

Simulación de la etapa de hidrólisis ácida del proceso de fraccionamiento del bagazo utilizando el programa Aspen Plus 11.1.

Simulation fo the Acid Hydrolisis in the fractioning of sugar caen bagasse using Aspen Plus 11.1

Oscar Gómez Capiró, Osdeny Machado, Eduardo E. González, Marlén Morales Zamora*.

Dpto Ing. Química. Facultad de Química-Farmacia. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Carretera a Camajuaní, km 5½, Santa Clara, Villa Clara, Cuba.

***marlenm@uclv.edu.cu**

Resumen

El trabajo desarrolla la simulación de una de las variantes propuestas para efectuar la hidrólisis ácida del proceso de fraccionamiento del bagazo, dentro del concepto de biorrefinería, en el simulador Aspen Plus 11.1 buscando un acercamiento al funcionamiento del proceso a escala real. Los datos del caso base simulado provienen de estudios a escala de laboratorio desarrollados por Morales y colaboradores, (2011). Se realiza además con la simulación base un análisis de sensibilidad del flujo de productos de interés en la etapa con respecto a cambios de temperatura y presión en la separación posterior a la reacción.

Palabras claves: bagazo, hidrólisis ácida, sensibilidad, simulación.

Abstract

The work develops the simulation of one of the varying proposals in order to make the acid hydrolysis of the process of breaking up of the bagasse, inside the concept of [biorrefinería], in the program Aspen Plus 11.1 looking for an approach to the operation of the process to real scale. The data of the case base feigned they come from studies to scale of laboratory developed by Morales and collaborators, (2011). It also are carried out it with the simulation base an analysis of sensibility of the flow of products of interest in the stage with regard to changes of temperature and pressure in the posterior separation to the reaction.

Nomenclatura:

AGUA- corriente de agua de alimentación al mezclador

H₂SO₄- corriente de ácido alimentado al mezclador

BAGAZO- corriente de bagazo alimentado al reactor

MEZ-1- corriente a la salida del mezclador

MEZ-2- corriente de alimentación al reactor

VAPOR- corriente de vapor directo alimentado al reactor

CALOR-1 corriente de calor intercambiado en el reactor

PRET1- corriente de salida del reactor

CALOR-2- corriente de calor intercambiado en el intercambiador 1

PRET1F- corriente de salida del intercambiador 1

PRET1F-P- corriente de salida de la válvula.

TOPE- corriente de salida del tope del separador flash

FONDO- corriente de salida del fondo del separador flash

A-FURF- corriente de salida del filtro 1 a proceso de obtención de furfural

TOPE-S- corriente de salida de filtro 1 a intercambiador 2

MEZ-3 corriente de salida del intercambiador 2

A-EVAP corriente de salida del filtro 2 a operación de evaporación

A-HID-B corriente de salida del filtro 2 a hidrólisis básica

Introducción

El bagazo constituye el mayor subproducto de la industria azucarera y se usa fundamentalmente en la generación de energías térmica y eléctrica para el consumo de los ingenios y plantas de derivados. El enfoque de aprovechar todas las fracciones de este como fuente de materia prima para la producción de tableros, alimento animal, furfural, y más recientemente hacia la producción de bioetanol; tomando como apoyo la concepción de biorrefinería, permite a partir de productos líderes como el etanol y la energía, obtener una diversidad de productos químicos de alto valor agregado y un mejoramiento de la eficiencia y productividad energética en una fábrica.

Para un aprovechamiento óptimo de las materias primas que ofrece el bagazo es necesario un pretratamiento el cual debe cumplir los siguientes requerimientos: aumentar la formación de azúcares o la habilidad de formar azúcares, minimizar la degradación o pérdidas de carbohidratos, impedir la formación de coproductos colaterales inhibitorios para los procesos de hidrólisis y fermentación siguientes, y ser efectivo económicamente. Con la aplicación del pretratamiento se consigue además remover total o parcialmente la lignina y la hemicelulosa.

