de calor (CGTC por sus siglas). Tal como lo plantean Pérez de Alejo et al. (2009), el CGTC: “(...) es el parámetro básico para medir la eficiencia de la transferencia del calor en los intercambiadores y evaporadores y determinar la factibilidad física y técnica en un equipo”. Mediante su análisis puede evaluarse si una carga de calentamiento asignada es en la práctica técnicamente posible. Por tanto, en última instancia proporciona información para restringir la capacidad o carga de calentamiento.

Pérez de Alejo et al. (2009) refieren que valores operacionales típicos para los calentadores tipo Webre diseñados en Cuba para jugo mezclado y alcalizado oscilan entre 200-250 BTU/h pie² °F (1135,65-1419,57 W/m² K); aunque acotan que se han obtenido valores entre 450-490 BTU/h pie² °F (2 555,22-2 782,35 W/m² K) pero en equipos limpios. En Baloh y Wittwer (1995) se presentan al respecto intervalos típicos de coeficientes globales de transferencia de calor en calentadores de jugo crudo (40-80 °C) y jugo encalado (80-100 °C) acotados entre 560-930 W/m² K y 700-1160 W/m²K respectivamente. Hugot

(2014b) referencia valores según el agente de calentamiento, estando entre 260-1310 W/m² K si consumen vapor de escape; entre 246-1256 W/m² K si proviene de primer efecto y 233-732 W/m² K si consumen vapor de un segundo vaso de un múltiple-efecto. Al respecto Rein (2017) plantea (para diseño) coeficientes globales de transferencia de calor para calentadores secundarios que usan vapor del primer vaso de 1 kW/ m² °C y un valor ligeramente inferior de 0,9 kW/ m² K para los que usan vapor del segundo vaso en calentadores primarios.

En este caso, los valores resultantes para el calentador primario, secundario y rectificador fueron de: 128 W/m² K, 103,9 W/m² K y 1983 W/m² K respectivamente. Por tanto, de acuerdo a los criterios anteriores se establece que existe una inadecuada distribución de la carga de calentamiento en la batería de calentadores de jugo alcalizado. Ello se corrobora por el hecho de que entre los dos primeros calentadores solamente se incrementa en 10 °C la temperatura para un incremento necesario total de 66 °C.

A su vez, un mayor flujo de jugo alcalizado también implica una mayor demanda de área para un flasheo eficiente y seguro sin la ocurrencia de arrastres (Rein, 2017). De acuerdo a Rein (2017) para un adecuado desprendiendo de las burbujas de gases ocluidas en el jugo y consecuentemente, una favorable estabilización, la velocidad de descenso del líquido no debe exceder a 0,6 m/min. Para las condiciones del caso de estudio, este valor es de 0,54 m/min valor muy próximo al normado.

Otro aspecto importante relacionado con el tanque *flash*, es la evaluación del venteo. Tal como lo señala Rein (2017) si la velocidad de venteo no es apropiada, la presión puede incrementarse por encima de la atmosférica con graves consecuencias para la seguridad y operatividad del equipo.

Velocidades de venteo inadecuadamente altas provocan también arrastre de jugos (y pérdida de capacidad efectiva en el equipo), que a decir de Falcón (2013) es '*la muestra más evidente de que el tanque flash no opera adecuadamente*'. A tal punto es la importancia de garantizar un adecuado venteo, que según esta misma fuente " (...) *el diámetro del tubo de venteo es tan o más importante que el del propio tanque principal* (...) " por este sentido.

Propiamente, para los centrales azucareros cubanos se establece un valor máximo admisible de 1 m/s; que define aproximadamente una razón de *flasheo* a 106 °C de 0,20 m³/ s por cada 1 000 000 kg de caña, (MINAZ, 2010). En el actual caso base se cumple con poca holgura con esta norma operacional dado que la velocidad de venteo es de 0,94 m/s.

La operación a tales condiciones es riesgosa, pues un pequeño aumento del flujo de caña molida para este flujo de agua de imbibición podría conllevar al incumplimiento de estos parámetros (figuras A17.1 y A17.2 del anexo 17).

Tal como se planea anteriormente, el brix del jugo mezclado (efecto directo de la imbibición) juega un papel importante en la clarificación al condicionar en buena medida la velocidad de sedimentación de las impurezas en este equipo y por tanto, demandar en dependencia de la velocidad de sedimentación un área seccional mínima para el clarificador. En este caso el área seccional mínima requerida es de 12,7 m² y el área instalada es de 15 m² por lo que se satisface esta restricción.

Uno de los elementos más importantes que restringen al flujo de agua de imbibición y que clásicamente es abordado para la determinación de la cantidad de agua a adicionarse más adecuada es la capacidad de evaporación. Sin embargo, esta no es un parámetro sencillo de estimar. Al respecto, para evaluar la factibilidad técnica de la evaporación (y por tanto para establecer un valor máximo de carga de evaporación) Pérez de Alejo et al. (2009) recomiendan al CGTC y no a la tasa de evaporación.

Según Pérez de Alejo et al. (2009) un pre-evaporador a simple efecto puede alcanzar valores máximos entre 600-700 BTU/h pie² °F (3 406,96-3 974,78 W/m²K), sobre todo si existen extracciones para calentadores y tachos (tal como sucede). Para este caso, el valor asociado es de 1 963 W/m² K valor bastante inferior que indica que aún es posible incrementar dicha carga de evaporación. De hecho, la tasa de evaporación es de 20,69 kg/h m², significativamente menor a la tasa de evaporación mínima (34 kg/h m²) recomendada por AZCUBA (2013a).

Con respecto a evaporador a múltiple-efecto, existen diversas recomendaciones de valores de CGTC tal como se muestra en la tabla 3.1.

Tabla 3.1: Valores referidos de CGTC para un evaporador a cuatro efectos ($W/m^2 K$)

Vaso	Tongat-Hulett	Honig (1987)	Baloh y Wittwer (1995)	Hugot (2014b)	Cuba	Rein (2017)	Batule (2009b)	Pérez de Alejo et al. (2009)
1	2 500	2 160-3 410	2 800-4 050	2 330-2 790	2 3 014	2 500	2 271,30-2 839,13	2 3 406,96-3 974,78
2	2 200	2 150-2 730	2 330- 2 800	1 630-2 090	2 220	2 200	1 561,52- 2-129,35	
3	1 700	1 360- 2 050	1 800- 1 820	1 160-1 630	1 1 907	1 700	1 135,65-1-561,52	
4	700	680-1 020	770- 1 120	700-930	1 255	700	709,78-851,74	454,26-851,74

Adaptado de: Pérez de Alejo et al. (2009)

En la tabla 3.2 se muestra el comportamiento del CGTC para cada uno de los vasos del evaporador a múltiple efecto, indicando que la carga de evaporación puede operacionalmente manejarse para garantizar una meladura con 65 °Bx. La economía de este equipo es de 3,1 kg agua evaporada/ kg vapor consumido.

Tabla 3.2: Comportamiento del CGTC y de la tasa de evaporación en el evaporador a cuatro efectos

Parámetro	Vaso 1	Vaso 2	Vaso 3	Vaso 4
CGTC (W/m^2K)	902,9	2139,0	1226,0	1213,0
Tasa de evaporación ($kg/h m^2$)	20,3	17,1	16,0	14,7

Las condiciones del caso base definen un rendimiento teórico de 8,4 % y un recobrado de 65,8 %. Para las condiciones actuales existe un exceso de 2 017 kg/h de vapor directo, se envía el 9,73 % del vapor directo a válvulas reductoras de presión (VRP) dado un déficit de vapor de escape del primer nivel de presión de 10 220 kg/h. Existe un exceso de vapor de escape saturado de 81,58 kg/h. En el proceso se satisface en un 2,2 % la demanda teórica de vapor para cristalización con vapor vegetal y el resto (97,8 %) con vapor de

escape. Sobra solamente el 5,2 % del bagazo producido y se deben tratar para generar vapor 26 460 kg/h de agua.

Los elementos anteriores analizados en el caso de estudio dan origen a sub-problemas complejos que pueden fácilmente solucionarse mediante SugarAsist. Entre estos se destaca i) la determinación de la cantidad de agua de imbibición que permite la maximización de la cantidad de azúcar crudo producida ii) evaluación preliminar de la factibilidad del precalentamiento del jugo mezclado iii) análisis del comportamiento del valor asociado a la venta de azúcar crudo y miel final vs el costo del combustible y/o iv) establecimiento de un esquema de energético más eficiente.

3.4.1 Determinación de la cantidad de agua de imbibición que permite la maximización de la cantidad de azúcar crudo producida

Para este análisis se varía la cantidad de agua de imbibición de 40-70 m³/h manteniendo constante los restantes parámetros especificados para el caso de estudio. Este procedimiento se realiza fácilmente mediante la opción “Sensibilidad Global” de la pestaña “Crist” de *SugarAsist*. Ello supone la ejecución de una aplicación secundaria de *SugarAsist*, en la cual se debe especificar la variable independiente (flujo de agua de imbibición), los límites de análisis (40 y 70 m³/h), la cantidad de niveles (10 niveles) y la variable dependiente (Flujo teórico de azúcar crudo), tal como se muestra en la figura A17.3 del anexo 17.

En la figura A17.3 (anexo 17) se aprecia un máximo de producción de azúcar crudo a 47 m³/h, la cual comienza a disminuir significativamente a partir de los 50 m³/h de agua de imbibición. Para la explicación de este comportamiento primeramente se debe partir acotando que las variaciones en la cantidad de azúcar producida se deben a cambios en la masa de sólidos disueltos de la meladura y en su pureza, ya que se mantienen constantes las especificaciones de salida en la Cruz de Cobenze.

A su vez, al ser constante el brix de la meladura (especificado a 65°Bx), los cambios en masa de sólidos disueltos de la meladura se deben propiamente a variaciones en el flujo de meladura mientras que en el caso de la pureza, dicha variación viene dada por los cambios

que experimenta la pureza del jugo mezclado (y consecuentemente el jugo clarificado). Entonces, el flujo de meladura puede variar en este caso solamente por cambios en el flujo y brix de jugo clarificado. Claramente, para un mayor flujo de agua de imbibición, mayor es en consecuencia el flujo de jugo mezclado pero menor es su brix, ya que aumenta la dilución de este jugo. Ello repercute en igual sentido en la corriente de jugo clarificado, cuyo efecto resultante del aumento de flujo y decremento de brix conlleva al comportamiento en el flujo de meladura evidenciado en la figura A17.4 del anexo 17.

Para este caso, un aumento del flujo de agua de imbibición hasta valores de $55 \text{ m}^3/\text{h}$ conlleva a un incremento en el flujo de meladura, dado que la tasa de decremento del brix del jugo clarificado es superada por la tasa de incremento del flujo en el jugo. Caso contrario ocurre para valores superiores a $60 \text{ m}^3/\text{h}$ de imbibición, lo cual origina el decrecimiento del flujo de meladura, todo ello bajo la acotación de que el brix de la meladura permanece constante en $65 \text{ }^\circ\text{Bx}$. La pureza de la meladura tiende a disminuir al aumentar el flujo de agua de imbibición, coincidiendo en tendencia con la pureza de salida del jugo clarificado; la cual se muestra en la figura A17.5.

El efecto global del comportamiento anterior en el flujo y pureza de la meladura conlleva al máximo en la producción de azúcar al valor presentado con anterioridad ($47 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua de imbibición que definen una razón de imbibición de 216%). Wienese (1994) muestra en su investigación un comportamiento no lineal del flujo de meladura y azúcar crudo según la cantidad de agua de imbibición, con un punto crítico de mayor crecimiento en la vecindad del 200% de tasa de imbibición, aunque con tendencia logarítmica.

A pesar de que a tales condiciones en el caso de estudio se obtiene teóricamente la máxima producción de azúcar, debe evaluarse previamente el comportamiento de variables de proceso para garantizar la optimalidad de dicha tasa de imbibición. O sea, asegurar la factibilidad tecnológica a través del cumplimiento con requisitos o restricciones impuestas a través de los criterios presentados anteriormente (como el de los CGTC o el de la velocidad de circulación de los jugos por los calentadores). Ello se implementa en

SugarAsist a partir de especificar el nuevo valor de flujo de agua de imbibición y volver a ejecutar los procedimientos de cálculo.

Al respecto, se comprueba que se satisfacen todos los requisitos establecidos con anterioridad y se constata que el proceso manifiesta un mejor comportamiento energéticamente, dado que se maneja menos flujo de jugo, que el mayor brix del jugo mezclado es menor (14,3°Bx) al igual que la humedad del bagazo (49,5 %), entre otros elementos. Ello conlleva a que se deba pasar menor cantidad de vapor directo por VRP (2,8 %), y que se incremente el ahorro de bagazo al 6,7 % con relación al caso base.

Este análisis demuestra que para el caso de estudio, la máxima cantidad de agua de imbibición a adicionarse no se encuentra restringida en primer lugar por requisitos técnicos o limitaciones tecnológicas de capacidad; sino por los cambios de flujo, brix y pureza que experimenta el jugo mezclado (y consecuentemente la meladura) en los diferentes niveles de imbibición.

3.4.2 Evaluación preliminar de la factibilidad del precalentamiento del jugo mezclado

Este análisis se realiza para demostrar la potencialidad de empleo de *SugarAsist* en la determinación, si desde un punto de vista energético, es más conveniente la aplicación de la imbibición en caliente o emplear la riqueza energética de la misma para precalentar el jugo mezclado (y aplicar consecuentemente la imbibición en frío). La primera alternativa conlleva a una reducción de la humedad del bagazo con un aumento del índice de generación de vapor y de forma contraria, la segunda alternativa implica un bagazo con mayor humedad pero a expensas de un mayor ahorro de energía en los calentadores de purificación. Esta temática, tal como se refiere en Serrano et al. (2023) y Kent (2011), ha sido muy poco abordada en estudios experimentales o simulados.

La primera variante corresponde al caso base, mientras que la segunda involucra al precalentamiento del jugo e implica la consideración de un calentador líquido-líquido a la entrada de la estación de purificación. Esto último se implementa en *SugarAsist* (en la pestaña “Purif-1”) especificando que la temperatura de entrada del agua de imbibición al

calentador es de 95 °C y que esta se aplica finalmente a 40 °C en los molinos obteniéndose los resultados mostrados en la tabla 3.3.

Tabla 3.3: Comparación del comportamiento energético y productivo del proceso de fabricación para la aplicación de la imbibición en caliente y la imbibición en frío con precalentamiento del jugo

<i>Parámetro</i>	<i>Variante 1 (caso base)</i>	<i>Variante 2 (precalentamiento de jugo mezclado)</i>	<i>Variación entre los valores de la variante 1 respecto a la 2 (%)</i>
Humedad del bagazo (%)	50,12	50,52	0,79
Pol del bagazo (%)	1,59	1,72	7,56
Temperatura del jugo mezclado (°C)	40,00	62,50	36,00
Consumo de vapor del calentador rectificador (kg/ 1000 kg de caña)	141,88	84,66	67,61
Flujo teórico de azúcar crudo (kg/h)	12240,00	11800,00	3,73
Vapor directo a válvula reductora (kg/1000 kg CM)	70,48	19,14	72,84
Exceso de vapor de escape sobrecalentado (kg/ 1000 kg de caña)	-70,48	-19,14	72,84
Exceso de vapor de escape saturado (kg/ 1000 kg de caña)	0,56	4,79	88,31
Exceso de vapor directo (kg/ 1000 kg de caña)	13,91	70,95	80,39
Sobrante de bagazo (%)	5,22	5,32	1,88

Los resultados presentados en la tabla 3.3 muestran que la variante 2 requiere de un leve sobreconsumo de bagazo con respecto a la 1, desde que la humedad en bagazo aumenta en un 0,40 % por la aplicación de la imbibición fría en lugar de la caliente. Ello hace que disminuya el poder calórico del bagazo y que por tanto, para satisfacer la carga nominal de vapor de los generadores se necesite más bagazo. Análogamente, por efecto de la imbibición en frío se incrementa la pol en bagazo en 0,13 unidades lo cual supone una diferencia en el flujo de azúcar del 3,7 %. Sin embargo, las mejoras al sistema energético del precalentamiento del jugo mezclado son muy significativas, al punto en que se reduce en un 70 % la cantidad de vapor que debe pasar por VRP, aumenta en un 85 % el exceso de vapor de escape saturado y reduce en un 80 % las necesidades de vapor directo de la

nueva alternativa respecto al caso base. Este uso más eficiente de los portadores energéticos es ventajoso para ampliar las posibilidades de cogeneración de electricidad o modificaciones tecnológicas para el ahorro de bagazo o diversificación.

3.4.3 Análisis de la repercusión económica de la variación del flujo de agua de imbibición en el proceso de fabricación

Para ello se parte de un caso de estudio base el cual presenta iguales condiciones y parámetros operacionales en el proceso de fabricación que el definido en el epígrafe 3.3, excepto en la cantidad de agua de imbibición añadida. En este, se establece que se adicionan 43,5 m³/h de agua de imbibición, lo cual implica una razón de imbibición aproximada de 200% en fibra. Luego, a partir de estas condiciones, se definen otras dos situaciones operacionales en las cuales solamente se varía la razón de imbibición: en la primera, esta aumenta hasta un valor de 220% (47,9 m³/h) mientras que en la segunda, disminuye a un valor de 180% (39,2 m³/h).

Para este análisis se emplea *SugarAsist* con el objetivo de evaluar la repercusión económica de estas variaciones en la razón de imbibición, en el cual se considera que la tonelada de azúcar crudo se vende a 11 133,83 CUP mientras que la de bagazo a 363 CUP (AZCUBA, 2023). A partir de ello, se obtienen los resultados mostrados en la tabla 3.4.

Tabla 3.4: Repercusión económica de la variación del agua de imbibición en el caso de estudio

<i>Parámetro</i>	<i>Caso base (razón de imbibición: 200%)</i>	<i>Caso de estudio con razón de imbibición incrementada (220%)</i>	<i>Caso de estudio con razón de imbibición disminuida (180%)</i>
Azúcar crudo producida (kg/h)	12 580	12 580	12 550

Valor asociado a la venta de azúcar crudo producida (CUP/h)	140 064	140 064	139 730
Bagazo consumido (kg/h)	42 350	43 400	43 120
Gasto incurrido por consumo de bagazo (CUP/h)	15 373	15 754	15 653

De los resultados anteriores se aprecia que se obtiene la misma cantidad de azúcar a 200% de razón de imbibición que a 220% y por tanto, igual valor económico asociado a la venta de azúcar crudo; lo cual se debe a la disminución que experimenta el flujo de azúcar crudo producido a partir de ciertos niveles de imbibición. Este último comportamiento está condicionado por un aumento en la tasa de extracción de no-azúcares con relación a la extracción de sacarosa, tal como se aborda en la sección 3.4.1. Sin embargo, a 220% existe un mayor consumo de bagazo con relación al que se verifica a 200% (en 1 050 kg/h) lo cual implica que dejarían de ingresarse, si se vendiera el bagazo sobrante, 1 372 140 CUP para 150 días de zafra. Para una razón de imbibición de 180%, se dejan de ingresar 1 201 453 CUP para 150 días de zafra por concepto de venta de azúcar crudo con relación a cuando se aplican 200% de razón de imbibición.

Este es un clásico análisis que tradicionalmente se realiza para establecer la cantidad más adecuada de agua de imbibición (Hugot, 2014a). Tal como se aborda con anterioridad, dicha determinación es mucho más compleja, para lo cual deben evaluarse diferentes restricciones en el proceso de fabricación. Sin embargo, la información que ofrece es de gran utilidad para análisis preliminares, tal como se aprecia en la investigación de González et al. (2010). En la figura 3.3 se muestra un análisis de sensibilidad para el caso de estudio al variar el flujo de agua de imbibición:

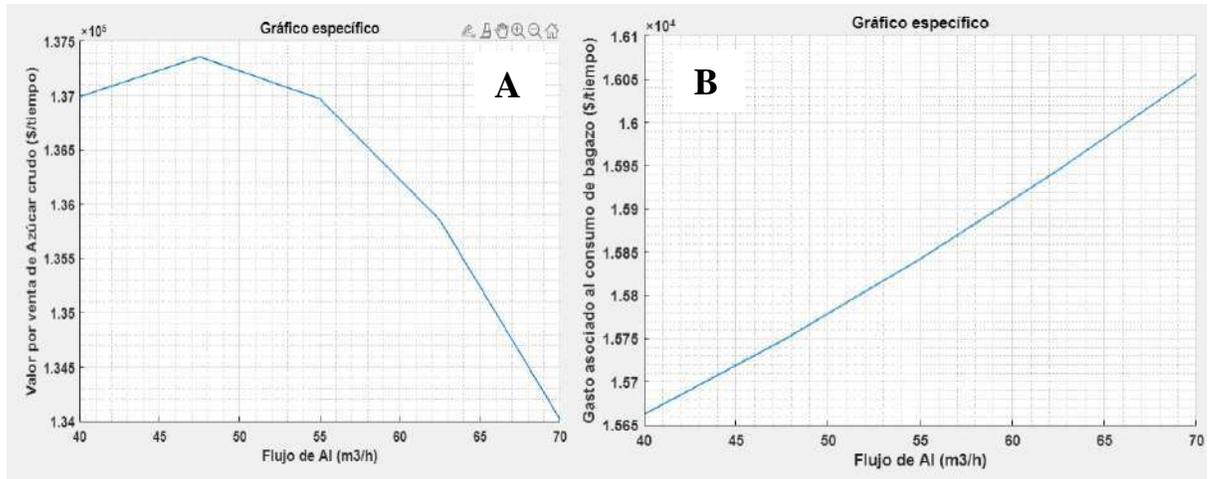


Figura 3.3: Comportamiento del valor asociado a la venta del azúcar crudo (gráfico A) y el gasto incurrido por consumo de bagazo para su producción (gráfico B) para una hora de trabajo si varía la cantidad de agua de imbibición

El comportamiento del valor económico derivado de la venta de azúcar crudo al incrementarse la razón de imbibición es totalmente lógico, si se toma en consideración los cambios que experimenta el flujo de azúcar crudo producido para iguales condiciones (figura A17.3 del anexo 17). A su vez, el segundo gráfico de la figura 3.3 muestra que el gasto asociado al consumo de bagazo presenta un comportamiento prácticamente lineal ascendente en todo el intervalo de análisis, lo cual agudiza la disminución en la ganancia económica que experimenta el proceso al intensificarse inadecuadamente la razón de imbibición.

De modo semejante, se realiza un análisis de sensibilidad (figura 3.4) para evaluar el comportamiento económico si fluctuara el precio de venta del bagazo y azúcar crudo:

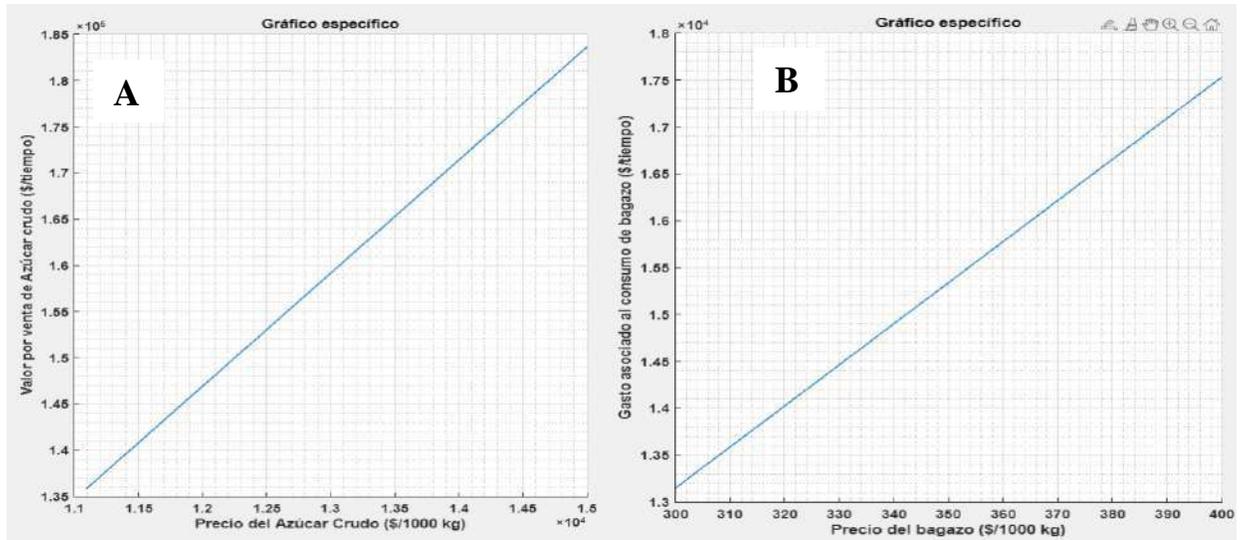


Figura 3.4: Comportamiento del valor asociado a la venta del azúcar crudo (gráfico A) y el gasto incurrido por consumo de bagazo para su producción (gráfico B) para una hora de trabajo si varía el precio de venta de estos productos.

El comportamiento mostrado en la figura anterior es totalmente lógico y valida por este sentido la correcta implementación de las funciones de cálculo correspondientes en *SugarAsist*.

La posibilidad de realización de estos gráficos aumenta las prestaciones de *SugarAsist* y potencia su empleo para la evaluación desde un punto de vista económico de diferentes alternativas tecnológicas y especialmente, de la repercusión económica que implican las condiciones operacionales de la imbibición a ser aplicadas.

3.4.4 Establecimiento de un esquema energético más eficiente

Este análisis puede realizarse con facilidad en *SugarAsist*, siendo esta una de sus principales ventajas desde un punto de vista práctico. El propósito de este análisis es demostrar la potencialidad de *SugarAsist* para la evaluación de esquemas de fabricación y no propiamente para establecer la mejor variante tecnológica. En tal sentido, solamente se evalúa otro esquema tecnológico, que parte del caso base pero en el cual el calentador secundario se alimenta con vapor del segundo vaso del múltiple-efecto, se destina todo el

vapor vegetal del pre-evaporador a tachos y se atempera hacia vapor de escape saturado el 25 % del vapor de escape sobrecalentado.

Los resultados de la tabla 3.5 muestran que la alternativa II es superior desde un punto de vista energético dado que reduce en casi un 50 % la cantidad de vapor que se debe pasar por VRP y aumenta en un 65 % el exceso de vapor directo para igual capacidad nominal de generación. En igual sentido aumenta el sobrante de vapor de escape saturado, lo cual indica que puede reducirse el factor de atemperamiento para este nivel de presión y en consecuencia, disminuir la demanda de vapor de escape del primer nivel de presión y disminuir aún más la cantidad de vapor que debe pasar por las VRP.

Tabla 3.5: Comportamiento energético y productivo del proceso de fabricación para las dos alternativas tecnológicas

<i>Parámetro</i>	<i>Alternativa I (caso base)</i>	<i>Alternativa II</i>	<i>Diferencia de la alternativa I respecto a la II (%)</i>
Vapor directo a válvula reductora (kg/ 1000 kg CM)	70,48	47,41	48,66
Exceso de vapor de escape sobrecalentado (kg/ 1000 kg de caña)	-70,48	-47,41	48,66
Exceso de vapor de escape saturado (kg/ 1000 kg de caña)	0,56	5,31	89,45
Exceso de vapor directo (kg/ 1000 kg de caña)	13,91	39,55	64,83

3.5 Conclusiones parciales

- 1 La herramienta informática desarrollada en Matlab (denominada *SugarAsist*) permite la realización exhaustiva de balances de masa y energía, y de análisis de sensibilidad en todas las etapas del proceso productivo; siendo aplicable para los esquemas típicos de fabricación de centrales azucareros cubanos.
- 2 A través de *SugarAsist* pueden evaluarse, para determinar la factibilidad técnica de las condiciones operacionales de la imbibición, parámetros claves como: velocidad de los jugos por los intercambiadores de calor, coeficiente global de transferencia de

calor en equipos de calentamiento y evaporación, velocidad de venteo en el tanque flash, velocidad de sedimentación, tasa de evaporación entre otros. Tales determinaciones contribuyen al análisis integral del efecto de la imbibición en el proceso de fabricación de azúcar crudo.

- 3 Las pruebas de validación y verificación de las funciones de cálculos implementadas mostraron resultados muy satisfactorios respecto a los resultados arrojados para iguales situaciones por el simulador *STA: Sistema Termo Azúcar* (versión 4.0, 2014) y situaciones particulares referidas en la literatura especializada. En todos los casos las diferencias fueron inferior al 10 % y en la mayoría de estos, menor al 5 %.
- 4 Entre las potencialidades prácticas de *SugarAsist* se destaca su empleo para: i) la determinación de las condiciones operacionales de la imbibición que permite la máxima producción de azúcar crudo, ii) evaluación preliminar de la factibilidad del precalentamiento del jugo mezclado, iii) análisis de la repercusión económica de la variación del flujo de agua de imbibición en el proceso de fabricación, y iv) establecimiento de un esquema energético más eficiente, entre otras prestaciones.

CONCLUSIONES

Como resultado final del trabajo desarrollado, se ha podido arribar a las siguientes conclusiones:

- 1 Se obtiene una herramienta de análisis válida para el manejo y control operacional de la imbibición, dispuesta de dos componentes principales: i) un conjunto de modelos matemáticos para el análisis local de la imbibición en la etapa de extracción y ii) un asistente informático para el análisis del efecto de la imbibición en todas las etapas del proceso de fabricación; por lo que se valida la hipótesis planteada.
- 2 La temperatura del agua de imbibición influye significativamente sobre la humedad y pol del bagazo, y el contenido de almidón del jugo mezclado. La aplicación de la imbibición en caliente (85 °C) en lugar de fría (40 °C) supone una reducción en 1,6-1,8 unidades de la humedad del bagazo, una disminución en un 12 % de su contenido de pol y un incremento en un 15 % del contenido de almidón en el jugo mezclado.
- 3 La aplicación de la imbibición en caliente no contribuye a que se alcance la temperatura mínima recomendada para la asepsia en todos los molinos del tándem (65 °C) ni influye en la temperatura del jugo mezclado.
- 4 Se obtiene un conjunto de modelos matemáticos con excelente calidad de ajuste, capaces de predecir el brix y pol del jugo mezclado y brix, pol y humedad de bagazo a partir de variables fácilmente medibles y totalmente válidas para el manejo operacional de la imbibición. Todos estos modelos matemáticos son aplicables para una temperatura del agua de imbibición entre 40-80 °C, una tasa de imbibición entre 80-290 % en fibra, un brix del jugo primario entre 17,6-23,0 °Bx y una pol del jugo primario entre 15,10-19,24 %.

- 5 A partir de los modelos matemáticos se establecen correspondencias gráficas que viabilizan la toma de decisiones operacionales rápidas y precisas relacionadas con la imbibición en la operación de la etapa de extracción.
- 6 Se desarrolla un asistente informático robusto y de potentes prestaciones, sustentado principalmente en balances de masa y energía, que permite el análisis integral de la significación de la imbibición en todo el proceso de producción. Este es totalmente aplicable para todos los esquemas de fabricación de centrales azucareros cubanos.

RECOMENDACIONES

Basadas en las conclusiones obtenidas y para la extensión futura del presente trabajo, se realizan la siguiente recomendación:

1. Aplicar la herramienta de análisis desarrollada en el manejo y control operacional de la imbibición en el proceso de fabricación de centrales azucareros cubanos, para lo cual es indispensable difundir su uso y capacitar al personal técnico correspondiente.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abraham, K., Brykczynski, H., Rudolph-Floter, E., & Floter, E. (2021). Targeted dextranase application for problem mitigation during sucrose crystallisation. *International Sugar Journal: World Sugar Yearbook 2021*.
- Ali, M., Deo, R. C., Downs, N. J., & Maraseni, T. (2018). Cotton yield prediction with Markov Chain Monte Carlo-based simulation model integrated with genetic programming algorithm: A new hybrid copula-driven approach. *Agricultural and Forest Meteorology*, 263, 428-448. doi:<https://doi.org/10.1016/j.agrformet.2018.09.002>
- Alvarez, A., Llanes, J., Cortés, I., & Perdomo, C. (2019). Determinación de los coeficientes de transferencia de calor en calentadores de jugo de caña. *Revista Centro Azúcar*, 46(1), 9-9.
- Alves, F. V., Polesi, L. F., Aguiar, C. L., & Sarmiento, S. B. S. (2014). Structural and physicochemical characteristics of starch from sugar cane and sweet sorghum stalks. *Carbohydrate Polymers*, 111, 592-597. doi:<https://doi.org/10.1016/j.carbpol.2014.05.034>
- Anand, M. (2012). Sugar and By-Products from Sugarcane: Recent Developments in Manufacturing Techniques. En G. Hunsigi (Ed.), *Production of Sugarcane: Theory and Practice* (Vol. 21): Springer.
- Arimie, C. O., Biu, E. O., & Ijomah, M. A. (2020). Outlier Detection and Effects on Modeling. *Open Access Library Journal*, 7, e6619. doi:<https://doi.org/10.4236/oalib.1106619>
- Assawamartbunlue, K., Kunrapeegayson, N., & Limwattana, P. (2018). Specific energy consumption of sugar cane mills in Thailand. *Chemical Engineering Transactions*, 70, 625-630.
- AZCUBA. (2013a). Área de Evaporadores. En AZCUBA (Ed.), *El consultor* (pp. 30). La Habana.
- AZCUBA. (2013b). Planta moledora. En AZCUBA (Ed.), *El Consultor* (pp. 28). La Habana.
- AZCUBA. (2023). *Listado de precios para la zafra 2022-2023*. La Habana.
- Balla, W. H., Rabah, A. A., & Abdallah, B. K. (2018). Pinch Analysis of Sugarcane Refinery Water Integration. *Sugar Tech*, 20(2), 122-134. doi:10.1007/s12355-017-0535-5
- Baloh, T., & Wittwer, E. (1995). *Energy Manual for Sugar Factories* (2 ed.). Berlin: Bartens.
- Batule, E. (2009a). Calentadores de jugo. . En *Serie azucarera 12* (pp. 310). San Salvador (El Salvador).

- Batule, E. (2009b). Evaporación. En *Serie azucarera 11* (pp. 496). San Salvador (El Salvador).
- Batule, E. (2009c). La molienda y difusión de la caña de azúcar. En E. Batule (Ed.), *Serie azucarera 20*. San Salvador
- Bell, S. R., & Acosta, Y. L. (2017). Acciones de Producción más Limpia para implementar en la industria azucarera cubana. *ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, 51*, 60-66.
- Bernardi, L. A. (2019). *Perfil del Azúcar*. Argentina: Ministerio de Agricultura Ganadería y Pesca.
- Bhutani, R., Tharani, K., Sudha, K., & Tomar, Y. (2020). Design of a cogeneration plant for sugar industries using renewable energy resources. *Journal of Statistics and Management Systems, 23*(1), 181-190. doi:10.1080/09720510.2020.1721637
- Birru, E., Erlich, C., & Martin, A. (2019). Energy performance comparisons and enhancements in the sugar cane industry. *Biomass Conversion and Biorefinery, 9*(2), 267-282. doi:10.1007/s13399-018-0349-z
- Bocha, M. (2019). *Performance Evaluation of Sugar Cane Milling Plant and Optimization of Process Parameters: A Case of Wonji-Shoa Sugar Factory*. (Tesis en opción al título de Máster en Ciencias en Ingeniería Química), Universidad de Addis Ababa, Addis Ababa (Etiopia).
- Casanova, E., Almazán, O., & Lodos, J. (2019). Tecnología Azucarera. En ICIDCA (Ed.), *Resultados de los Institutos Cubanos de Investigación, Desarrollo e Innovación en las Tecnologías sobre Azúcar y Derivados* (pp. 57-91). Ciudad de La Habana (Cuba).
- Casanova, E., & Alonso, J. (2006). *Métodos de cálculos para el control azucarero*. La Habana (Cuba): Instituto Cubano de Investigaciones Azucareras. MINAZ.
- Castro, B., Silva, A., & Santos, P. (2019). Aplicação de controle fuzzy na combustão de bagaço de cana-de-açúcar em caldeiras. *II Encontro de Agroindustriais Uniube-UFTM-IFTM*.
- Chantasiriwan, S. (2013). *Numerical model of sugar mills with compound Imbibition*. Presentado en Proceedings of the 35th Conference of the Australian Society of Sugar Cane Technologists held at Townsville, Queensland, Australia, 16-18 April 2013.
- Chantasiriwan, S. (2016a). Optimum imbibition for cogeneration in sugar factories. *Applied Thermal Engineering, 103*, 1031-1038. doi:10.1016/j.applthermaleng.2015.08.113
- Chantasiriwan, S. (2016b). Simulation of quadruple-effect evaporator with vapor bleeding used for juice heating. *International Journal of Food Engineering, 2*(1), 36-41.

- Christodoulou, P. (2003). Sugars and Carbohydrates. En C. Tzia & G. Liadakis (Eds.), *Extraction Optimization in Food Engineering*. USA: Marcel Dekker.
- CNCA. (2011). *Manual para la autogestión de aprendizaje por competencias: Planta Moledora*. La Habana (Cuba).
- Cole, M., Eggleston, G., Gilbert, A., & Chung, Y. (2014). *Development of a research method to measure insoluble and soluble starch in sugarcane factory and refinery products*. Presentado en Proceedings of the 2014 Sugar Industry Technologists Meeting.
- Cole, M. R., Rose, I., Chung, Y. J., & Eggleston, G. (2015). A structured approach to target starch solubilisation and hydrolysis for the sugarcane industry. *Food Chemistry*, 166, 165-172. doi:10.1016/j.foodchem.2014.05.151
- Cortés, M., Cornes, Y., Alomá, I., & González, E. (2019). Evaluación del sistema energético en el central azucarero quintín bandera. *Centro Azúcar*, 46(3), 66-78.
- Cortés, M., Vicente, I., Pedraja, R., & Suárez, E. (2015). Tecnologías y sistemas para el manejo de agua y condensados en la producción de azúcar. *Revista Centro Azúcar*, 42(1).
- De Whalley, H. C. S. (2013). *ICUMSA methods of sugar analysis: official and tentative methods recommended by the International Commission for Uniform Methods of sugar analysis (ICUMSA)*: Elsevier.
- Dogbe, E. S., Mandegari, M. A., & Görgens, J. F. (2018). Exergetic diagnosis and performance analysis of a typical sugar mill based on Aspen Plus® simulation of the process. *Energy*, 145, 614-625. doi:<https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.12.134>
- Domínguez, M. A., & Lobato, I. N. (2020). Specification testing with estimated variables. *Econometric Reviews*, 39(5), 476-494. doi:10.1080/07474938.2019.1687116
- Dos Santos, C. S., de Oliveira, S., & Barbosa, B. H. (2018). Análise da eficiência energética do bagaço da cana na geração de vapor em uma usina sucroalcooleira. *Revista Metropolitana de Sustentabilidade (ISSN 2318-3233)*, 8(3), 106-121.
- Edwards, B. (1995). *Extraction performance of milling trains—imbibition processes and calculations*. Presentado en Proc. Aust. Soc. Sugar Cane Technol.
- Efe, C., Straathof, A., & van der Wielen, L. (2005). *Technical and economical feasibility of production of ethanol from sugar cane and sugar cane bagasse*. Retrieved from Delft:
- Eggleston, G., Legendre, B., & Godshall, M. (2017). Sugar and Other Sweeteners. En (pp. 933-978).
- Espinosa, R., Carrillo, J., Machado, S., & Reymond, A. (1984). *Sistemas de utilización del calor. Apuntes para un libro de texto*. (1 ed.). La Habana: Departamento de Textos y Materiales Didácticos. Ministerio de Educación Superior.

- Falcón, F. (2013). *Análisis productivo de alcalización de jugo mezclado en tanque flash*. Florida (EE. UU).
- Fox, J., & Sanford, W. (2019). *An R Companion to Applied Regression* (3ra ed.). California: SAGE.
- Fox, J., Weisberg, S., & Price, B. (2021). Package: "car"(Companion to Applied Regression) (Version 3.0-11).
- Gharekhani, M., Nadiri, A. A., Khatibi, R., & Sadeghfam, S. (2021). An investigation into time-variant subsidence potentials using inclusive multiple modelling strategies. *Journal of Environmental Management*, 294, 112949. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2021.112949>
- Ginste, J., & Partanen, S. (2020). Feasibility analysis of upgrading the cogeneration unit of George Washington sugar mill in Cuba. En.
- Godshall, M., Clarke, M., & Dooley, C. (1991). *Starch: process problems and analytical developments*. Presentado en Proceedings of the sugar processing research conference (USA).
- González, F., Castellanos, J., & Puertas, J. (2010). Método para determinar la cantidad de agua de imbibición a utilizar en la industria de azúcar de caña. *Ingeniería Mecánica*, 13(1), 41-48.
- González, M., Alomá, I., Espinosa, R., & González, E. (2015). Tecnologías y sistemas para el manejo de aguas y condensados en la producción de azúcar. *Centro Azúcar*, 42(1), 72-87.
- Gross, J., & Ligges, U. (2015). Package 'nortest' (Version 1.0-4): CRAN.
- Guilherme, G. L., & Nicolin, D. J. (2020). Soybean drying as a moving boundary problem: Shrinkage and moisture kinetics prediction. *Journal of Food Process Engineering*, 43(10), e13497. doi:10.1111/jfpe.13497
- Harrell, F. (2015). *Regression Modeling Strategies: With Applications to Linear Models, Logistic and Ordinal Regression, and Survival Analysis*. New York: Springer.
- Hernández-Chover, V., Castellet-Viciano, L., & Hernández-Sancho, F. (2019). Cost analysis of the facilities deterioration in wastewater treatment plants: A dynamic approach. *Sustainable Cities and Society*, 49, 101613. doi:<https://doi.org/10.1016/j.scs.2019.101613>
- Hernández, Y. (2019). *Análisis de la eficiencia industrial. Zafras 2010 al 2019*. Presentado en Conferencia Provincial de la ATAC Matanzas.
- Hodeghatta, U. R., & Nayak, U. (2017). Multiple Linear Regression. En *Business Analytics Using R - A Practical Approach* (pp. 207-231). Berkeley, CA: Apress.