Este pretratamiento requiere una hidrólisis ácida, una hidrólisis básica y una enzimática mediante las cuales se garantizan los requerimientos planteados antes. La hidrólisis ácida se realiza generalmente con ácido sulfúrico concentrado, a temperaturas superiores a los 100°C y presiones por encima de las 5 atm, condiciones de operación que aún se estudian por

varios investigadores en busca del óptimo operacional.

El objetivo central del trabajo es implementar en el programa la hidrólisis ácida como alternativa inicial, donde la reacción química juega el papel fundamental para obtener un rendimiento que garantice alta eficiencia en cuanto a cantidad de producto final obtenido por cantidad de bagazo alimentado.

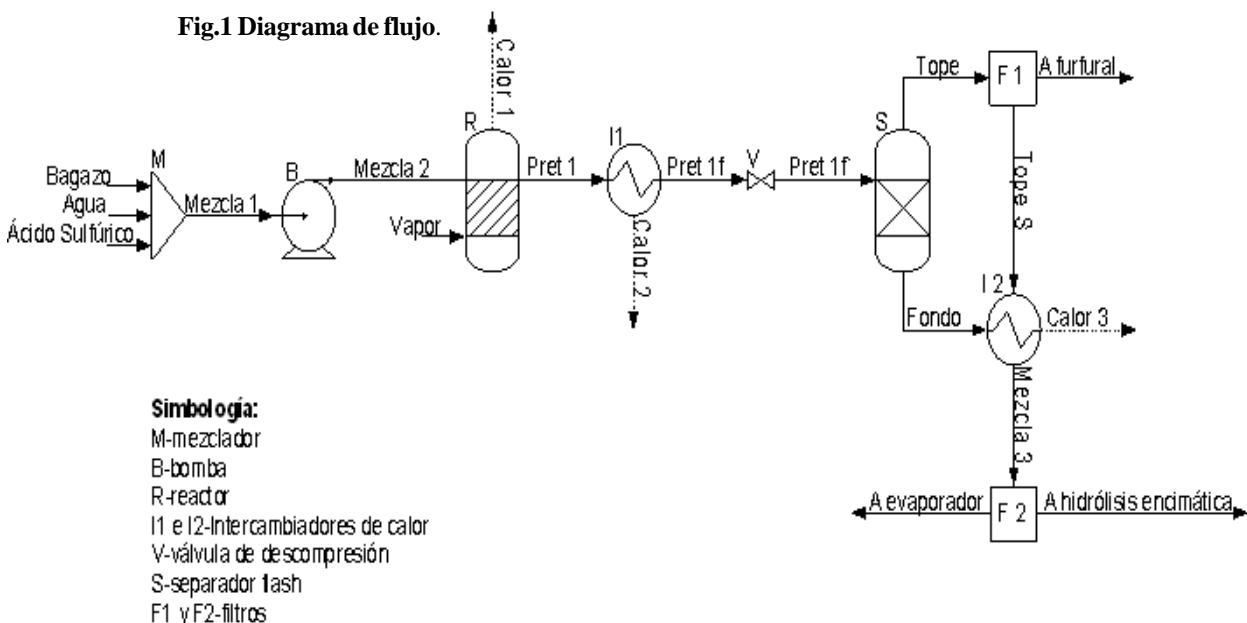
1- Materiales y Métodos

1.1- Especificaciones del caso base

En la etapa se trabaja con un flujo de 1000 kg de bagazo mezclado con agua en relación 1:2 y con 12,5 kg de ácido sulfúrico concentrado. Estas cantidades son para una hora de trabajo. Después de mezclar las corrientes, se bombea el resultado al reactor donde se alimenta además 92 kg de vapor directo, las condiciones de operación de este son 175°C y 9 atm. Para que la corriente de productos pueda ser separada en un separador flash se extrae calor en un intercambiador hasta los 100°C y se disminuye la presión hasta 1 atm. En el separador flash se obtiene una corriente sólida en el fondo y una mezcla vapor líquido en el tope a la cual se le realiza una extracción, la corriente resultante pasa a la hidrólisis básica y la extracción se une a la salida del fondo para pasar a un tratamiento físico.

1.2- Simulación

Para comenzar la simulación se realiza un esquema o diagrama que contenga la secuencia operacional planteada donde se identifiquen las corrientes y los equipos de la tecnología descrita. El esquema realizado se presenta a continuación:



Los demás datos conocidos para introducir en el simulador con el objetivo de satisfacer los grados de libertad se muestran en las tablas 1, 2 y 3.

química, para simularla se utiliza el modelo RStoic el cual se basa en modelar reactores en los cuales las reacciones cinéticas no son conocidas ni juegan

un rol importante, se emplea cuando se conocen las estequiometrías de los reactantes y los productos y se especifica el grado de conversión de los reactantes.

Tabla 2: Composición de la corriente Bagazo

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (atm)
Bagazo	25	1
Agua	25	1
Ácido Sulfúrico	25	1
Vapor		9

Tabla 1: Corrientes conocidas.

Componente	% masa
Celulosa	44.94
Hemicelulosa	28.24
Xilosa	18.93
Lignina	7.89

Reacciones en el reactor:

- 1) Celulosa(s) + H₂O → Glucosa
- 2) Hemicelulosa(s) + H₂O → Xilosa
- 3) Xilosa → Furfural + 3 H₂O
- 4) Lignina(s) + H₂O → Lignina(r)

Tabla 3: Conversión alcanzada en cada reacción.

Reacción	Conversión
1	0,1
2	0,29
3	0,5
4	0,29

Los filtros F1 y F2 separan las corrientes en función de la operación a la que será sometida cada una posteriormente, es decir la esta filtración es una operación ideal en la que se selecciona que componente pasará a cada corriente y en que proporción, lo que en la práctica es imposible lograr. La etapa principal de la sección es la reacción

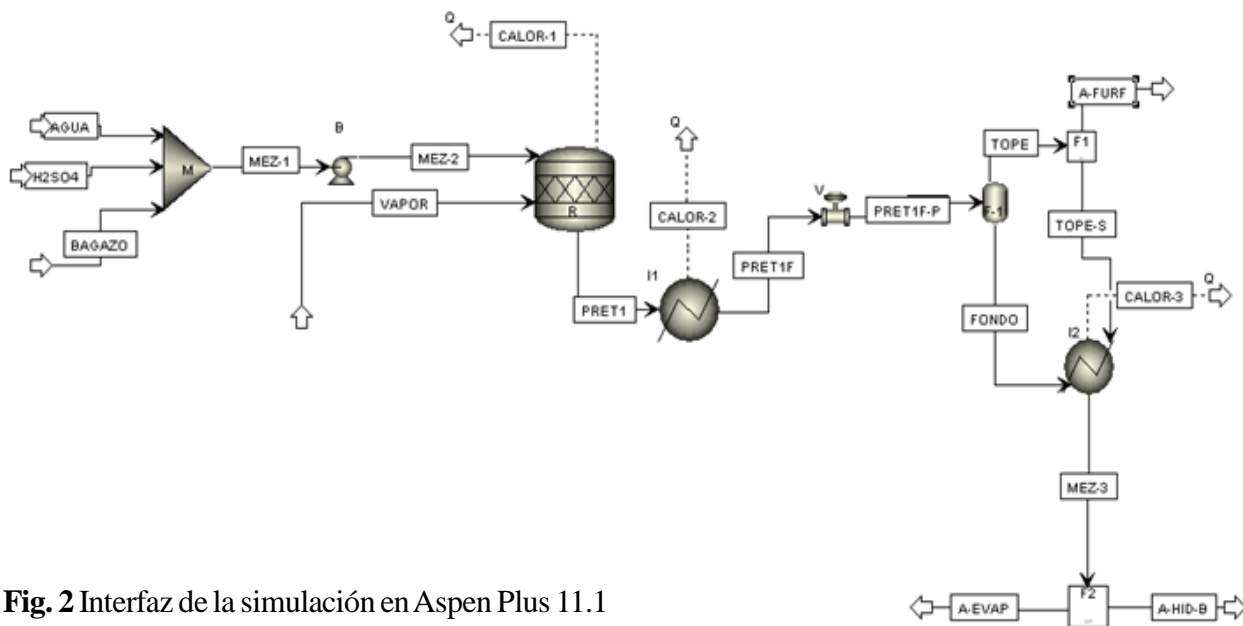


Fig. 2 Interfaz de la simulación en Aspen Plus 11.1

1.2.1- Resultados de la simulación.