- Holmgren, M. (2007). XSteam: Thermodynamic properties of water and steam. Disponible en: www.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/9817-x-steam-thermodynamic-properties-of-water-and-steam
- Honig, P. (1987). *Principios de Tecnología Azucarera (Tomo III)*. La Habana.
- Hothorn, T., Zeileis, A., Farebrother, R. W., Cummins, C., Millo, G., & Mitchell, D. (2020). Package: "lmtest" (Testing Linear Regression Models) (Version 0.9-38).
- Hugot, E. (2014a). Imbibition. En E. Hugot (Ed.), *Handbook of Cane Sugar Engineering* (pp. 223-245): Elsevier.
- Hugot, E. (2014b). Purification of Juice. En E. Hugot (Ed.), *Handbook of Cane Sugar Engineering*: Elsevier.
- ICIDCA. (2012). *Índice de Capacidades*. La Habana (Cuba): Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.
- Inskip, S. T. (2010). Cane Preparation-Optimised Technology. *Proc. Int. Soc. Sugar Cane Technol*, 27.
- Jenkins, G. H. (2013). *Introduction to Cane Sugar Technology*: Elsevier.
- Jiménez, R., Monteagudo, J. P., & Lorenzo, J. (2017). Potencialidades de mejoras energéticas en el proceso tecnológico en los centrales azucareros. *Revista de Ingeniería Energética*, 38(2), 88-96.
- Jung, K., Bae, D.-H., Um, M.-J., Kim, S., Jeon, S., & Park, D. J. S. (2020). Evaluation of nitrate load estimations using neural networks and canonical correlation analysis with k-fold cross-validation. *12*(1), 400.
- Karabagias, V. K., Karabagias, I. K., & Gatzias, I. (2018). The impact of different heating temperatures on physicochemical, color attributes, and antioxidant activity parameters of Greek honeys. *Journal of Food Process Engineering*, 41(3), e12668. doi:10.1111/jfpe.12668
- Kent, G. (1997). *Modelling the extraction processes of milling trains*. Presentado en Proceedings-Australian Society of Sugar Cane Technologists.
- Kent, G. (2001). *A model to estimate milling unit throughput*. Presentado en Proceedings of the 2001 Conference of the Australian Society of Sugar Cane Technologists held at Mackay, Queensland, Australia, 1st-4th May 2001.
- Kent, G. (2010). *Estimating bagasse production*. Presentado en Proceedings of the 2010 Conference of the Australian Society of Sugar Cane Technologists held at Bundaberg,, Queensland, Australia.
- Kent, G. (2011). The Effect of Added Water Temperature on Milling Train Operation and Performance. *Sugar Tech*, 13(1), 1-6. doi:10.1007/s12355-011-0062-8

- Kent, G. (2019). Understanding milling tandem control. *Proceedings of the International Society of Sugar Cane Technologists*, 30, 1936-1943.
- Kulkarni, D. (1996). Cane sugar manufacture in India. En STAI (Ed.), *Sugar Technologists Association of India*. New Delhi: STAI.
- Kumar, S., Yadav, A., & Kumar, A. (2020). Design modification to enhance the performance of rotary drum vacuum filter. En STAI (Ed.), *e-Proceedings of 78th Annual Convention of STAI* (pp. 124-132). Nueva Delhi (India): STAI.
- Kusoncum, C., Sethanan, K., Hartl, R. F., & Jamrus, T. (2020). Modified differential evolution and heuristic algorithms for dump tippler machine allocation in a typical sugar mill in Thailand. *Operational Research*. doi:10.1007/s12351-020-00597-z
- Lionnet, G. (1981). The effect of the level of extraction on mixed juice purity. *EXTRACTION*, 96(97), 98.
- Liu, J., & Smith, S. R. (2020). A multi-level biogas model to optimise the energy balance of full-scale sewage sludge conventional and THP anaerobic digestion. *Renewable Energy*, 159, 756-766. doi:<https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.06.029>
- Lloyd, T., Eastment, S., & Mitchell, P. (2011). Milling train maceration control utilising nir technology. *International sugar journal*, 113(1350), 438.
- Lodos, J., Sabadí, R., & Rostgaard, L. (2019). Capítulo 11: La energía en el proceso azucarero. En E. ICIDCA (Ed.), *Resultados de los Institutos Cubanos de Investigación, Desarrollo e Innovación en las Tecnologías sobre Azúcar y Derivados* (pp. 260-294). La Habana (Cuba).
- Londhe, M., Kale, K., Dixit, K., & Raj, S. (2020). Case Study - Impact Of High Imbibition % Cane (50 % +) On Sugar Recovery and Steam Consumption. En STAI (Ed.), *e-Proceedings of 78th Annual Convention of STAI* (pp. 155-164). Nueva Delhi (India): STAI.
- Loubser, R. (2004). *Heat and mass balance using constraint equations, a spreadsheet, and the Newton-Raphson technique*. Presentado en Proc S Afr Sug Technol Ass.
- Lüdecke, D., Makowski, D., Ben-Shachar, M., Waggoner, P., Wiernik, B. M., Arel-Bundock, V., & Jullum, M. (2021). Package: Performance (Assessment of Regression Models Performance) (Version 0.7.3) [Package].
- Luo, L., Liu, L., Wang, D., Bai, X., Wang, Z., & Lu, Z. (2017). A regression model for fuel consumption. *ASABE Annual International Meeting*, 1. doi:<https://doi.org/10.13031/aim.201701626>
- Mahaboob, B., Prasad, S. V., Praveen, J. P., Donthi, R., & Venkateswarlu, B. (2019). *On misspecification tests for stochastic linear regression model*. Presentado en AIP Conference Proceedings.

- Maindonald, J., & Braun, J. (2010). *Data Analysis and Graphics Using R – an Example-Based Approach* (3ra ed.). Cambridge (Reino Unido): Cambridge University Press.
- Maindonald, J., & Braun, J. (2015). *Data Analysis and Graphics Data and Functions (DAAG)*.
- Mann, A., Thaval, O., Broadfoot, R., & McFeaters, J. (2015). *Improving factory performance using an integrated sugar factory model*. Presentado en Proceedings of the 37th Annual Conference of the Australian Society of Sugar Cane Technologists:.
- Marthino De Oliveira, T. (2019). *Análise da eficiência energética e extração de sacarose no setor sucroenergético*.
- Martin, L. F. (2013). Chapter 6 - The complex organic nonsugars of high molecular weight. En P. Honig (Ed.), *Principles of Sugar Technology* (pp. 178-195): Elsevier.
- Meghana, M., & Shastri, Y. (2020). Sustainable valorization of sugar industry waste: Status, opportunities, and challenges. *Bioresource Technology*, 303, 122929. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122929>
- Meyers, L., Gamst, G., & Guarino, A. (2016). *Applied Multivariate Research: Design and Interpretation*. California: Sage.
- Mihalovits, M., & Kemény, S. (2022). Testing the Fit of Regression Models Estimated with Extremely Small Samples: Application in Pharmaceutical Stability Studies. *Periodica Polytechnica Chemical Engineering*, 66(2), 325-339.
- MINAZ. (2010). Purificación de jugos. En Ingemat (Ed.), *Manual de Operaciones para la Fabricación de Azúcar Crudo* (pp. 45). La Habana.
- Mishra, P., Pandey, C., Singh, U., Gupta, A., Sahu, C., & Keshri, A. (2019). Descriptive Statistics and Normality Tests for Statistical Data. *Annals of Cardiac Anaesthesia*.
- Mkwananzi, T., Mandegari, M., & Görgens, J. F. (2019). Disturbance modelling through steady-state value deviations: The determination of suitable energy indicators and parameters for energy consumption monitoring in a typical sugar mill. *Energy*, 176, 211-223. doi:<https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.03.191>
- Mohammed, Y. (2018). *Optimization of Steam Generation and Consumption: A Case study Elguneid Sugar Factory, Gezira State, Sudan*. (Master of Science), Universidad de Gezira, Sudán.
- Montgomery, D., Peck, E., & Vining, G. (2002). *Introducción al análisis de regresión lineal*. México: Compañía Editorial Continental.
- Montgomery, D., & Runger, G. (2018). *Applied Statistics and Probability for Engineers* (7ma ed.). New York: Wiley.

- Morales, Y., Kafarov, V., Ruiz, F., & Castillo, E. (2018). Modelación de los procesos de producción de bioetanol de primera y segunda generación a partir de la caña de azúcar. Etapas; preparación, molienda y clarificación. *Umbral Científico*, 16.
- Morejón, Y., & Revé, J. (2013). Influencia de la preparación de caña de azúcar a moler en la producción de azúcar en el Complejo Agroindustrial Azucarero “Manuel Fajardo”. *Revista Ciencias Agropecuarias*, 22(1), 16-19.
- Mullor, R., Mulero, J., & Trottini, M. (2019). A modelling approach to optimal imperfect maintenance of repairable equipment with multiple failure modes. *Computers & Industrial Engineering*, 128, 24-31. doi:<https://doi.org/10.1016/j.cie.2018.12.032>
- Neves, S. A., & Marques, A. C. (2022). Drivers and barriers in the transition from a linear economy to a circular economy. *Journal of Cleaner Production*, 341, 130865. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.130865>
- Obregón, J., Gómez, B., & Hernández, R. (2016). Evaluación de la operación de extracción industrial de jugos de caña energética. *Revista Centro Azúcar*, 43(2), 9.
- Ordóñez, S. C. (2004). *Modelo de diagnóstico para la evaluación de la productividad de un proceso agroindustrial azucarero*. (Trabajo de graduación al conferírsele el título de Ingeniera Química), Universidad de San Carlos de Guatemala Guatemala.
- Pankiewicz, U., Góral, M., Kozłowicz, K., & Góral, D. (2020). Application of pulsed electric field in production of ice cream enriched with probiotic bacteria (*L. rhamnosus* B 442) containing intracellular calcium ions. *Journal of Food Engineering*, 275, 109876. doi:10.1016/j.jfoodeng.2019.109876
- Pappa, E. C., Kondyli, E., Bosnea, L., Malamou, E., & Vlachou, A.-M. (2021). Chemical, microbiological, sensory, and rheological properties of fresh goat milk cheese made by different starter cultures during storage. *Journal of Food Process Engineering*, e13788. doi:10.1111/jfpe.13788
- Peacock, S., & Cole, M. (2009). Optimising imbibition in a sugar mill with cogeneration. *The South African Sugar Technologists' Association*, 83, 331-341.
- Pedroso, I. (2018). Mass balance of a sugarmill with compound imbibition: A numerical model. *Sugar Journal*, 80(11), 20-27.
- Pérez, C. M. M., & Benítez, J. B. D. L. (2012). Influencia de la calidad de la materia prima en el proceso tecnológico, calidad del producto final, y el rendimiento industrial en una fábrica de azúcar. *Revista Centro Azúcar*, 39(3).
- Pérez de Alejo, H., Perez, A., Corrales, Y., Pérez, O., Curbelo, T., González, Y., . . . Marrero, R. (2009). *El análisis de procesos y el empleo adecuado de la energía en la producción de azúcar crudo y electricidad en ingenios cubanos* (1 ed.). Ciudad de La Habana (Cuba): Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior.

- Priego, Q., & Palmer, R. (2018). Multi Regression Analysis of Skin Temperature Variation During Cycling Exercise. *Lecture Notes in Computational Vision and Biomechanics*, 27, 962-969. doi:10.1007/978-3-319-68195-5_105
- Razali, N. M., & Wah, Y. B. (2011). Power comparisons of shapiro-wilk, kolmogorov-smirnov, lilliefors and anderson-darling tests. *Journal of statistical modeling and analytics*, 2(1), 21-33.
- Rein, P. (1975). *A statistical analysis of the effect of cane quality on extraction performance*. Presentado en 49th Conference of South African Sugar Technologists' Association.
- Rein, P. (2017). *Cane sugar engineering*. Berlin: Verlag Dr. Albert Bartens.
- Riple, B., Venables, B., Hornink, K., Gebhardt, A., & Firth, D. (2021). *Support Functions and Datasets for Venables and Ripley's MASS*.
- Rodríguez, L. E. (2010). *Eliminación del consumo de agua en el proceso de fabricación de azúcar crudo del central "Cristino Naranjo Vázquez"*. (Tesis de Maestría), Universidad de Holguín "Oscar Lucero Moya", Holguín (Cuba).
- Rumánková, L., Smutka, L., Maitah, M., & Benešová, I. (2019). The Interrelationship Between Sugar Prices at the Main World Sugar Commodities Markets. *Sugar Tech*, 21(6), 853-861. doi:10.1007/s12355-019-00739-4
- Salvatierra, M. A. (2019). *Evaluación de mazas perforadas, en el agotamiento del bagazo de caña de azúcar en el proceso de extracción de jugo, en ingenio Palo Gordo, S.A.* (Tesis de Maestría), Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala.
- SASTA. (2009). *Laboratory Manual* (5ta ed.): South African Sugar Technologists' Association.
- Serrano, J. (2022). *Correlación matemática para la estimación de la velocidad de sedimentación de impurezas en jugo alcalizado: una aproximación experimental*. Matanzas.
- Serrano, J., Luis, M., & Luis, J. (2022). Análisis de la situación operacional de la etapa de extracción de un Central azucarero. *Ingeniería y Desarrollo*, 40(2).
- Serrano, J., Orozco, J. L., Dueñas, J., & Ramírez, H. (2022). Obtaining Mathematical Models to Predict the Behaviour of the Extraction Stage of the Raw Sugar Production Process. *Sugar Tech*. doi:10.1007/s12355-022-01236-x
- Serrano, J., Orozco, J. L., García, A., Dueñas, J., León, M. L., & Herrera, Z. (2023). Influence of imbibition temperature on the extraction stage of the cane sugar production. *Journal of Food Engineering*, 345, 111414. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2023.111414>
- Shah, M. I., Javed, M. F., & Abunama, T. (2021). Proposed formulation of surface water quality and modelling using gene expression, machine learning, and regression

- techniques. *Environmental Science and Pollution Research*, 28(11), 13202-13220. doi:10.1007/s11356-020-11490-9
- Shingare, S., & Thorat, B. (2008). *Sugar cane bagasse drying-A review*. Presentado en 16th International Drying Symposium (IDS), Hyderabad (India).
- Singh, O. K. (2019). Exergy analysis of a grid-connected bagasse-based cogeneration plant of sugar factory and exhaust heat utilization for running a cold storage. *Renewable Energy*, 143, 149-163. doi:<https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.05.012>
- Sullivan, J. H., Warkentin, M., & Wallace, L. (2021). So many ways for assessing outliers: What really works and does it matter? *Journal of Business Research*, 132, 530-543. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jbusres.2021.03.066>
- Sunori, S. K., Juneja, P. K., Chaturvedi, M., Aswal, P., Singh, S. K., & Shree, S. (2016). GA based optimization of quality of sugar in sugar industry. *Ciencia e Tecnica Vitivinicola, ISSN, 0254-0223*.
- Suresh, K. K., & Krishna Priya, S. R. (2011). Forecasting Sugarcane Yield of Tamilnadu Using ARIMA Models. *Sugar Tech*, 13(1), 23-26. doi:10.1007/s12355-011-0071-7
- Thaval, O. (2012). *Modelling the flow of cane constituents through the milling process of a raw sugar factory*. Queensland University of Technology,
- Thaval, O., & Kent, G. (2012a). *An enhanced mill extraction model*. Presentado en Proceedings of the 34th Annual Conference of the Australian Society of Sugar Cane Technologists.
- Thaval, O., & Kent, G. (2012b). *Modelling the flow of cane constituents in the milling process*. Presentado en Proceedings of the 85th Annual Congress of the South African Sugar Technologists' Association.
- Thaval, O., & Kent, G. (2015). *Modelling milling train performance*. Presentado en Proceedings of the 37th Conference of the Australian Society of Sugar Cane Technologists, 28-30 April 2015, Bundaberg, Queensland, Australia.
- Thaval, O. P., & Kent, G. A. (2013). *Advanced computer simulation of the milling process*. Presentado en International Society of Sugar Cane Technologists.
- Villatoro, M. A. S. (2019). *Evaluación de mazas perforadas, en el agotamiento del bagazo de caña de azúcar en el proceso de extracción de jugo, en ingenio Palo Gordo, S.A., Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala*.
- Vu, T., LeBlanc, J., & Chou, C. C. (2020). Clarification of sugarcane juice by ultrafiltration membrane: Toward the direct production of refined cane sugar. *Journal of Food Engineering*, 264, 109682. doi:10.1016/j.jfoodeng.2019.07.029

- Wienese, A. (1990). *Mill settings and extraction*. Presentado en Proceedings of The South African Sugar Technologists' Association.
- Wienese, A. (1994). Imbibition optimisation at Mount Edgecombe. *Proceedings of The South African Sugar Technologists' Association*, 6.
- Wienese, A. (1995). *The effect of imbibition and cane quality on the front end mass balance*. Presentado en Proc S Afr Sug Technol Ass.
- Wright, P., Fernandes, A., & Zarpelon, F. (2007). *Control calculations for factories producing both sugar and alcohol*. Presentado en Proceedings of the 2007 Conference of the Australian Society of Sugar Cane Technologists held at Cairns, Queensland, Australia, 8-11 May 2007.
- Zhang, J., Meng, Y., Wang, H., Yao, T., Yu, S., & Chen, J. (2020). Optimization design of cane sugar evaporative crystallizer based on orthogonal test and computational fluid dynamics. *Journal of Food Process Engineering*, 43(4), e13355. doi:10.1111/jfpe.13355
- Zhou, M., Kimbeng, C., Edme, S., Hale, A., Viator, R., & Eggleston, G. (2010). Sustainability of Low Starch Concentrations in Sugarcane through Short-Term Optimized Amylase and Long-Term Breeding Strategies. En *Eggleston, G., Ed., Sustainability of the Sugar and Sugar-Ethanol Industries* (Vol. 1058, pp. 229-250). Oxford.

ANEXOS

Anexo 1: Resultados experimentales para la determinación del efecto de la temperatura de la imbibición sobre el comportamiento de la extracción

Tabla A1.1: ANOVA para la pol del bagazo al variar la temperatura de imbibición

<i>Central azucarero</i>	<i>Temperatura del agua de imbibición (°C)</i>	<i>Cantidad de réplicas experimentales</i>	<i>Composición promedio de la sacarosa en el bagazo (%)</i>	<i>Desviación estándar</i>	<i>P- valor</i>
A	40	10	1,99	0,10	7e-06
	60	10	1,89	0,04	
	85	10	1,77	0,09	
B	40	10	2,04	0,01	2e-06
	60	10	1,91	0,05	
	85	10	1,80	0,08	

Tabla A1.2: Prueba LSD de Fisher para la detección de grupos homogéneos en los datos de la pol del bagazo empleados en el ANOVA

<i>Central azucarero</i>	<i>Temperatura del agua de imbibición (°C)</i>	<i>Composición promedio de la sacarosa en el bagazo (%)</i>	<i>Límite inferior</i>	<i>Límite superior</i>	<i>Grupos Homogéneos (Prueba LSD de Fisher)</i>
A	40	1,99	1,93	2,03	Ninguno
	60	1,89	1,83	1,94	
	85	1,77	1,72	1,82	
B	40	2,04	10	2,04	Ninguno
	60	1,91	10	1,91	
	85	1,80	10	1,80	

Tabla A1.3: Resultados del análisis de varianza para la humedad del bagazo

Central azucarero	Temperatura del agua de imbibición (°C)	Cantidad de réplicas experimentales	Humedad promedio del bagazo (%)	Desviación estándar	P-valor
A	40	10	50,64	0,64	6e-08
	60	10	49,56	0,57	
	85	10	48,89	0,27	
B	40	10	50,62	0,37	6e-08
	60	10	50,10	0,57	
	85	10	49,01	0,54	

Tabla A1.4: Prueba LSD de Fisher para la detección de grupos homogéneos en los datos de la humedad del bagazo empleados en el ANOVA

Central azucarero	Temperatura del agua de imbibición (°C)	Composición promedio de la humedad del bagazo (%)	Límite inferior	Límite superior	Grupos Homogéneos (Prueba LSD de Fisher)
A	40	50,64	50,30	50,99	Ninguno
	60	49,56	49,22	49,90	
	85	48,89	48,55	49,23	
B	40	50,62	50,29	50,94	Ninguno
	60	50,10	49,76	50,42	
	85	49,01	48,69	49,33	

Tabla A1.5: ANOVA para el efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre la composición de almidón en los jugos

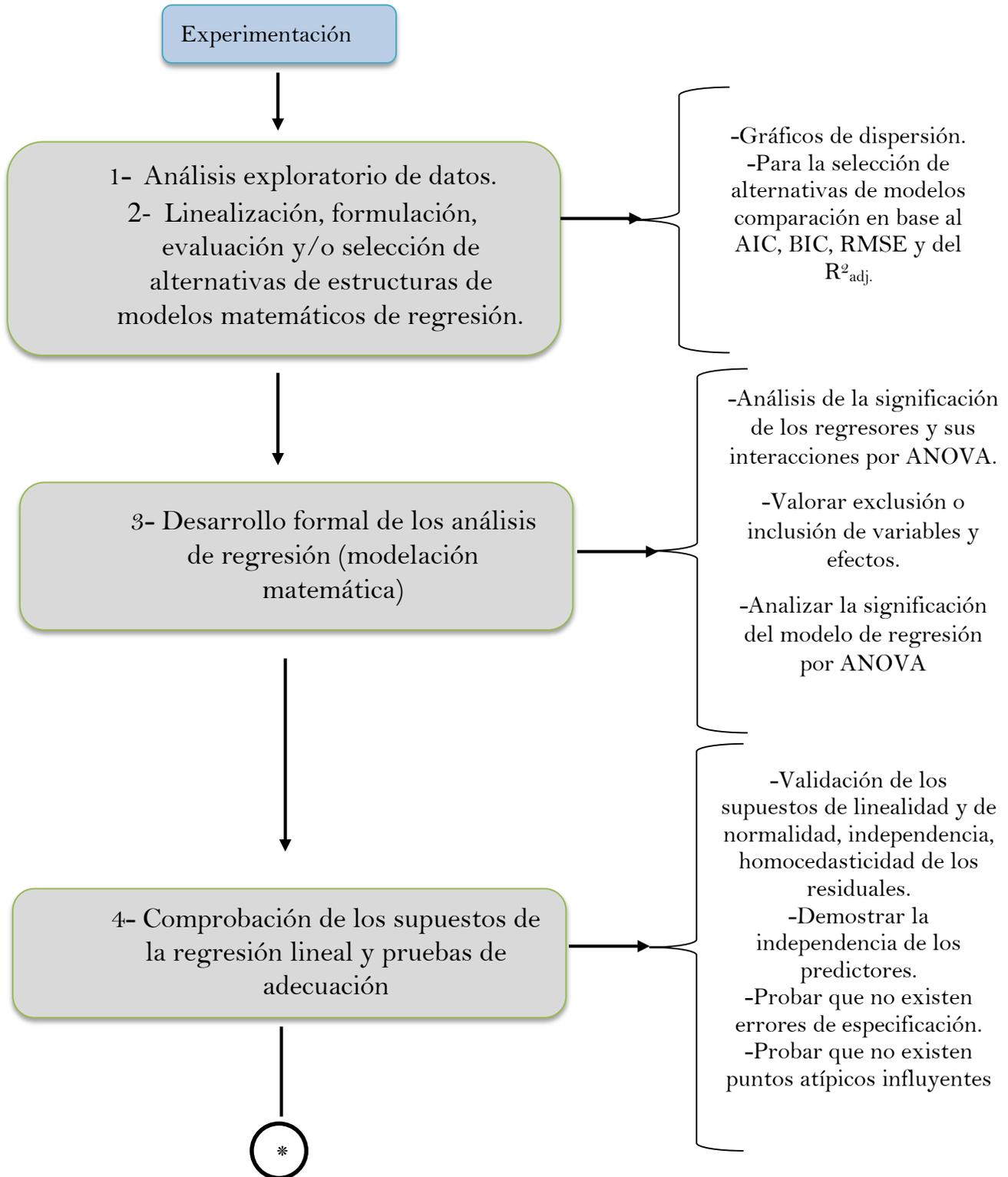
Central Azucarero	Temperatura de agua de imbibición (°C)	Jugo del 5to molino			Jugo mezclado			Jugo primario		
		Composición promedio de almidón (mg/kg jugo)	Desviación estándar	P-valor	Composición promedio de almidón (mg/kg jugo)	Desviación estándar	P-valor	Composición promedio de almidón (mg/kg jugo)	Desviación estándar	P-valor
A	40	56,84	9,01	3e-05	151,49	6,43	3e-06	180,15	4,76	0,5
	60	68,41	4,43		162,12	4,24		178,52	6,43	9
	85	77,38	4,34		175,97	7,70		181,86	6,89	
B	40	83,26	9,01	1e-07	188,12	4,74	1e-06	209,92	8,29	0,7
	60	94,30	4,43		200,83	5,53		211,34	6,72	3
	85	113,66	4,34		215,40	8,32		208,74	4,62	

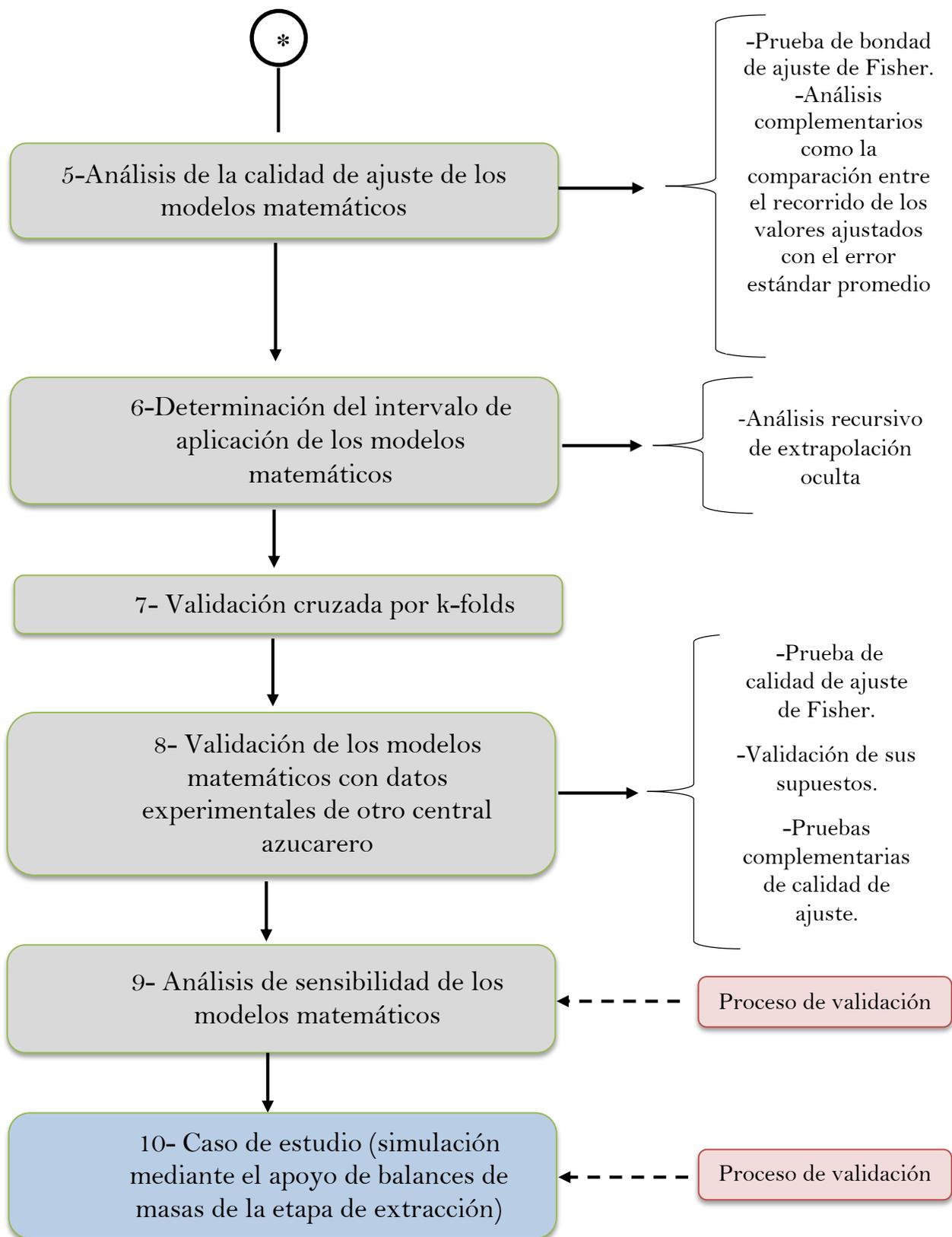
Tabla A1.6: Resultados de la validación de los supuestos del análisis de varianza

Parámetro	P-valor Prueba de Shapiro-Wilk		P-valor Prueba de Breush-Pagan		P-valor Prueba de Durbin-Watson	
	Central azucarero		Central azucarero		Central azucarero	
	A	B	A	B	A	B
Humedad del bagazo	0,097	0,391	0,198	0,399	0,604	0,382
Pol en bagazo	0,702	0,371	0,719	0,533	0,838	0,738
Composición de almidón en jugo primario	0,792	0,278	0,426	0,221	0,330	0,692
Composición de almidón en jugo del quinto molino	0,200	0,556	0,183	0,135	0,830	0,400

Composición de almidón en jugo mezclado	0,652	0,355	0,511	0,188	0,286	0,076
--	-------	-------	-------	-------	-------	-------

Anexo 2: Diagrama heurístico del desarrollo y validación de los modelos matemáticos de regresión





Anexo 3: Resultados del desarrollo de los modelos matemáticos de regresión

Tabla A3.1: Resultados del análisis de regresión

Ecuación 2.7			Ecuación 2.8			Ecuación 2.9		
Coefficient e:	Estimado	P-valor	Coefficient e:	Estimado	P-valor	Coefficient e:	Estimado	P-valor
Intercepto	0,876	0,222	Intercepto	1,592	0,128	Intercepto	48,156	< 2e-16
T	0,014	9,84e-06	T	0,011	0,01	T	-0,010	8,82e-05
λ	-0,01872	< 2e-16	λ	-0,01744	< 2e-16	λ	0,01043	< 2e-16
JP_{BX}	0,858	< 2e-16	JP_{POL}	0,843	< 2e-16			
P-valor	Menor que 2,2e-16		P-valor	< 2,2e-16		P-valor	< 2,2e-16	
R^2 ajustado	0,9455		R^2 ajustado	0,872		R^2 ajustado	0,8014	

Donde:
T: Temperatura del agua de imbibición (°C)
 λ : Cantidad de agua de imbibición según el peso de la fibra (%)
 JP_{BX} : Brix del jugo primario (°Bx)
 JP_{POL} : Pol del jugo primario (%)

Tabla A3.2: Comparación de modelos de regresión para predecir el brix del bagazo

Alternativa 1: $Bg_{BX} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{BX}$ (V1)	RMSE: 0,725	AIC: 238,578	BIC: 251,895	R^2_{adj} : 0,804
Alternativa 2: $\ln(Bg_{BX}) = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{BX}$ (V2)	RMSE: 0,135	AIC: -117,947	BIC: -104,630	R^2_{adj} : 0,827
Alternativa 3: $\ln(Bg_{BX}) = \beta_0 + \beta_1 \cdot \ln(\lambda) + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{BX}$ (V3)	RMSE: 0,137	AIC: -114,089	BIC: -100,772	R^2_{adj} : 0,820
Alternativa 4: $Bg_{BX} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot \lambda^2 + \beta_3 \cdot T + \beta_4 \cdot JP_{BX}$ (V4)	RMSE: 0,619	AIC: 205,968	BIC: 221,949	R^2_{adj} : 0,859
Alternativa 5: $Bg_{BX} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \sqrt{\lambda} + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{BX}$ (V5)	RMSE: 0,654	AIC: 217,486	BIC: 230,803	R^2_{adj} : 0,839
Alternativa 6: $Bg_{BX} = \beta_0 + \beta_1 \cdot 1/\lambda + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{BX}$ (V6)	RMSE: 0,718	AIC: 236,595	BIC: 249,912	R^2_{adj} : 0,808
Alternativa 7: $Bg_{BX} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \ln(\lambda) + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{BX}$ (V7)	RMSE: 0,628	AIC: 208,073	BIC: 221,391	R^2_{adj} : 0,853

Comparación de modelos de regresión para el brix del bagazo

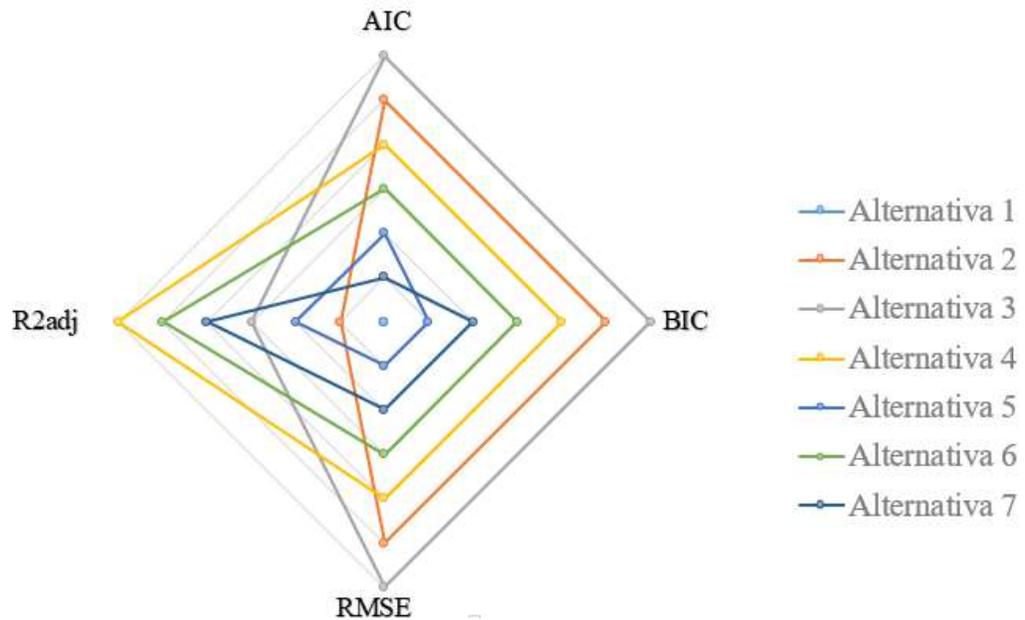


Figura A3.1: Comparación de diferentes alternativas para el modelo matemático del brix del bagazo, a partir de los resultados de la tabla A3.2

Tabla A3.3: Comparación de modelos de regresión para predecir la pol del bagazo

Alternativa 1: $Bg_{POL} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{POL}$ (V1)	RMSE: 0,468	AIC: 149,914	BIC: 163,232	R^2_{adj} : 0,733
Alternativa 2: $\ln(Bg_{POL}) = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{POL}$ (V2)	RMSE: 0,163	AIC: -73,881	BIC: -60,564	R^2_{adj} : 0,753
Alternativa 3: $\ln(Bg_{POL}) = \beta_0 + \beta_1 \cdot \ln(\lambda) + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{POL}$ (V3)	RMSE: 0,146	AIC: -96,847	BIC: -83,530	R^2_{adj} : 0,801
Alternativa 4: $Bg_{POL} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \lambda + \beta_2 \cdot \lambda^2 + \beta_3 \cdot T + \beta_4 \cdot JP_{POL}$ (V4)	RMSE: 0,354	AIC: 92,632	BIC: 108,612	R^2_{adj} : 0,846
Alternativa 5: $Bg_{POL} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \sqrt{\lambda} + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{POL}$ (V5)	RMSE: 0,416	AIC: 124,889	BIC: 138,206	R^2_{adj} : 0,789
Alternativa 6: $Bg_{POL} = \beta_0 + \beta_1 \cdot 1/\lambda + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{POL}$ (V6)	RMSE: 0,364	AIC: 96,393	BIC: 109,710	R^2_{adj} : 0,839
Alternativa 7: $Bg_{POL} = \beta_0 + \beta_1 \cdot \ln(\lambda) + \beta_2 \cdot T + \beta_3 \cdot JP_{POL}$ (V7)	RMSE: 0,375	AIC: 103,057	BIC: 116,375	R^2_{adj} : 0,828

Comparación de modelos de regresión para la pol del bagazo

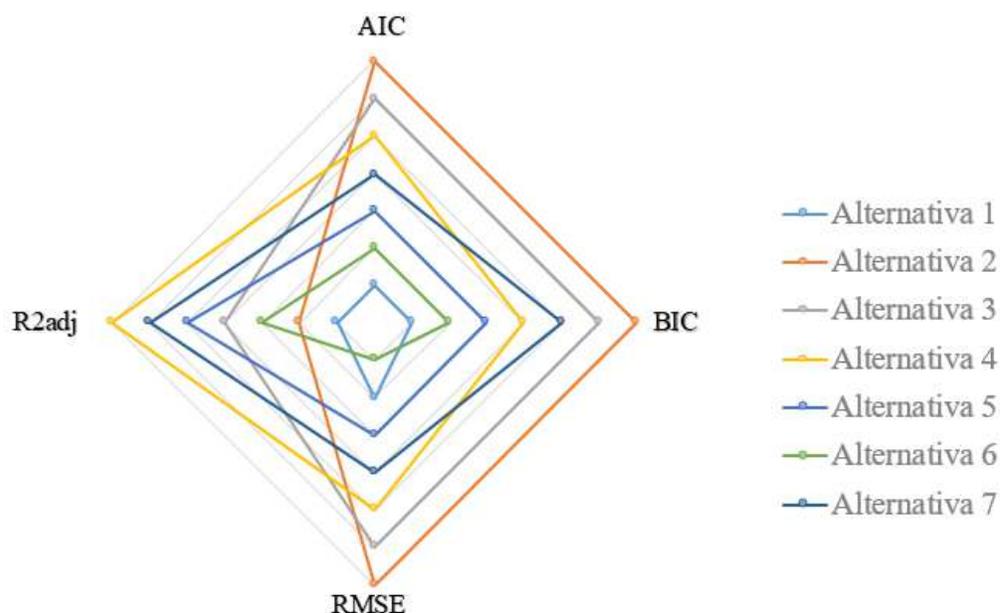


Figura A3.2: Comparación de diferentes alternativas para el modelo matemático de la pol del bagazo, a partir de los resultados de la tabla A3.3

Tabla A3.4: Resultados del análisis de regresión para el de brix y la pol del bagazo

Expresión 2.10			Expresión 2.11		
Coefficiente:	Estimado	P-valor	Coefficiente:	Estimado	P-valor
Intercepto	1,620	1,310e-07	Intercepto	3,8363	0,006
λ	-0,00425	< 2e-16	T	-0,002	0,024
JP_{BX}	0,040	0,000	$\ln(\lambda)$	-0,683	< 2,2e-16
T	-0,002	0,0255	JP_{POL}	0,039	0,005
P-valor	< 2,2e-16		P-valor	< 2,2e-16	
R ² ajustado	0,822		R ² ajustado	0,8015	

Donde:

T: Temperatura del agua de imbibición (°C)

λ : Cantidad de agua de imbibición según el peso de la fibra (%)

JP_{BX} : Brix del jugo primario (°Bx)

JP_{POL} : Pol del jugo primario (%)

Tabla A3.5: Resultados de pruebas estadísticas para el cumplimiento de los supuestos de regresión en el desarrollo de los modelos matemáticos (nivel de confianza del 95 %)

Modelo para la predicción de:	Prueba de Lilliefor (P-valor)	Prueba de Breush-Pagan (P-valor)	Prueba de Durbin-Watson (P-valor)
Brix del jugo mezclado	0,2593	0,2596	0,6840
Pol del jugo mezclado	0,4031	0,5587	0,4880

Humedad del bagazo	0,3060	0,4724	0,9260
Brix del bagazo	0,1897	0,1934	0,1320
Pol del bagazo	0,8765	0,1411	0,4420

Tabla A3.6: Valores de inflación de la varianza (VIF)

Modelo para la predicción del brix del jugo mezclado		
T	λ	BxJP
1,0154	1,0418	1,0434
Modelo para la predicción de la pol del jugo mezclado		
T	λ	polJP
1,0093	1,0682	1,0623
Modelo para la predicción del brix del bagazo		
T	λ	BxJP
1,0154	1,0418	1,0434
Modelo para la predicción de la pol del bagazo		
T	$\ln(\lambda)$	polJP
1,0123	1,1009	1,0911
Modelo para la predicción de la humedad del bagazo		
T	λ	
1,0083	1,0083	

Tabla A3.7: Pruebas para la detección de posibles valores atípicos influyentes

Modelo para la predicción del brix del jugo mezclado						
Máx. Dist.	Máx.	Máx. Dffits:	Máx. DfBetas:			
Cook: 0,063	r-estudentizado:	0,448	Intercepto	T	λ	BxJP
	2,310		0,304	0,445	0,32	0,284
					2	
Modelo para la predicción de la pol del jugo mezclado						
Máx. Dist.	Máx.	Máx. Dffits:	Máx. DfBetas:			
Cook: 0,122	r-estudentizado:	0,574	Intercepto	T	λ	polJP
	2,441		0,404	0,414	0,33	0,320
					1	
Modelo para la predicción del brix del bagazo						
Máx. Dist.	Máx.	Máx. Dffits:	Máx. DfBetas:			
Cook: 0,320	r-estudentizado:	1,170	Intercepto	T	λ	BxJP
	2,827		0,287	0,380	0,87	0,861
					7	
Modelo para la predicción de la pol del bagazo						
Máx. Dist.	Máx.	Máx. Dffits:	Máx. DfBetas:			
Cook: 0,192	r-estudentizado:	0,477	Intercepto	T	$\ln(\lambda)$	polJP
	2,48		0,578	0,355	0,39	0,299
	5				3	
Modelo para la predicción de la humedad del bagazo						
Máx. Dist.	Máx.	Máx. Dffits:	Máx. DfBetas:			
Cook: 0,101	r-estudentizado:	0,420	Intercepto	T	λ	
	2,895		0,274	0,274	0,43	
					2	

Tabla A3.8: Resultados de pruebas estadísticas para la adecuación de los modelos de regresión (nivel de confianza del 95 %):

Modelo para la predicción de:	Prueba de Ramsey (P-valor)	Prueba de Rainow (P-valor)
Brix del jugo mezclado	0,142	0,247
Pol del jugo mezclado	0,676	0,386
Humedad del bagazo	0,519	0,546
Brix del bagazo	0,150	0,360
Pol del bagazo	0,230	0,921

Tabla A3.9: Resultados de las pruebas de calidad de ajuste

Modelo para la predicción de:	F-calculado (Fo)	F-tabulado (Ft)	Rango	Error estándar promedio	Relación (%)
Brix del jugo mezclado	1,323	4,405	8,213	0,138	5934,006
Pol del jugo mezclado	1,295	4,405	7,620	0,204	3729,493
Humedad del bagazo	1,405	4,405	2,915	0,086	3391,120
Brix del bagazo	0,773	4,405	1,288	0,057	2269,122
Pol del bagazo	4,085	4,405	1,312	0,031	4207,424

Tabla A3.10: Intervalo de aplicación para los modelos matemáticos:

Modelo para la predicción de:	Temperatura (°C)	λ	Brix del jugo primario (°Bx)	Pol del jugo primario (%)
Brix del jugo mezclado	32-86	57-300	17,6-23,0	-
Pol del jugo mezclado	40-80	57-290	-	15,01-19,50
Brix del bagazo	32-86	57-300	17,6-23,0	-
Pol del bagazo	40-80	80-290	-	15,10-19,24

Humedad del bagazo	40-86	80-290	-	-
Todos	40-80	80-290	17,6-23,0	15,10-19,24
λ : Cantidad de agua de imbibición según el peso de la fibra (%)				

Anexo 4: Resultados de la validación cruzada de los modelos de regresión por K-folds

➤ *Tabla A4.1: RMSE promedio que resulta de la validación cruzada.*

Modelo para la predicción de:	RMSE
Brix del Jugo Mezclado ($^{\circ}\text{Bx}$) [JM_{Bx}]	0,1889
Pol del Jugo Mezclado (%) [JM_{pol}]	0,6328
Brix del Bagazo (%) [Bg_{Bx}]	0,6827
Pol del Bagazo (%) [Bg_{pol}]	0,3760
Humedad del Bagazo (%) [Bg_w]	0,3356

➤ *Comportamiento de los valores predichos en cada uno de los pliegues (folds)*

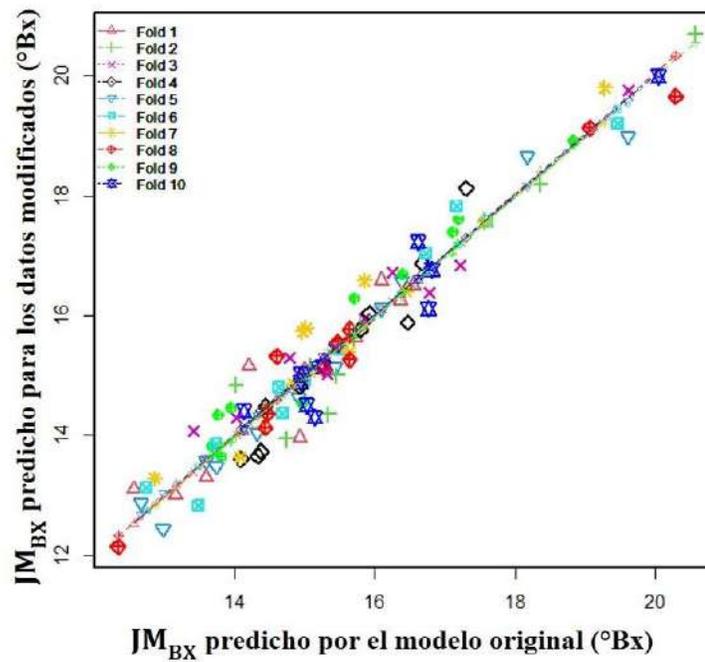


Figura A4.1: Comportamiento de las predicciones para el brix del jugo mezclado

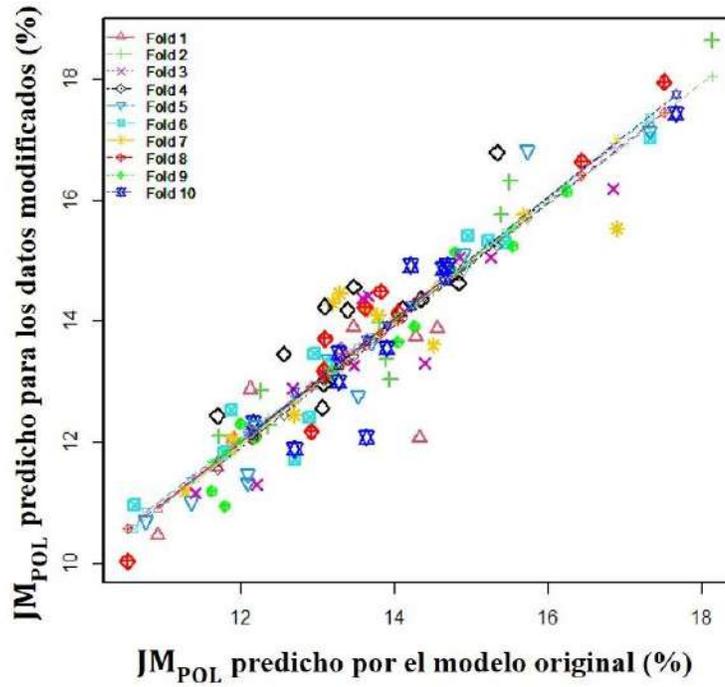


Figura A4.2: Comportamiento de las predicciones para la pol del jugo mezclado

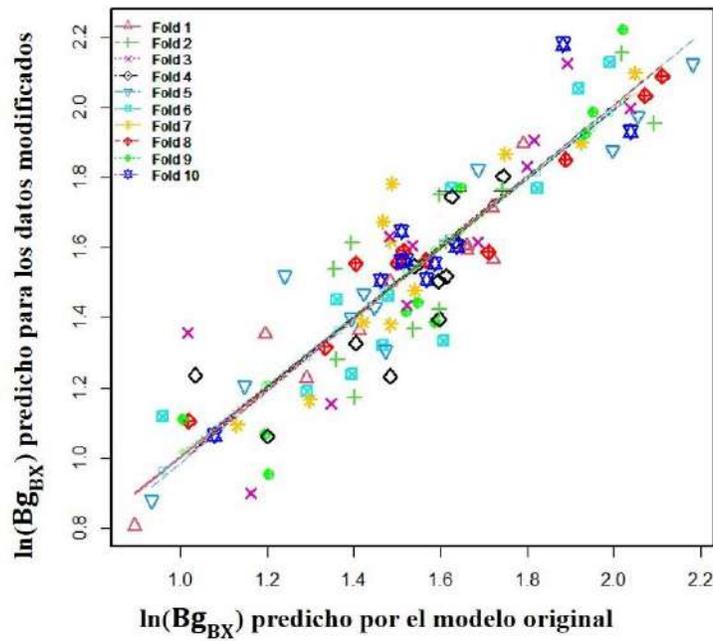


Figura A4.3: Comportamiento de las predicciones para el brix del bagazo (estructura linealizada)

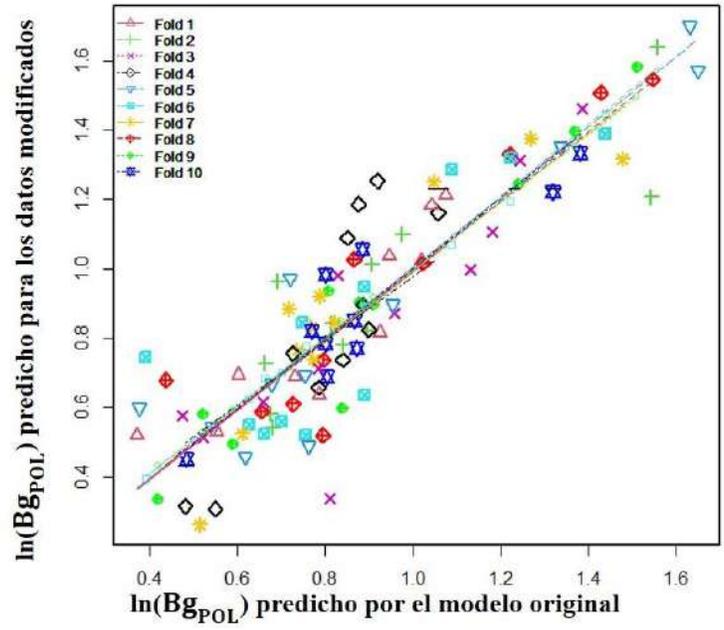


Figura A4.4: Comportamiento de las predicciones para la pol del bagazo (estructura linealizada)

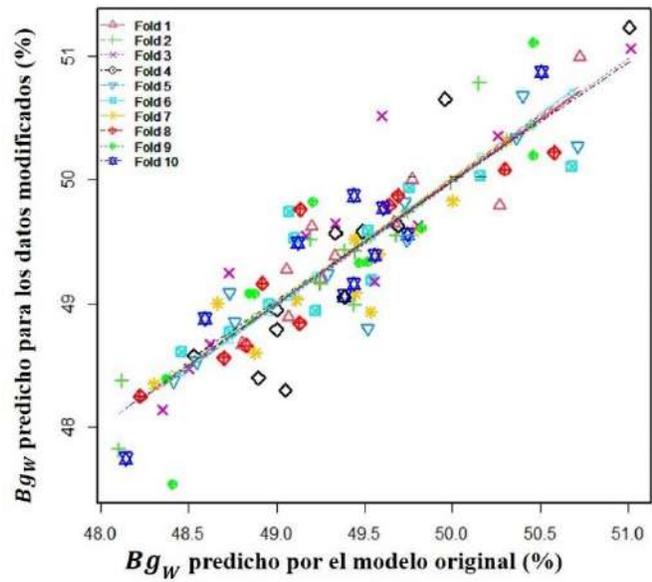


Figura A4.5: Comportamiento de las predicciones para la humedad del bagazo

Anexo 5: Resultados de la validación de los modelos matemáticos en el central azucarero B

Tabla A5.1: Resultados de las pruebas de calidad de ajuste para la validación de los modelos en el central azucarero B

Modelo para la predicción de:	F-calculado (Fo)	F-tabulado (Ft)	Rango	Error estándar promedio	Relación (%)
Brix del jugo mezclado	3,538	4,469	3,730	0,326	1145,783
Pol del jugo mezclado	1,694	4,469	3,174	0,495	640,875
Brix del bagazo	1,581	4,469	2,026	0,287	706,341
Pol del bagazo (ln(polBgz)*)	3,230	4,469	0,829	0,043	1948,238
Humedad del bagazo	1,395	4,469	1,253	0,344	365,109

Tabla A5.2: Comprobación de los supuestos de la pruebas de calidad de ajuste de Fisher para la validación de los modelos de regresión en el central azucarero B (confianza del 95 %)

Modelo para la predicción de:	P-valor de la prueba de Shapiro-Wilk	P-valor de la prueba de Breush-Pagan	Prueba de Durbin-Watson	
			Estadígrafo	Valores críticos
Brix del jugo mezclado	0,881	0,193	1,804	d _L : 1,38 d _U : 1,67
Pol del jugo mezclado	0,978	0,169	1,726	d _L : 1,38 d _U : 1,67
Brix del bagazo	0,074	0,513	1,861	d _L : 1,38 d _U : 1,67
Pol del bagazo (ln(polBgz)*)	0,756	0,240	1,783	d _L : 1,38 d _U : 1,67
Humedad del bagazo	0,794	0,586	1,640	d _L : 1,43 d _U : 1,62

Anexo 6: Resultados del caso de estudio de la etapa de extracción a partir de los modelos de regresión

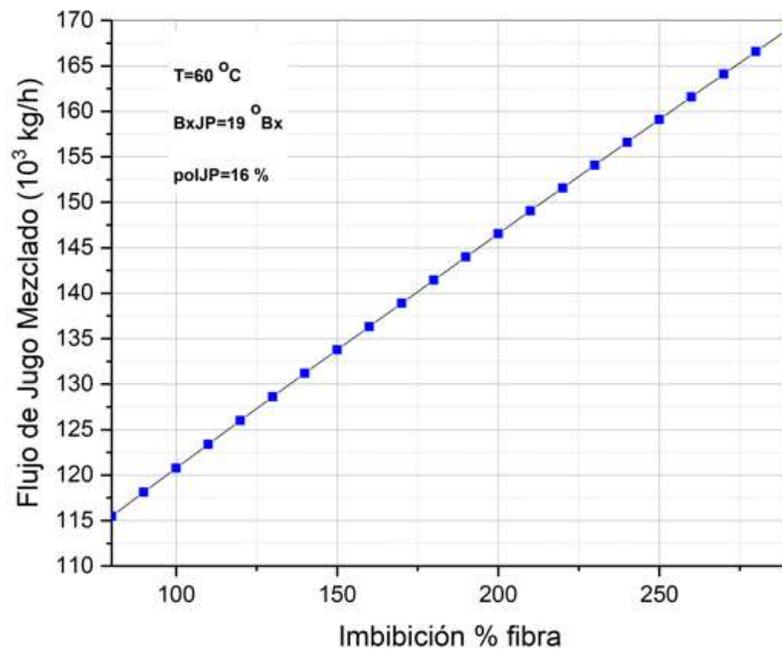


Figura A6.1: Comportamiento del flujo de jugo mezclado según la razón de imbibición

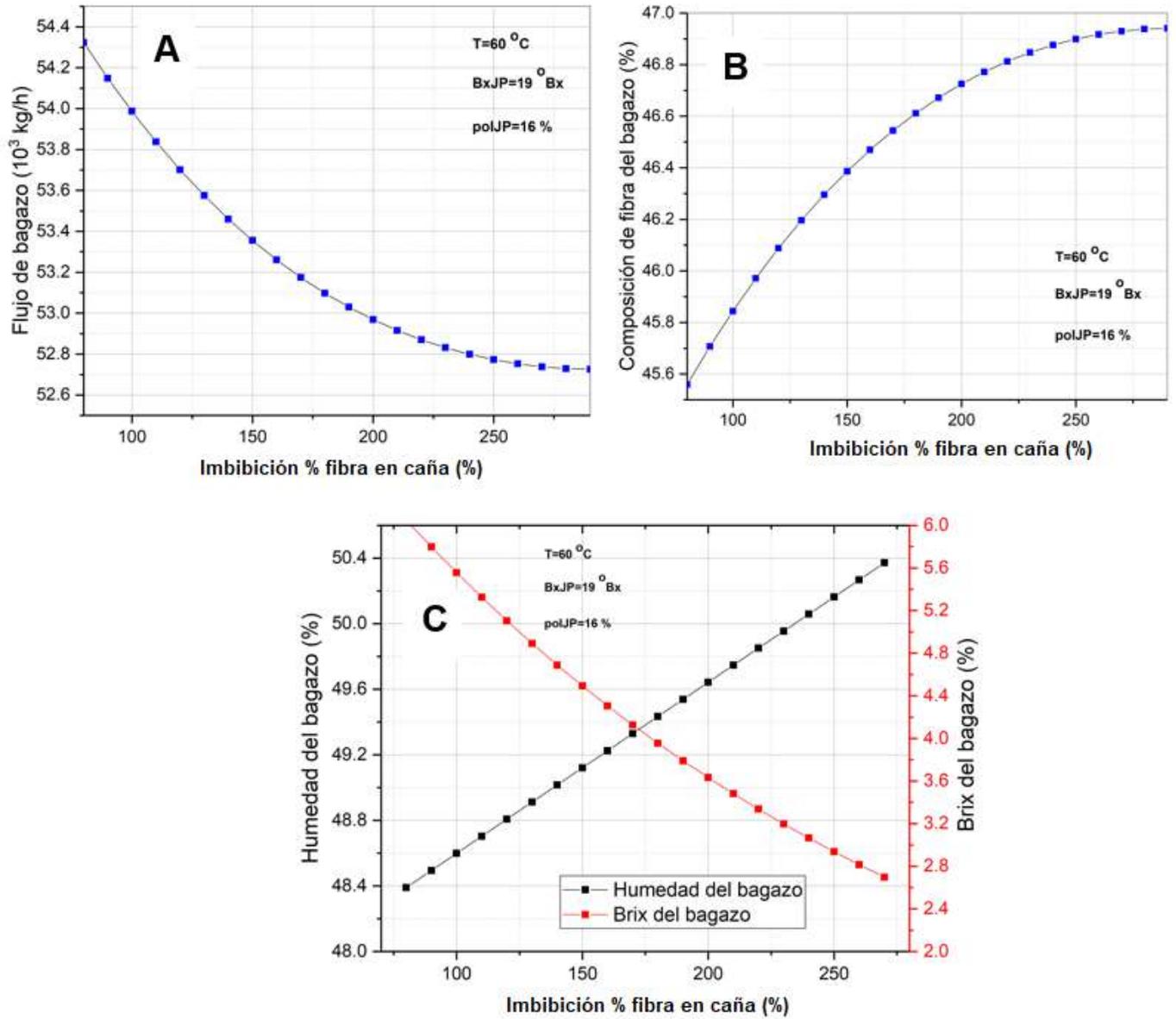


Figura A6.2: Comportamiento del flujo (gráfico A), composición de fibra en caña (gráfico B), y humedad y brix (gráfico C) del bagazo.

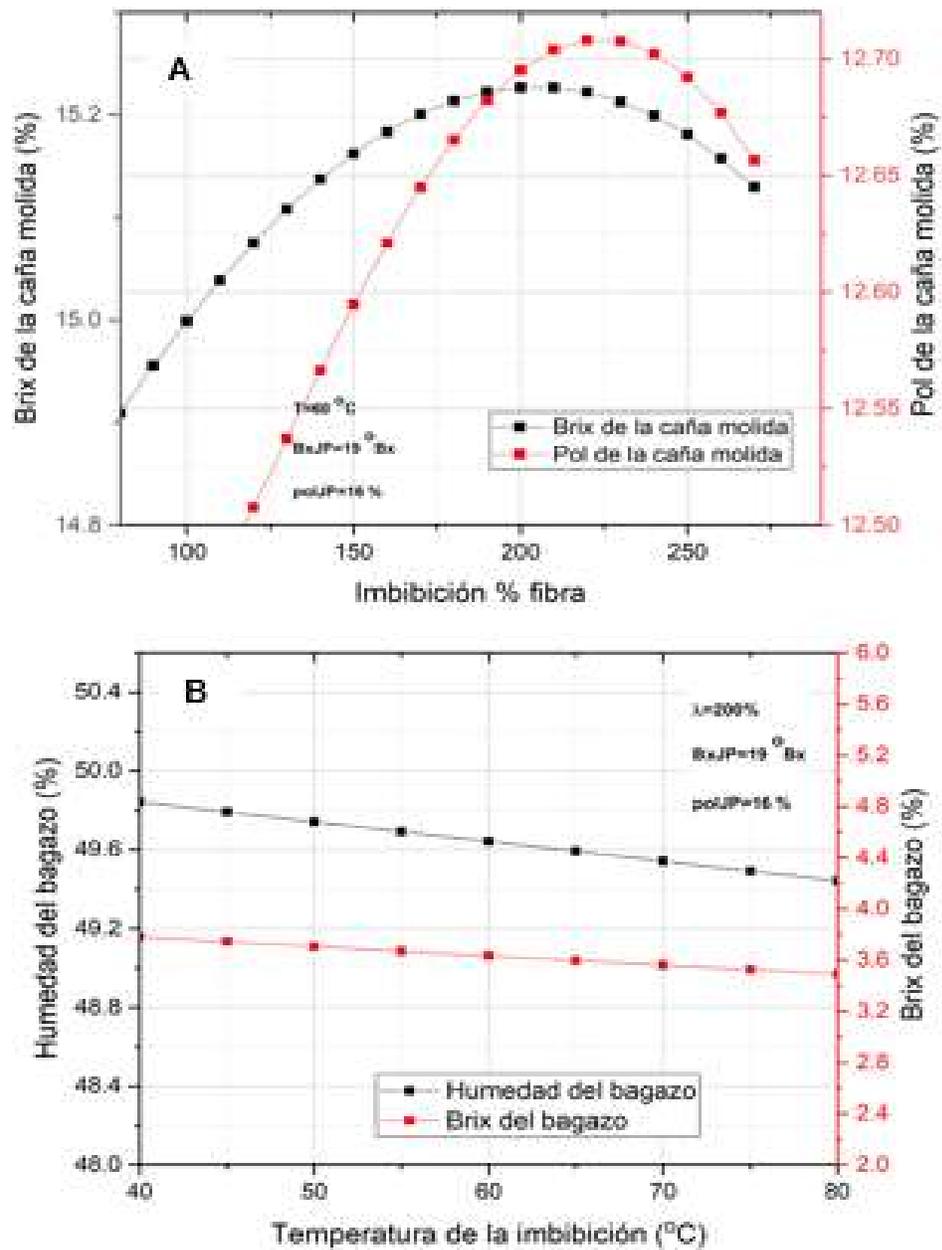


Figura A6.3: Comportamiento del brix (gráfico A) y la pol de la caña molida (gráfico B) con la razón y temperatura del agua de imbibición.

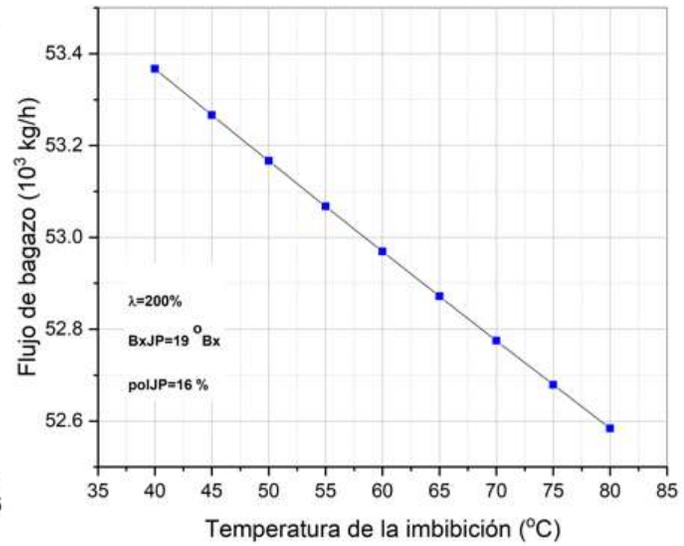
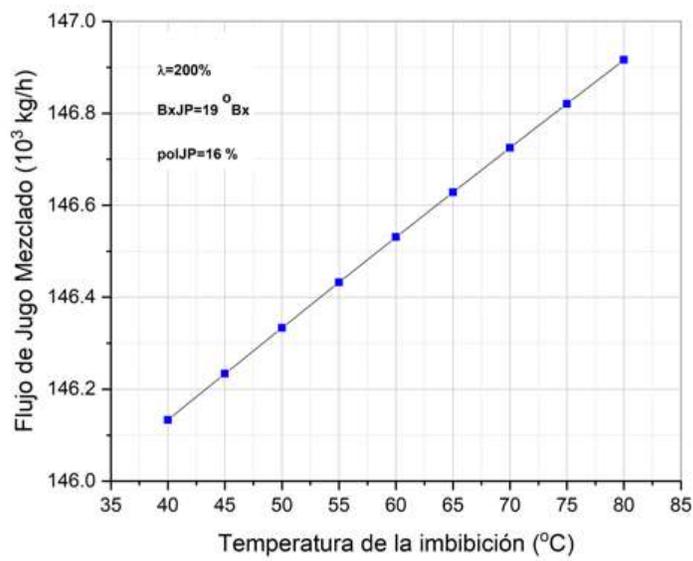


Figura A6.4: Comportamiento del flujo de jugo mezclado (gráfico A) y del flujo de bagazo (gráfico B) con respecto a la temperatura de la imbibición.

Anexo 7: Correspondencias gráficas para un mejor manejo de la imbibición

- Para la razón de imbibición

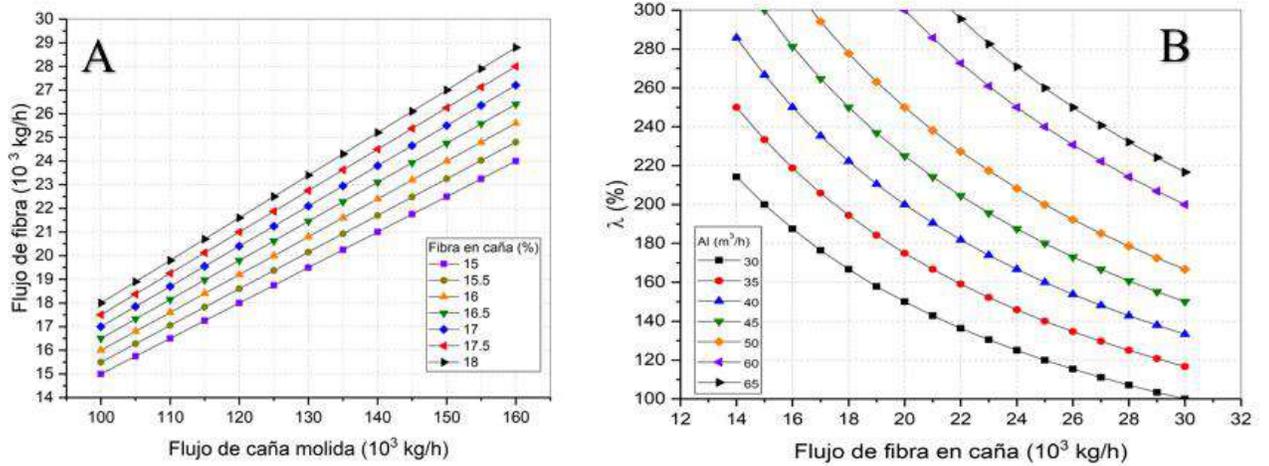


Figura A7.1: Gráficos para la determinación rápida de la razón de la imbibición (AI: Agua de imbibición).

- Para la humedad del bagazo

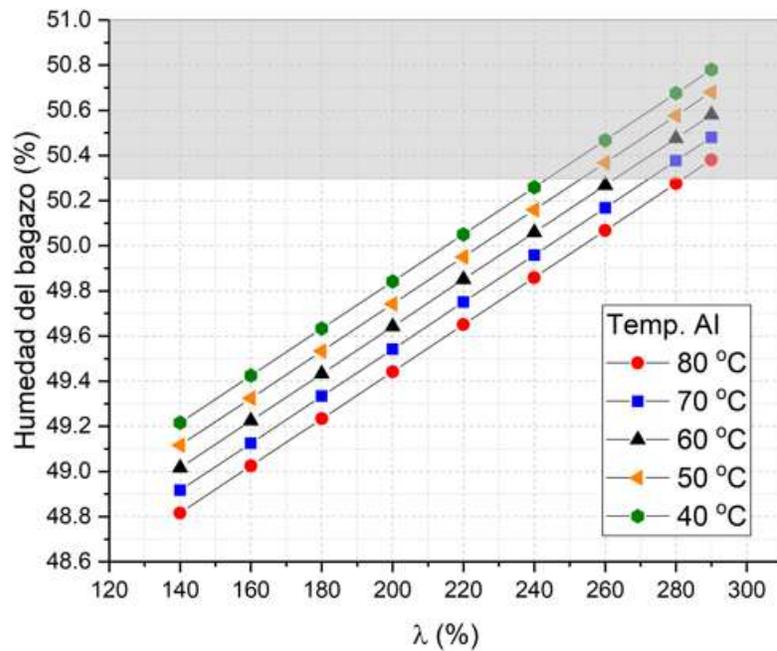


Figura A7.2: Gráfico para la predicción de la humedad del bagazo (AI: Agua de imbibición)

- Para el brix del Jugo Mezclado

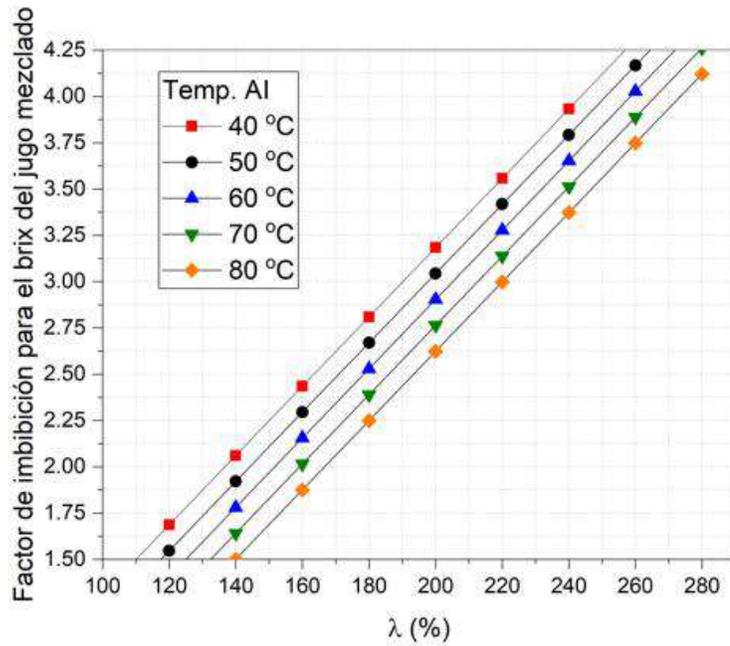


Figura A7.3: Gráfico de imbibición para el brix del jugo mezclado (que permite la determinación del factor de imbibición)

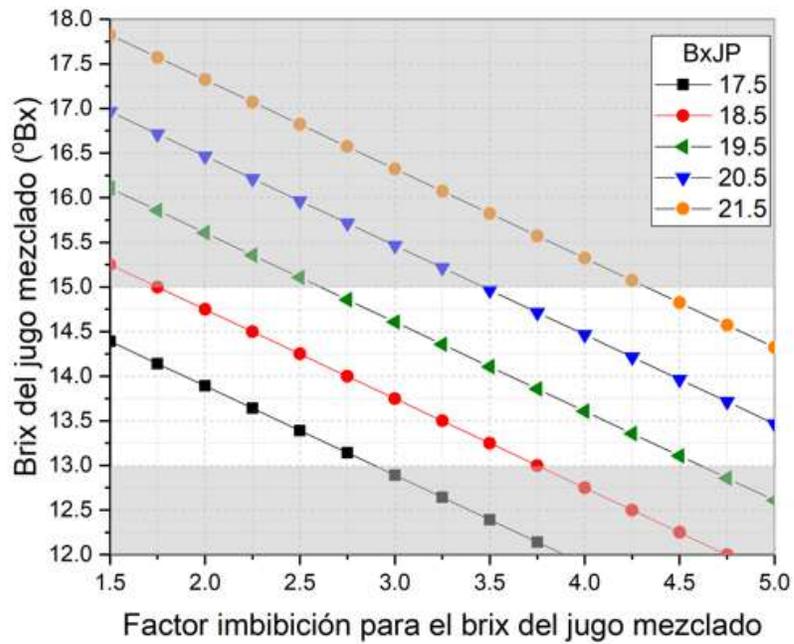


Figura A7.4: Gráfico estimación del brix del jugo mezclado

➤ Para pol del Jugo Mezclado

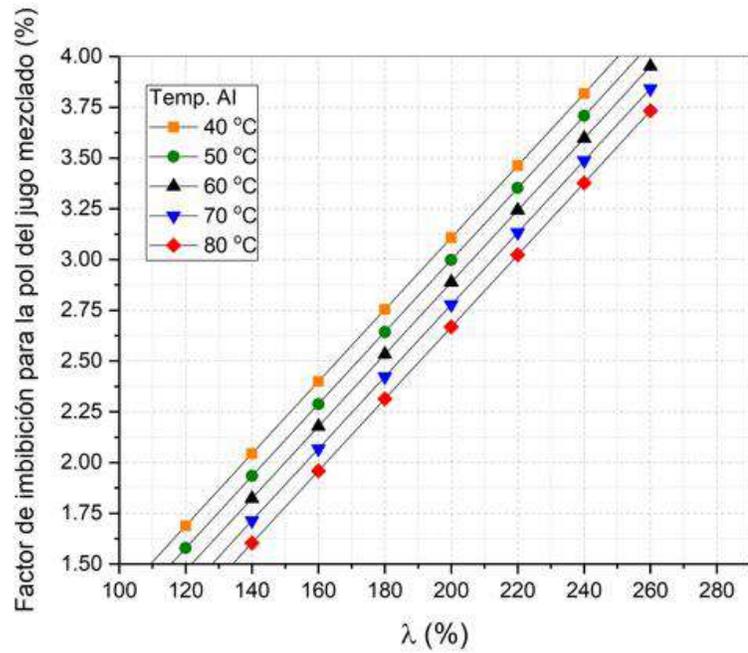


Figura A7.5: Gráfico de imbibición para la pol del jugo mezclado (que permite la determinación del factor de imbibición)

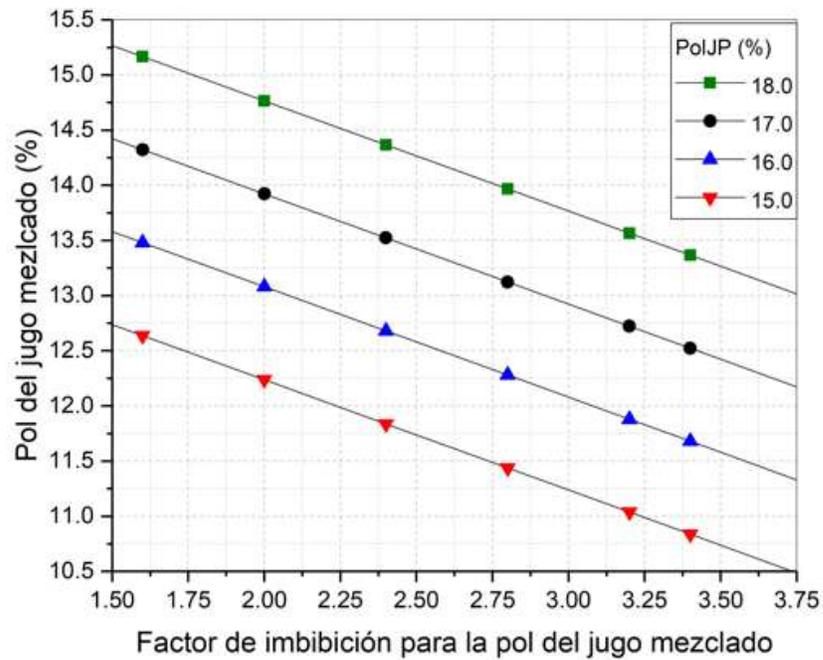


Figura A7.6: Gráfico de estimación de la pol del jugo mezclado

➤ Para el brix del bagazo

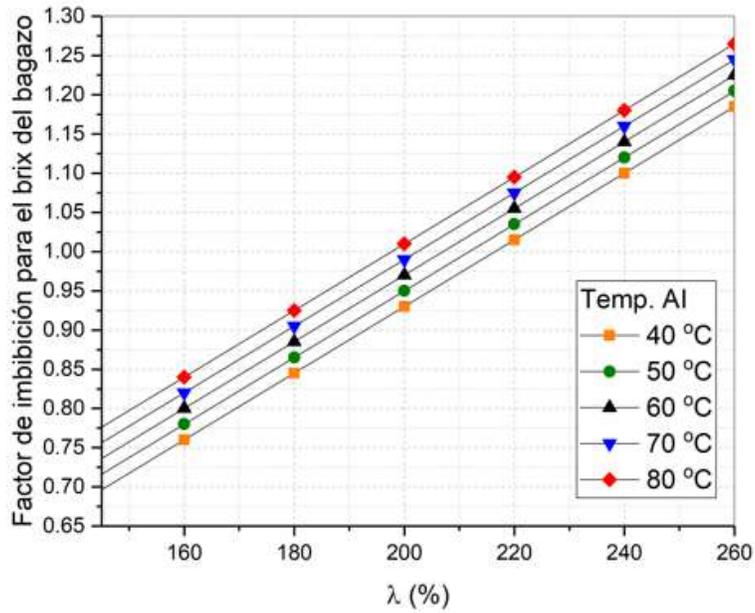


Figura A7.7: Gráfico de imbibición para el brix del bagazo (que permite la determinación del factor de imbibición) (AI: Agua de imbibición)

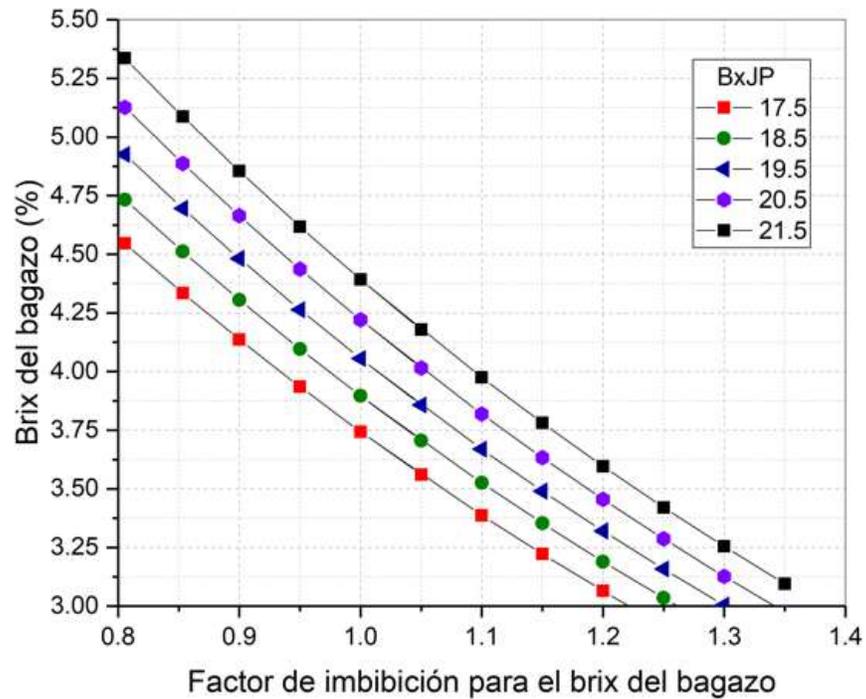


Figura A7.8: Gráfico de estimación del brix del bagazo

➤ Para la pol del bagazo

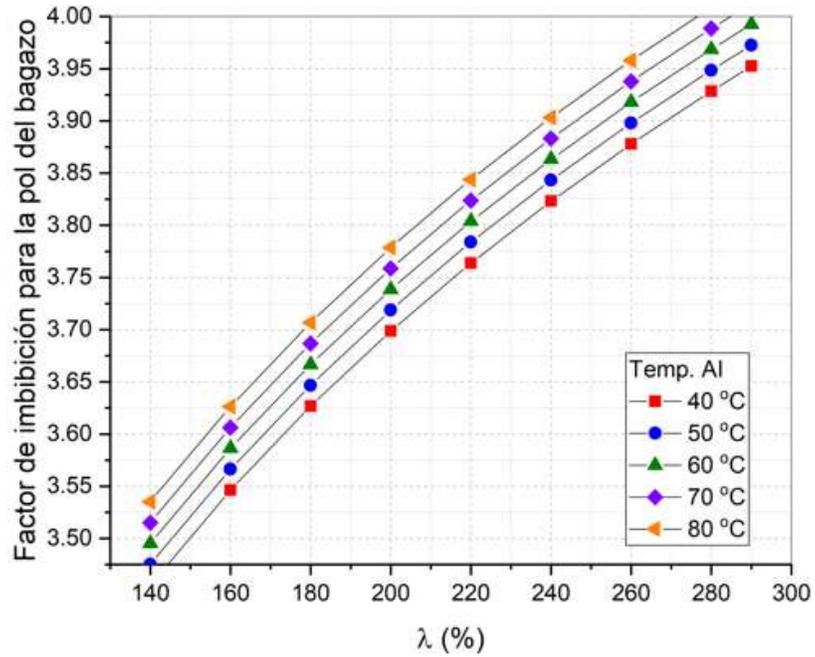


Figura A7.9: Gráfico de imbibición para la pol del bagazo (que permite la determinación del factor de imbibición) (AI: Agua de imbibición)