Se obtuvieron los resultados en cuanto a flujo, composición y condiciones para cada una de las corrientes del diagrama, los que muestran los valores de los compuestos de interés se exponen en las tablas 4 y 5 para las corrientes de salida del reactor y para las que salen de la etapa a otros tratamientos.

Tabla 4: Flujos másicos obtenidos como resultado de la simulación

Flujo Másico				
Compuesto	Corrientes			
	PRET-1	A-EVAP	A-HID-B	A-FURF
Glucosa	242,66	0	242,66	0
Xilosa	243,59	243,59	0	0
Furfural	155,9	40,01	0	115,89

Tabla 5: Fracciones másicas obtenidas como resultado de la simulación

Fracción Másica				
Compuesto	Corrientes			
	PRET-1	A-EVAP	A-HID-B	A-FURF
Glucosa	0,0179	0	0,0192	0
Xilosa	0,018	0,0193	0	0
Furfural	0,011	0,0031	0	0,013

2- Análisis de sensibilidad.

Se realizaron dos análisis en la etapa simulada buscando alternativas de diseño y relaciones entre variables. El equipo escogido fue el separador flash, en el cual se analizó le relación entre las condiciones de operación y los flujos de los compuestos de mayor interés en ambas salidas los casos desarrollados se muestran a continuación.

2.1- Análisis de la influencia de la presión

Se graficó la influencia de la presión de entrada al separador flash sobre el flujo másico de furfural en la corriente Tope y de glucosa en la corriente Fondo, en busca de un acercamiento al óptimo operacional. Los resultados obtenidos (Fig. 3) pueden ofrecer variantes en cuanto a la secuencia tecnológica planteada