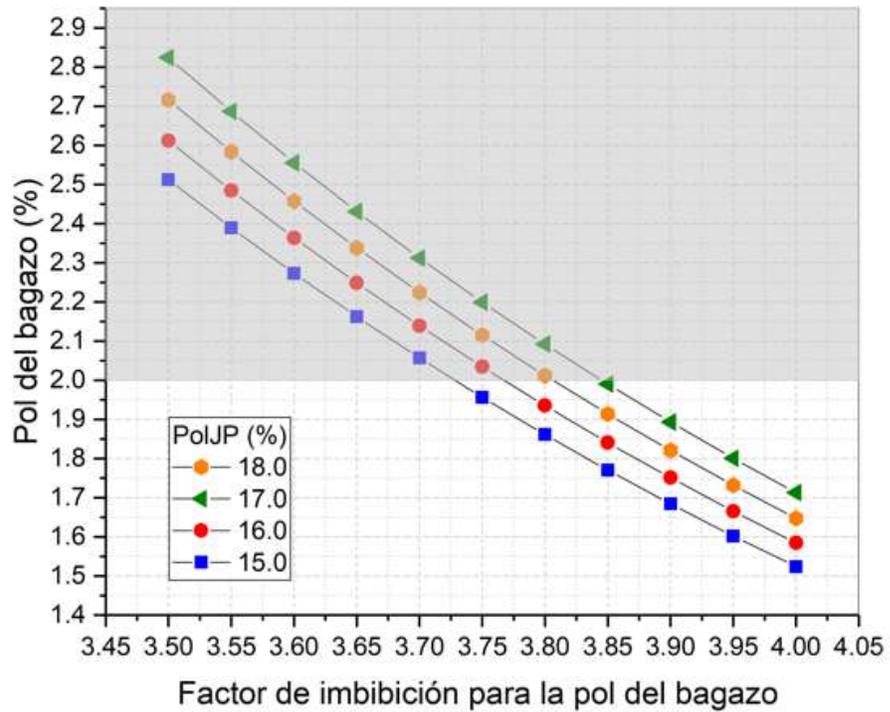


Figura A7.10: Gráfico de estimación de la pol del bagazo

Anexo 8: Empleo de los gráficos para la estimación del brix del jugo mezclado

➤ Para la razón de imbibición

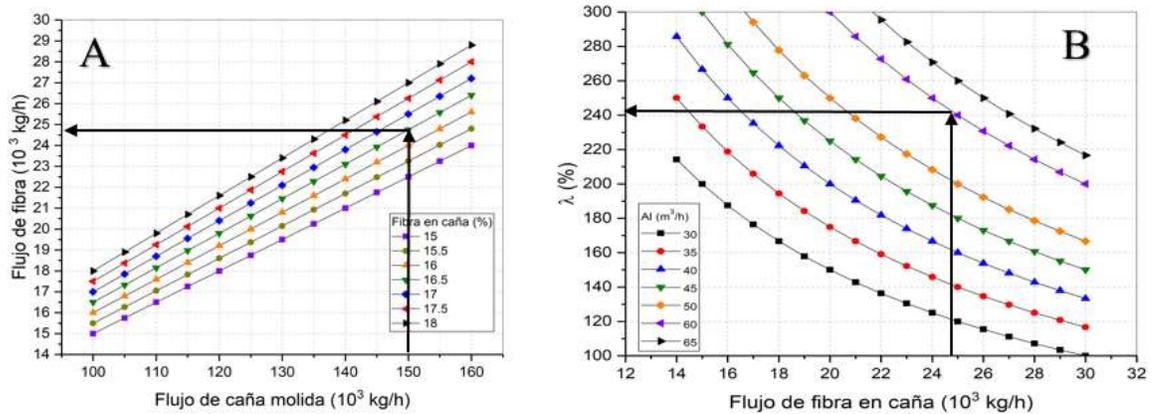


Figura A8.1: Gráficos para la determinación rápida de la razón de la imbibición

➤ Para el brix del Jugo Mezclado

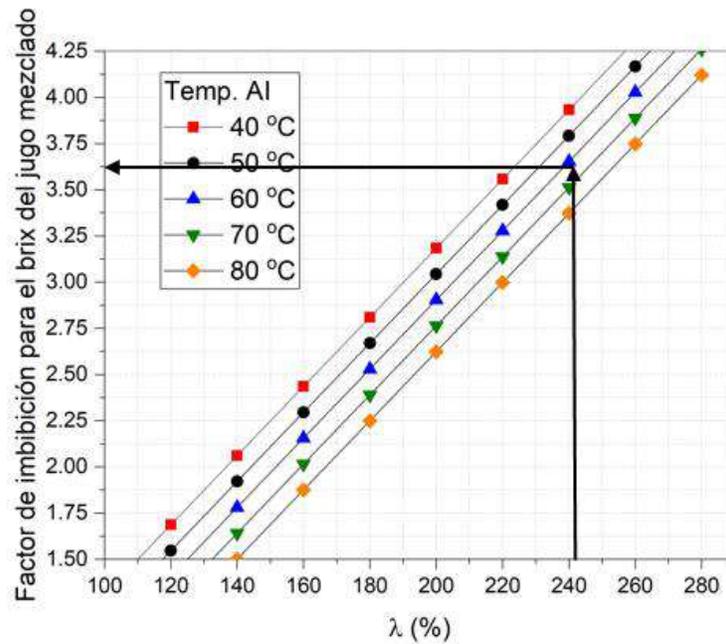


Figura A8.2: Gráfico de imbibición para el brix del jugo mezclado (que permite la determinación del factor de imbibición)

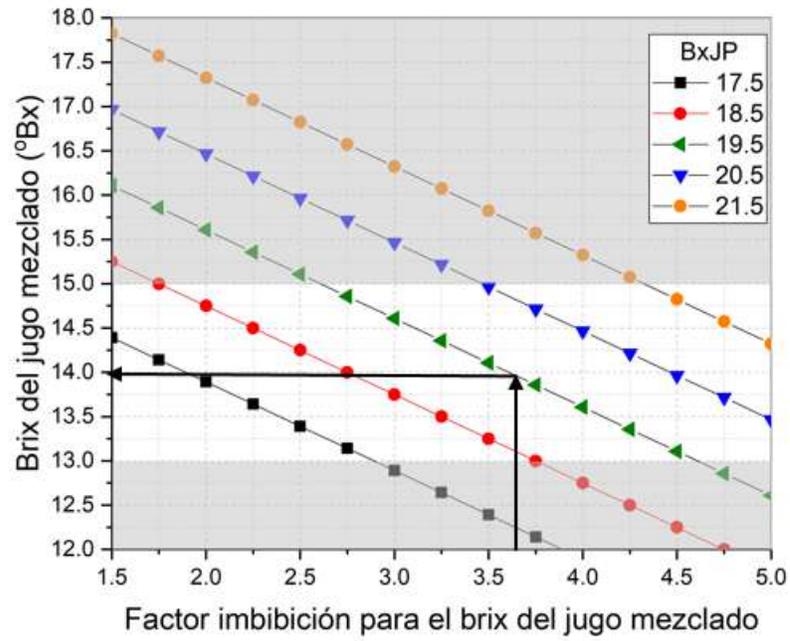


Figura A8.3: Gráfico estimación del brix del jugo mezclado

Anexo 9: Ecuaciones matemáticas empleadas en el cálculo de etapas, operaciones y/o equipos en el proceso de fabricación de azúcar crudo

Tabla A9.1: Variables independientes y de salida de la etapa de extracción

<i>Variables independientes de entrada</i>	<i>Variables de salida</i>
Flujo de caña molida (kg/h)	Razón de imbibición (%)
Composición de fibra de la caña (%)	Flujo de Jugo Mezclado (kg/h)
Brix del Jugo Primario (°Bx)	Brix del Jugo Mezclado (°Bx)
Pol del Jugo Primario (%)	Pol del Jugo Mezclado (%)
Flujo de agua de imbibición (m³/h)	Pureza del Jugo Mezclado (%)
Temperatura del agua de imbibición (°C)	Flujo de bagazo (kg/h)
<i>Información especial a especificarse</i>	Brix del bagazo (%)
Modelos matemáticos de la etapa de extracción para la predicción de:	Pol del bagazo (%)
-Brix del jugo mezclado	Pureza del jugo residual del bagazo (%)
-Pol del jugo mezclado	Humedad del bagazo (%)
-Brix del bagazo	Fibra del bagazo (%)
-Pol del bagazo	Pol de la caña (%)
-Humedad del bagazo	Brix de la caña (%)

Tabla A9.2: Ecuaciones empleadas para la determinación de las variables de salida de la etapa de extracción

<i>-Salida de modelos matemáticos predictivos:</i>	<i>-Ecuaciones de balances de masa:</i>
$BxJM = f(\lambda, T_{AI}, BxJP)$	$fBgz = 100 - Bg_w - BxBgz$
$polJM = f(\lambda, T_{AI}, polJP)$	$Bgz = \frac{f_{CM} \cdot CM}{fBgz}$
$Bg_w = f(\lambda, T_{AI})$	$JM = CM + AI - Bgz$
$BxBgz = f(\lambda, T_{AI}, BxJP)$	$polCM = \frac{polJM \cdot JM + polBgz \cdot Bgz}{CM}$
$polBgz = f(\lambda, T_{AI}, polJP)$	$BxCM = \frac{BxJM \cdot JM + BxBgz \cdot Bgz}{CM}$
<i>-Ecuaciones especiales:</i>	
$\lambda = \frac{AI}{CM \cdot f_{CM}} \cdot 10^7$	
$PzaJM = \frac{polJM}{BxJM} \cdot 100 \%$	
$PzaBgz = \frac{polBgz}{BxBgz} \cdot 100 \%$	
<i>Nomenclatura:</i>	

CM: Flujo de caña (kg/h)
fCM: Composición de fibra en caña (%)
AI: Flujo de agua de imbibición (m³/h)
T_AI: Temperatura del agua de imbibición (°C)
λ: Razón de imbibición (%)
Bgz: Flujo de bagazo (kg/h)
Bg_w: Humedad del bagazo (%)
BxBgz: Brix del bagazo (%)
polBgz: Pol del bagazo (%)
fBgz: Fibra del bagazo (%)
PzaBgz: Pureza del jugo residual del bagazo (%)
JM: Flujo de jugo mezclado (kg/h)
BxJM: Brix del jugo mezclado (°Bx)
polJM: Pol del jugo mezclado (%)
PzaJM: Pureza del jugo mezclado (%)
polCM: Pol de la caña (%)
BxCM: Brix de la caña (%)

Tabla A9.3: Variables independientes y de salida del calentador líquido-líquido

<i>Variables independientes (a especificarse)</i>	<i>Variables de salida</i>
Temperatura de salida del jugo de los molinos (°C) Temperatura inicial del agua de imbibición (°C)	Temperatura de salida del jugo mezclado (°C)
<i>Otras variables de entrada (que se calculan o especifican en la etapa de extracción)</i>	
Flujo de jugo mezclado (kg/h) Brix del Jugo mezclado (°Bx) Temperatura final del agua de imbibición (°C) Flujo del agua de imbibición (m ³ /h)	

Tabla A9.4: Ecuaciones empleadas para el calentador líquido-líquido

<p>Ecuaciones empleadas: <i>-Ecuaciones de balances de energía:</i> $T_{JM_f} = T_{JM_o} + 4,18 \cdot AI \cdot 1000 \cdot (T_{AI_o} - T_{AI}) / (JM \cdot cp_{JM})$</p>	<p><i>-Expresión auxiliar:</i> $cp_{JM} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot Bx_{JM})$</p>
<p><i>Nomenclatura:</i> JM: Flujo de jugo mezclado (kg/h) T_{JM_f}: Temperatura final del jugo mezclado (°C) T_{JM_o}: Temperatura inicial del jugo mezclado (°C) Bx_{JM}: Brix del jugo mezclado (°Bx) cp_{JM}: Capacidad calorífica del jugo mezclado (kJ/kg °C)</p>	<p>AI: Flujo de agua de imbibición (m³/h) T_{AI}: Temperatura del agua de imbibición (°C) T_{AI_o}: Temperatura inicial del agua de imbibición (°C)</p>

Tabla A9.5: Variables independientes y de salida para la alcalización

<i>Variables independientes (a especificarse)</i>	<i>Variables de salida</i>
Relación de flujo de Jugo Filtrado (kg/kg de caña) Brix del Jugo Filtrado (°Bx) Pureza del Jugo Filtrado (%) Dosificación de la Lechada de cal (kg/kg de caña) Concentración de la Lechada de cal (°Bx) Fracción de encalado [frío/total] (%)* (* esta última para la alcalización fraccionada)	Flujo de jugo alcalizado (kg/h) Brix del jugo alcalizado (°Bx) Pol del jugo alcalizado (%) Pureza del jugo alcalizado (%)
<i>Otras variables de entrada (que se calculan o especifican en la etapa de extracción)</i>	
Flujo de caña molida (kg/h) Flujo de jugo mezclado (kg/h)	Brix del jugo mezclado (°Bx) Pol del jugo mezclado (%)

Tabla A9.6: Ecuaciones empleadas para la alcalización en frío

<p>Ecuaciones empleadas:</p> $pol_{JF} = Pza_{JF} \cdot Bx_{JF} / 100$ $JA = JM + RLC \cdot CM + R_{JF} \cdot CM$ $Bx_{JA} = (JM \cdot Bx_{JM} + RLC \cdot CM \cdot Bx_{LC} + Bx_{JF} \cdot R_{JF} \cdot CM) / JA$ $pol_{JA} = (JM \cdot pol_{JM} + pol_{JF} \cdot R_{JF} \cdot CM) / JA$ $Pza_{JA} = \frac{pol_{JA}}{Bx_{JA}} \cdot 100$

Nomenclatura:

<i>JM</i> : Flujo de jugo mezclado (kg/h)	<i>RJF</i> : Relación de flujo de jugo filtrado (kg/kg de caña)
<i>BxJM</i> : Brix del jugo mezclado (°Bx)	<i>BxJF</i> : Brix del jugo filtrado (°Bx)
<i>polJM</i> : Pol del jugo mezclado (%)	<i>PzaJF</i> : Pureza del jugo filtrado (%)
<i>JA</i> : Flujo de jugo alcalizado (kg/h)	<i>RLC</i> : Relación de flujo de la lechada de cal (kg/kg de caña)
<i>BxJA</i> : Brix del jugo alcalizado (°Bx)	<i>BxLC</i> : Brix de la lechada de cal (°Bx)
<i>polJA</i> : Pol del jugo alcalizado (%)	<i>CM</i> : Flujo de caña molida (kg/h)
<i>PzaJA</i> : Pureza del jugo alcalizado (%)	

Tabla A9.7: Ecuaciones empleadas para la alcalización en caliente

Ecuaciones empleadas:	
$polJF = PzaJF \cdot BxJF / 100$	
$JA = JM + RJF \cdot CM$	
$BxJA = (JM \cdot BxJM + BxJF \cdot RJF \cdot CM) / JA$	
$polJA = (JM \cdot polJM + polJF \cdot RJF \cdot CM) / JA$	
$PzaJA = \frac{polJA}{BxJA} \cdot 100$	
<i>Nomenclatura:</i>	
<i>JM</i> : Flujo de jugo mezclado (kg/h)	<i>RJF</i> : Relación de flujo de jugo filtrado (kg/kg de caña)
<i>BxJM</i> : Brix del jugo mezclado (°Bx)	<i>BxJF</i> : Brix del jugo filtrado (°Bx)
<i>polJM</i> : Pol del jugo mezclado (%)	<i>PzaJF</i> : Pureza del jugo filtrado (%)
<i>JA</i> : Flujo de jugo antes del calentamiento (kg/h)	<i>RLC</i> : Relación de flujo de la lechada de cal (kg/kg de caña)
<i>BxJA</i> : Brix del jugo antes del calentamiento (°Bx)	<i>BxLC</i> : Brix de la lechada de cal (°Bx)
<i>polJA</i> : Pol del jugo antes del calentamiento (%)	<i>CM</i> : Flujo de caña molida (kg/h)

$PzaJA$: Pureza del jugo antes del calentamiento (%)	
---	--

Tabla A9.8: Ecuaciones empleadas para la alcalización fraccionada

Ecuaciones empleadas:	
$polJF = PzaJF \cdot BxJF / 100$ $JA = JM + RLC \cdot CM \cdot fLC/100 + RJF \cdot CM$ $BxJA = (JM \cdot BxJM + RLC \cdot CM \cdot BxLC \cdot fLC/100 + BxJF \cdot RJF \cdot CM)/JA$ $polJA = (JM \cdot polJM + polJF \cdot RJF \cdot CM)/JAF$ $PzaJA = \frac{polJA}{BxJA} \cdot 100$	
Nomenclatura:	
fLC : Fracción de encalado [frío/total] (%)	RJF : Relación de flujo de jugo filtrado (kg/kg de caña)
JM : Flujo de jugo mezclado (kg/h)	$BxJF$: Brix del jugo filtrado (°Bx)
$BxJM$: Brix del jugo mezclado (°Bx)	$PzaJF$: Pureza del jugo filtrado (%)
$polJM$: Pol del jugo mezclado (%)	RLC : Relación de flujo de la lechada de cal (kg/kg de caña)
JA : Flujo de jugo alcalizado (kg/h)	$BxLC$: Brix de la lechada de cal (°Bx)
$BxJA$: Brix del jugo alcalizado (°Bx)	CM : Flujo de caña molida (kg/h)
$polJA$: Pol del jugo alcalizado (%)	
$PzaJA$: Pureza del jugo alcalizado (%)	

Tabla A9.9: Variables independientes y de salida para el calentamiento del jugo

<i>Variables independientes generales a especificarse</i>	<i>Variables de entrada aclaradas o definidas en etapas anteriores</i>
Temperatura final de calentamiento	Flujo de jugo (kg/h)
Cantidad de calentadores	Brix del jugo (°Bx)
Variables independientes por calentador a especificarse	Temperatura de entrada del jugo a la etapa (°C)
	Flujo de caña (kg/h)
<i>Variables independientes a especificarse por calentador</i>	<i>Variables de salida por calentador</i>

Fuente del vapor de calentamiento	Temperatura de salida del jugo (°C)
Presión del vapor de calentamiento (kPa)	Efectividad de temperaturas
Factor de aprovechamiento de la energía	Diferencia mínimas de temperaturas (°C)
Número de tubos	Temperatura de saturación del vapor (°C)
Número de tubos por paso	Calor absorbido (kW)
Longitud de los tubos (m)	Calor perdido (kW)
Diámetro exterior de los tubos (m)	Área de transferencia de calor (m ²)
Espesor de los tubos (m)	Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)
Incremento de temperaturas (°C) (*a excepción del último calentador en el cual no se requiere esta información)	Demanda de vapor (kg/h)
	Demanda de vapor (kg/1000 kg de caña)
	Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/1000 kg de caña)

Tabla A9.10: Ecuaciones empleadas para el cálculo de un calentador de jugo alcalizado

<i>Expresiones de cálculo para un calentador</i>	
$cp_{JA} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot BxJA)$ $ATC_{IC} = \pi \cdot Nt_{IC} \cdot Lt_{IC} \cdot Do_{IC}$ $Tsal_{IC} = To_{IC} + dTemp_{IC}$ $Tmedia_{IC} = (To_{IC} + Tsal_{IC})/2$ $\rho_{JA} = 1000 \cdot \left(1 + BxJA \cdot \frac{BxJA+200}{54000}\right) \cdot \left(1 - 0,036 \cdot \frac{Tmedia_{IC}-20}{160-Tmedia_{IC}}\right)$ $Qabs_{IC} = JA \cdot cp_{JA} \cdot (Tsal_{IC} - To_{IC})/3600$ $DV_{IC} = 3600 \cdot Qabs_{IC}/(\lambda_{IC} \cdot fpe_{IC})$ $DVCM_{IC} = DV_{IC}/CM \cdot 1000$ $vJA_{IC} = JA/(3600 \cdot \rho_{JA} \cdot \pi \cdot \frac{(Do_{IC}-2\delta_{IC})^2}{4} \cdot Z_{IC})$	$LMTD_{IC} = \frac{(TAC_{IC}-Tsal_{IC})-(TAC_{IC}-To_{IC})}{\ln \frac{TAC_{IC}-Tsal_{IC}}{TAC_{IC}-To_{IC}}}$ $CGTC_{IC} = \frac{Qabs_{IC}}{ATC_{IC} \cdot LMTD_{IC}}$ $Qperd_{IC} = DV_{IC} \frac{\lambda_{IC} \cdot (1-fpe_{IC})}{3600 \cdot fpe_{IC}}$ $Vp_{IC} = \frac{Qperd_{IC}}{3600 \cdot \lambda_{IC}}$ $VpCM_{IC} = \frac{Vp_{IC}}{CM} \cdot 1000$ $\Delta Tmin_{IC} = TAC_{IC} - Tsal_{IC}$ $effectT_{IC} = \frac{Tsal_{IC}-To_{IC}}{TAC_{IC}-To_{IC}}$
<p><i>Nota:</i> Para el caso del calentador final de la batería de calentadores, la temperatura del jugo final no se calcula sino que constituye una información especificada.</p>	
<p><i>Nomenclatura:</i></p>	

JA : Flujo de jugo (kg/h)	$Qabs_{IC}$: Calor absorbido (kW)
$BxJA$: Brix del jugo ($^{\circ}Bx$)	$Qperd_{IC}$: Calor perdido (kW)
cp_{JA} : Capacidad calorífica del jugo (kJ/kg $^{\circ}C$)	$CGTC_{IC}$: Coeficiente global de transferencia de calor (kW/m ² $^{\circ}C$)
ρ_{JA} : Densidad del jugo (kg/m ³)	$LMTD_{IC}$: Diferencia media logarítmica de temperaturas ($^{\circ}C$)
Nt_{IC} : Número de tubos del calentador	$effect_{IC}$: Efectividad de temperaturas
Lt_{IC} : Longitud de los tubos del calentador (m)	$\Delta T_{min_{IC}}$: Diferencia mínima de temperaturas
z_{IC} : Número de tubos por paso	To_{IC} : Temperatura inicial del jugo ($^{\circ}C$)
Do_{IC} : Diámetro exterior de los tubos del calentador (m)	$Tsal_{IC}$: Temperatura final del jugo ($^{\circ}C$)
δ_{IC} : Espesor de los tubos del calentador (m)	TAC_{IC} : Temperatura del agente de calentamiento ($^{\circ}C$)
ATC_{IC} : Área de transferencia de calor (m ²)	$dTemp_{IC}$: Incremento de temperaturas del jugo ($^{\circ}C$)
vJA_{IC} : Velocidad del jugo por los tubos del intercambiador de calor (m/s)	$Tmedia_{IC}$: Temperatura media del jugo ($^{\circ}C$)
DV_{IC} : Demanda de vapor del calentador (kg/h)	fpe_{IC} : Factor de aprovechamiento de la energía
$DVCM_{IC}$: Demanda de vapor del calentador (kg/1000 kg CM)	λ_{IC} : Calor latente de cambio de fase (kJ/kg)
Vp_{IC} : Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/h)	CM : Flujo de caña molida (kg/h)
$VpCM_{IC}$: Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/1000 kg de caña)	

Tabla A9.11: Variables independientes y de salida para el tanque flash

<i>Variables independientes a especificarse</i>	
-Temperatura final del jugo luego del <i>flasheo</i> ($^{\circ}C$) -Diámetro de la tubería de venteo (m)	
-Diámetro del tanque flash (m)	
<i>Variables de entrada aclaradas o definidas en etapas anteriores</i>	
Flujo de jugo que sale de calentadores (kg/h)	• <i>En caso de alcalización en caliente o fraccionada:</i>
Brix del jugo que sale de calentadores ($^{\circ}Bx$)	Dosificación de la Lechada de cal (kg/kg de caña)
Pol del jugo que sale de calentadores (%)	Concentración de la Lechada de cal ($^{\circ}Bx$)
Temperatura del jugo que sale de calentadores ($^{\circ}C$)	Fracción de encalado [frío/total] (%) (*solamente para alcalización fraccionada)
<i>Variables de salida</i>	

Agua separa en el tanque flash (kg/h)	Velocidad de descenso del jugo (m/s)
Flujo de jugo <i>flasheado</i> (kg/h)	Velocidad de venteo (m/s)
Brix del jugo <i>flasheado</i> (°Bx)	Flujo de jugo que entra al clarificador (kg/h)
Pol del jugo <i>flasheado</i> (%)	Brix del jugo que entra al clarificador (°Bx)
Pureza del jugo <i>flasheado</i> (%)	Pol del jugo que entra al clarificador (%)
	Pureza del jugo que entra al clarificador (%)

Tabla A9.12: Ecuaciones empleadas para el tanque flash

Ecuaciones empleadas	
$W_{flash} = JA \cdot cp_{JA} \cdot (T_{JAf} - T_{flash}) / \lambda_{flash}$ $cp_{JA} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot BxJA)$ $JA_f = JA - W_{flash}$ $BxJA_f = \frac{BxJA \cdot JA}{JA_f}$ $polJA_f = \frac{polJA \cdot JA}{JA_f}$ $PzaJA_f = \frac{polJA_f}{BxJA_f} \cdot 100$ $\rho_{JA_f} = 1000 \cdot (1 + BxJA_f \cdot \frac{BxJA_f + 200}{54000}) \cdot (1 - 0,036 \cdot \frac{T_{JA_f} - 20}{160 - T_{JA_f}})$ $vd_{flash} = 4 \cdot JA_f / (60 \cdot \pi \cdot D_{flash}^2 \cdot \rho_{JA_f})$ $v_{ve} = 4 \cdot JA_f \cdot V_{esp} / (3600 \cdot \pi \cdot Dt_{vent}^2)$	<ul style="list-style-type: none"> • Para alcalización en frío $Jent_c = JA_f$ $BxJent_c = BxJA_f$ $polJent_c = polJA_f$ $PzaJent_c = \frac{polJent_c}{BxJent_c} \cdot 100$ <ul style="list-style-type: none"> • Para alcalización en caliente $Jent_c = JA_f + RLC \cdot CM$ $BxJent_c = (BxJA_f \cdot JA_f + LC \cdot RLC \cdot CM \cdot BxLC) / Jent_c$ $polJent_c = polJA_f \cdot JA_f / Jent_c$ $PzaJent_c = \frac{polJent_c}{BxJent_c} \cdot 100$ <ul style="list-style-type: none"> • Para alcalización fraccionada $Jent_c = JA_f + RLC \cdot CM \cdot (100 - fLC) / 100$ $BxJent_c = (BxJA_f \cdot JA_f + LC \cdot RLC \cdot CM \cdot BxLC \cdot (100 - fLC) / 100) / Jent_c$ $polJent_c = polJA_f \cdot JA_f / Jent_c$ $PzaJent_c = \frac{polJent_c}{BxJent_c} \cdot 100$
Nomenclatura:	
W_{flash} : Flujo de agua evaporada (kg/h) JA : Flujo de jugo inicial en el tanque flash (kg/h) $BxJA$: Brix del jugo inicial en el tanque flash (°Bx) cp_{JA} : Capacidad calorífica del jugo (kJ/kg °C) JA_f : Flujo de jugo <i>flasheado</i> (kg/h) $BxJA_f$: Brix del jugo <i>flasheado</i> (°Bx) $polJA_f$: Pol del jugo <i>flasheado</i> (%)	λ_{flash} : Calor latente de cambio de fase en el tanque <i>flash</i> (kJ/kg) vd_{flash} : Velocidad de descenso del jugo en el tanque flash (m/s) v_{ve} : Velocidad de venteo en el tanque flash (m/s) RLC : Relación de flujo de la lechada de cal (kg/kg de caña) $BxLC$: Brix de la lechada de cal (°Bx) $Jent_c$: Flujo de jugo a la entrada del clarificador (kg/h)

<p>$PzaJaf$: Pureza del jugo <i>flasheado</i> (%)</p> <p>ρ_{Jaf}: Densidad del jugo <i>flasheado</i> (kg/m³)</p> <p>T_{Jaf}: Temperatura del jugo antes del flasheo (°C)</p> <p>T_{flash}: Temperatura hasta la que ocurre el flasheo (°C)</p>	<p>$BxJent_c$: Brix del jugo a la entrada del clarificador (°Bx)</p> <p>$polJent_c$: Pol del jugo a la entrada del clarificador (%)</p> <p>$PzaJent_c$: Pureza del jugo a la entrada del clarificador (%)</p> <p>CM: Flujo de caña molida (kg/h)</p> <p>fLC: Fracción de encalado [frío/total] (%)</p>
--	---

Tabla A9.13: Variables independientes y de salida para el clarificador

<i>Variables independientes a especificarse</i>	<i>Variables de entrada aclaradas o definidas en etapas anteriores</i>
<ul style="list-style-type: none"> -Relación entre el flujo de jugo clarificado y alcalizado (kg/kg) -Volumen activo del clarificador (m³) -Temperatura media del jugo en el clarificador (°C) -pH del jugo (en caso de determinarse las pérdidas por inversión) 	<ul style="list-style-type: none"> Flujo de jugo (kg/h) Brix del jugo que entra (°Bx) Pol del jugo que entra (%) Pureza del jugo que entra (%)
<p><i>Información especial:</i></p> <p>Se necesita de modelos matemáticos adicionales para determinar ciertas variables dependientes como el porcentaje de sacarosa invertida, velocidad de sedimentación y área seccional mínima.</p> <ul style="list-style-type: none"> -Modelo para predecir las pérdidas de sacarosa por inversión. -Modelo para determinar la velocidad de sedimentación a la entrada del clarificador. 	
<i>Variables de salida</i>	<i>-Variables opcionales</i>
<ul style="list-style-type: none"> Flujo de jugo clarificado (kg/h) Brix del jugo clarificado (°Bx) Pol del jugo clarificado (%) Pureza del jugo clarificado (%) 	<ul style="list-style-type: none"> Porcentaje de sacarosa invertida (%) Velocidad de sedimentación a la entrada del clarificador (cm/min) Área seccional mínima requerida del clarificador (m²)

Tabla A9.14: Ecuaciones del clarificador

<i>Ecuaciones empleadas:</i>	<i>Nomenclatura:</i>
------------------------------	----------------------

$JC = Jent_c \cdot RJC$ $BxJC = BxJent_c$ $polJC = polJent_c$ $PzaJC = PzaJent_c$ $L = Jent_c \cdot (1 - RJC)$ $\rho_{JC} = 1000 \cdot (1 + BxJC \cdot \frac{BxJC+200}{54000}) \cdot (1 - 0,036 \cdot \frac{T_{JC}-20}{160-T_{JC}})$ $\tau = 60 \cdot \rho_{JC} \cdot V_c / Jent_c$ $u_{sed} = eval(func1)$ $Inv_{sac} = eval(func2)$ $A_c = 100 \cdot JC / (0,5 \cdot 60 \cdot u_{sed} \cdot \rho_{JC})$	L: Flujo de lodos (kg/h) JC: Flujo de jugo clarificado (kg/h) BxJC: Brix del jugo clarificado (°Bx) polJC: Pol del jugo clarificado (%) ρ _{JC} : Densidad del jugo clarificado (kg/m ³) RJC: Relación de flujo de jugo clarificado/jugo alcalizado (kg/kg) Jent _c : Flujo de jugo a la entrada del clarificador (kg/h) BxJent _c : Brix del jugo a la entrada del clarificador (°Bx) polJent _c : Pol del jugo a la entrada del clarificador (%) τ: Tiempo de residencia del clarificador (minutos) u _{sed} : Velocidad de sedimentación (cm/min) Inv _{sac} : Porcentaje de sacarosa invertida en el clarificador (%) A _c : Área seccional requerida en el clarificador (m ²)
--	--

Tabla A9.15: Variables independientes y de salida para el calentamiento del jugo claro

<i>Variables independientes generales a especificarse:</i>	
Cantidad de calentadores	
<i>Variables independientes a especificarse por calentador</i>	<i>Variables de salida por calentador</i>
Presión del vapor de calentamiento (kPa)	Temperatura de salida del jugo (°C)
Factor de aprovechamiento de la energía	Efectividad de temperaturas
Número de tubos	Diferencia mínimas de temperaturas (°C)
Número de tubos por paso	Temperatura de saturación del vapor (°C)
Longitud de los tubos (m)	Calor absorbido (kW)
Diámetro exterior de los tubos (m)	Calor perdido (kW)
Espesor de los tubos (m)	Área de transferencia de calor (m ²)
Incremento de temperaturas (°C)	Coficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)
	Demanda de vapor (kg/h)
	Demanda de vapor (kg/1000 kg de caña)
	Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/1000 kg de caña)

Tabla A9.16: Ecuaciones de los calentadores de jugo claro

<i>Expresiones de cálculo para un calentador de jugo claro</i>
--

$cp_{JC} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot BxJC)$ $ATC_{IC} = \pi \cdot Nt_{IC} \cdot Lt_{IC} \cdot Do_{IC}$ $Tsal_{IC} = To_{IC} + dTemp_{IC}$ $Tmedia_{IC} = (To_{IC} + Tsal_{IC})/2$ $\rho_{JC} = 1000 \cdot (1 + BxJC \cdot \frac{BxJA+200}{54000}) \cdot (1 - 0,036 \cdot \frac{Tmedia_{IC}-20}{160-Tmedia_{IC}})$ $Qabs_{IC} = JC \cdot cp_{JA} \cdot (Tsal_{IC} - To_{IC})/3600$ $DV_{IC} = 3600 \cdot Qabs_{IC}/(\lambda_{IC} \cdot fpe_{IC})$ $DVCM_{IC} = DV_{IC}/CM \cdot 1000$ $vJC_{IC} = JC/(3600 \cdot \rho_{JC} \cdot \pi \cdot \frac{(Do_{IC}-2\delta_{IC})^2}{4} \cdot z_{IC})$	$LMTD_{IC} = \frac{(TAC_{IC}-Tsal_{IC})-(TAC_{IC}-To_{IC})}{\ln \frac{TAC_{IC}-Tsal_{IC}}{TAC_{IC}-To_{IC}}}$ $CGTC_{IC} = \frac{Qabs_{IC}}{ATC_{IC} \cdot LMTD_{IC}}$ $Qperd_{IC} = DV_{IC} \frac{\lambda_{IC}(1-fpe_{IC})}{3600 \cdot fpe_{IC}}$ $Vp_{IC} = \frac{Qperd_{IC}}{3600 \cdot \lambda_{IC}}$ $VpCM_{IC} = \frac{Vp_{IC}}{CM} \cdot 1000$ $\Delta Tmin_{IC} = TAC_{IC} - Tsal_{IC}$ $effectT_{IC} = \frac{Tsal_{IC}-To_{IC}}{TAC_{IC}-To_{IC}}$
<i>Nomenclatura:</i>	
<p><i>JC</i>: Flujo de jugo claro (kg/h)</p> <p><i>BxJC</i>: Brix del jugo claro (°Bx)</p> <p><i>cp_{JC}</i>: Capacidad calorífica del jugo claro (kJ/kg °C)</p> <p><i>ρ_{JC}</i>: Densidad del jugo claro (kg/m³)</p> <p><i>Nt_{IC}</i>: Número de tubos del calentador</p> <p><i>Lt_{IC}</i>: Longitud de los tubos del calentador (m)</p> <p><i>z_{IC}</i>: Número de tubos por paso</p> <p><i>Do_{IC}</i>: Diámetro exterior de los tubos del calentador (m)</p> <p><i>δ_{IC}</i>: Espesor de los tubos del calentador (m)</p> <p><i>ATC_{IC}</i>: Área de transferencia de calor (m²)</p> <p><i>vJA_{IC}</i>: Velocidad del jugo por los tubos del intercambiador de calor (m/s)</p> <p><i>DV_{IC}</i>: Demanda de vapor del calentador (kg/h)</p> <p><i>DVCM_{IC}</i>: Demanda de vapor del calentador (kg/1000 kg CM)</p> <p><i>Vp_{IC}</i>: Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/h)</p>	<p><i>Qabs_{IC}</i>: Calor absorbido (kW)</p> <p><i>Qperd_{IC}</i>: Calor perdido (kW)</p> <p><i>CGTC_{IC}</i>: Coeficiente global de transferencia de calor (kW/m² °C)</p> <p><i>LMTD_{IC}</i>: Diferencia media logarítmica de temperaturas (°C)</p> <p><i>effectT_{IC}</i>: Efectividad de temperaturas</p> <p><i>ΔTmin_{IC}</i>: Diferencia mínima de temperaturas</p> <p><i>To_{IC}</i>: Temperatura inicial del jugo (°C)</p> <p><i>Tsal_{IC}</i>: Temperatura final del jugo (°C)</p> <p><i>TAC_{IC}</i>: Temperatura del agente de calentamiento (°C)</p> <p><i>dTemp_{IC}</i>: Incremento de temperaturas del jugo (°C)</p> <p><i>Tmedia_{IC}</i>: Temperatura media del jugo (°C)</p> <p><i>fpe_{IC}</i>: Factor de aprovechamiento de la energía</p> <p><i>λ_{IC}</i>: Calor latente de cambio de fase (kJ/kg)</p>

$VpCM_{IC}$: Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/1000 kg de caña)	CM : Flujo de caña molida (kg/h)
--	------------------------------------

Tabla A9.17: Variables independientes y de salida de la pre-evaporación a simple efecto

<i>Pre-evaporador a simple-efecto</i>	
<i>Variables independientes a especificarse:</i>	
Demanda de vapor vegetal a tachos (kg/1 000 kg de caña molida)	Factor de llenado de las tuberías de la calandria
Otras demandas de vapor vegetal (kg/ 1 000 kg de caña molida)	Incremento de grados brix (°Bx)
Presión en el cuerpo (kPa)	Presión del vapor de escape (kPa)
Área de transferencia de calor (m ²)	Grados de sobrecalentamiento (°C)
Longitud de los tubos de la calandria (m)	Factor de aprovechamiento de la energía
	Fuente del vapor de calentamiento
<i>Variables de entrada aclaradas o definidas en etapas anteriores:</i>	
-Flujo de jugo de entrada (kg/h) - Brix del jugo de entrada (°Bx) -Temperatura del jugo de entrada (°C)	
<i>Variables de salida:</i>	
Demanda de vapor vegetal a calentadores (kg/h)	Demanda de vapor de calentamiento (kg/h)
Demanda de vapor vegetal (kg/h)	Demanda de vapor de calentamiento (kg/ 1000 kg de caña molida)
Demanda de vapor vegetal (kg/ 1 000 kg de caña molida)	Demanda de vapor de calentamiento por área de transferencia de calor (kg/ h m ²)
Brix de salida (°Bx)	Economía (kg de agua evaporada/ kg de vapor consumido)
EPE por concentración (°C)	Eficiencia (kg agua evaporada/ kg agua total)
EPE por carga hidrostática (°C)	Tasa de evaporación (kg/h m ²)
EPE total (°C)	Consumo de vapor por pérdidas de energía (kg/ 1000 kg de caña molida)
Temperatura de ebullición (°C)	Relación de extracciones de vapor/agua evaporada (%)
Flujo de jugo a la salida (kg/h)	
Flujo de agua evaporada (kg/h)	
Calor absorbido de jugo (kW)	
Calor perdido (kW)	
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	

Tabla A9.18: Ecuaciones para el cálculo de los pre-evaporadores a simple efecto

<i>Ecuaciones empleadas:</i>	
$h_L = f_{llenado} \cdot L_t$ $Bx_{pre} = dBx_{pre} + Bx_o$	$DVE_{pre_CM} = \frac{DVE_{pre}}{CM} \cdot 1000$

$$\rho_{jugo_pre} = 1000 \cdot (1 + Bx_{pre} \cdot \frac{Bx_{pre} + 200}{54000}) \cdot (1 - 0,036 \cdot \frac{T_{sat_pre} - 20}{160 - T_{sat_pre}})$$

$$p_{h_c} = p_c + 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 9,89 \cdot h_L \cdot \rho_{jugo_pre}$$

$$EPE_{CH} = T_{s_{pH}} - T_{s_{pre}}$$

$$EPE_{Bx} = \frac{2 \cdot Bx_{pre}}{(100 - Bx_{pre})}$$

$$EPE_{total} = EPE_{CH} + EPE_{Bx}$$

$$Teb_{pre} = T_{s_{pre}} + EPE_{total}$$

$$F_{jugo_salida} = F_{jugo_ent} \cdot \frac{Bx_o}{Bx_{pre}}$$

$$W_{pre} = F_{jugo_ent} - F_{jugo_salida}$$

$$cp_{jugo_ent} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot Bx_o)$$

$$Q_{pre} = \frac{F_{jugo_ent}}{3600} \cdot cp_{jugo_ent} \cdot (Teb_{pre} - T_{ent}) + W_{pre}/3600 \cdot \lambda_{pre}$$

$$CGTC_{pre} = \frac{Q_{pre}}{ATC_{pre} \cdot (T_{sat_{VE}} - Teb_{pre})}$$

$$DVE_{pre} = \frac{3600 \cdot Q_{pre}}{\Delta H_W \cdot f_{pepre}}$$

$$DVE_{pre_ATC} = \frac{DVE_{pre}}{ATC_{pre}}$$

$$T_{pre} = \frac{W_{pre}}{ATC_{pre}}$$

$$Econ_{pre} = \frac{W_{pre}}{DVE_{pre}}$$

$$Efi_{pre} = \frac{W_{pre}}{F_{jugo_ent} \cdot 0,01 \cdot (100 - Bx_o)}$$

$$Ext_{pre} = Ext_{calent} + Ext_{tachos} \cdot CM / 1000 + Ext_{otras} \cdot CM / 1000$$

$$Ext_{pre_CM} = Ext_{pre} / CM \cdot 1000$$

$$R_{ext} = \frac{Ext_{pre}}{W_{pre}} \cdot 100$$

$$Q_{perd_pre} = Q_{pre} \cdot \frac{1 - f_{pepre}}{f_{pepre}}$$

$$Vp_{pre} = Q_{perd_pre} \cdot 3600 / \Delta H_W$$

$$Vp_{pre_CM} = Vp_{perd} / CM \cdot 1000$$

Nomenclatura:

F_{jugo_ent} : Flujo de jugo a la entrada (kg/h)
 F_{jugo_salida} : Flujo de jugo a la salida (kg/h)
 W_{pre} : Flujo de agua evaporada (kg/h)
 T_{ent} : Temperatura del jugo a la entrada (°C)
 $T_{s_{pH}}$: Temperatura de saturación a la presión hidrostática (°C)
 $T_{s_{pre}}$: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo (°C)
 Teb_{pre} : Temperatura de ebullición del jugo (°C)
 $T_{sat_{VE}}$: Temperatura de saturación del vapor de escape (°C)
 $T_{sat_{pre}}$: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo (°C)
 Bx_{pre} : Brix de salida del equipo (°Bx)

$Econ_{pre}$: Economía (kg de agua evaporada/kg de vapor de escape)
 Efi_{pre} : Eficiencia (kg de agua evaporada/kg de agua total)
 R_{ext} : Relación entre las extracciones de vapor y el agua evaporada total (%)
 ΔH_W : Diferencia de entalpía entre el vapor de escape y su condensado líquido saturado (kJ/kg)
 λ_{pre} : Calor latente de vaporización a la presión del cuerpo (kJ/kg)
 $CGTC_{pre}$: Coeficiente global de transferencia de calor (kW/m² °C)
 Q_{pre} : Calor transferido al jugo (kW)
 Q_{perd_pre} : Calor perdido (kW)
 DVE_{pre} : Demanda de vapor de escape (kg/h)

dBx_{pre} : Incremento de grados brix ($^{\circ}\text{Bx}$)	DVE_{pre_CM} : Demanda de vapor de escape (kg/1 000 kg de caña molida)
Bx_o : Brix del jugo de entrada ($^{\circ}\text{Bx}$)	DVE_{pre_ATC} : Demanda de vapor de escape (kg/h m^2)
cp_{jugo_ent} : Calor específico del jugo (kJ/kg $^{\circ}\text{C}$)	T_{pre} : Tasa de evaporación (kg/h m^2)
ρ_{jugo_pre} : Densidad del jugo (kg/ m^3)	Vp_{pre} : Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/h)
p_{h_c} : Presión hidrostática en la cámara de evaporación (kPa)	Vp_{pre_CM} : Vapor consumido por pérdidas de energía (kg/1000 kg de caña)
p_c : Presión en el cuerpo (kPa)	Ext_{calent} : Demanda de vapor vegetal a calentadores (kg/h)
EPE_{CH} : Elevación de la temperatura de ebullición por carga hidrostática ($^{\circ}\text{C}$)	Ext_{otras} : Demanda de vapor vegetal a otras operaciones (kg/h)
EPE_{Bx} : Elevación de la temperatura de ebullición por concentración ($^{\circ}\text{C}$)	Ext_{tachos} : Demanda de vapor vegetal a tachos (kg/h)
EPE_{total} : Elevación total de la temperatura de ebullición ($^{\circ}\text{C}$)	Ext_{pre} : Demanda de vapor vegetal (kg/h)
ATC_{pre} : Área de transferencia de calor (m^2)	Ext_{pre_CM} : Demanda de vapor vegetal (kg/1000 kg de caña molida)
h_L : Altura del líquido en la calandria (m)	CM: Flujo de caña molida (kg/h)
$f_{llenado}$: Factor de llenado de las tuberías de la calandria	
L_t : Longitud de los tubos de la calandria (m)	

Tabla A9.19: Variables independientes y de salida de la pre-evaporación a doble efecto

<i>Pre-evaporador a doble efecto</i>	
<i>Variables independientes a especificarse:</i>	
<ul style="list-style-type: none"> • Información general 	<ul style="list-style-type: none"> • Información específica por vasos
Incremento total de grados brix ($^{\circ}\text{Bx}$)	Extracción de vapor vegetal a tachos (kg/1 000 kg de caña molida)
Presión del vapor de escape (kPa)	Otras demandas de vapor vegetal (kg/1000 kg de caña molida)
Grados de sobrecalentamiento ($^{\circ}\text{C}$)	Presión en el cuerpo (kPa)
Fuente del vapor de calentamiento	Área de transferencia de calor (m^2)
Error máximo para los brix del vaso (%)	Longitud de los tubos de la calandria (m)
Temperatura del agua de inyección al condensador barométrico ($^{\circ}\text{C}$)	Factor de llenado de las tuberías de la calandria
Temperatura del agua de rechazo del condensador barométrico ($^{\circ}\text{C}$)	Factor de aprovechamiento de la energía
<i>Variables de entrada aclaradas o definidas en etapas anteriores:</i>	

-Flujo de jugo de entrada (kg/h) - Brix del jugo de entrada (°Bx) -Temperatura del jugo de entrada (°C)	
<i>Variables de salida:</i>	
<ul style="list-style-type: none"> • Información de salida específica por vaso 	<ul style="list-style-type: none"> • Información de salida general del equipo
Extracción de vapor vegetal a calentadores (kg/h)	Demanda de vapor de calentamiento (kg/h)
Extracción de vapor vegetal total (kg/h)	Demanda de vapor de calentamiento (kg/ 1000 kg de caña molida)
Extracción de vapor vegetal total (kg/ 1000 kg de caña molida)	Demanda de vapor de calentamiento por área de transferencia de calor (kg/ h m ²)
Brix de salida (°Bx)	Economía (kg de agua evaporada/ kg de vapor consumido)
EPE por concentración (°C)	Eficiencia (kg agua evaporada/ kg agua total)
EPE por carga hidrostática (°C)	Consumo de vapor por pérdidas de energía (kg/ 1000 kg de caña molida)
EPE total (°C)	Evaporación a condensador/ Evaporación total (%)
Temperatura de ebullición (°C)	Flujo de agua de inyección al condensador (kg/h)
Flujo de jugo a la salida (kg/h)	Flujo de agua de rechazo del condensador (kg/h)
Flujo de agua evaporada (kg/h)	Flujo de vapor que va al condensador (kg/h)
Calor cedido de jugo (kW)	
Calor perdido (kW)	
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	
Relación de extracciones de vapor/agua evaporada (%)	

Tabla A9.20: Determinación de la demanda de vapor de escape base para dos efectos a partir de la cual se establecen los valores asumidos en el algoritmo recursivo

Ecuaciones:	Nomenclatura:
$W_{evap} = F_{ent} \cdot (1 - Bx_{ent} / Bx_{sal})$ $x = (W_{evap} - Ext_{vaso_1} - 2 \cdot Ext_{vaso_2}) / 2$ $DVE_{a_base} = x + Ext_{vaso_1} + Ext_{vaso_2}$	W_{evap} : Flujo de agua evaporada (kg/h) F_{ent} : Flujo de jugo de entrada (kg/h) Ext_{vaso_1} : Flujo de extracciones de vapor del vaso 1 (kg/h) Ext_{vaso_2} : Flujo de extracciones de vapor del vaso 2 (kg/h) DVE_{a_base} : Demanda de vapor de escape base (kg/h)

Tabla A9.21: Ecuaciones para el vaso inicial

Ecuaciones:

$Bx_{vaso_a} = dBx_{vaso} + Bx_o$ $Q_{ced_vaso} = \frac{DVE_a}{3600} \cdot \Delta H_W$ $\rho_{jugo_vaso} = 1000 \cdot \left(1 + Bx_{vaso_a} \cdot \frac{Bx_{vaso_a} + 200}{54000}\right) \cdot \left(1 - 0,036 \cdot \frac{Ts_{at_vaso} - 20}{160 - Ts_{at_vaso}}\right)$ $h_L = f_{llenado} \cdot L_t$ $p_{h_c} = p_c + 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 9,89 \cdot h_L \cdot \rho_{jugo_vaso}$ $EPE_{Bx} = \frac{2 \cdot Bx_{vaso_a}}{(100 - Bx_{vaso_a})}$ $EPE_{CH} = Ts_{pH} - Ts_{vaso}$ $EPE_{total} = EPE_{CH} + EPE_{Bx}$ $Teb_{vaso} = Ts_{vaso} + EPE_{total}$ $cp_{jugo_ent} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot Bx_o)$ $W_{vaso} = (3600 \cdot fpe_{vaso} \cdot Q_{ced_vaso} - F_{jugo_ent} \cdot cp_{jugo_ent} \cdot (Teb_{vaso} - T_{ent}) / \lambda_{vaso})$	$F_{jugo_salida} = F_{jugo_ent} - W_{vaso}$ $Bx_{vaso_c} = \frac{F_{jugo_ent} \cdot Bx_o}{F_{jugo_salida}}$ $Er_{vaso} = \frac{ Bx_{vaso_c} - Bx_{vaso_a} }{Bx_{vaso_c}} \cdot 100$ $CGTC_{vaso} = \frac{Q_{ced_vaso}}{ATC_{vaso} \cdot (Ts_{atVE} - Teb_{vaso})}$ $T_{vaso} = \frac{W_{vaso}}{ATC_{vaso}}$ $Ext_{vaso} = Ext_{calent} + Ext_{tachos} \cdot \frac{CM}{1000} + Ext_{otras} \cdot \frac{CM}{1000}$ $Ext_{pre_vaso} = Ext_{vaso} / CM \cdot 1000$ $W_{sgte} = W_{vaso} - Ext_{vaso}$ $Q_{perd_vaso} = Q_{ced_vaso} \cdot (1 - fpe_{vaso})$ $R_{ext} = \frac{Ext_{vaso}}{W_{vaso}} \cdot 100$
Nomenclatura:	
<p>F_{jugo_ent}: Flujo de jugo a la entrada del vaso (kg/h)</p> <p>F_{jugo_salida}: Flujo de jugo a la salida del vaso (kg/h)</p> <p>W_{vaso}: Flujo de agua evaporada en el vaso (kg/h)</p> <p>DVE_a: Demanda de vapor de escape asumida (kg/h)</p> <p>Bx_{vaso_a}: Brix del cuerpo asumido (°Bx)</p> <p>dBx_{vaso}: Incremento de grados brix en el cuerpo (°Bx)</p> <p>Bx_o: Brix del jugo de entrada al cuerpo (°Bx)</p> <p>Bx_{vaso_c}: Brix del cuerpo calculado (°Bx)</p> <p>Ts_{pH}: Temperatura de saturación a la presión hidrostática (°C)</p> <p>Ts_{vaso}: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo (°C)</p> <p>Teb_{vaso}: Temperatura de ebullición del jugo en el vaso (°C)</p> <p>Ts_{at_vaso}: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo (°C)</p>	<p>h_L: Altura del líquido en la calandria (m)</p> <p>$f_{llenado}$: Factor de llenado de las tuberías de la calandria</p> <p>L_t: Longitud de los tubos de la calandria (m)</p> <p>ρ_{jugo_vaso}: Densidad del jugo (kg/m³)</p> <p>p_{h_c}: Presión hidrostática en la cámara de evaporación (kPa)</p> <p>p_c: Presión en el cuerpo (kPa)</p> <p>$CGTC_{vaso}$: Coeficiente global de transferencia de calor del vaso (kW/m² °C)</p> <p>ATC_{vaso}: Área de transferencia de calor del vaso (m²)</p> <p>Q_{ced_vaso}: Calor cedido en el vaso (kW)</p> <p>Q_{perd_vaso}: Calor perdido en el vaso (kW)</p> <p>W_{sgte}: Flujo de vapor que va hacia el siguiente vaso (kg/h)</p>

T_{ent} : Temperatura del jugo a la entrada (°C)	Er_{vaso} : Error relativo para la convergencia del vaso (%)
T_{vaso} : Tasa de evaporación del vaso (kg/h m ²)	Ext_{calent} : Extracción para calentadores (kg/h)
EPE_{CH} : Elevación de la temperatura de ebullición por carga hidrostática (°C)	Ext_{otras} : Extracción para otras operaciones (kg/h)
EPE_{Bx} : Elevación de la temperatura de ebullición por concentración (°C)	Ext_{tachos} : Extracción para tachos (kg/h)
EPE_{total} : Elevación total de la temperatura de ebullición (°C)	Ext_{vaso} : Extracción del vaso (kg/h)
ΔH_W : Diferencia de entalpía entre el vapor de escape y su condensado líquido saturado (kJ/kg)	Ext_{vaso_CM} : Extracción del vaso (kg/1000 kg de caña molida)
cp_{jugo_ent} : Calor específico del jugo (kJ/kg °C)	CM: Flujo de caña molida (kg/h)
λ_{vaso} : Calor latente de vaporización a la presión del cuerpo (kJ/kg)	

Tabla A9.22: Ecuaciones para el vaso final

<i>Ecuaciones:</i>	
$Bx_{vaso_a} = dBx_{vaso} + Bx_o$	$CGTC_{vaso} = \frac{Q_{ced_vaso}}{ATC_{vaso} \cdot (T_{satVE} - T_{ebvaso})}$
$Q_{ced_vaso} = \frac{W_{ant}}{3600} \cdot \Delta H_W$	$T_{vaso} = \frac{W_{vaso}}{ATC_{vaso}}$
$\rho_{jugo_vaso} = 1000 \cdot \left(1 + Bx_{vaso_a} \cdot \frac{Bx_{vaso_a} + 200}{54000}\right) \cdot \left(1 - 0,036 \cdot \frac{T_{satvaso} - 20}{160 - T_{satvaso}}\right)$	$Ext_{vaso} = Ext_{calent} + Ext_{tachos} \cdot CM/1000 + Ext_{otras} \cdot CM/1000$
$h_L = f_{llenado} \cdot L_t$	$Ext_{pre_vaso} = Ext_{vaso}/CM \cdot 1000$
$p_{h_c} = p_c + 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 9,89 \cdot h_L \cdot \rho_{jugo_vaso}$	$W_{sgte} = W_{vaso} - Ext_{vaso}$
$EPE_{Bx} = \frac{2 \cdot Bx_{vaso_a}}{(100 - Bx_{vaso_a})}$	$Q_{perd_vaso} = Q_{ced_vaso} \cdot (1 - f_{pe_vaso})$
$EPE_{CH} = T_{spH} - T_{s_vaso}$	$R_{ext} = \frac{Ext_{vaso}}{W_{vaso}} \cdot 100$
$EPE_{total} = EPE_{CH} + EPE_{Bx}$	$Er_{gral} = \frac{ Bx_{vaso_c} - Bx_{sal} }{Bx_{sal}} \cdot 100$
$T_{ebvaso} = T_{s_vaso} + EPE_{total}$	$E_{con} = W_{total}/DVE_a$
$cp_{jugo_ent} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot Bx_o)$	$E_{fi} = \frac{W_{total}}{F_{jugo_ent} \cdot 0,01 \cdot (100 - Bx_{ent})}$
$W_{vaso} = (3600 \cdot f_{pe_vaso} \cdot Q_{ced_vaso} - F_{jugo_ent} \cdot cp_{jugo_ent} \cdot (T_{ebvaso} - T_{ent}) / \lambda_{vaso})$	$DVE_{CM} = DVE/CM \cdot 1000$
$F_{jugo_salida} = F_{jugo_ent} - W_{vaso}$	$DVE_{ATC} = DVE/ATC_{equipo}$
$Bx_{vaso_c} = \frac{F_{jugo_ent} \cdot Bx_o}{F_{jugo_salida}}$	$Vp = Q_{perd_total} \cdot 3600 / \Delta H_W$
$Er_{vaso} = \frac{ Bx_{vaso_c} - Bx_{vaso_a} }{Bx_{vaso_c}} \cdot 100$	$Vp_{CM} = Vp/CM \cdot 1000$

Nomenclatura:

F_{jugo_ent} : Flujo de jugo a la entrada del vaso (kg/h)

F_{jugo_salida} : Flujo de jugo a la salida del vaso (kg/h)

W_{vaso} : Flujo de agua evaporada en el vaso (kg/h)

DVE_a : Demanda de vapor de escape asumida (kg/h)

Bx_{vaso_a} : Brix del cuerpo asumido ($^{\circ}$ Bx)

dBx_{vaso} : Incremento de grados brix en el cuerpo ($^{\circ}$ Bx)

Bx_o : Brix del jugo de entrada al cuerpo ($^{\circ}$ Bx)

Bx_{vaso_c} : Brix del cuerpo calculado ($^{\circ}$ Bx)

Bx_{ent} : Brix de entrada del jugo al equipo ($^{\circ}$ Bx)

B_{sal} : Brix de salida del jugo al equipo ($^{\circ}$ Bx)

T_{spH} : Temperatura de saturación a la presión hidrostática ($^{\circ}$ C)

T_{svaso} : Temperatura de saturación a la presión del cuerpo ($^{\circ}$ C)

Teb_{vaso} : Temperatura de ebullición del jugo en el vaso ($^{\circ}$ C)

$T_{sat_{vaso}}$: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo ($^{\circ}$ C)

T_{ent} : Temperatura del jugo a la entrada ($^{\circ}$ C)

T_{vaso} : Tasa de evaporación del vaso (kg/h m²)

EPE_{CH} : Elevación de la temperatura de ebullición por carga hidrostática ($^{\circ}$ C)

EPE_{Bx} : Elevación de la temperatura de ebullición por concentración ($^{\circ}$ C)

EPE_{total} : Elevación total de la temperatura de ebullición ($^{\circ}$ C)

ΔH_W : Diferencia de entalpía entre el vapor de escape y su condensado líquido saturado (kJ/kg)

cp_{jugo_ent} : Calor específico del jugo (kJ/kg $^{\circ}$ C)

λ_{vaso} : Calor latente de vaporización a la presión del cuerpo (kJ/kg)

ρ_{jugo_vaso} : Densidad del jugo (kg/m³)

p_{h_c} : Presión hidrostática en la cámara de evaporación (kPa)

p_c : Presión en el cuerpo (kPa)

$CGTC_{vaso}$: Coeficiente global de transferencia de calor del vaso (kW/m² $^{\circ}$ C)

Q_{ced_vaso} : Calor cedido en el vaso (kW)

Q_{perd_vaso} : Calor perdido en el vaso (kW)

W_{ant} : Flujo de vapor de calentamiento proveniente del vaso anterior (kg/h)

W_{sgte} : Flujo de vapor que va hacia el condensador barométrico (kg/h)

Er_{vaso} : Error relativo para la convergencia del vaso (%)

Er_{gral} : Error relativo general de convergencia del algoritmo (%)

Ext_{calent} : Extracción para calentadores (kg/h)

Ext_{otras} : Extracción para otras operaciones (kg/h)

Ext_{tachos} : Extracción para tachos (kg/h)

Ext_{vaso} : Extracción del vaso (kg/h)

Ext_{vaso_CM} : Extracción del vaso (kg/1000 kg de caña molida)

DVE : Demanda de vapor de escape (kg/h)

DVE_{CM} : Demanda de vapor de escape (kg/1 000 kg de caña molida)

DVE_{ATC} : Demanda de vapor de escape (kg/h m²)

$Q_{perd_{total}}$: Calor perdido total del equipo (kW)

Vp : Vapor de escape consumido por pérdidas de energía (kg/h)

ATC_{vaso} : Área de transferencia de calor del vaso (m^2)	Vp_{CM} : Vapor de escape consumido por pérdidas de energía (kg/1000 kg de caña)
ATC_{equipo} : Área de transferencia de calor del equipo (m^2)	$Econ$: Economía (kg de agua evaporada/kg de vapor de escape)
h_L : Altura del líquido en la calandria (m)	Efi : Eficiencia (kg de agua evaporada/kg de agua total)
$f_{llenado}$: Factor de llenado de las tuberías de la calandria	CM : Flujo de caña molida (kg/h)
L_t : Longitud de los tubos de la calandria (m)	

Tabla A9.23: Ecuaciones para el cálculo del condensador barométrico

Ecuaciones:	
$W_{cond_o} = \frac{Vap \cdot (\lambda + cp_v(Tw_f - Tv))}{cp_w(Tw_f - Tw_i)}$	$R_{Cond} = \frac{Vap_{cond}}{Evap_{total}} \cdot 100$
Nomenclatura:	
W_{cond_o} : Flujo de agua de inyección al condensador (kg/h)	cp_v : Capacidad calorífica del agua a la temperatura media entre Tw_f y Tv (kJ/kg °C)
Vap : Flujo de vapor que va al condensador (kg/h)	cp_w : Capacidad calorífica del agua a la temperatura media entre Tw_f y Tw_i (kJ/kg °C)
W_{cond_f} : Flujo de agua de rechazo del condensador (kg/h)	R_{Cond} : Relación entre vapor al condensador y evaporación total (%)
λ : Calor latente de vaporización (kJ/kg)	Vap_{cond} : Flujo de vapor que va al condensador (kg/h)
Tv : Temperatura del vapor (°C)	$Evap_{total}$: Flujo total de agua evaporada en el equipo (kg/h)
Tw_f : Temperatura del agua de rechazo (°C)	
Tw_i : Temperatura del agua de inyección (°C)	

Tabla A9.24: Variables independientes y de salida de la evaporación a múltiple efecto

<i>Evaporador a múltiple-efecto</i>	
<i>Variables independientes a especificarse:</i>	
<ul style="list-style-type: none"> • Información general 	<ul style="list-style-type: none"> • Información específica por vasos
Número de efectos	Extracción de vapor a tachos (kg/1 000 kg de caña molida)
Brix de la meladura (°Bx)	Otras demandas de vapor (kg/ 1000 kg de caña molida)
Presión del vapor de escape (kPa)	Presión en el cuerpo (kPa)
Grados de sobrecalentamiento (°C)	Área de transferencia de calor (m^2)
Fuente del vapor de calentamiento	Longitud de los tubos de la calandria (m)
Error máximo para los brix del vaso (%)	Factor de aprovechamiento de la energía
Temperatura del agua de inyección al condensador barométrico (°C)	Factor de llenado de las tuberías de la calandria
Temperatura del agua de rechazo del condensador barométrico (°C)	

<i>VARIABLES DE ENTRADA ACLARADAS O DEFINIDAS EN ETAPAS ANTERIORES:</i>	
-Flujo de jugo de entrada (kg/h) - Brix del jugo de entrada (°Bx) -Temperatura del jugo de entrada (°C)	
<i>VARIABLES DE SALIDA:</i>	
<ul style="list-style-type: none"> • Información de salida específica por vaso 	<ul style="list-style-type: none"> • Información de salida general del equipo
Extracciones de vapor a calentadores (kg/h)	Flujo de meladura (kg/h)
Extracción de vapor total (kg/h)	Demanda de vapor de calentamiento (kg/h)
Extracción de vapor vegetal total (kg/ 1 000 kg de caña molida)	Demanda de vapor de calentamiento (kg/ 1000 kg de caña molida)
Brix de salida (°Bx)	Demanda de vapor de calentamiento por área de transferencia de calor (kg/ h m ²)
EPE por concentración (°C)	Economía (kg de agua evaporada/ kg de vapor consumido)
EPE por carga hidrostática (°C)	Eficiencia (kg agua evaporada/ kg agua total)
EPE total (°C)	Consumo de vapor por pérdidas de energía (kg/ 1000 kg de caña molida)
Temperatura de ebullición (°C)	Evaporación a condensador/ Evaporación total (%)
Flujo de jugo a la salida (kg/h)	Flujo de agua de inyección al condensador (kg/h)
Flujo de agua evaporada (kg/h)	
Calor cedido de jugo (kW)	
Calor perdido (kW)	
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	
Relación de extracciones de vapor/agua evaporada (%)	

Tabla A9.25: Ecuaciones para el vaso intermedio

Ecuaciones:	
$Bx_{vaso_a} = dBx_{vaso} + Bx_o$ $Q_{ced_vaso} = \frac{W_{ant}}{3600} \cdot \Delta H_W$ $\rho_{jugo_vaso} = 1000 \cdot \left(1 + Bx_{vaso_a} \cdot \frac{Bx_{vaso_a} + 200}{54000}\right) \cdot \left(1 - 0,036 \cdot \frac{T_{sat_vaso} - 20}{160 - T_{sat_vaso}}\right)$ $h_L = f_{llenado} \cdot L_t$ $p_{h_c} = p_c + 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 9,89 \cdot h_L \cdot \rho_{jugo_vaso}$ $EPE_{Bx} = \frac{2 \cdot Bx_{vaso_a}}{(100 - Bx_{vaso_a})}$	$F_{jugo_salida} = F_{jugo_ent} - W_{vaso}$ $Bx_{vaso_c} = \frac{F_{jugo_ent} \cdot Bx_o}{F_{jugo_salida}}$ $Er_{vaso} = \frac{ Bx_{vaso_c} - Bx_{vaso_a} }{Bx_{vaso_c}} \cdot 100$ $CGTC_{vaso} = \frac{Q_{ced_vaso}}{ATC_{vaso} \cdot (T_{sat_VE} - T_{eb_vaso})}$ $T_{vaso} = \frac{W_{vaso}}{ATC_{vaso}}$ $Ext_{vaso} = Ext_{calent} + Ext_{tachos} \cdot \frac{CM}{1000} + Ext_{otras} \cdot \frac{CM}{1000}$

$EPE_{CH} = Ts_{pH} - Ts_{vaso}$ $EPE_{total} = EPE_{CH} + EPE_{Bx}$ $Teb_{vaso} = Ts_{vaso} + EPE_{total}$ $cp_{jugo_ent} = 4,18 \cdot (1 - 0,006 \cdot Bx_o)$ $W_{vaso} = (3600 \cdot fpe_{vaso} \cdot Q_{ced_vaso} - F_{jugo_ent} \cdot cp_{jugo_ent} \cdot (Teb_{vaso} - T_{ent}) / \lambda_{vaso})$	$Ext_{pre_vaso} = Ext_{vaso} / CM \cdot 1000$ $W_{sgte} = W_{vaso} - Ext_{vaso}$ $Q_{perd_vaso} = Q_{ced_vaso} \cdot (1 - fpe_{vaso})$ $R_{ext} = Ext_{vaso} / W_{vaso} \cdot 100$
Nomenclatura:	
<p>F_{jugo_ent}: Flujo de jugo a la entrada del vaso (kg/h)</p> <p>F_{jugo_salida}: Flujo de jugo a la salida del vaso (kg/h)</p> <p>W_{vaso}: Flujo de agua evaporada en el vaso (kg/h)</p> <p>Bx_{vaso_a}: Brix del cuerpo asumido (°Bx)</p> <p>dBx_{vaso}: Incremento de grados brix en el cuerpo (°Bx)</p> <p>Bx_o: Brix del jugo de entrada al cuerpo (°Bx)</p> <p>Bx_{vaso_c}: Brix del cuerpo calculado (°Bx)</p> <p>Ts_{pH}: Temperatura de saturación a la presión hidrostática (°C)</p> <p>Ts_{vaso}: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo (°C)</p> <p>Teb_{vaso}: Temperatura de ebullición del jugo en el vaso (°C)</p> <p>$Tsat_{vaso}$: Temperatura de saturación a la presión del cuerpo (°C)</p> <p>T_{ent}: Temperatura del jugo a la entrada (°C)</p> <p>T_{vaso}: Tasa de evaporación del vaso (kg/h m²)</p> <p>EPE_{CH}: Elevación de la temperatura de ebullición por carga hidrostática (°C)</p> <p>EPE_{Bx}: Elevación de la temperatura de ebullición por concentración (°C)</p> <p>EPE_{total}: Elevación total de la temperatura de ebullición (°C)</p> <p>ΔH_W: Diferencia de entalpía entre el vapor de escape y su condensado líquido saturado (kJ/kg)</p>	<p>h_L: Altura del líquido en la calandria (m)</p> <p>$f_{llenado}$: Factor de llenado de las tuberías de la calandria</p> <p>L_t: Longitud de los tubos de la calandria (m)</p> <p>ρ_{jugo_vaso}: Densidad del jugo (kg/m³)</p> <p>p_{h_c}: Presión hidrostática en la cámara de evaporación (kPa)</p> <p>p_c: Presión en el cuerpo (kPa)</p> <p>$CGTC_{vaso}$: Coeficiente global de transferencia de calor del vaso (kW/m² °C)</p> <p>ATC_{vaso}: Área de transferencia de calor del vaso (m²)</p> <p>Q_{ced_vaso}: Calor cedido en el vaso (kW)</p> <p>Q_{perd_vaso}: Calor perdido en el vaso (kW)</p> <p>W_{ant}: Flujo de vapor de calentamiento proveniente del vaso anterior (kg/h)</p> <p>W_{sgte}: Flujo de vapor que va hacia el siguiente vaso (kg/h)</p> <p>Er_{vaso}: Error relativo para la convergencia del vaso (%)</p> <p>Ext_{calent}: Extracción para calentadores (kg/h)</p> <p>Ext_{otras}: Extracción para otras operaciones (kg/h)</p> <p>Ext_{tachos}: Extracción para tachos (kg/h)</p> <p>Ext_{vaso}: Extracción del vaso (kg/h)</p>

cp_{jugo_ent} : Calor específico del jugo (kJ/kg °C)	Ext_{vaso_CM} : Extracción del vaso (kg/1000 kg de caña molida)
λ_{vaso} : Calor latente de vaporización a la presión del cuerpo (kJ/kg)	CM: Flujo de caña molida (kg/h)

Tabla A9.26: Variables independientes y de salida para el balance de masa en cristalización por la Cruz de Cobenze

<i>Variables independientes</i>	<i>Variables independientes adicionales si se consideran "otras pérdidas de sacarosa"</i>
Humedad del azúcar (%) Pol del azúcar (%) Pureza de la Miel Final (%) Brix de la Miel Final (°Bx)	Pérdidas por inversión en Clarificación (%) Otras fuentes de pérdidas (%)
<i>Variables de salida</i>	<i>Variables de salida si se consideran "otras pérdidas de sacarosa"</i>
Flujo teórico de Azúcar Crudo (kg/h) Pureza teórica de Azúcar Crudo (%) Brix teórico de Azúcar Crudo (°Bx) Flujo teórico de Miel Final (kg/h) Rendimiento teórico (%) Recobrado teórico (%)	Flujo teórico de Azúcar Crudo (kg/h) Rendimiento teórico (%) Recobrado teórico (%) Pérdidas en Miel Final consideradas (%) Pérdidas en bagazo consideradas (%)

Tabla A9.27: Ecuaciones para el balance de masa en cristalización por la Cruz de Cobenze

<i>Expresiones de cálculo</i>	
$Bx_{AC} = 100 - Hmd_{AC}$ $Pza_{AC} = pol_{AC}/Bx_{AC} \cdot 100$ $pol_{MF} = Pza_{MF}/100 \cdot Bx_{MF}$ $Ms_{MF} = Ms_{Mel} \cdot (Pza_{AC} - Pza_{Mel}) / (Pza_{AC} - Pza_{MF})$ $Ms_{AC} = Ms_{Mel} \cdot (Pza_{Mel} - Pza_{MF}) / (Pza_{AC} - Pza_{MF})$ $AC_{sp} = Ms_{AC}/Bx_{AC}$ $MF_{sp} = Ms_{MF}/Bx_{MF}$ $Rend_{sp} = AC_{sp}/CM \cdot 100$ $Rec_{sp} = AC_{sp} \cdot pol_{AC} / (CM \cdot pol_{CM}) \cdot 100$	$perd_{BgZ} = pol_{BgZ} \cdot Bgz / (pol_{CM} \cdot CM) \cdot 100$ $Rend_{cp} = Rend_{sp} \cdot (1 - (perd_{chza} + perd_{clarif} + perd_{Otras}) / 100)$ $AC_{cp} = Rend_{cp} / 100 \cdot CM$ $Rec_{cp} = AC_{cp} \cdot pol_{AC} / (CM \cdot pol_{CM}) \cdot 100$
<i>Nomenclatura:</i>	

<p>Bx_{AC}: Brix del azúcar crudo (°Bx) Hmd_{AC}: Humedad del azúcar crudo (%) Pza_{AC}: Pureza del azúcar crudo (%) pol_{AC}: Pol del azúcar crudo (%) pol_{MF}: Pol de la miel final (%) Pza_{MF}: Pureza de la miel final (%) Bx_{MF}: Brix de la miel final (°Bx) Pza_{Mel}: Pureza de la meladura (%) AC_{sp}: Flujo de azúcar crudo sin considerar “otras pérdidas” (kg/h) MF_{sp}: Flujo de miel final (kg/h) pol_{Bgz}: Pol del bagazo (%) $perd_{Chza}$: Pérdidas de sacarosa en cachaza (%) $perd_{Clarif}$: Pérdidas por inversión en el clarificador (%) $perd_{Otras}$: Otras pérdidas de sacarosa (%) $Rend_{cp}$: Rendimiento considerando “otras pérdidas” (%) AC_{cp}: Flujo de azúcar crudo considerando “otras pérdidas” (kg/h)</p>	<p>$MsAC$: Masa de sólidos del azúcar crudo (kg/h) $MsMF$: Masa de sólidos de la miel final (kg/h) $MsMel$: Masa de sólidos de la meladura (kg/h) $Rend_{sp}$: Rendimiento sin considerar “otras pérdidas” (%) Rec_{sp}: Recobrado sin considerar “otras pérdidas” (%) CM: Flujo de caña molida (kg/h) $polCM$: Pol de la caña molida (%) $perd_{Bgz}$: Pérdidas de sacarosa en bagazo (%) Rec_{cp}: Recobrado considerando “otras pérdidas” (%)</p>
---	---

Tabla A9.28: Variables independientes y de salida para la etapa de generación de vapor

<i>Variables independientes generales a especificarse:</i>	
Cantidad de generadores de vapor	
<i>Variables independientes a especificarse por generador de vapor</i>	<i>Variables de salida por generador de vapor</i>
Presión del vapor a la salida (kPa)	Índice de Generación de vapor (kg vapor/kg de bagazo)
Temperatura del vapor (°C)	Demanda de bagazo teórica (kg/h)
Presión del agua de alimentar (kPa)	Grados de sobrecalentamiento (°C)
Temperatura del agua de alimentar (°C)	
Eficiencia del generador de vapor (%)	
Capacidad de generación (kg de vapor/h)	
<i>Expresiones de cálculo de un generador de vapor</i>	
$I_{GV} = \frac{VC_{bgz} \cdot \eta_{GV}}{H_V - H_W}$	$Dmd_{Bgz} = C_p c_{GV} / I_{gv}$
<i>Nomenclatura:</i>	
I_{GV} : Índice de generación de vapor (kg vapor/kg bagazo)	H_V : Entalpía del vapor sobrecalentado (kJ/kg)
VC_{bgz} : Valor calórico del bagazo (kJ/kg)	H_W : Entalpía del agua de alimentar (kJ/kg)
η_{GV} : Eficiencia del generador de vapor (%)	Dmd_{Bgz} : Demanda de bagazo (kg/h)

--	--

Tabla A9.29: Variables y expresiones matemáticas involucradas en las determinaciones de los turbogeneradores

<i>Variables independientes generales a especificarse:</i>	
Cantidad de turbogeneradores	
<i>Variables independientes a especificarse por turbogeneradores</i>	<i>Variables de salida por turbogeneradores</i>
Presión del vapor a entrada (kPa)	Eficiencia termodinámica (%)
Temperatura del vapor a la entrada (°C)	Grados de sobrecalentamiento del vapor (°C)
Presión del vapor a salida (kPa)	Cantidad de vapor de escape (kg/h)
Temperatura del vapor a la salida (°C)	
Eficiencia mecánica (%)	
Eficiencia eléctrica (%)	
Capacidad de generación (kW-h)	
<i>Expresiones de cálculo de un turbogenerador</i>	
$VE_{Tg} = \frac{3600 \cdot N_{mxm} \cdot 10^4}{H_0 \cdot N_{mec} \cdot N_{elect}}$	$N_T = \frac{H_1 - H_2}{100 \cdot (H_1 - H_{2S})}$
<i>Nomenclatura:</i>	
VE_{Tg} : Flujo de vapor de escape (kg/h)	H_1 : Entalpía en el punto 1 (kJ/kg)
N_{mxm} : Energía eléctrica (kW)	H_2 : Entalpía en el punto 2 (kJ/kg)
N_{mec} : Eficiencia mecánica (%)	H_{2S} : Entalpía por expansión ideal insentrópica (kJ/kg)
N_{elect} : Eficiencia eléctrica (%)	
N_T : Eficiencia termodinámica (%)	

Tabla A9.30: Variables y expresiones matemáticas involucradas en las determinaciones de los atemperadores de vapor de escape

<i>Variables independientes de un colector</i>	<i>Variables de salida por turbogeneradores</i>
Temperatura del agua de atemperar (°C)	Flujo de agua de atemperamiento (kg/h)
Presión del agua de atemperar (kPa)	Temperatura final del vapor (°C)
Grados de sobrecalentamiento final (°C)	Flujo del vapor atemperado (kg/h)
Presión final del vapor atemperado (kPa)	
<i>Expresiones de cálculo</i>	
$F_{W_{atemp}} = \frac{F_{vap_{sc}} \cdot (H_{v1} - H_{v2})}{H_{v2} - H_{w1}}$	$F_{V_{atemp}} = F_{W_{atemp}} + F_{vap_{sc}}$
<i>Nomenclatura:</i>	

$F_{W_{atemp}}$: Flujo de agua de atemperamiento (kg/h)	Hv_1 : Entalpía del vapor en el punto 1 (kJ/kg)
$F_{vap_{sc}}$: Flujo de vapor sobrecalentado (kg/h)	Hv_2 : Entalpía del vapor en el punto 2 (kJ/kg)
$F_{V_{atemp}}$: Flujo de vapor de atemperado (kg/h)	$Hw1$: Entalpía del agua en el punto 1 (kJ/kg)

Anexo 10: Vista panorámica de las diferentes secciones de SugarAsist

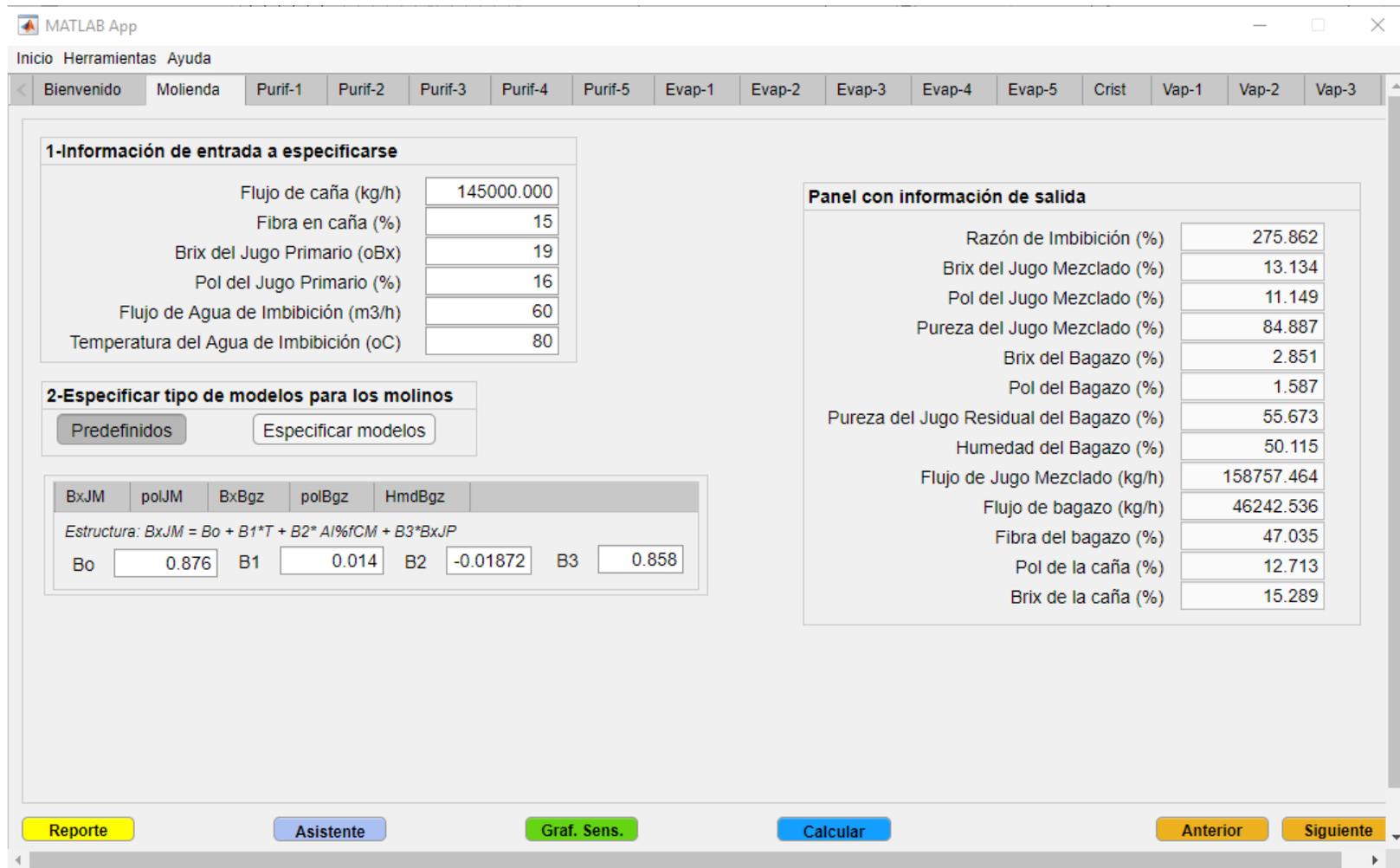


Figura A10.1: Vista de la pestaña "Molienda"

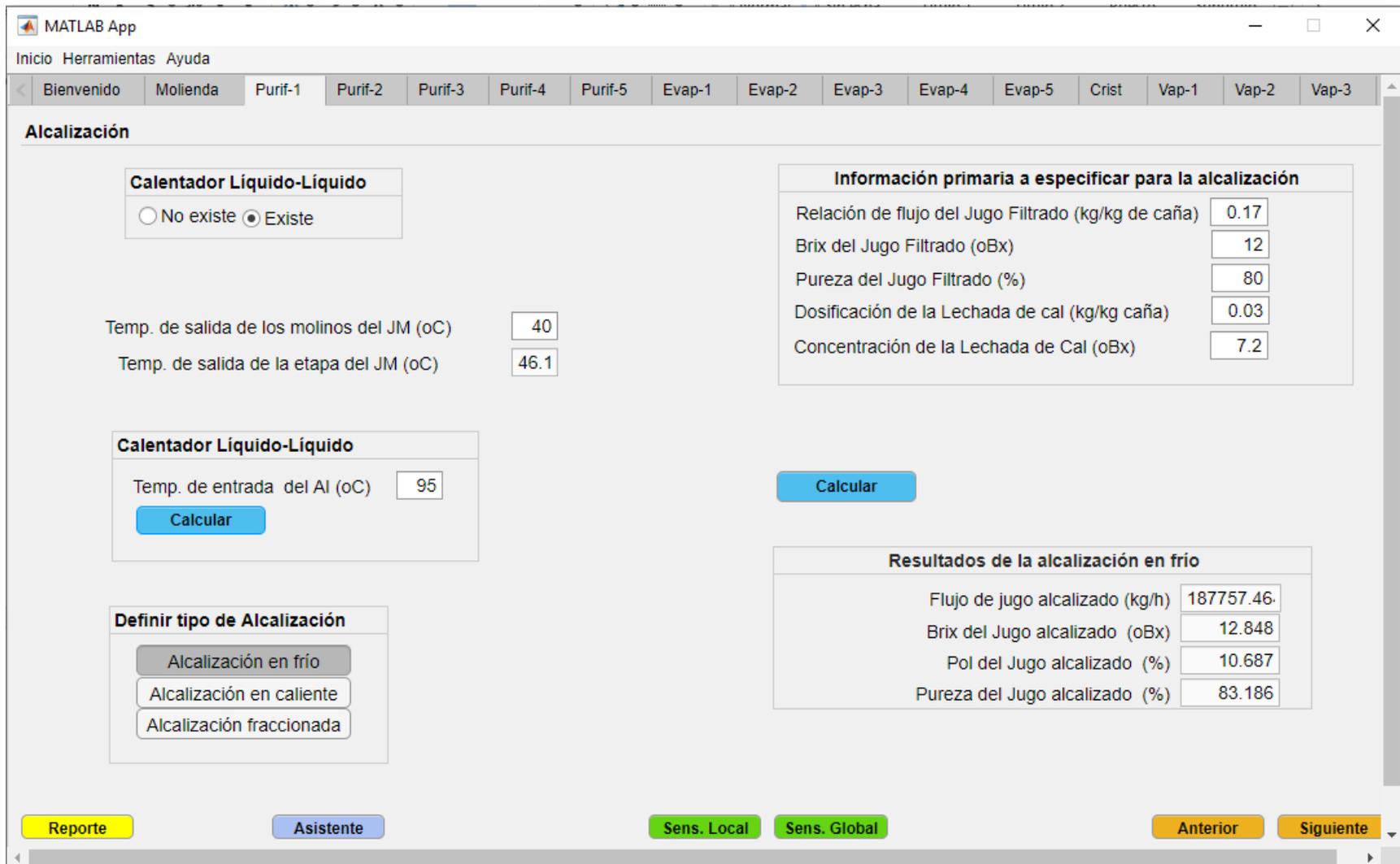


Figura A10.2: Vista de la pestaña "Purif-1"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Bienvenido Molienda Purif-1 Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 Evap-1 Evap-2 Evap-3 Evap-4 Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3