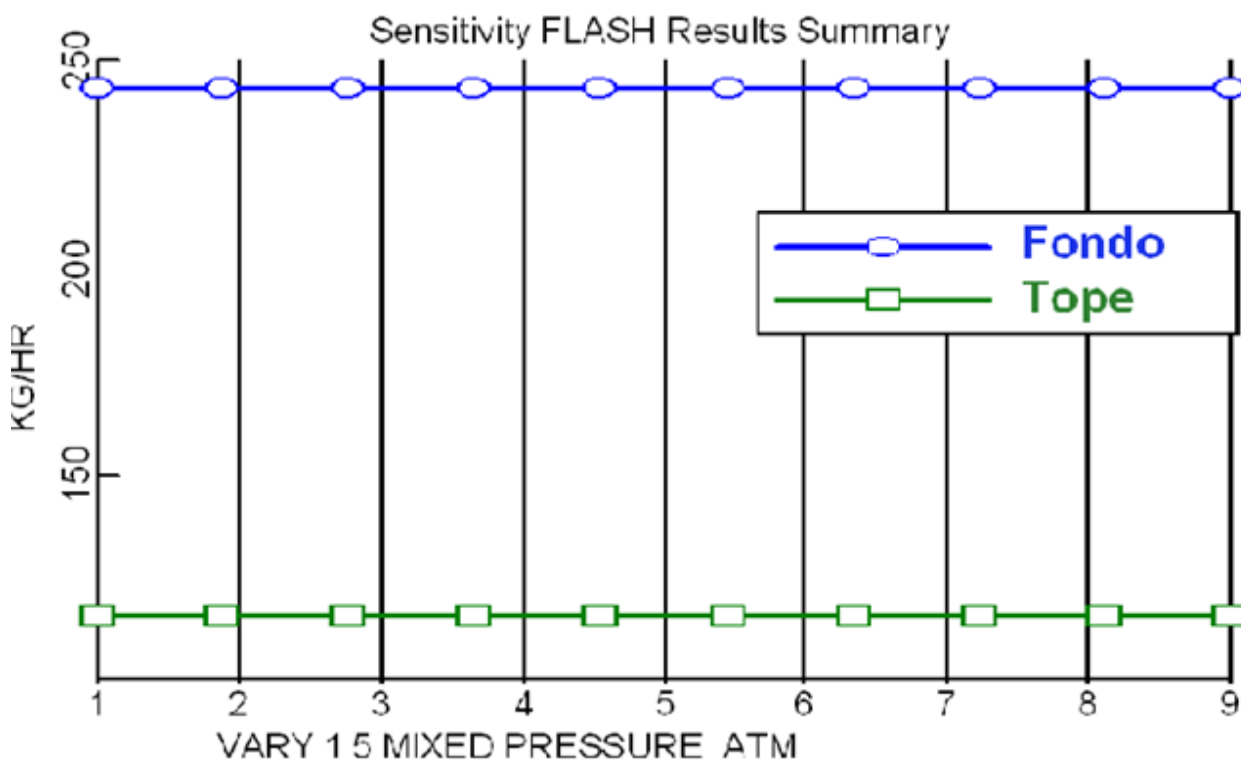


Fig.3 Relación entre presión de entrada al separador flash y el flujo de los compuestos de mayor interés en la salida del equipo.

2.2- Análisis de la influencia de la temperatura.

Se graficó la influencia de la temperatura de entrada al separador flash sobre el flujo másico de furfural en la corriente Tope y de glucosa en la corriente Fondo igualmente en busca de un acercamiento al óptimo operacional. Los resultados obtenidos (Fig. 4) pueden ofrecer variantes a la secuencia descrita al igual que el caso anterior.