Parámetros de diseño de Calentadores de jugo (antes de la clarificación)

Temperatura final del jugo de la etapa Cantidad de Calentadores

Calentadores de jugo

Nombre	Calentador 1	Calentador 2	Calentador 3
Diametro ext. tub. (m)	0.032	0.032	0.032
Espesor tub. (m)	0.0015	0.0015	0.0015
Long. tub. (m)	4.95	4.95	4.95
No. tub.	288	288	288
No. de tub. por paso	36	36	36
ct. aprovechamiento de energía	0.9	0.9	0.9
Presión vapor de calent. (kPa)	92.52	92.52	225.5
Fuente de calentamiento	Pre1 (1-... ▼)	V5 (ME) ▼	NP_2 (V... ▼)
Incremento de Temp. (oC)	5	5	

Asistente Anterior Siguiente

Figura A10.3: Vista de la pestaña "Purif-2"

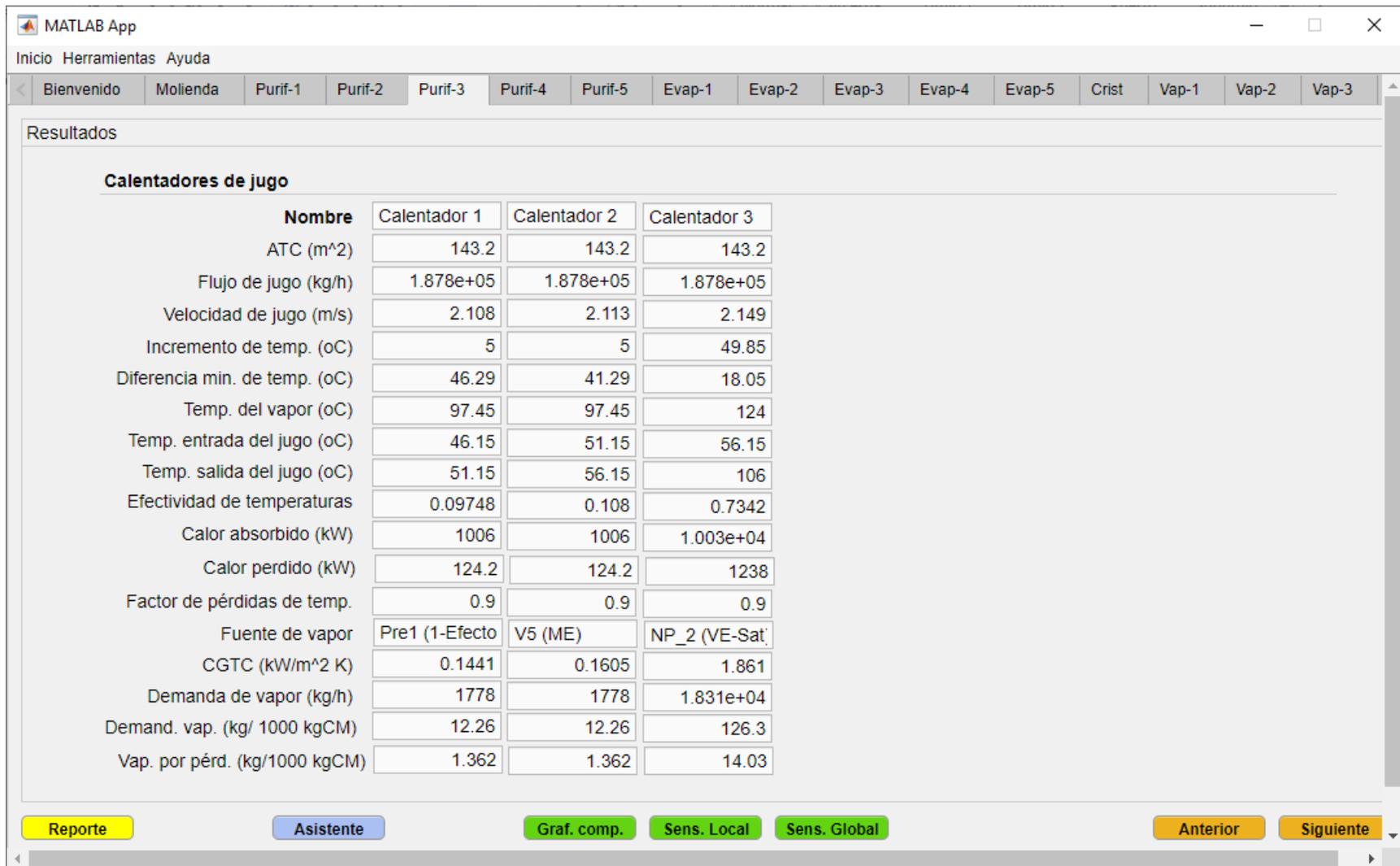


Figura A10.4: Vista de la pestaña "Purif-3"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

[Bienvenido](#)
[Molienda](#)
[Purif-1](#)
[Purif-2](#)
[Purif-3](#)
[Purif-4](#)
[Purif-5](#)
[Evap-1](#)
[Evap-2](#)
[Evap-3](#)
[Evap-4](#)
[Evap-5](#)
[Crist](#)
[Vap-1](#)
[Vap-2](#)
[Vap-3](#)

Tanque Flash y Clarificador

Información a especificar para el Tanque Flash

Temp. final luego del flasheo (oC)	100
Diámetro tub. de venteo (m)	1.1
Diámetro del tanque flash (m)	3.5

Calcular

Información de Salida del Flasheo

Velocidad de descenso del jugo (m/s)	0.005364	Flujo de Jugo Flasheado (kg/h)	1.858e+05
Velocidad de venteo (m/s)	0.9417	Brix del Jugo Flasheado (oBx)	12.98
Agua separada del jugo (kg/h)	1926	Pol del Jugo Flasheado (%)	10.8
		Pureza del Jugo Flasheado (%)	83.19

Corriente que entra al clarificador

Flujo de Jugo de entrada (kg/h)	1.858e
Brix del jugo de entrada (oBx)	12.98
Pol del jugo de entrada (%)	10.8
Pureza del jugo de entrada (%)	83.19

Información a especificar para el Clarificador

Rel. Jugo Clarificado/Jugo Alcalizado (kg/kg)	0.7
Vol. activo del Clarificador (m ³)	205
Temp. media del jugo en el Clarificador (oC)	95

Modelo para el comportamiento de la clarificación

pH del Jugo Clarificado

Calcular

Modelos para el comportamiento de la clarificación

Velocidad de sedimentación
 Pérdidas de sacarosa por inversión

Inv. Sac. (%) = $Tao \cdot \exp(-1.3823 - 2.2994 \cdot pH + 0)$

Cargar

$Tao \cdot \exp(-1.3823 - 2.2994 \cdot pH + 0.1142 \cdot TmC)$

Información de Salida (Clarificador)

Tiempo de retención (min)	66.69	Brix del Jugo Clarificado (oBx)	12.98
Flujo de Lodos (kg/h)	5.575e+0	Pol del Jugo Clarificado (%)	10.8
Flujo de Jugo Clarificado (kg/h)	1.301e+0	Pureza del Jugo Clarificado (%)	83.19
Vel. sed. entrada del clarificador (cm/min)	33.8	Sacarosa invertida (%)	0.02791
Área secc. mín. requerida clarificador (m ²)	12.73		

Reporte
Asistente
Sens. Local
Sens. Global
Anterior
Siguiente

Figura A10.5: Vista de la pestaña "Purif-4"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

[Bienvenido](#)
[Molienda](#)
[Purif-1](#)
[Purif-2](#)
[Purif-3](#)
[Purif-4](#)
[Purif-5](#)
[Evap-1](#)
[Evap-2](#)
[Evap-3](#)
[Evap-4](#)
[Evap-5](#)
[Crist](#)
[Vap-1](#)
[Vap-2](#)
[Vap-3](#)

Calentamiento Jugo Claro

Cantidad de Calentadores

Información a Especificar - Calentadores de jugo

Nombre	IC-JC_1
Diametro ext. tub. (m)	0.032
Espesor tub. (m)	0.0015
Long. tub. (m)	4.95
No. tub. (m)	288
No. de tub. por paso	36
Fact. aprov. de energía	0.9
Presión vapor de calent. (kPa)	225.5
Incremento de Temp. (oC)	5
Fuente de calentamiento	NP_2...

Calcular

Información de Salida - Calentadores de jugo claro

Nombre	IC-JC_1
ATC (m ²)	143.2
Flujo de jugo (kg/h)	1.301e+05
Velocidad de jugo (m/s)	1.514
Diferencia min. de temp. (oC)	24.05
Temp. del vapor (oC)	124
Temp. entrada del jugo (oC)	95
Temp. salida del jugo (oC)	100
Efectividad de temperaturas	0.1721
Calor absorbido (kW)	696.4
CGTC (kW/m ² K)	0.1837
Demanda de vapor (kg/h)	1271
Dem. vap. (kg/1000 kg CM)	8.769
Calor Perdido (kW)	85.97
Vap. por pérd. (kg/1000 kgCM)	0.9743

Reporte
Graf. comp.
Sens. Local
Sens. Global
Anterior
Siguiente

Figura A10.6: Vista de la pestaña "Purif-5"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Bienvenido Molienda Purif-1 Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 **Evap-1** Evap-2 Evap-3 Evap-4 Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3

Preevaporadores---Demanda de vapor vegetal (Extracciones de vapor)

Sistema: 2-Pre-ev... ▼

Extracciones de vapor a tachos

Constante y referida a la caña molida

Variable y referida al flujo de meladura

Preevaporadores simple-efecto (Información a especificar)

Parámetro	Pre-1	Pre-2
Demanda de vapor vegetal a calentadores (kg/h)	1778	0
Demanda de vapor vegetal a tachos (kg/1000 kg CM)	0	0
Otras demandas de vapor vegetal (kg/1000 kg)	0	0

Información de salida (Preevaporación a simple efecto)

Demanda de vapor vegetal total (kg/h)	1778	0
Demanda de vapor vegetal total (kg/1000 kg CM)	12.26	0

Preevaporador a doble efecto (Información a especificar)

Parámetro	V1_pre_doble	V2_pre_doble
Demanda de vapor vegetal a calentadores (kg/h)	0	0
Demanda de vapor vegetal a tachos (kg/1000 kg CM)	0	0
Otras demandas de vapor vegetal (kg/1000 kg)	0	0

Información de salida (Preevaporación a doble efecto)

Demanda de vapor vegetal total (kg/h)	0	0
Demanda de vapor vegetal total (kg/1000 kg CM)	0	0

Calcular
Anterior
Siguiente

Figura A10.7: Vista de la pestaña “Evap-1” (en este caso para un sistema de pre-evaporación de dos pre-evaporadores a simple-efecto seguido de un pre-evaporador a doble efecto)

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Bienvenido Molienda Purif-1 Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 Evap-1 **Evap-2** Evap-3 Evap-4 Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3

Parámetros de los preevaporadores

Celda de vapor (Preevaporadores a simple efecto)

Parámetro	Pre-1	Pre-2
Presión en el cuerpo(kPa)	170	170
ATC (m ²)	1180	1180
Long. tubos de la calandria (m)	2.6	2.6
Factor de llenado de tub. en calandria	0.33	0.33
Incremento de Bx (oBx)	3	3
Presión del vapor de escape (kPa)	225.5	225.5
Grados de sobrecalentamiento (oC)	3	3
Factor de aprovechamiento de energía	0.9	0.9
Fuente de calentamiento	NP_1 (... ▼)	NP_1 (... ▼)

Preevaporador a doble efecto---Parámetros específicos Vasos

Parámetro	V1_pre_dobl	V2_pre_dobl
Presión en el cuerpo(kPa)	170	140
ATC (m ²)	1180	1180
Long. tubos de la calandria (m)	2.6	2.6
Factor de llenado de tub. en calandria	0.33	0.33
Factor de aprovechamiento de energía	0.9	0.9

Preevaporador a doble efecto--Parámetros generales

Incremento total de Bx (oBx)	5
Error max. para los brix del vaso	5
Presión del vapor de calent. Vaso 1	225.5
Grados de sobrecalentamiento (oC)	3
Fuente de calentamiento	NP_1 (... ▼)
Temp. agua de inyección del condensador barométrico (oC)	30
Temp. agua de rechazo del condensador barométrico (oC)	45

Asistente
Calcular
Anterior
Siguiente

Figura A10.8: Vista de la pestaña “Evap-2” (en este caso para un sistema de pre-evaporación de dos pre-evaporadores a simple-efecto seguido de un pre-evaporador a doble efecto)

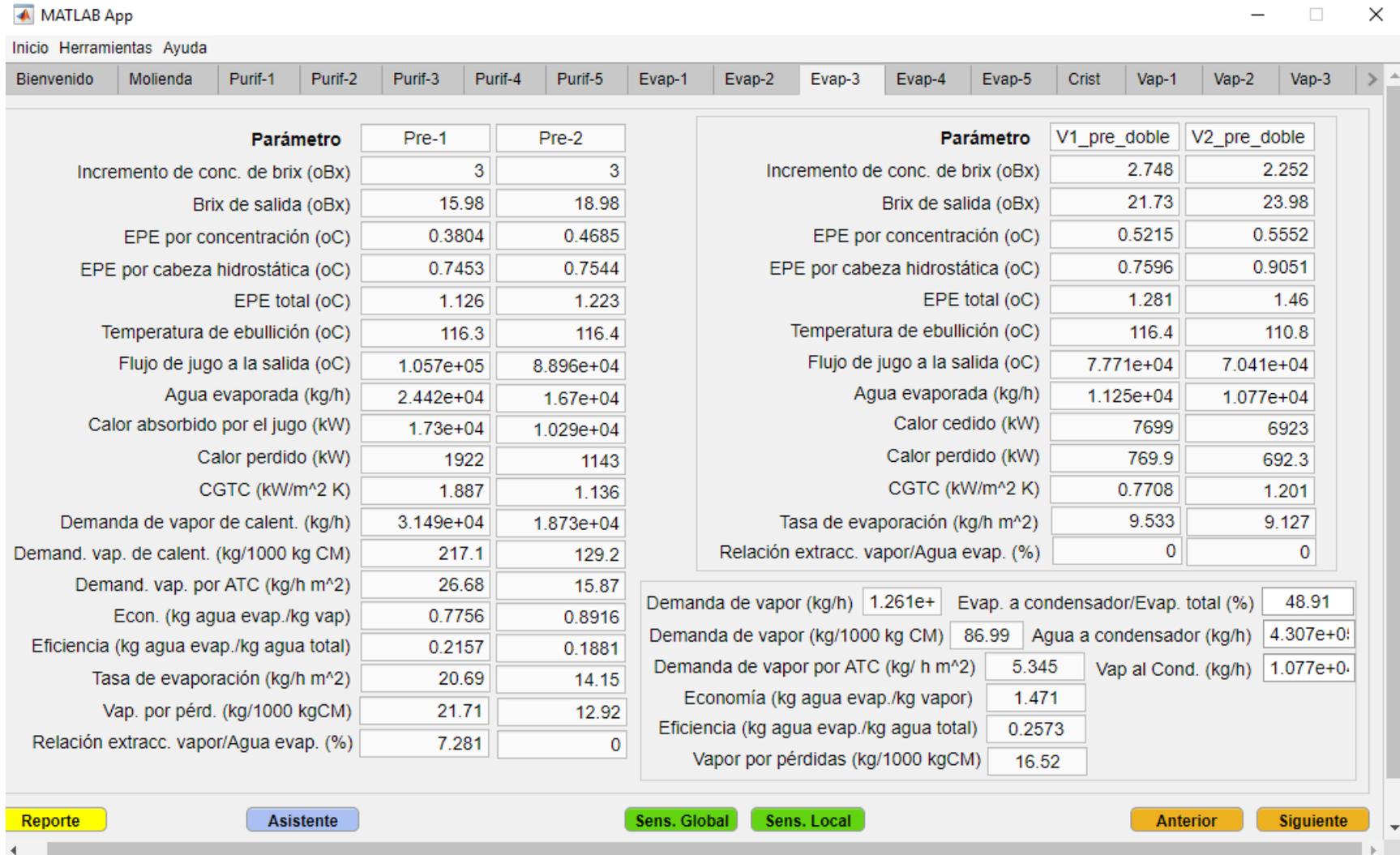


Figura A10.9: Vista de la pestaña "Evap-3"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Bienvenido Molienda Purif-1 Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 Evap-1 Evap-2 Evap-3 **Evap-4** Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3

Evaporador a Múltiple-Efecto

Información corriente de jugo entrada

Flujo de jugo (kg/h)

Brix del jugo (oBx)

Temperatura del jugo (oC)

Cantidad de Efectos

Información a especificar para los efectos

Parámetro	Vaso 1	Vaso 2	Vaso 3	Vaso 4	Vaso 5
Presión en el cuerpo(kPa)	<input type="text" value="140"/>	<input type="text" value="120"/>	<input type="text" value="90"/>	<input type="text" value="60"/>	<input type="text" value="15"/>
ATC (m ²)	<input type="text" value="1180"/>				
Long. tubos de la calandria (m)	<input type="text" value="2.6"/>				
Factor de llenado de tub. en calandria	<input type="text" value="0.33"/>				
Factor de aprovechamiento de energía	<input type="text" value="0.9"/>				
Extracc. de vapor a calentadores (kg/h)	<input type="text" value="0"/>				
Extracc. vapor a tachos (kg/1000 kgCM)	<input type="text" value="0"/>				
Otras extracc. de vapor(kg/1000 kgCM)	<input type="text" value="0"/>				

Parámetros generales a especificar

Brix de la Meladura (oBx)

Error max. para los brix del vaso

Presión del vapor de calent. Vaso 1

Grados de sobrecalentamiento (oC)

Fuente de calentamiento

Figura A10.10: Vista de la pestaña "Evap-4"

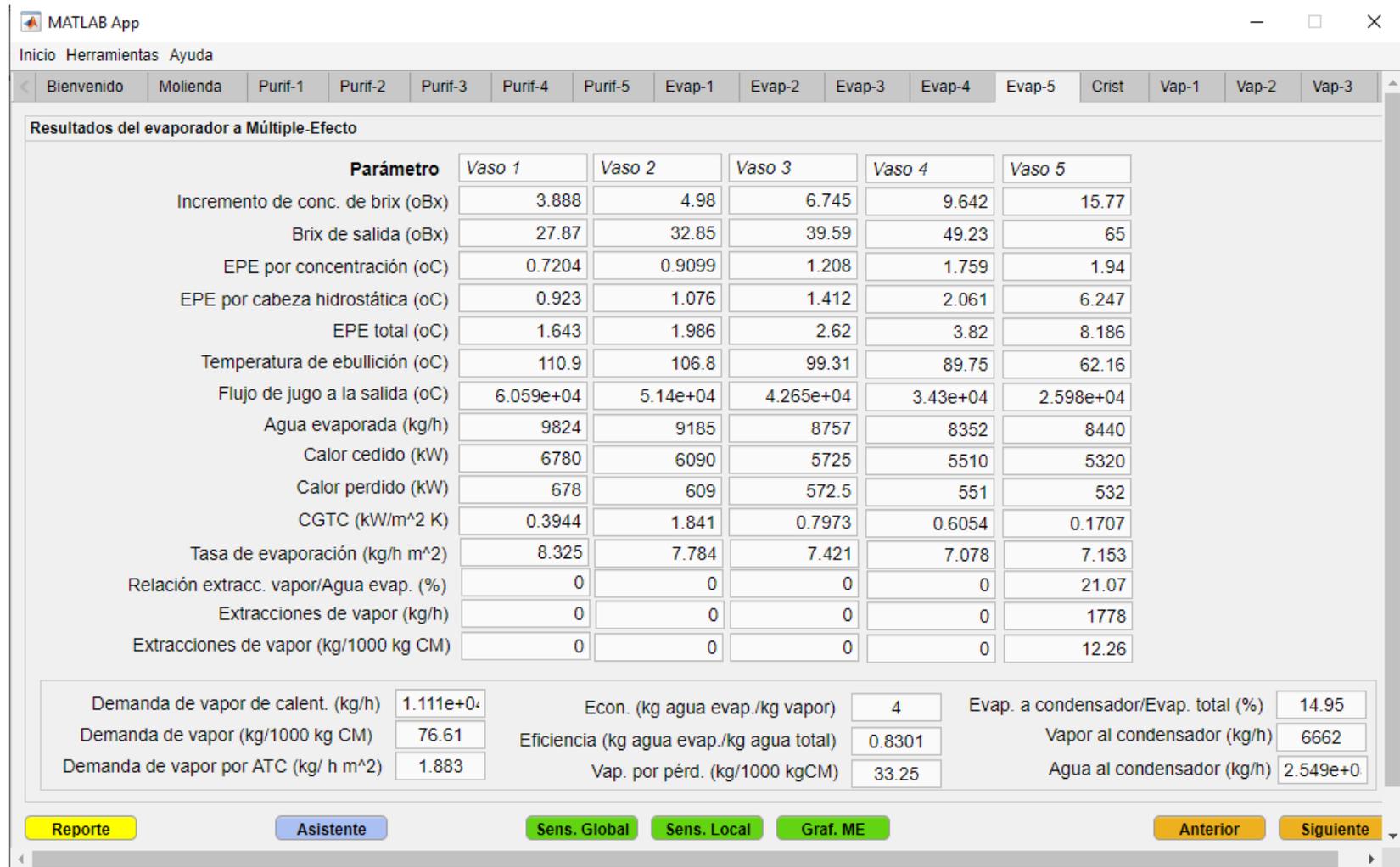


Figura A10.10: Vista de la pestaña "Evap-5"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

[Bienvenido](#)
[Molienda](#)
[Purif-1](#)
[Purif-2](#)
[Purif-3](#)
[Purif-4](#)
[Purif-5](#)
[Evap-1](#)
[Evap-2](#)
[Evap-3](#)
[Evap-4](#)
[Evap-5](#)
Crist
[Vap-1](#)
[Vap-2](#)
[Vap-3](#)

Cristalización

Información corriente entrada

Flujo de meladura (kg/h)	2.598e+04
Brix de la meladura (oBx)	65
Pol de la meladura (%)	54.07
Pureza de la meladura (%)	83.19

Información a especificar Cruz Cobenze

Humedad del Azúcar (%)	0.2
Pol del Azúcar (%)	99
Pureza de la Miel Final (%)	38
Brix de la Miel Final (oBx)	88

Información a especificar--Pérdidas de Sacarosa

Pérdidas por inversión en Clarificación (%)	2
Otras fuentes de Pérdidas (%)	3

Información de Salida

Flujo Teórico de Azúcar Crudo (kg/h)	1.249e+04
Pureza teórica del Azúcar Crudo (%)	99.2
Brix teórico del Azúcar Crudo (%)	99.8
Flujo Teórico de Miel Final (kg/h)	5021
Rendimiento teórico (%)	8.615
Recobrado teórico (%)	67.09

Información de Salida considerando otras pérdidas de sacarosa

Flujo Teórico de Azúcar Crudo (kg/h)	1.187e+04
Rendimiento teórico (%)	8.185
Recobrado teórico (%)	63.74
<i>Pérdidas en Miel Final consideradas (%)</i>	9.108
<i>Pérdidas en bagazo consideradas (%)</i>	3.981

[Reporte](#)
[Asistente](#)
[Calcular](#)
[Sens. Global](#)
[Sens. Local](#)
[Anterior](#)
[Siguiete](#)

Figura A10.12: Vista de la pestaña "Crist"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Bienvenido Molienda Purif-1 Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 Evap-1 Evap-2 Evap-3 Evap-4 Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3

Sistema de Vapor I

Modelo para estimar el Valor Calórico del Bagazo (Hu)

Especificar modelo Modelo: Hugot

Hu = 17790-50.23*BxBgz-203

Cantidad de Generadores de Vapor 2

*La expresión que se muestra es la referida por Hugot [1986].
Donde:

Hugot
Hessey
Pritzeiwitz
Mauricio

Información a especificar---Generadores de Vapor

Parámetro/Generador de vapor	GV-1	GV-2
Presión del vapor de salida (kPa)	1860	1860
Temp. del vapor de salida (oC)	310	310
Presión del agua de alimentar (kPa)	1860	1860
Temp. del agua de alimentar (oC)	95	95
Eficiencia del generador de vapor (%)	75	75
Capacidad de generación (kg de vapor/h)	4.5e+04	4.5e+04

Información de Salida---Generadores de Vapor

Parámetro/Generador de vapor	GV-1	GV-2
Índice de Generación de Vapor (kg/kg)	2.114	2.114
Demanda de bagazo teórica (kg/h)	2.129e+04	2.129e+04
Grados de sobrecalentamiento (oC)	101.3	101.3

Reporte Asistente **Calcular** Sens. Global Sens. Local Comp. GV Anterior Siguiente

Figura A10.13: Vista de la pestaña "Vap-1"

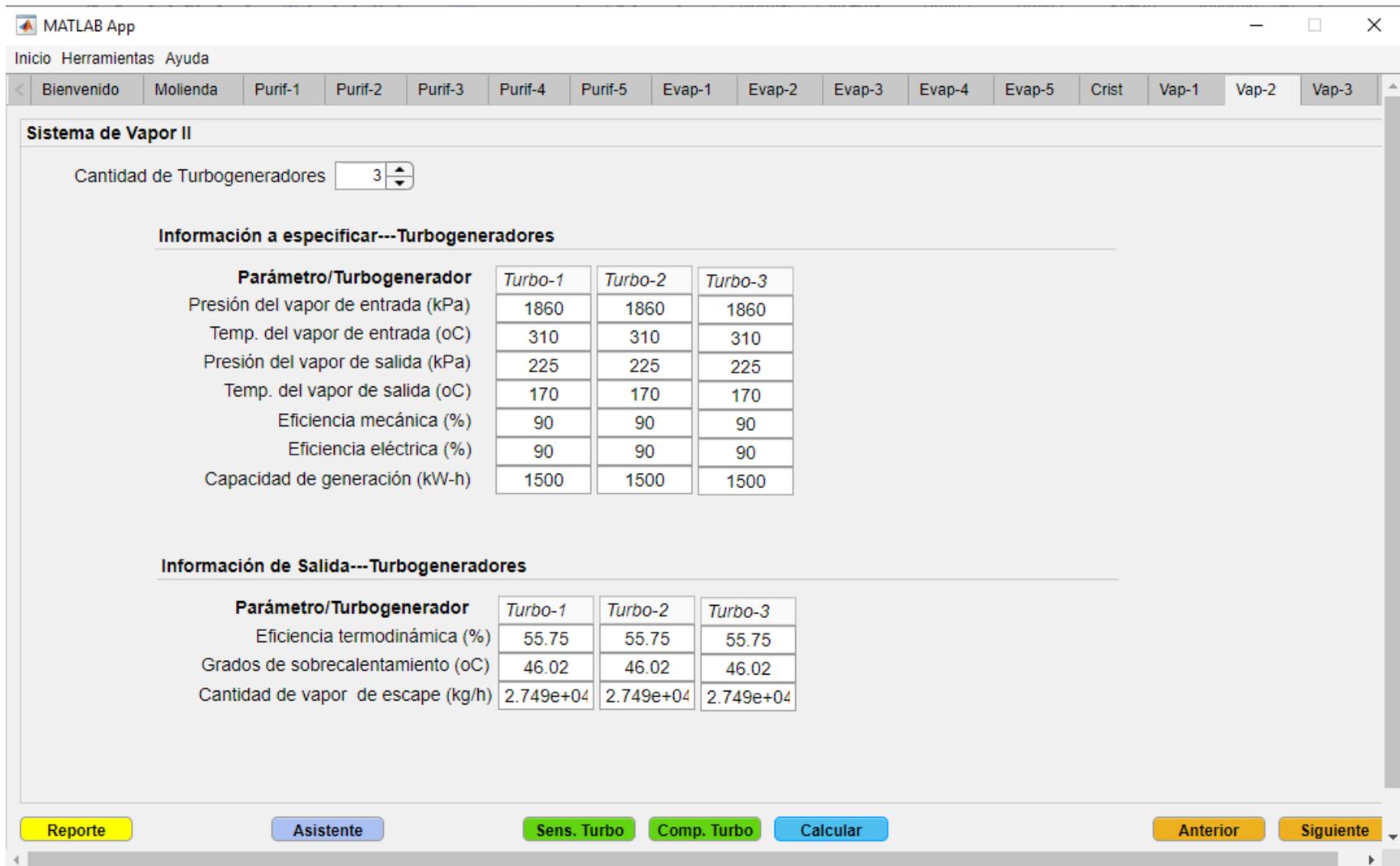


Figura A10.14: Vista de la pestaña "Vap-2"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Bienvenido Molienda Purif-1 Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 Evap-1 Evap-2 Evap-3 Evap-4 Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3

Sistema de Vapor III

Corriente de VE total a la entrada del colector

Flujo de Vapor de Escape (kg/h)	8.247e+04
Temperatura del VE (oC)	170
Presión del VE (kPa)	225
Grados de sobrecalentamiento (oC)	46.02

Información a especificar al colector de VE

Temp. del agua de atemperar (oC)	30
Presión del agua de atemperar (kPa)	200
Grados de sobrecalentamiento final (oC)	15
Presión final del vapor atemperado (kPa)	225

Calcular

Salida del colector de VE (NP-VE_1)

Flujo de agua de atemperamiento (kg/h)	2033
Temperatura final del vapor (oC)	139
Flujo del vapor atemperado (kg/h)	8.45e+04

No existe segundo nivel de presión para el VE (NP-VE_SAT)

Balance de demanda de vapor del 2do nivel de VE (NP-VE_SAT)

Demanda de vap. del 2do nivel de VE condicionada con anterioridad (kg/h)	1.958e+04
Demanda de vap. del 2do nivel de VE de Tachos (kg/1000 kg CM)	0
Otras demandas de vap. del 2do nivel de VE (kg/1000 kg CM)	0
Factor de aprovechamiento por pérdidas en conductos de vapor	0.95
Total (kg/h)	2.061e+04

Calcular

Información para el atemperador del 2do nivel de VE (NP-VE_SAT)

Temp. del agua del atemperar (oC)	30
Presión del agua de atemperar (kPa)	200
Grado de sobrecalentamiento final (oC)	3
Presión final del vapor atemperado (kPa)	220
Porcentaje del vapor de NP-VE_1 que se atempera (%)	50

Salida atemperador para NP-VE_SAT

Flujo de agua de atemperamiento (kg/h)	436.9
Temperatura final del vapor (oC)	126.3
Flujo del vapor atemperado (kg/h)	4.269e+04

Calcular

Flujo de VE del 1er nivel de presión final (kg/h)

Reporte **Asistente** **Anterior** **Siguiente**

Figura A10.15: Vista de la pestaña "Vap-3"

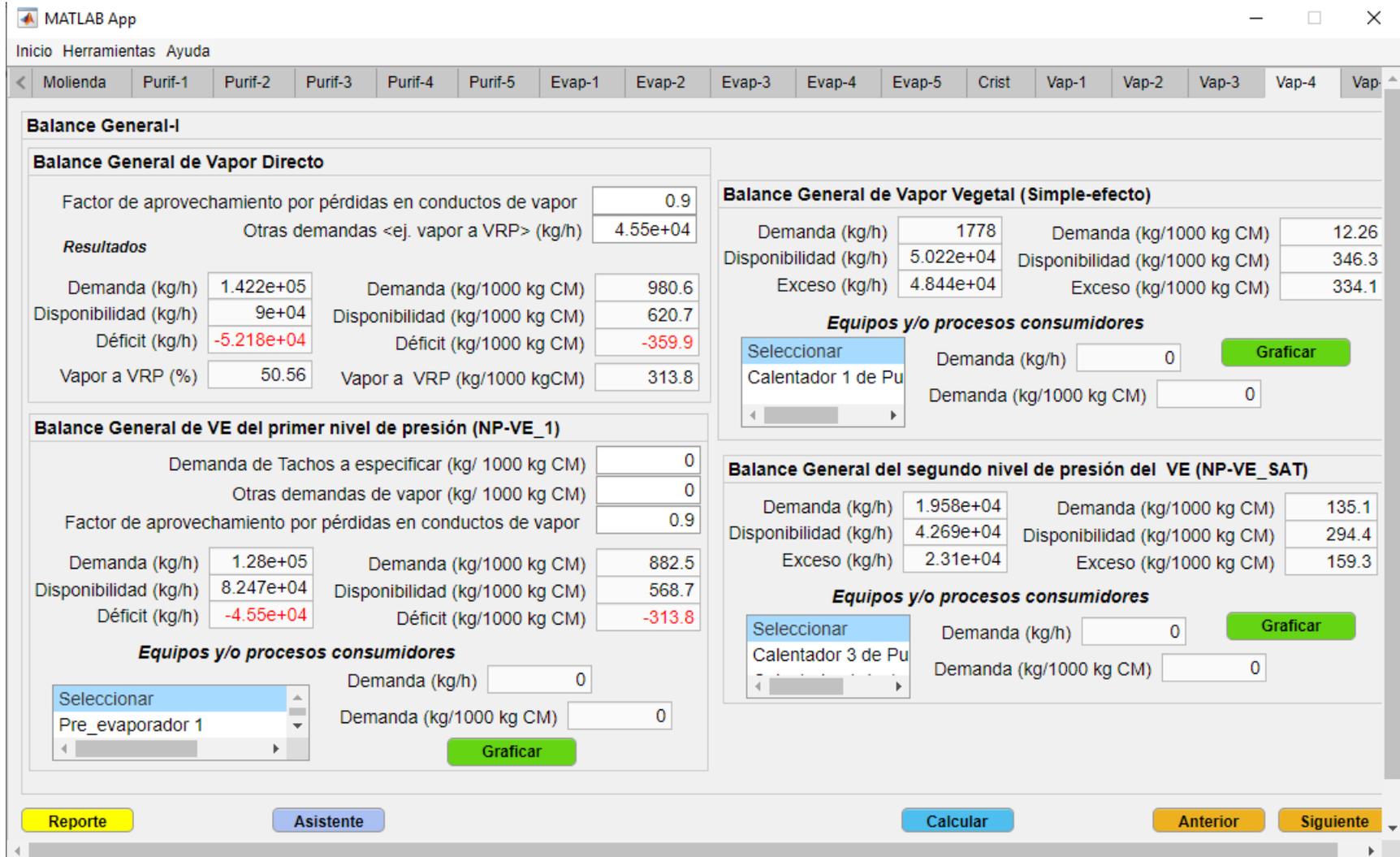


Figura A10.16: Vista de la pestaña "Vap-4"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Purif-1 Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 Evap-1 Evap-2 Evap-3 Evap-4 Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3 Vap-4 Vap-5 Cond

Balance General-II

Balance de la demanda de vap. de Cristalización (especificada)

Demanda (kg/h) Demanda (kg/1000 kg CM)

Fracción suplida por vapor vegetal a simple-efecto (%)

Fracción suplida por vapor vegetal a doble-efecto (%)

Fracción suplida por extracciones al ME (%)

Fracción suplida por vapor de escape de NP-1 (%)

Fracción suplida por vapor de escape de NP-2 (%)

Graficar

Balance de Bagazo

Consumo (kg/h) <input type="text" value="4.258e-"/>	Sobrante (kg/h) <input type="text" value="3666"/>
Consumo (kg/1000 kg CM) <input type="text" value="293.6"/>	Sobrante (kg/1000 kg CM) <input type="text" value="25.28"/>
Consumo (%) <input type="text" value="92.07"/>	Sobrante (%) <input type="text" value="7.927"/>

Reporte
Asistente
Calcular
Anterior
Siguiete

Figura A10.17: Vista de la pestaña "Vap-5"

MATLAB App

Inicio Herramientas Ayuda

Purif-2 Purif-3 Purif-4 Purif-5 Evap-1 Evap-2 Evap-3 Evap-4 Evap-5 Crist Vap-1 Vap-2 Vap-3 Vap-4 Vap-5 Cond **FIN**

Balance de Condensados

Condensados de calentadores

Calentador 1 de jugo alcalizado
 GV Imbibición y otros usos

Calentador 2 de jugo alcalizado
 GV Imbibición y otros usos

Calentador 3 de jugo alcalizado
 GV Imbibición y otros usos

Calentador 1 de jugo claro
 GV Imbibición y otros usos

Condensados de Pre-evaporadores

Pre-evaporador 1 a simple-efecto
 GV Imbibición y otros usos

Pre-evaporador 2 a simple-efecto
 GV Imbibición y otros usos

Vaso 1 del Pre-evap. doble
 GV Imbibición y otros usos

Vaso 2 del Pre-evap. doble
 GV Imbibición y otros usos

Condensados del Múltiple-efecto

Vaso 1
 GV Imbibición y otros usos

Vaso 2
 GV Imbibición y otros usos

Vaso 3
 GV Imbibición y otros usos

Vaso 4
 GV Imbibición y otros usos

Vaso 5
 GV Imbibición y otros usos

Balance parcial condensados para el Sistema de Vapor

Disponibilidad de agua para GV (kg/h)	8.376e+04
Demanda de agua para GV (kg/h)	9e+04
Demanda de agua para atemperar (kg/h)	2470
Déficit de agua para GV (kg/h)	-8709

Balance parcial condensados para agua de reuso tecnológico

Disponibilidad (kg/h)	6.068e+04	Demanda total (kg/h)	6e+04
Demanda para imbibición (kg/h)	6e+04	Exceso (kg/h)	682.3
Otra demanda (kg/ 1000 kg CM)	0	Exceso (m ³ /h)	0.6823
		Exceso (m ³ /1000 kg CM)	0.004706

Figura A10.18: Vista de la pestaña "Cond"

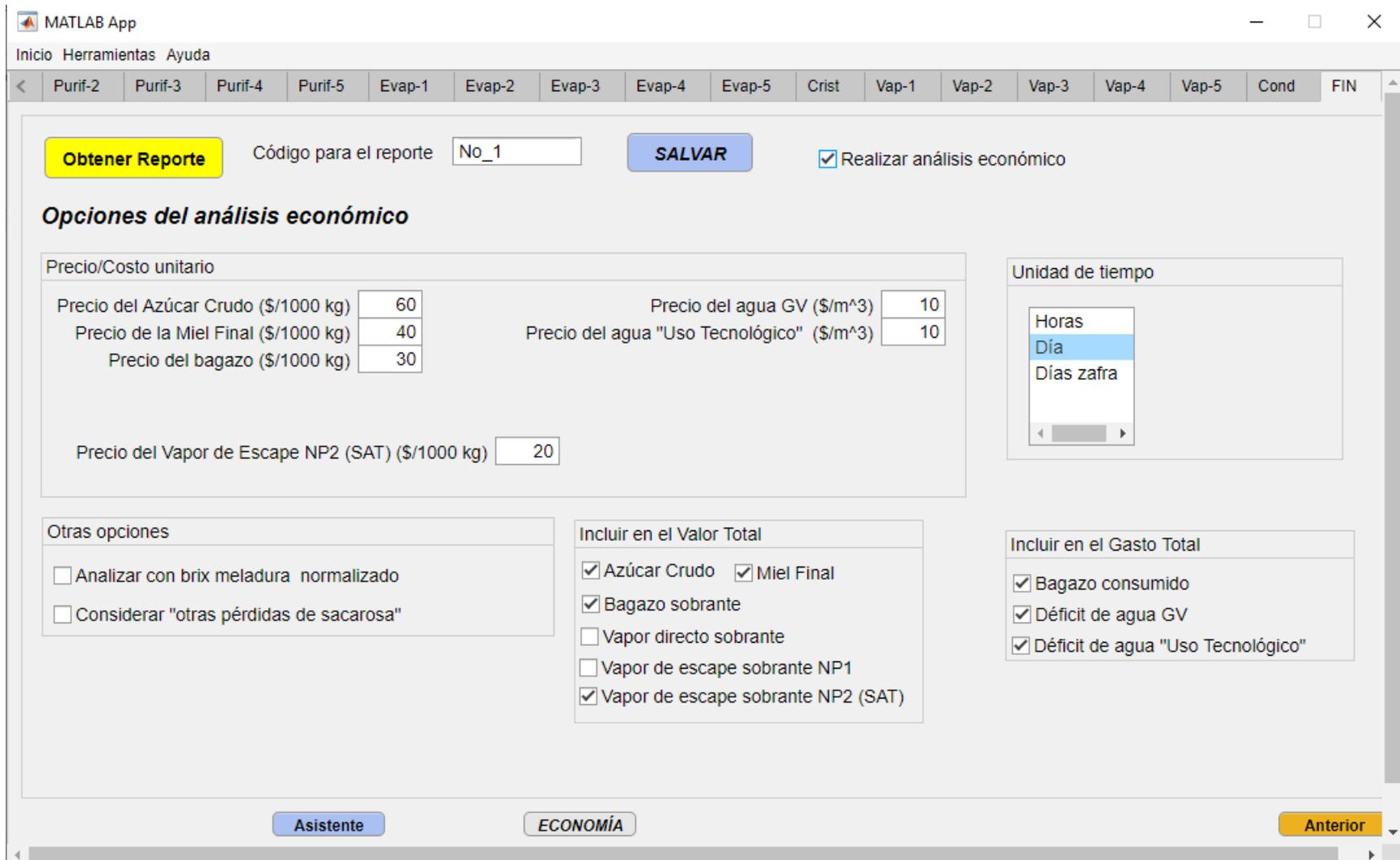


Figura A10.19: Vista de la pestaña "Fin"

Anexo 11: Modelo experimental de Serrano (2022) para la estimación de la velocidad de sedimentación de jugos en clarificadores según su contenido de sólidos disueltos (brix)

Título: *Correlación matemática para la estimación de la velocidad de sedimentación de impurezas en jugo alcalizado: una aproximación experimental*

(Manuscrito inédito)

Autor: MSc. Jonathan Serrano Febles

Fecha: Abril 2022

Universidad de Matanzas

Introducción

Uno de los mayores efectos de la imbibición se expresa en el proceso de clarificación a través de la marcada significación que ejerce el brix del jugo mezclado sobre el brix del jugo alcalizado y consecuentemente sobre la velocidad de sedimentación de impurezas en el clarificador. Por tal motivo se requiere de un modelo matemático que describa cómo varía la velocidad de sedimentación del clarificador de acuerdo a la dilución del jugo alcalizado. Ello puede realizarse sobre la base de un estudio experimental ya que de acuerdo a Rein (2017), la velocidad de sedimentación en clarificadores de bajo tiempo de retención puede ser directamente estimada a nivel de laboratorio a partir de pruebas de sedimentación discontinua en probetas de 1 000 mL o de 500 mL.

Materiales y métodos

Para estudiar el comportamiento de la velocidad de sedimentación respecto a los grados brix del jugo alcalizado, se simula este jugo a partir de muestras de jugo primario (de diferentes grados brix), jugo filtrado y lechada de cal; tal como lo establece (MINAZ, 2010). El pH del jugo alcalizado se regula mediante la lechada de cal hasta ajustarlo a 8 (valor usual en la práctica) y se calienta hasta 100 °C, de gran importancia esta última condición dada la alta influencia que

presenta tal parámetro sobre el comportamiento de la sedimentación. Se estudia la variación del porcentaje de sólidos disueltos entre 10,5 a 20,5 °Bx a intervalos de 2,0 °Bx.

Durante la experimentación, antes de adicionarlo a la probeta de 1 000 mL, se deposita previamente en esta el floculante preparado para su uso en el proceso tecnológico. En este caso concierne a *Zuckerfloc 400 C Plus*, que para todos los experimentos se mantiene su concentración constante a 5 mg/L (ppm) y con una relación respecto al jugo alcalizado que representa aproximadamente 5 g/1 000 kg de caña molida. Estos últimos valores están en correspondencia con los valores comunes de la práctica ingenieril y con lo establecido en MINAZ (2010). Estos experimentos se realizan con dos réplicas para una mayor reproducibilidad de los resultados.

Se determina la velocidad inicial de sedimentación tal como lo establece Rein (2017) y a partir de esta se correlaciona por regresión simple con el porcentaje de sólidos disueltos en el jugo alcalizado (°Bx JA), de tal manera que:

$$u_o = f(\text{BxJA}) \quad (\text{A11.1})$$

Donde:

u_o : Velocidad de sedimentación inicial (cm/min)

BxJA: Brix del jugo alcalizado (°Bx)

También se determina durante los experimentos la velocidad de sedimentación al cabo de cinco minutos (método rápido) y el índice de compactación de lodos al cabo de treinta minutos según lo establecido por MINAZ (2010). Se analiza además el porcentaje de remoción de turbidez como indicador de la calidad de la sedimentación. Para ello, se determina la turbiedad del jugo alcalizado y clarificado acorde a MINAZ (2006). Al finalizar cada experimento, se controla la variación del pH del jugo clarificado respecto al valor inicial ajustado del pH del jugo alcalizado de 8.

El porcentaje de remoción de turbidez se calcula a través de la expresión siguiente

$$R_T = \frac{T_{JA} - T_{JC}}{T_{JA}} \cdot 100 \quad (\text{A11.2})$$

Donde:

R_T : Remoción de turbidez (%)

T_{JA} : Turbiedad del jugo alcalizado

T_{JC} : Turbiedad del jugo clarificado

Resultados

Mediante las simulaciones del jugo alcalizado a diferentes porcentajes de sólidos disueltos, se obtienen las diferentes curvas de sedimentación con una adecuada reproducibilidad de los resultados:

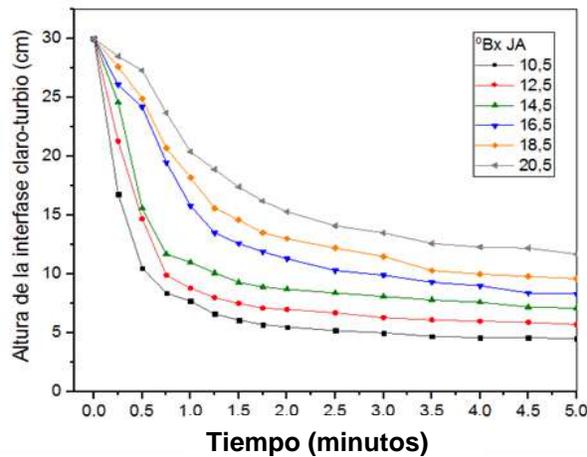


Figura A11.1: Curvas de sedimentación para diferentes composiciones de sólidos disueltos del jugo alcalizado

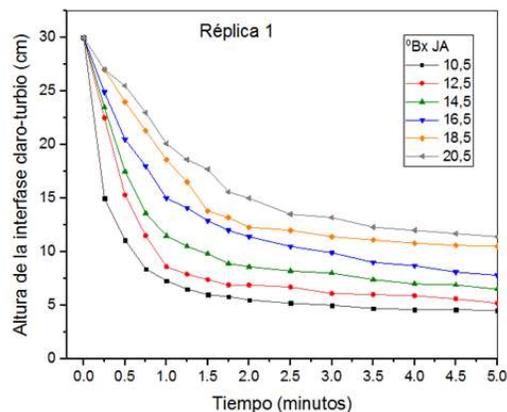


Figura A11.2: Curvas de sedimentación para diferentes composiciones de sólidos disueltos del jugo alcalizado (Primera réplica)

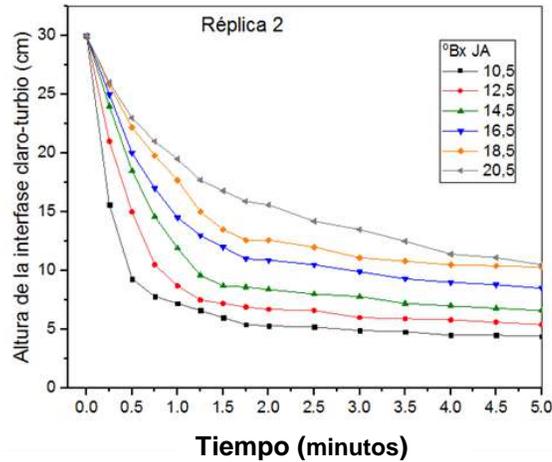


Figura A11.3: Curvas de sedimentación para diferentes composiciones de sólidos disueltos del jugo alcalizado (Segunda réplica)

En cada experimento se evidencia como al aumentar la concentración de sólidos disminuye la velocidad de sedimentación, de tal manera que se alcanza con mayor rapidez la sedimentación impedida. El comportamiento de la velocidad de sedimentación está en correspondencia con los resultados experimentales de Morales, Nápoles, Fernández, y González (2011); quienes compararon la velocidad de sedimentación para el jugo primario, secundario y mezclado. De ello resultó que el jugo primario sedimenta de forma más estable y rápida, por ser más denso y puro; mientras que el secundario y el mezclado a ser más diluidos e impuros, presentan los sedimentos una caída más brusca y violenta, fundamentalmente en los primeros minutos.

A su vez, la tendencia de las curvas obtenidas coinciden con la presentada por Peláez, Retzmann, y Alvarez (2016); aunque se aclara que en este caso no se hace alusión al contenido de sólidos solubles del jugo pero se sobreentiende que sea a los valores comunes de operación. El retardo de la sedimentación según el contenido de sólidos solubles se evidencia fácilmente con la velocidad de sedimentación al cabo de uno y cinco minutos, determinadas por el método rápido que propone MINAZ (2010). En la figura siguiente se muestra dicho comportamiento:

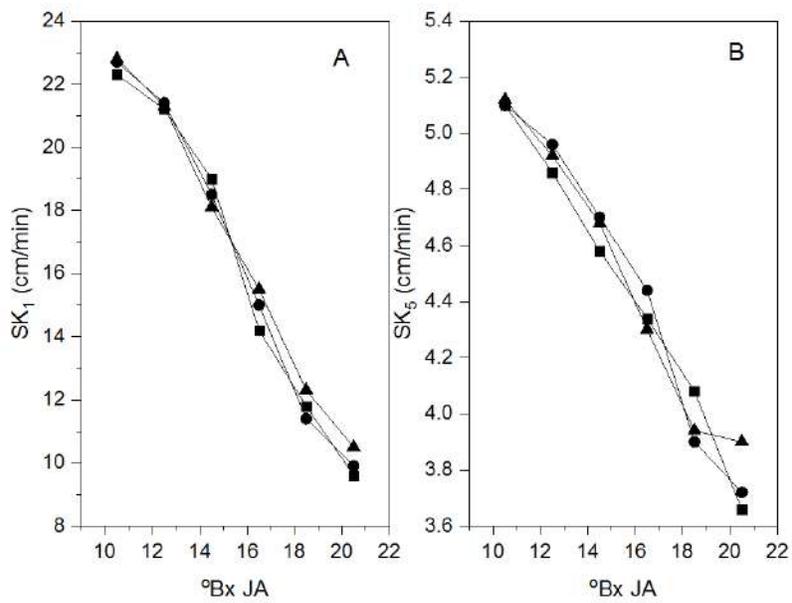


Figura A11.4: Velocidades de sedimentación según el método rápido al cabo de 1 minuto (A) y 5 minutos (B) (cada curva corresponde a una corrida experimental)

Los valores determinados de SK₁ y SK₅ entre 10 y 15 oBx, se encuentran en el orden de las velocidades determinadas por Emilio Díaz y colaboradores en la evaluación de un clarificador BTR en un central en Ciego de Ávila (“Orlando González”) en Díaz et al. (2003). Según esta misma fuente, el valor de velocidad de caída al cabo de un minuto debe ser superior a 15 cm/minutos para operar eficientemente.

El índice de compactación (debe ser menor del 30 %) así como la remoción de turbidez presentan una estrecha relación con el retardo en la sedimentación por el efecto de la concentración de sólidos disueltos, tal como se ofrece en la figura siguiente:

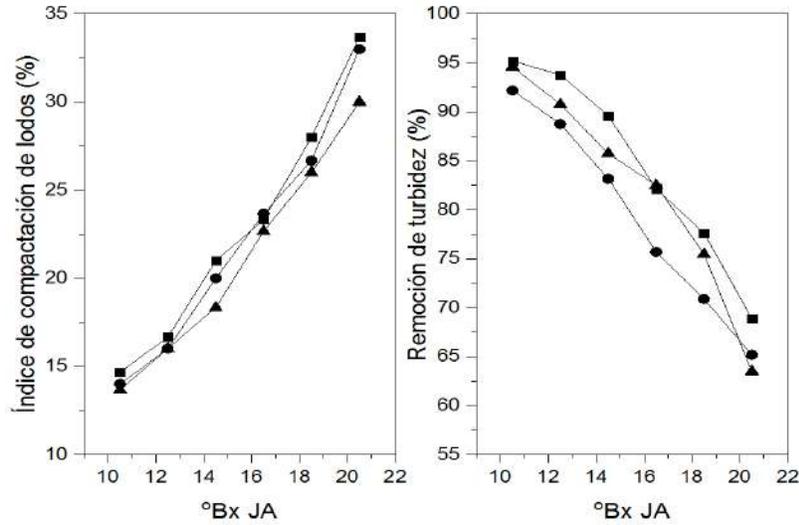


Figura A11.5: Índice de compactación y porcentaje de remoción de turbidez según la composición de sólidos disueltos del jugo alcalizado

Estos valores están en el orden de los obtenidos en un estudio realizado por la Universidad de Matanzas, ICIDCA y la delegación provincial de AZCUBA en este mismo central con igual floculante, de acuerdo a lo presentado en Méndez (2014).

En la tabla siguiente se ofrecen los interceptos de las rectas tangentes con el eje x (tiempo) para una altura inicial de 30 cm para la determinación de la velocidad de sedimentación inicial de acuerdo al procedimiento recomendado por Rein (2017):

Tabla A11.1: Intercepto de las recta tangentes a las curvas de sedimentación para determinar la velocidad máxima.

°Bx JA	Intercepto (x; 0)			Velocidad máxima de sedimentación (cm/minuto)		
	Exp.1	Exp.2	Exp.3	Exp.1	Exp.2	Exp.3
10,5	0,56	0,48	0,50	53,57	62,50	60,00
12,5	0,86	1,00	0,78	34,88	30,00	38,46
14,5	1,06	1,16	1,22	28,30	25,86	24,59
16,5	2,14	1,51	1,48	12,50	19,87	20,27
18,5	2,45	2,41	1,90	12,24	12,45	15,79
20,5	3,00	3,00	2,06	10,00	10,00	14,56

Se correlaciona el porcentaje de sólidos disueltos en el jugo alcalizado con la velocidad de sedimentación inicial mediante la siguiente expresión:

$$u_o = \left(-1,285 + \frac{92,147}{BxJA'}\right)^2 \quad (A11.2)$$

En la figura siguiente se ofrece la descripción de la velocidad de sedimentación inicial según el porcentaje de sólidos disueltos del jugo alcalizado:

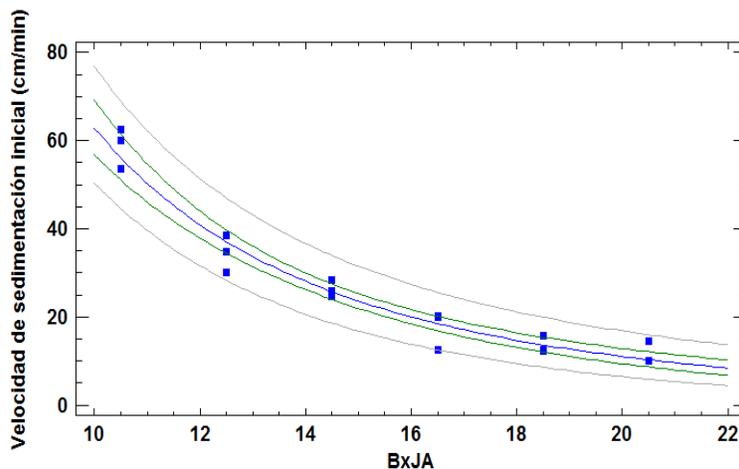


Figura A11.6: Velocidad de sedimentación inicial según los grados brix del jugo alcalizado (BxJA)

No se apreciaron en todos los experimentos caídas significativas en el pH, comportamiento también presentado en el estudio de Emilio Díaz y colaboradores en Díaz et al. (2003), la que fue del orden de 0,3 unidades. Batule (2009) atribuye la caída de pH solamente al contenido de iones fosfato contenido en el jugo y no propiamente al comportamiento de la sedimentación.

Referencias

- Batule, E. (2009). *La clarificación del jugo de la caña y la meladura*. San Salvador (El Salvador):
- Díaz, E., Pérez, M., Griffith, J., Escobar, B., Morales, S., Chanfón y Delgado, M. (2003). Evaluación del clarificador del CAI "Orlando González". Ciego de Ávila (Cuba):
- Méndez, S. (2014). *Evaluación de floculantes en la clarificación de jugos de caña de la Unidad Empresarial de Base Jesús Rabí*. (Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico), Universidad de Matanzas, Matanzas.
- MINAZ. (2006). *Manual de métodos analíticos para azúcar crudo (MACU): Instituto cubano de investigaciones azucareras*. División de aseguramiento y calidad.

- MINAZ. (2010). Purificación de jugos. En: Ingemat (Ed.), *Manual de Operaciones para la Fabricación de Azúcar Crudo* (pp. 45). La Habana.
- Morales, Y., Nápoles, M., Fernández, K., & González, E. (2011). Estudio preliminar de la influencia del desvío del jugo secundario en la etapa de clarificación de la Empresa Mielera Siboney. *Revista Cubana de Química*, 23(2), 29-36.
- Peláez, M., Retzmann, N., & Álvarez, J. (2016). *Factores en la clarificación que afectan la calidad del jugo para el comportamiento estable del evaporador*. Presentado en: 10mo Congreso ATALAC.
- Rein, P. (2017). *Cane sugar engineering*. Berlin: Verlag Dr. Albert Bartens.

Anexo 12: Validación de las funciones de cálculo de SugarAsist para el primer caso de estudio

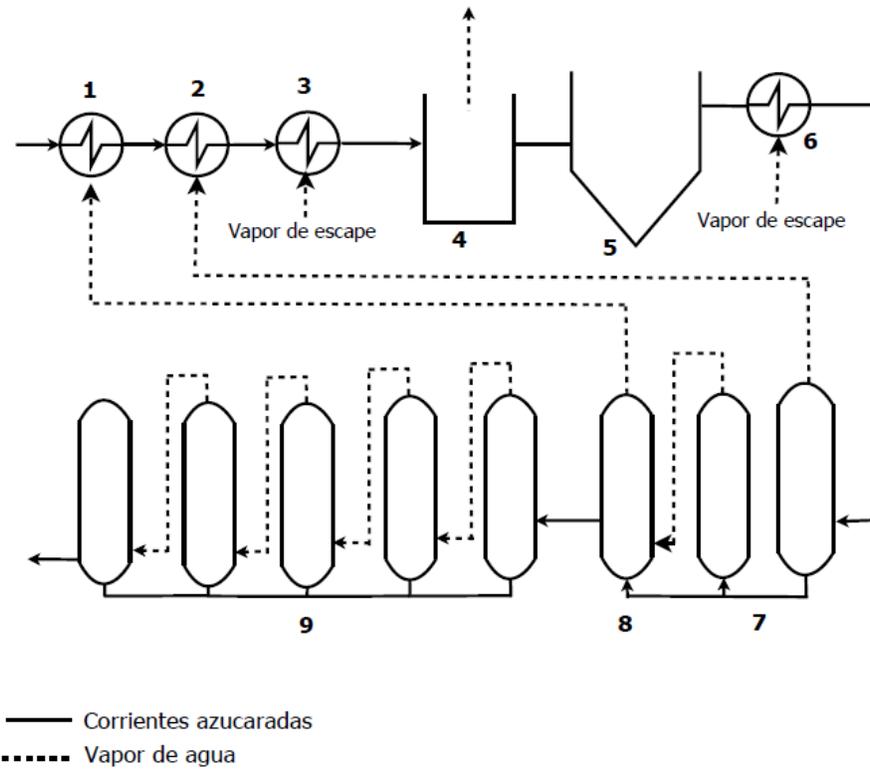


Figura A12.1: Configuración tecnológica del sistema termo-energético del primer caso de estudio para las etapas de purificación-evaporación. En la figura: 1-calentador primario; 2-calentador secundario; 3-calentador rectificador; 4-tanque flash; 5-clarificador; 6-calentador de jugo claro; 7-pre-evaporador a doble efecto; 8-pre-evaporador a simple efecto; 9-evaporador a múltiple efecto.

Tabla A12.1: Resultados para la etapa de calentamiento del jugo alcalizado en el primer caso de estudio

Parámetro	Calentador Primario			Calentador Secundario			Calentador Rectificador		
	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Velocidad del jugo (m/s)	2,030	2,103	3,470	2,040	2,107	3,180	2,040	2,143	4,810
Efectividad Termodinámica	0,070	0,070	0,000	0,070	0,071	1,429	0,750	0,757	0,925
Coefficiente Global de Transferencia de Calor (kW/m ² K)	0,098	0,105	6,670	0,110	0,104	5,770	2,020	1,987	1,661
Diferencia mínima de temperaturas (°C)	70,920	64,29	9,350	59,420	65,150	8,801	18,190	17,980	1,170
Demanda de vapor · 1000 (kg/h)	1,654	1,623	1,870	1,645	1,624	1,293	18,910	18,510	2,161

Tabla A12.2: Resultados para el calentamiento de jugo claro en el primer caso de estudio

Parámetro	Calentador de jugo claro		
	Valor referido por STA	Valor referido por SugarAsist	Error (%)
Velocidad del jugo (m/s)	1,450	1,514	4,228 %
Efectividad Termodinámica	0,170	0,172	1,16 %
Coefficiente Global de Transferencia de Calor (kW/m ² K)	0,187	0,184	1,630 %
Diferencia mínima de temperaturas (°C)	24,190	24,050	0,582 %
Demanda de vapor · 1000 (kg/h)	1,274	1,271	0,236 %

Tabla A12.3: Parámetros de salida de los pre- evaporadores del primer caso de estudio

Parámetro	Pre- evaporador a simple efecto			Vaso 1 del pre- evaporador a doble efecto			Vaso 2 del pre- evaporador a doble efecto		
	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	15,81	15,98	1,06	18,09	18,26	0,93	20,90	21,52	2,88

Temperatura del cuerpo (°C)	115,30	116,30	0,861	115,37	116,30	0,80	109,59	110,60	3,63
Agua evaporada · 1000 (kg/h)	23,29	24,42	4,63	12,35	12,46	0,87	12,85	13,26	3,09
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	19,74	20,69	4,59	10,47	10,56	0,80	10,88	11,24	3,20
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	1,57	1,74	9,77	0,788	0,83	4,60	1,62	1,53	5,80
Consumo de vapor de escape · 1000 (kg/h)	29,00	28,36	2,21	12,59	12,59	0,00	-	-	-

Tabla A12.4: Demanda de agua de inyección del condensador barométrico del pre- evaporador a doble efecto

Condensador barométrico del pre- evaporador a doble efecto			
Parámetro	Valor referido por STA		Error (%)
	Valor referido por SugarAsist		
Consumo de agua de inyección (kg/h)	468,83		2,32
	458,20		

Tabla A12.5: Parámetros de salida del vaso 1, vaso 2 y vaso 3 del evaporador a múltiple efecto del primer caso de estudio

Parámetro	Vaso 1			Vaso 2			Vaso 3		
	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	24,61	24,45	0,65	28,74	28,50	0,842	34,63	34,50	0,38
Temperatura del cuerpo (°C)	108,68	109,80	1,02	115,00	105,40	9,108	97,69	99,08	1,40
Agua evaporada · 1000 (kg/h)	9,45	9,39	0,60	9,85	9,81	0,397	9,85	10,31	4,43

Tasa de evaporación (kg/h m ²)	8,04	7,96	1,07	8,35	8,37	0,251	8,47	8,74	3,04
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	0,33	0,33	1,52	1,65	1,77	6,448	1,10	1,16	5,44
Consumo de vapor de escape 1000 (kg/h)	9,45	9,45	0,00	-	-	-	-	-	-

Tabla A12.6: Parámetros de salida del vaso 4 y vaso 5 del evaporador a múltiple efecto del primer caso de estudio

Parámetro	Vaso 4			Vaso 5		
	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	43,89	44,35	1,04	62,31	65,00	4,14
Temperatura del cuerpo (°C)	87,57	89,47	2,12	56,78	61,69	7,96
Agua evaporada 1000 (kg/h)	10,00	10,86	7,93	10,92	11,87	8,00
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	8,72	9,21	5,30	9,64	10,06	4,17
CGTC (kW/m ² K)	0,70	0,762	7,56	0,22	0,242	8,68

Tabla A12.7: Demanda de agua de inyección del condensador barométrico del evaporador a múltiple efecto

Condensador barométrico del evaporador a múltiple-efecto			
Parámetro	Valor referido por STA	Valor referido por SugarAsist	Error (%)
Consumo de agua de inyección (kg/h)	437,830	453,800	3,519

Tabla A12.8: Flujo de agua de atemperamiento para alcanzar el segundo nivel de presión del vapor de escape

Parámetro	Valor estimado por STA	Valor estimado por SugarAsist	Error relativo (%)
Flujo de agua de atemperamiento (kg/h)	118,63	124,10	4,41

Anexo 13: Segundo caso de estudio para la validación de funciones de cálculo de SugarAsist

-Descripción del caso de estudio:

Este caso de estudio parte del primero con las siguientes modificaciones:

- Se emplean los modelos predefinidos para la etapa de extracción pero introduciendo sus expresiones matemáticas a través de la opción: “Especificar modelos” en *SugarAsist*.
- La alcalización es fraccionada en donde se encala en frío un 50 % de la cantidad total de lechada de cal a adicionarse (3 % de la cantidad de caña molida).
- El calentador primario consume vapor del segundo vaso del cuádruple-efecto.
- El calentador secundario consume vapor de un segundo pre-evaporador a simple-efecto
- No existe calentador de jugo claro.
- El sistema de pre-evaporación está constituido por dos pre-evaporadores en serie a simple efecto para incrementar la concentración individualmente del jugo en 3°Bx.
- El evaporador posee cuatro efectos con la siguiente distribución de presiones: 150 kPa, 100 kPa, 65 kPa y 20 kPa.

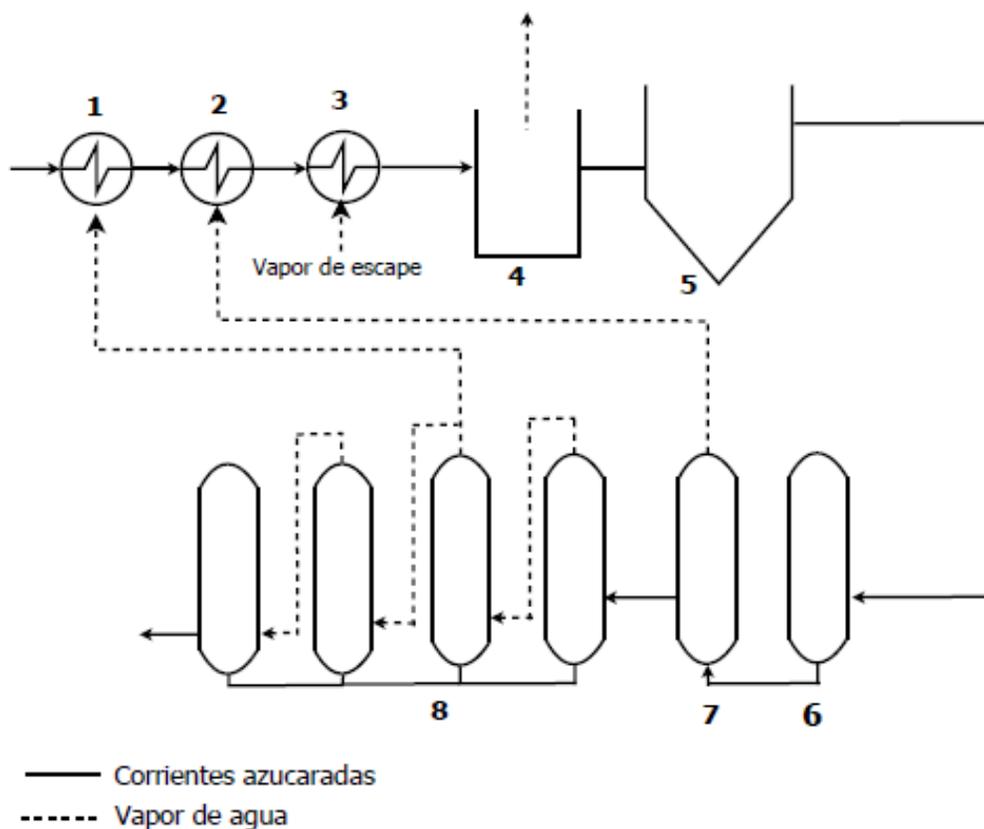


Figura A13.1: Configuración tecnológica del sistema termo-energético del segundo caso de estudio para las etapas de purificación- evaporación. En la figura: 1-calentador primario; 2-calentador secundario; 3-calentador rectificador; 4-tanque flash; 5-clarificador; 6-pre- evaporador simple efecto; 7-pre- evaporador simple efecto; 8- evaporador a múltiple efecto.

Tabla A13.1: Resultados para la etapa de calentamiento del jugo alcalizado en el segundo caso de estudio

Parámetro	Calentador Primario			Calentador Secundario			Calentador Rectificador		
	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Velocidad del jugo (m/s)	2,03	2,08	2,31	2,04	2,08	2,02	2,05	2,12	3,21
Efectividad Termodinámica	0,07	0,07	0,00	0,07	0,07	1,41	0,76	0,76	0,40
Coefficiente Global de Transferencia de Calor (kW/m ² K)	0,10	0,10	0,00	0,11	0,10	0,00	2,02	1,96	2,80

Diferencia mínima de temperaturas (°C)	66,48	66,35	0,20	65,28	65,15	0,20	18,11	17,98	0,72
Demanda de vapor · 1000 (kg/h)	1,65	1,61	2,43	1,66	1,62	2,54	18,87	18,29	3,17

Tabla A13.2: Parámetros de salida de los pre- evaporadores del segundo caso de estudio

Parámetro	Pre- evaporador 1 a simple efecto			Pre- evaporador 2 a simple efecto		
	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	15,71	15,98	1,69	19,15	18,98	0,90
Temperatura del cuerpo (°C)	115,30	116,30	0,86	115,40	116,40	0,86
Agua evaporada 1000 (kg/h)	22,60	24,43	7,48	17,51	16,70	4,86
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	19,16	20,70	7,44	14,84	14,16	4,80
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	1,70	1,81	6,45	1,03	1,136	9,77
Consumo de vapor de escape · 1000 (kg/h)	29,51	29,51	0,00	18,73	18,73	0,00

Tabla A13.3: Parámetros de salida del vaso 1 y vaso 2 del evaporador a múltiple efecto del segundo caso de estudio

Parámetro	Vaso 1			Vaso 2		
	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	23,15	23,05	0,43	28,96	28,98	0,06
Temperatura del cuerpo (°C)	111,75	112,80	0,93	102,96	104,20	1,19

Agua evaporada · 1000 (kg/h)	15,81	15,73	0,51	14,416	14,970	3,70
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	13,40	13,33	0,53	12,41	12,69	2,21
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	0,65	0,67	2,24	0,986	1,038	5,010
Consumo de vapor de escape · 1000 (kg/h)	15,41	15,41	0,00	-	-	-

Tabla A13.4: Parámetros de salida del vaso 3 y vaso 4 del evaporador a múltiple efecto del segundo caso de estudio

Parámetro	Vaso 3			Vaso 4		
	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	39,08	39,83	1,88	61,90	65,00	4,77
Temperatura del cuerpo (°C)	89,26	91,12	2,04	62,97	66,22	4,90
Agua evaporada · 1000 (kg/h)	15,100	15,88	4,91	15,87	16,83	5,70
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	12,80	13,46	4,90	13,500	14,27	5,40
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	0,67	0,71	5,63	0,38	0,39	2,54

Tabla A13.5: Demanda de agua de inyección del condensador barométrico del evaporador a múltiple efecto

Condensador barométrico del evaporador a múltiple-efecto			
Parámetro	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Consumo de agua de inyección (kg/h)	616,059	647,400	4,84

Tabla A14.1: Resultados para la etapa de calentamiento del jugo alcalizado en el tercer caso de estudio

Parámetro	Calentador Primario			Calentador Secundario			Calentador Rectificador		
	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Velocidad del jugo (m/s)	1,98	2,05	3,41	1,99	2,03	2,01	2,00	2,09	4,31
Efectividad Termodinámica	0,07	0,07	0,00	0,09	0,09	0,00	0,76	0,76	0,00
Coefficiente Global de Transferencia de Calor (kW/m ² K)	0,10	0,10	0,00	0,13	0,13	0,00	1,97	1,94	1,55
Diferencia mínima de temperaturas (°C)	68,43	68,30	0,19	49,72	49,61	0,22	18,11	17,98	0,72
Demanda de vapor · 1000 (kg/h)	1,61	1,59	1,26	1,59	1,57	1,26	18,45	18,07	2,06

Tabla A14.2: Parámetros de salida de los pre- evaporadores del tercer caso de estudio

Parámetro	Vaso 1 del pre- evaporador a doble efecto			Vaso 2 del pre- evaporador a doble efecto		
	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	14,76	14,93	1,14	17,14	17,46	1,83
Temperatura del cuerpo (°C)	115,28	116,20	0,80	109,47	110,50	0,93
Agua evaporada · 1000 (kg/h)	15,67	17,01	7,88	15,90	16,41	3,11
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	13,28	14,42	7,91	13,48	13,91	3,09
Coefficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	1,29	1,35	4,44	1,81	1,74	4,02
Consumo de vapor de escape · 1000 (kg/h)	22,02	22,02	0,00	-	-	-

Tabla A14.3: Demanda de agua de inyección del condensador barométrico del pre- evaporador a doble efecto

Condensador barométrico del evaporador a múltiple-efecto			
Parámetro	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Consumo de agua de inyección (kg/h)	633,29	655,873	3,44

Tabla A14.4: Parámetros de salida del vaso 1 y vaso 2 del evaporador a múltiple efecto del tercer caso de estudio

Parámetro	Vaso 1			Vaso 2		
	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	21,26	21,26	0,00	27,37	27,70	1,19
Temperatura del cuerpo (°C)	111,68	112,70	0,91	100,17	101,60	1,41
Agua evaporada · 1000 (kg/h)	17,28	17,28	0,00	17,74	18,47	3,95
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	14,64	14,64	0,00	15,04	15,65	3,90
Coeficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	0,77	0,77	0,00	0,86	0,92	6,52
Consumo de vapor de escape · 1000 (kg/h)	17,88	17,88	-	-	-	-

Tabla A14.5: Parámetros de salida del vaso 3 y vaso 4 del evaporador a múltiple efecto del tercer caso de estudio

Parámetro	Vaso 3			Vaso 4		
	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)	Valor ref. STA	Valor ref. SugarAsist	Error (%)
Brix de salida (°Bx)	37,34	39,00	4,26	63,48	65,00	2,34
Temperatura del cuerpo (°C)	89,13	91,02	2,08	62,83	66,16	5,03
Agua evaporada · 1000 (kg/h)	16,46	17,65	6,74	17,30	18,59	6,94
Tasa de evaporación (kg/h m ²)	13,95	14,96	6,75	14,66	15,76	6,98
Coeficiente global de transferencia de calor (kW/m ² K)	1,09	1,05	3,81	0,47	0,44	6,38

Tabla A14.5: Demanda de agua de inyección del condensador barométrico del evaporador a múltiple efecto

Condensador barométrico del evaporador a múltiple-efecto			
Parámetro	Valor ref. por STA	Valor ref. por SugarAsist	Error (%)
Consumo de agua de inyección (kg/h)	669,15	715,10	6,43

Anexo 15: Validación de la función turbogeneradores de SugarAsist

Tabla A15.1: Resultados de las pruebas de validación

<i>Parámetros especificados</i>	<i>Turbogenerador 1</i>			<i>Turbogenerador 2</i>		
Presión del vapor de entrada (kPa)	676,66 (6,90 kgf/cm ²)			715,89(7,30 kgf/cm ²)		
Temperatura del vapor de entrada (°C)	215,00			215,00		
Presión del vapor de salida (kPa)	166,71 (1,70 kgf/cm ²)			166,71 (1,70 kgf/cm ²)		
Temperatura del salida de entrada (°C)	127,00			127,00		
Potencia entregada (kW-h)	543,00			758,00		
Eficiencia mecánica (%)	90,00			90,00		
Eficiencia eléctrica (%)	90,00			90,00		
<i>Demanda de vapor · 1000 (kg/h)</i>	Valor referido	Valor calculado con <i>SugarAsist</i>	Error (%)	Valor referido	Valor calculado con <i>SugarAsist</i>	Error (%)
	15,40	15,52	0,77 %	21,17	21,93	0,73 %

Anexo 16: Información especificada y de salida para el caso de estudio de la sección 3.4

Tabla A16.1: Variables especificadas en la etapa de extracción

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Flujo de caña molida	kg/h	150 000
Fibra en caña	%	15
Brix del jugo primario	°Bx	19
Pol del jugo primario	%	16
Flujo de agua de imbibición	m ³ /h	50
Temperatura del agua de imbibición	°C	80
Empleo de modelos predefinidos para la etapa de extracción	-Sí	
Modelo para la predicción del brix del jugo mezclado		
Coeficiente del término de la razón de imbibición para el brix del jugo mezclado (modelo matemático)	-0,01872	
Coeficiente del término de la temperatura de imbibición para el brix del jugo mezclado (modelo matemático)	0,014	
Coeficiente del término del brix del jugo primario para el brix del jugo mezclado (modelo matemático)	0,858	
Constante del modelo matemático del brix del jugo mezclado	0,876	
Modelo para la predicción de la pol del jugo mezclado		
Coeficiente del término de la razón de imbibición para la pol del jugo mezclado (modelo matemático)	-0,01744	
Coeficiente del término de la temperatura de imbibición para la pol del jugo mezclado (modelo matemático)	0,011	
Coeficiente del término de la pol del jugo primario para la pol del jugo mezclado (modelo matemático)	0,843	
Constante del modelo matemático de la pol del jugo mezclado	1,592	
Modelo para la predicción del brix del bagazo		
Coeficiente del término de la razón de imbibición para el brix del bagazo (modelo matemático)	-0,00425	

Coeficiente del término de la temperatura de imbibición para el brix del bagazo (modelo matemático)	-0,002
Coeficiente del término del brix del jugo primario para el brix del bagazo (modelo matemático)	0,040
Constante del modelo matemático del brix del bagazo	1,620
Modelo para la predicción de la pol del bagazo	
Coeficiente del término de la razón de imbibición para la pol del bagazo (modelo matemático)	-0,683
Coeficiente del término de la temperatura de imbibición para la pol del bagazo (modelo matemático)	-0,002
Coeficiente del término de la pol del jugo primario para la pol del bagazo (modelo matemático)	0,039
Constante del modelo matemático de la pol del bagazo	3,8363
Modelo para la predicción de la humedad del bagazo	
Coeficiente del término de la razón de imbibición para la humedad del bagazo (modelo matemático)	0,010
Coeficiente del término de la temperatura de imbibición para la humedad del bagazo (modelo matemático)	-0,010
Constante del modelo matemático de la humedad del bagazo	48,156

Tabla A16.2: Variables calculadas en la etapa de extracción

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Razón de Imbibición	%	275,862
Brix del Jugo Mezclado	°Bx	13,134
Pol del Jugo de Mezclado	%	11,149
Pureza del Jugo Mezclado	%	84,887
Brix del Bagazo	°Bx	2,851
Pol del Bagazo	%	1,587
Pureza del jugo residual del bagazo	%	55,673
Humedad del Bagazo	%	50,115
Fibra del Bagazo	%	47,035
Flujo del Jugo Mezclado	kg/h	158757,464

Flujo de Bagazo	kg/h	46242,536
Pol de la caña	%	12,713
Brix de la caña	°Bx	15,289

Tabla A16.3: Variables especificadas en la pestaña “Purif-1”

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Temperatura de salida del Jugo Mezclado de los molinos	°C	40,00
No existe pre-calentador de jugo mezclado		
Tipo de Alcalización: Frío		
Relación de flujo del jugo filtrado	kg/kg de CM	0,17
Brix del jugo filtrado	°Bx	12,00
Pureza del jugo filtrado	%	80,00
Dosificación de la lechada de cal	kg/kg de CM	0,03
Brix de la lechada de cal	°Bx	12,85

Tabla A16.4: Variables calculadas en la pestaña “Purif-1”

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Flujo del Jugo alcalizado	kg/h	187757,47
Brix del Jugo alcalizado	°Bx	12,85
Pol del Jugo alcalizado	%	10,69
Pureza del Jugo alcalizado	%	83,19

Tabla A16.5: Variables especificadas para los calentadores de alcalización

Cantidad de calentadores:	3	
Parámetro	Unidad de medida	Valor
Temperatura de salida de la etapa de calentamiento	°C	106

Calentador 1		
Diámetro de los tubos	m	0,032
Espesor de los tubos	m	0,0015
Longitud de los tubos	m	4,95
No. de tubos		288
No. de tubos por paso		36
Fact. aprovechamiento de la energía		0,9
Presión del vapor de calentamiento	kPa	92,52
Incremento de la temperatura		5
Fuente de calentamiento	V1 (ME)	
Calentador 2		
Diámetro de los tubos	m	0,032
Espesor de los tubos	m	0,0015
Longitud de los tubos	m	4,95
No. de tubos		288
No. de tubos por paso		36
Fact. aprovechamiento de la energía		0,9
Presión del vapor de calentamiento	kPa	170
Incremento de la temperatura		5
Fuente de calentamiento	Pre-evaporador 1(1-Efecto)	
Calentador 3		
Diámetro de los tubos	m	0,032
Espesor de los tubos	m	0,0015
Longitud de los tubos	m	4,95
No. de tubos		288
No. de tubos por paso		36
Fact. aprovechamiento de la energía		0,9
Presión del vapor de calentamiento	kPa	225,4
Fuente de calentamiento	NP_2 (VE-Sat)	