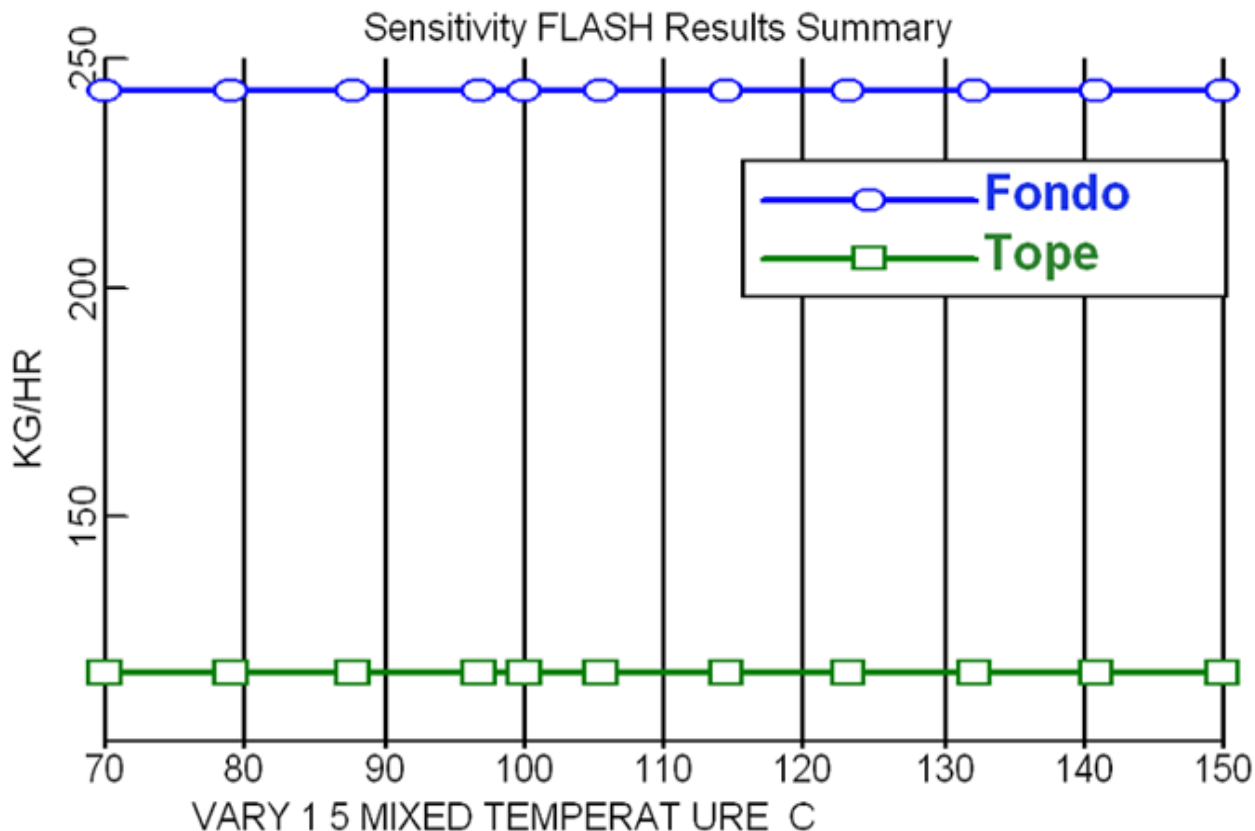
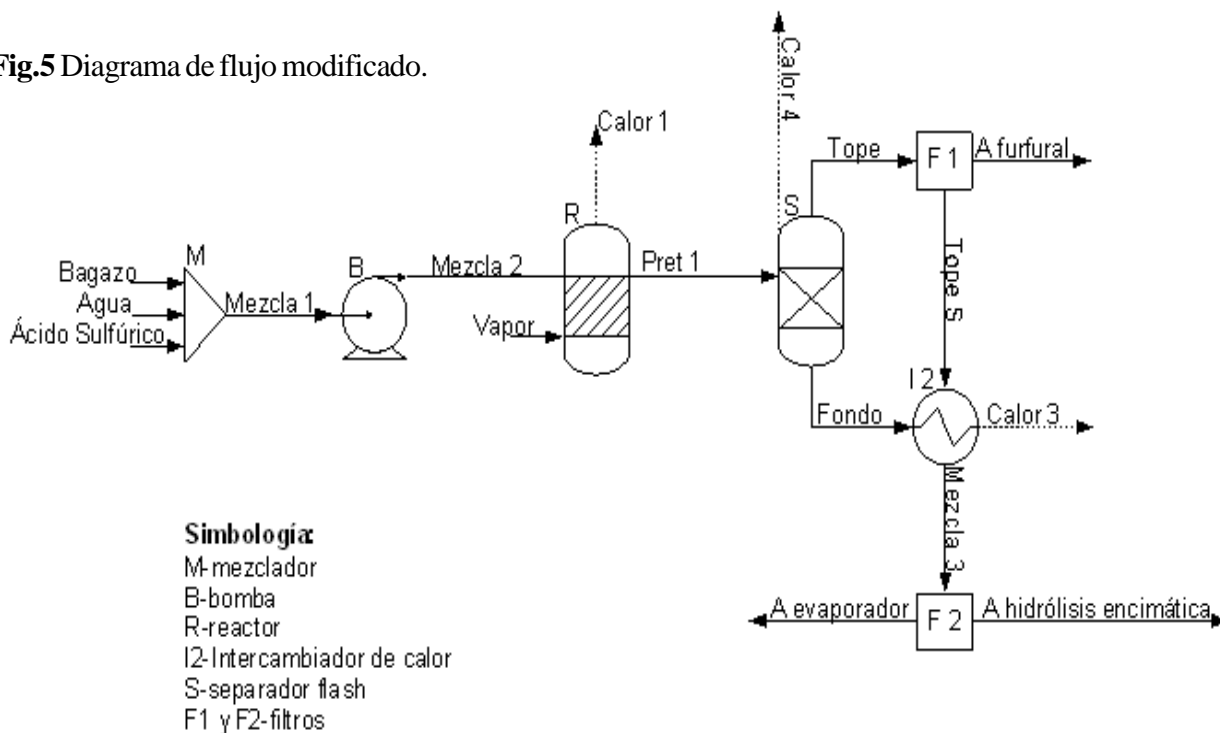


Fig.4 Relación entre temperatura de entrada al separador flash y el flujo de los compuestos de mayor interés en la salida del equipo.