Tabla A16.6: Variables de salida para los calentadores de alcalización

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Calentador 1		
Área de transferencia de calor	m ²	143,24
Flujo de jugo que procesa	kg/h	187757,46
Velocidad del jugo	m/s	2,10
Diferencia mínima de temperaturas	°C	52,45
Incremento de temperatura	°C	5
Temperatura del vapor de calentamiento		97,45
Temperatura de salida del jugo	°C	45
Efectividad de temperaturas	ADIM	0,09
Calor absorbido	kW	1006,01
Calor perdido	kW	124,20
Coefficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	0,13
Demanda de vapor	kg/h	1778,04
Demanda de vapor	kg/ 1000 kg	12,26
Incremento en el consumo de vapor por pérdidas	kg/ 1000 kg	1,36
Calentador 2		
Área de transferencia de calor	m ²	143,24
Flujo de jugo que procesa	kg/h	187757,46
Velocidad del jugo	m/s	2,10
Diferencia mínima de temperaturas	°C	65,15
Incremento de temperatura	°C	5
Temperatura del vapor de calentamiento		115,15
Temperatura de salida del jugo	°C	50
Efectividad de temperaturas	ADIM	0,071
Calor absorbido	kW	1006,01

Calor perdido	kW	124,20
Coeficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	0,10
Demanda de vapor	kg/h	1816,21
Demanda de vapor	kg/ 1000 kg	12,53
Incremento en el consumo de vapor por pérdidas	kg/ 1000 kg	1,39
Calentador 3		
Área de transferencia de calor	m ²	143,24
Flujo de jugo que procesa	kg/h	187757,46
Velocidad del jugo	m/s	2,10
Diferencia mínima de temperaturas	°C	18,05
Incremento de temperatura	°C	56
Temperatura del vapor de calentamiento		124,05
Temperatura de salida del jugo	°C	106
Efectividad de temperaturas	ADIM	0,76
Calor absorbido	kW	11267,32
Calor perdido	kW	1391,03
Coeficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	1,98
Demanda de vapor	kg/h	20572,55
Demanda de vapor	kg/ 1000 kg	141,88
Incremento en el consumo de vapor por pérdidas	kg/ 1000 kg	15,76

Tabla A16.7: Variables especificadas en el tanque flash

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Temperatura final del flasheo	°C	100,0
Diámetro de la tubería de venteo	m	1,1
Diámetro del tanque flash	m	3,5

Tabla A16.8: Variables de salida en el tanque flash

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Velocidad de descenso del jugo	m/s	0,32

Velocidad de venteo	m/s	0,94
Flujo de agua separada del jugo	kg/h	1926,00
Flujo de jugo flasheado	kg/h	185831,46
Brix del jugo flasheado	°Bx	12,98
Pol del jugo flasheado	%	10,80
Pureza del jugo flasheado	%	83,19

Tabla A16.9: Variables especificadas para la clarificación

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Relación Jugo Clarificado / Jugo Alcalizado	kg/kg	0,70
Vol. activo del clarificador	m ³	205,0
Temperatura media del jugo en el clarificador	°C	95,0
pH medio del jugo en el clarificador	ADIM	7,5
Modelo para la inversión de sacarosa	$Tao \cdot \exp(-1.3823 - 2.2994 \cdot pH + 0.1142 \cdot TmC)$	
Modelo para la velocidad de sedimentación	$\left(-1.285 + \frac{92.147}{BxJA}\right)^2$	

Tabla A16.10: Variables de salida de la clarificación

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Tiempo de retención	min	66,69
Flujo de lodos	kg/h	55749,44
Flujo de jugo clarificado	kg/h	130082,02
Brix del jugo clarificado	°Bx	12,98
Pol del Jugo Clarificado	%	10,80
Pureza del Jugo Clarificado	%	83,19
Velocidad de sedimentación a la entrada del clarificador	cm/min	33,80
Área seccional mínima requerida en el clarificador	m ²	12,73
Sacarosa invertida (%)	%	0,03

Tabla A16.11: Variables especificadas para la pre- evaporación

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Sistema de pre- evaporación: 1-Pre- evaporador_Simple- efecto		
Brix de la meladura especificado para referir la demanda de vapor de tachos	oBx	65
Demanda de vapor vegetal a tachos	kg/1000 kg meladura	20
Otras demandas de vapor vegetal	kg/1000 kg CM	0
Presión en el cuerpo	kPa	170
Área de Transferencia de Calor	m ²	1180
Factor de llenado de los tubos de la calandria	ADIM	0,33
Longitud de los tubos de la calandria	m	2,60
Incremento de brix	°Bx	3
Presión del vapor de escape	kPa	225,4
Grados de sobrecalentamiento	°C	3
Factor de aprovechamiento de la energía	ADIM	0,90
Fuente del vapor de calentamiento	NP_1 (VE-Sc)	

Tabla A16.12: Variables de salida para la etapa de pre- evaporación

Parámetro	Parámetro	Parámetro
Demanda de vapor vegetal a calentadores	kg/h	1816,21
Demanda de vapor vegetal total	kg/h	2336
Demanda de vapor vegetal total	kg/1000 kg CM	16,11
Incremento de concentración de brix	°Bx	3
Brix de salida	°Bx	15,98
EPE por concentración	°C	0,38
EPE por cabeza hidrostática	°C	0,75
EPE total	°C	1,13
Temperatura de ebullición	°C	116,27
Flujo de agua evaporada	kg/h	24419,87
Flujo de jugo a la salida	kg/h	105662,15
Calor absorbido por el jugo	kW	17992,26

Calor perdido	kW	1999,14
Coefficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	1,96
Demanda de vapor de calentamiento	kg/h	32753,07
Demanda de vapor de calentamiento	kg/ 1000 CM	225,88
Demanda de vapor por área de transferencia de calor	kg/h m ²	27,76
Economía	kg agua evap. /kg vap.	0,75
Eficiencia	kg agua evap/ kg agua total	0,22
Tasa de evaporación	kg/h m ²	20,69
Consumo de vapor por el calor perdido	kg/ 1000 CM	22,59
Relación extracción de vapor/ agua evaporada	%	9,57

Tabla A16.13: Variables especificadas para el evaporador a múltiple-efecto

Cantidad de efectos:	4	
Parámetro	Unidad de medida	Valor
Brix de la meladura requerido	°Bx	65
Error máximo de convergencia para el brix de los vasos	%	5
Presión del vapor de calentamiento del equipo	kPa	225,4
Grados de sobrecalentamiento del vapor	°C	3
Fuente del vapor de calentamiento:	NP_1 (VE-Sc)	
Temperatura agua de inyección al condensador barométrico	°C	30
Temperatura agua de rechazo del condensador barométrico	°C	45
Vaso 1		
Presión en el cuerpo	kPa	140
Área de Transferencia de Calor	m ²	1 180
Factor de llenado de los tubos de la calandria	ADIM	0,33
Longitud de los tubos de la calandria	m	2,60
Factor de aprovechamiento de la energía	ADIM	0,90
Demanda de vapor vegetal a tachos	kg/ 1000 kg CM	0,00

Otras demandas de vapor vegetal	kg/ 1000 kg CM	0,00
Vaso 2		
Presión en el cuerpo	kPa	120
Área de Transferencia de Calor	m ²	1180
Factor de llenado de los tubos de la calandria	ADIM	0,33
Longitud de los tubos de la calandria	m	2,60
Factor de aprovechamiento de la energía	ADIM	0,90
Demanda de vapor vegetal a tachos	kg/ 1000 kg CM	0,00
Otras demandas de vapor vegetal	kg/ 1000 kg CM	0,00
Vaso 3		
Presión en el cuerpo	kPa	90
Área de Transferencia de Calor	m ²	1180
Factor de llenado de los tubos de la calandria	ADIM	0,33
Longitud de los tubos de la calandria	m	2,60
Factor de aprovechamiento de la energía	ADIM	0,90
Demanda de vapor vegetal a tachos	kg/ 1000 kg CM	0,00
Otras demandas de vapor vegetal	kg/ 1000 kg CM	0,00
Vaso 4		
Presión en el cuerpo	kPa	60
Área de Transferencia de Calor	m ²	1180
Factor de llenado de los tubos de la calandria	ADIM	0,33
Longitud de los tubos de la calandria	m	2,60
Factor de aprovechamiento de la energía	ADIM	0,90
Demanda de vapor vegetal a tachos	kg/ 1000 kg CM	0,00
Otras demandas de vapor vegetal	kg/ 1000 kg CM	0,00

Tabla A16.14: Variables de salida del evaporador a múltiple-efecto

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Demanda de vapor de calentamiento	kg/h	25925,74
Demanda de vapor de calentamiento	kg/1000 kg CM	178,80

Demanda de vapor por ATC	kg/h m ²	5,49
Economía	kg agua evap./kg vap.	3,11
Eficiencia	kg agua evap/ kg agua total	0,91
Consumo de vapor por el calor perdido	kg/1000 kg CM	61,24
Vapor al condensador barométrico	kg/h	17383,53
Agua de inyección al condensador barométrico	kg/h	685476,96
Rel. Vap. al condensador/Evap. total	%	21,55
Vaso 1		
Demanda de vapor vegetal a calentadores	kg/h	1778,04
Incremento de concentración de brix	°Bx	4,69
Brix de salida	°Bx	20,67
EPE por concentración	°C	0,49
EPE por cabeza hidrostática	°C	0,90
EPE total	°C	1,39
Temperatura de ebullición	°C	110,68
Flujo de jugo a la salida	kg/h	81686,64
Flujo de agua evaporada	kg/h	23975.51
Calor absorbido por el jugo	kW	15824.14
Coefficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	0,90
Tasa de evaporación	kg/h m ²	20,32
Relación extracción de vapor/ agua evaporada	%	7,42
Extracción total de vapor	kg/h	1778,04
Extracción total de vapor	kg/ 1000 kg CM	12,26

Vaso 2		
Demanda de vapor vegetal a calentadores	kg/h	0,00
Incremento de concentración de brix	°Bx	6,89
Brix de salida	°Bx	27,56
EPE por concentración	°C	0,71
EPE por cabeza hidrostática	°C	1,05
EPE total	°C	1,77
Temperatura de ebullición	°C	106,55
Flujo de jugo a la salida	kg/h	61266,48
Flujo de agua evaporada	kg/h	20420,17
Calor absorbido por el jugo	kW	13760,12
Coficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	3,83
Tasa de evaporación	kg/h m ²	17,31
Relación extracción de vapor/ agua evaporada	%	0,00
Extracción total de vapor	kg/h	0,00
Extracción total de vapor	kg/ 1000 kg CM	0,00
Vaso 3		
Demanda de vapor vegetal a calentadores	kg/h	0,00
Incremento de concentración de brix	°Bx	12,28
Brix de salida	°Bx	39,84
EPE por concentración	°C	1,22
EPE por cabeza hidrostática	°C	1,41
EPE total	°C	2,63
Temperatura de ebullición	°C	99,32
Flujo de jugo a la salida	kg/h	42379.86

Flujo de agua evaporada	kg/h	18886.61
Calor absorbido por el jugo	kW	12727.20
Coeficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	1,78
Tasa de evaporación	kg/h m ²	16,01
Relación extracción de vapor/ agua evaporada	%	0,00
Extracción total de vapor	kg/h	0,00
Extracción total de vapor	kg/ 1000 kg CM	0,00
Vaso 4		
Demanda de vapor vegetal a calentadores	kg/h	0,00
Incremento de concentración de brix	°Bx	27,71
Brix de salida	°Bx	67,55
EPE por concentración	°C	1,32
EPE por cabeza hidrostática	°C	2,00
EPE total	°C	3,32
Temperatura de ebullición	°C	89,25
Flujo de jugo a la salida	kg/h	24996,34
Flujo de agua evaporada	kg/h	17383,53
Calor absorbido por el jugo	kW	11883,80
Coeficiente Global de Transferencia de Calor	kW/m ² K	1,22
Tasa de evaporación	kg/h m ²	14,73
Relación extracción de vapor/ agua evaporada	%	0,00
Extracción total de vapor	kg/h	0,00
Extracción total de vapor	kg/ 1000 kg CM	0,00

Tabla A16.15: Variables especificadas para el balance de masa de cristalización

Parámetro	Unidad de medida	Valor
-----------	------------------	-------

Humedad del Azúcar Crudo	%	0,2
Pol del Azúcar Crudo	%	99,0
Pureza de la Miel Final	%	38,0
Brix de la Miel Final	°Bx	88,0
Pérdidas por inversión en Clarificación	%	1,0
Otras fuentes de pérdidas	%	1,0

Tabla A16.16: Variables de salida del balance de masa de cristalización (sin considerar las pérdidas de sacarosa especificadas)

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Flujo teórico de Azúcar Crudo	kg/h	12492,38
Pureza teórica del Azúcar Crudo	%	99,20
Brix teórico del Azúcar Crudo	°Bx	99,80
Flujo teórico de Miel Final	kg/h	5020,60
Rendimiento teórico	%	8,615
Recobrado teórico	%	67,09

Tabla A16.17: Variables de salida del balance de masa de cristalización (considerando las pérdidas de sacarosa especificadas)

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Flujo teórico de Azúcar Crudo	kg/h	12240
Rendimiento teórico	%	8,44
Recobrado teórico	%	65,75
Pérdidas en Miel Final consideradas	%	9,11
Pérdidas en bagazo consideradas	%	3,98

Tabla A16.18: Variables especificadas de la etapa de generación de vapor

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Cantidad de generadores de vapor	3	
Modelo matemático empleado para el valor calórico		$17790-50.23^*BxBgz-203^*HmdBgz$
Generador de vapor 1		

Presión del vapor de salida	kPa	1860
Temperatura del vapor de salida	°C	310
Presión del agua de alimentar	kPa	1860
Temperatura del agua de alimentar	°C	95
Eficiencia del generador de vapor	%	85
Capacidad de generación	kg/h	35000
Generador de vapor 2		
Presión del vapor de salida	kPa	1860
Temperatura del vapor de salida	°C	310
Presión del agua de alimentar	kPa	1860
Temperatura del agua de alimentar	°C	95
Eficiencia del generador de vapor	%	85
Capacidad de generación	kg/h	35000
Generador de vapor 3		
Presión del vapor de salida	kPa	1860
Temperatura del vapor de salida	°C	310
Presión del agua de alimentar	kPa	1860
Temperatura del agua de alimentar	°C	95
Eficiencia del generador de vapor	%	85
Capacidad de generación	kg/h	35000

Tabla A16.19: Variables de salida de la etapa de generación de vapor

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Generador de vapor 1		
Índice de Generación de Vapor	kg de vapor /kg bagazo	2,11
Demanda de bagazo teórica	kg/h	16557,71
Grados de sobrecalentamiento	°C	101,26
Generador de vapor 2		

Índice de Generación de Vapor	kg de vapor /kg bagazo	2,11
Demanda de bagazo teórica	kg/h	16557,71
Grados de sobrecalentamiento	°C	101,26
Generador de vapor 3		
Índice de Generación de Vapor	kg de vapor /kg bagazo	2,11
Demanda de bagazo teórica	kg/h	16557,71
Grados de sobrecalentamiento	°C	101,26

Tabla A16.20: Variables especificadas para los turbogeneradores

Cantidad de turbogeneradores	3	
Parámetro		
	Unidad de medida	Valor
Turbogenerador 1		
Presión del vapor de entrada	kPa	1860
Temperatura del vapor de entrada	°C	310
Presión del vapor de escape	kPa	225,4
Temperatura del vapor de escape	°C	170
Eficiencia mecánica del equipo	%	90
Eficiencia eléctrica del equipo	%	90
Capacidad de generación	kW-h	1500
Turbogenerador 2		
Presión del vapor de entrada	kPa	1860
Temperatura del vapor de entrada	°C	310
Presión del vapor de escape	kPa	225,4
Temperatura del vapor de escape	°C	170
Eficiencia mecánica del equipo	%	90
Eficiencia eléctrica del equipo	%	90
Capacidad de generación	kW-h	1500

Turbogenerador 3		
Presión del vapor de entrada	kPa	1860
Temperatura del vapor de entrada	°C	310
Presión del vapor de escape	kPa	225,4
Temperatura del vapor de escape	°C	170
Eficiencia mecánica del equipo	%	90
Eficiencia eléctrica del equipo	%	90
Capacidad de generación	kW-h	1500

Tabla A16.21: Variables de salida de los turbogeneradores

Turbogenerador 1		
Eficiencia termodinámica	%	55,80
Flujo de vapor de escape	kg/h	27485,48
Grados de sobrecalentamiento	°C	45,97
Turbogenerador 2		
Eficiencia termodinámica	%	55,80
Flujo de vapor de escape	kg/h	27485,48
Grados de sobrecalentamiento	°C	45,97
Turbogenerador 3		
Eficiencia termodinámica	%	55,80
Flujo de vapor de escape	kg/h	27485,48
Grados de sobrecalentamiento	°C	45,97
Salida total:		
Flujo de vapor de escape Total	kg/h	82460,00
Temperatura del vapor de escape	°C	170,00
Presión del vapor de escape	kPa	225,40
Grado de sobrecalentamiento	°C	45,97

Tabla A16.22: Variables especificadas en las operaciones de colección y atemperamiento del vapor de escape

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Colector de escape primario (para NP-1)		
Presión del agua de atemperar	kPa	225,4

Temperatura del agua de atemperar	°C	30,00
Grado de sobrecalentamiento global	°C	15,00
Presión final del vapor atemperado	kPa	225,4
Atemperador para segundo nivel de vapor de escape (NP-VE_SAT)		
Demanda de vap. de 2do nivel de VE de Tachos	kg/1000	kg 54,19
	Meladura	
Otras demandas de vap. de 2do nivel de VE	kg/1000 kg CM	0,00
Factor de aprovechamiento por pérdidas en conductos de vapor	ADIM	0,95
Temperatura del agua de atemperar	°C	30,0
Presión del agua de atemperar	kPa	225,4
Grado de sobrecalentamiento final	°C	3,0
Presión final del vapor atemperado	kPa	225,4
Porcentaje del vapor de NP-VE_1 que se atempera	%	30,00

Tabla A16.23: Información especificada en las pestañas “Vap-4”, “Vap-5” y “Cond” para los balances generales de vapor y condensados

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Balance general de vapor directo		
Factor de aprovechamiento por pérdidas en conductos de vapor	ADIM	0,90
Demanda a especificar de VRP	kg/h	8450,00
Balance General de Vapor de Escape <Primer Nivel de Presión>		
Demanda de Tachos a especificar	kg/1000	kg 0,00
	Meladura	
Otras demandas de vapor	kg/1000	kg 0,00
	Meladura	
Factor de aprovechamiento por pérdidas en conductos de vapor	ADIM	0,90
Balance General de Vapor de Escape <Segundo Nivel de Presión>		
Demanda de Tachos a especificar	kg/1000	kg 0,00
	Meladura	
Otras demandas de vap. de 2do nivel de VE	kg/1000 kg CM	0,00
Factor de aprovechamiento por pérdidas en conductos de vapor	ADIM	0,95
Balance general de condensados		
Condiciones planteadas:		

* -Los condensados del calentador de jugo alcalizado 1 se emplean para "imbibición y otros usos"		
* -Los condensados del calentador de jugo alcalizado 2 se emplean para "imbibición y otros usos"		
* -Los condensados del calentador de jugo alcalizado 3 se emplean para "imbibición y otros usos"		
* -Los condensados del pre-evaporador 1 a simple-efecto se emplean para GV		
* -Los condensados del vaso 1 del evaporador a múltiple-efecto se emplean para GV		
* -Los condensados del vaso 2 del evaporador a múltiple-efecto se emplean para GV		
* -Los condensados del vaso 3 del evaporador a múltiple-efecto se emplean para "imbibición y otros usos"		
* -Los condensados del vaso 4 del evaporador a múltiple-efecto se emplean para "imbibición y otros usos"		
Otra demanda de agua de re-uso tecnológico	kg/1000 kg	0

Tabla A16.24: Información de salida de las pestañas "Vap-4", "Vap-5" y "Cond" para los balances generales de vapor y condensados

Parámetro	Unidad de medida	Valor
Balance General de Vapor Directo		
Demanda	kg/h	1.03e+05
Demanda	kg/1000 kg CM	710,20
Disponibilidad	kg/h	1,05e+05
Disponibilidad	kg/1000 kg CM	724,10
Exceso	kg/h	2017,00
Exceso	kg/1000 kg CM	13,91
Vapor a VRP	%	9,73
Vapor a VRP	kg/1000 kg CM	70,48
Balance General de Vapor de Escape <Primer Nivel de Presión>		
Demanda	kg/h	9,27e+04
Demanda	kg/1000 kg CM	639,20
Disponibilidad	kg/h	8,25e+04
Disponibilidad	kg/1000 kg CM	568,67
Déficit	kg/h	10220
Déficit	kg/1000 kg CM	70,50
Balance General de Vapor de Escape <Segundo Nivel de Presión>		
Demanda	kg/h	25530,00
Demanda	kg/1000 kg CM	176,10
Disponibilidad	kg/h	25610
Disponibilidad	kg/1000 kg CM	176,6
Exceso	kg/h	81,58
Exceso	kg/1000 kg CM	0,563

Balance General de Vapor Vegetal		
Demanda	kg/h	4716,21
Demanda	kg/1000 kg CM	32,53
Disponibilidad	kg/h	32753,07
Disponibilidad	kg/1000 kg CM	225,88
Exceso	kg/h	28036,86
Exceso	kg/1000 kg CM	193,36
Balance de la demanda de vapor para la Cristalización <a partir de demandas especificadas>		
Demanda	kg/h	908,2
Demanda	kg/1000 kg CM	6,263
Fracción suplida por vapor vegetal a simple-efecto	kg/h	2,20
Fracción suplida por vapor vegetal a doble efecto	%	0,00
Fracción suplida por extracciones al múltiple-efecto	%	0,00
Fracción suplida por vapor de escape del primer nivel de presión	%	0,00
Fracción suplida por vapor de escape del segundo nivel de presión	%	97,80
Balance General de Bagazo		
Consumo	kg/h	43830,00
Consumo	kg/1000 kg CM	302,30
Consumo	%	94,78
Sobrante	kg/h	2413,00
Sobrante	kg/1000 kg CM	16,64
Sobrante	%	5,22
Balance parcial de condensados para el Sistema de Vapor		
Disponibilidad de agua para GV	kg/h	80880,00
Demanda de agua para GV	kg/h	1,05e+05
Demanda de agua para atemperar	kg/h	2296,00
Déficit de agua para GV	kg/h	-264200
Balance parcial de condensados para agua de re-uso tecnológico		
Disponibilidad	kg/h	6,318e+04
Disponibilidad de agua para la imbibición	kg/h	6e+04
Otra demanda	kg/1000 kg CM	0
Demanda total	kg/h	6e+04
Exceso	kg/h	3180
Exceso	m ³ /h	3,18
Exceso	0	0,02

Anexo 17: Análisis de sensibilidad realizados en SugarAsist

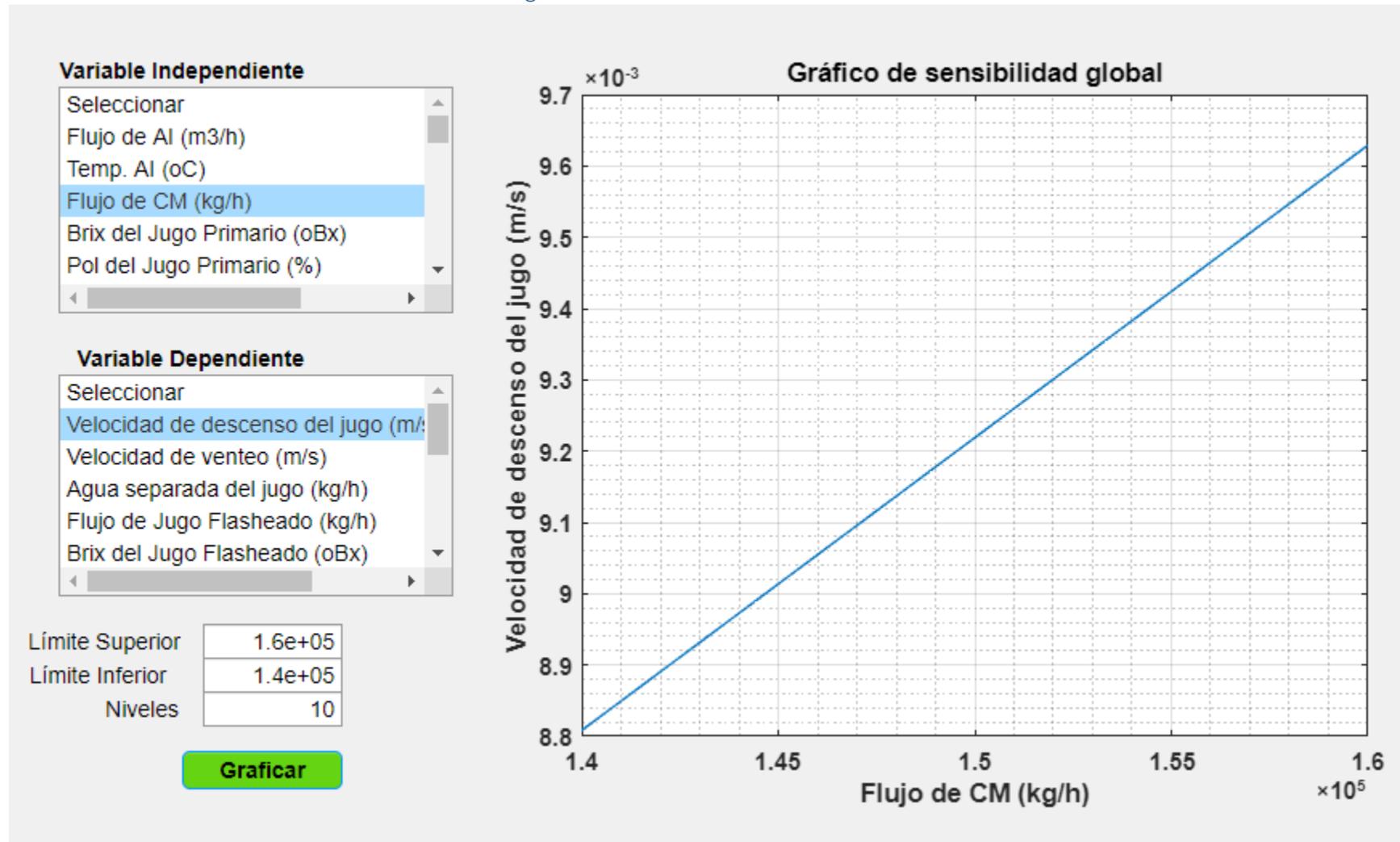


Figura A17.1: Resultados del análisis de sensibilidad para la velocidad de descenso del jugo en el tanque flash según la cantidad de agua de imbibición

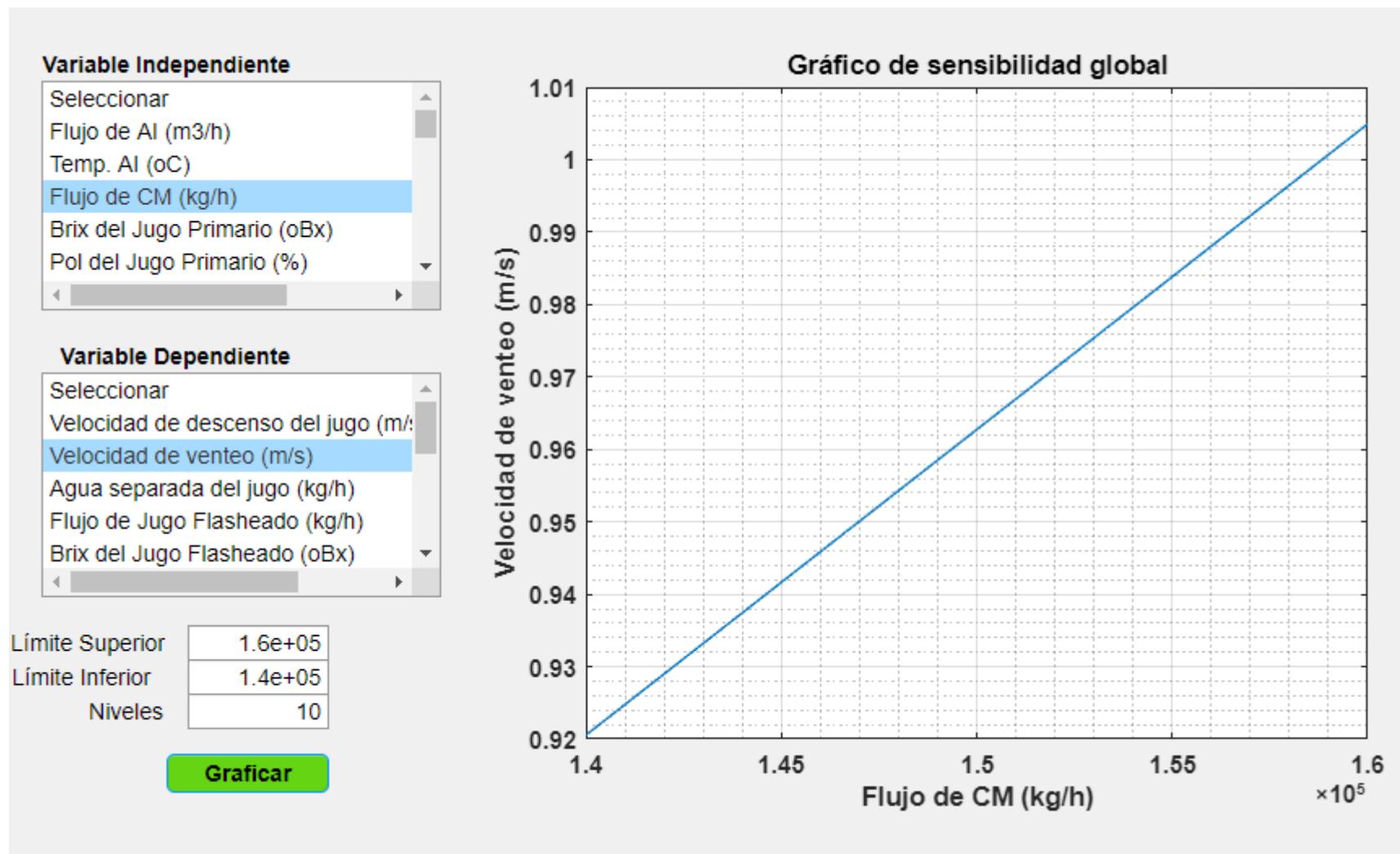


Figura A17.2: Resultados del análisis de sensibilidad para la velocidad de venteo del jugo en el tanque flash según la cantidad de agua de imbibición

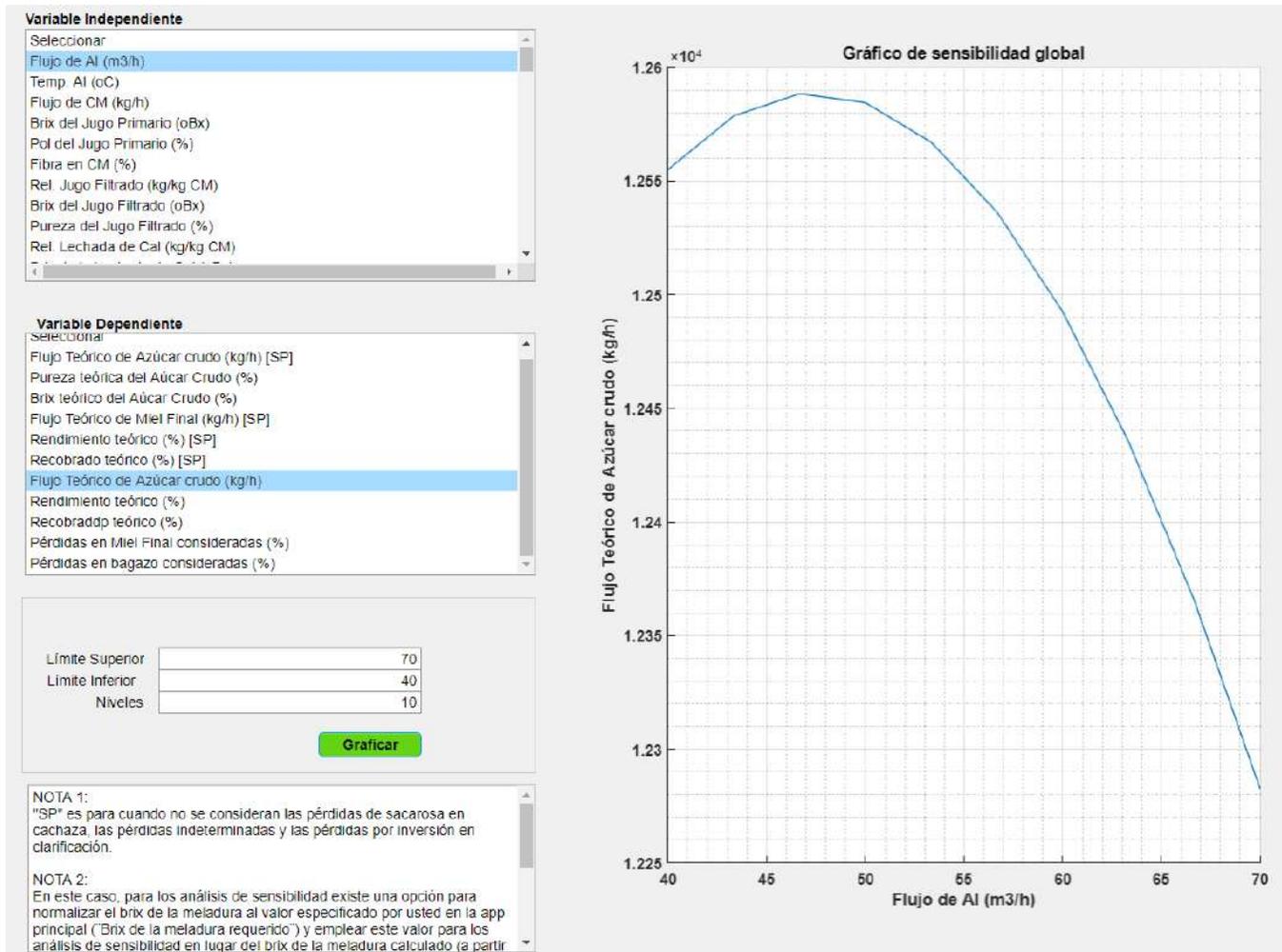


Figura A17.3: Resultados del análisis de sensibilidad para la producción teórica de azúcar crudo según la cantidad de agua de imbibición

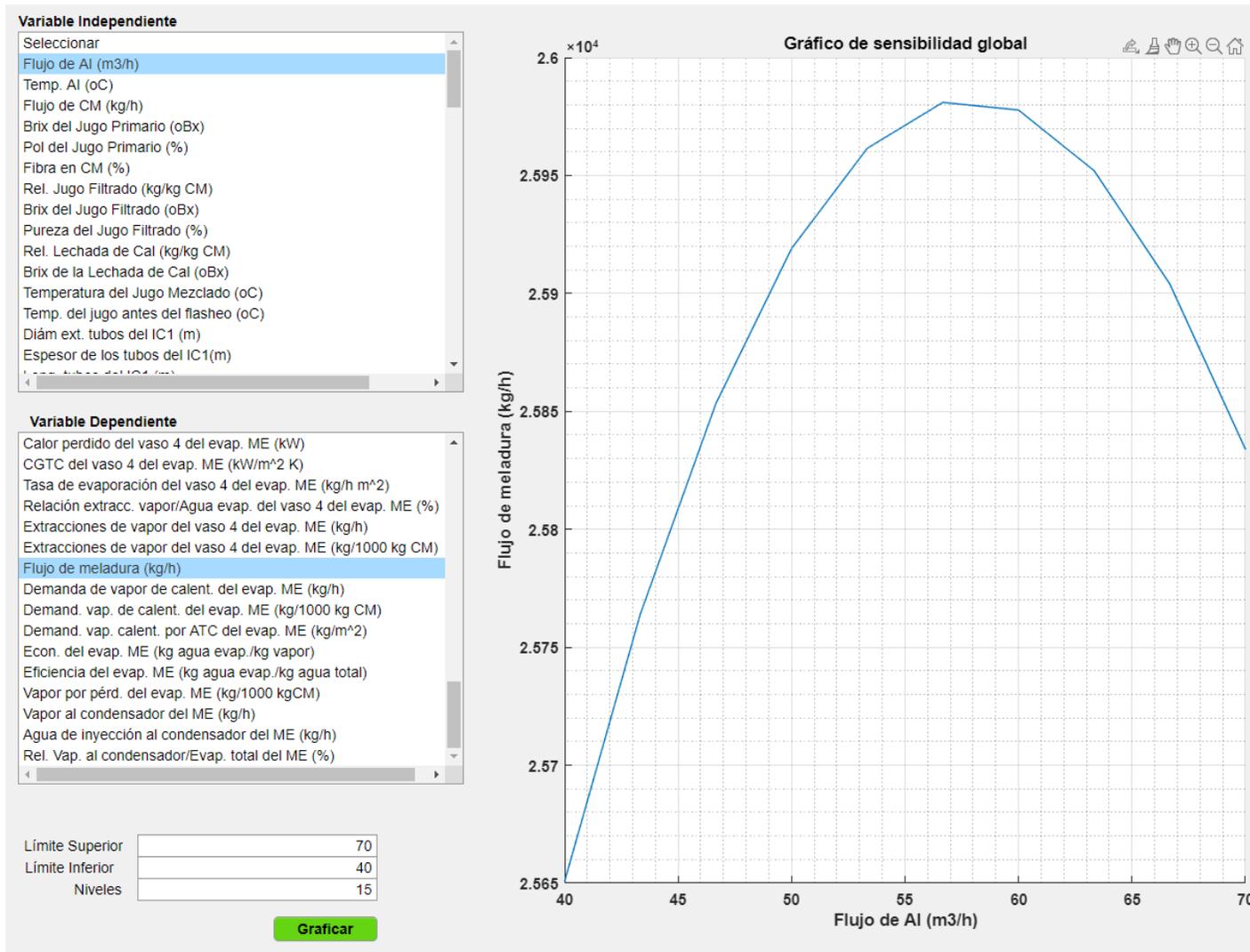


Figura A17.4: Resultados del análisis de sensibilidad para el flujo de meladura según la cantidad de agua de imbibición

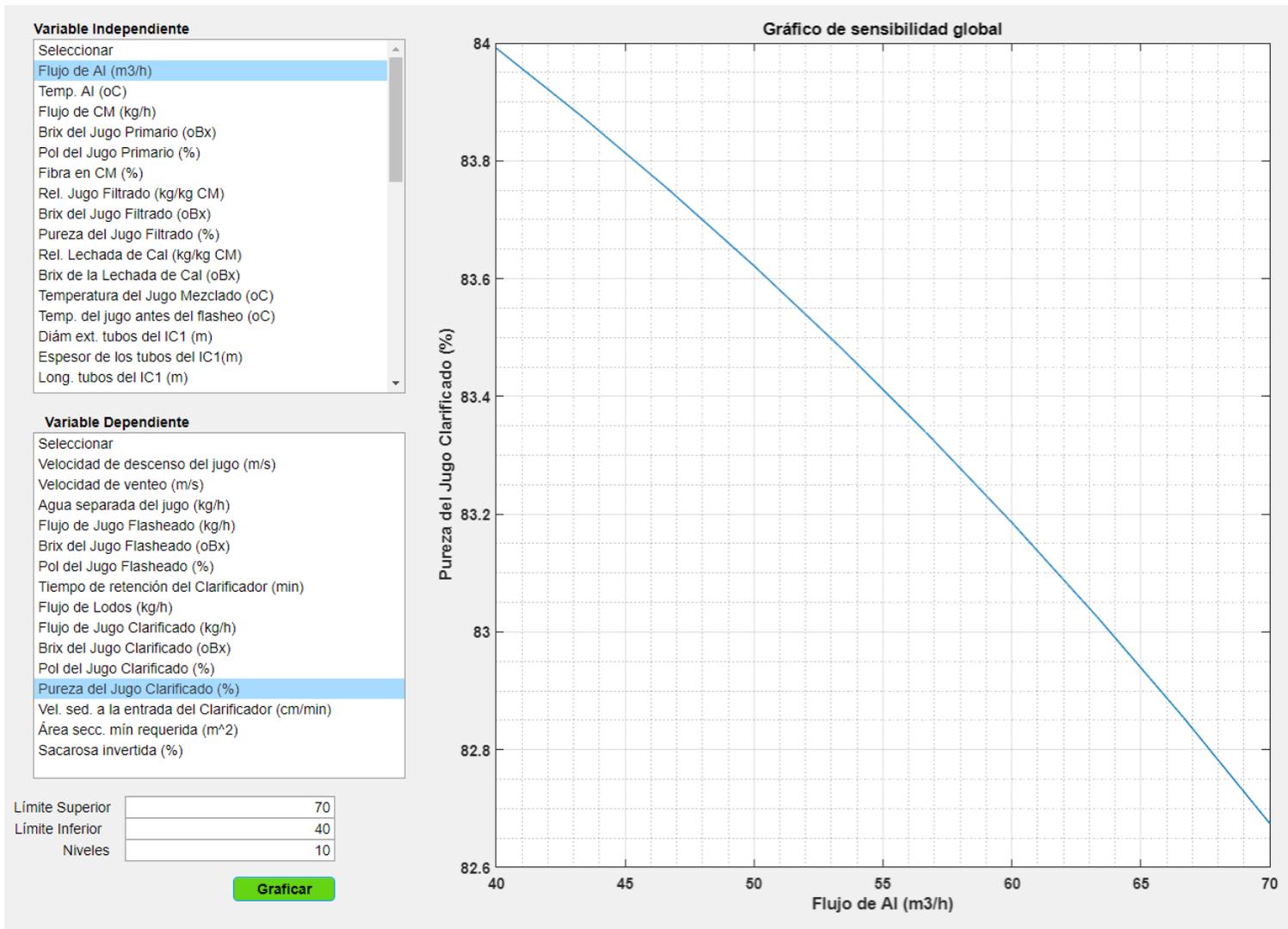


Figura A17.5: Resultados del análisis de sensibilidad para la pureza del jugo clarificado según el flujo de agua de imbibición