Como se puede apreciar las condiciones de operación prácticamente no afectan los flujos a la salida del separador flash dentro del rango estudiado. En ambos casos se puede suponer que las condiciones de entrada al equipo no influyen en la

separación. Por esa razón se propone eliminar tanto el intercambiador de calor que sigue al reactor y la válvula ubicada antes del separador flash. El diagrama de flujo modificado se muestra en la Fig. 5.

Fig.5 Diagrama de flujo modificado.



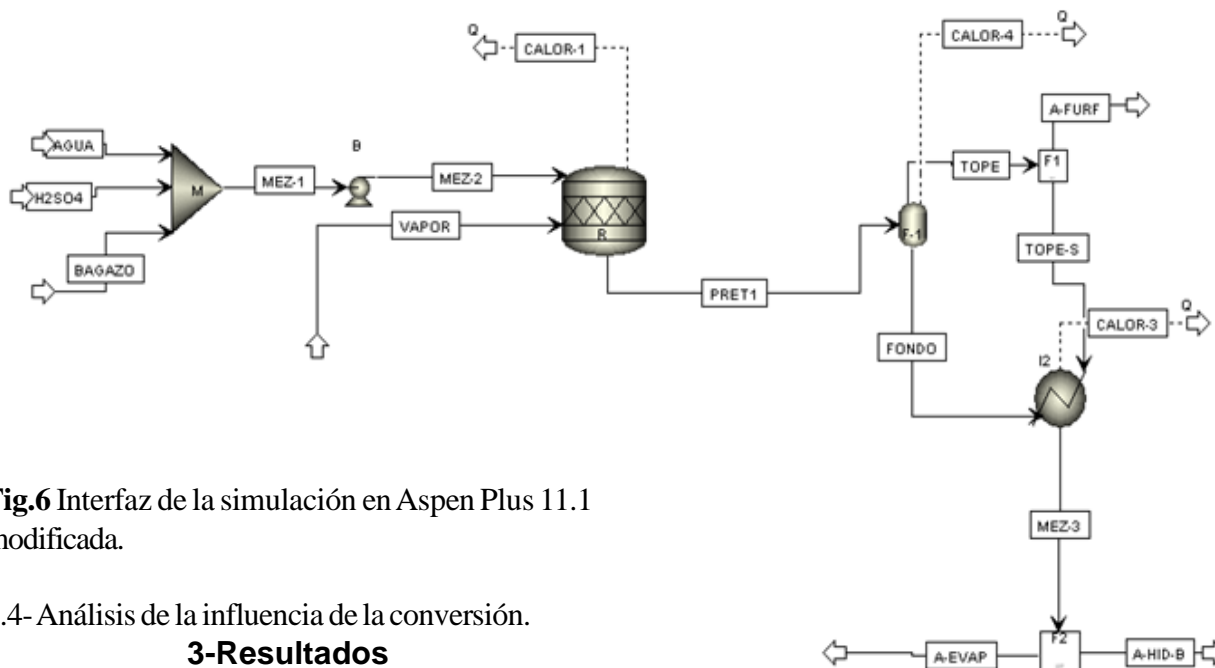


Fig.6 Interfaz de la simulación en Aspen Plus 11.1 modificada.

2.4- Análisis de la influencia de la conversión.

3-Resultados

Se analizan como resultados el rendimiento de glucosa, furfural y xilosa con respecto a la alimentación de bagazo. Estos son los compuestos de valor obtenidos en la etapa del proceso que se simula en el programa.

Tabla # 6: Flujos de productos de interés.

Compuesto	Corriente en la que se toma el dato	Flujo másico (kg/h)
Glucosa	A-HID-B	242,66
Furfural	A-FURF	115,89
Xilosa	A-EVAP	243,59

El rendimiento en la etapa, teniendo en cuenta que la alimentación es de 1000 kg/h de bagazo, sería de 0,24 kg de glucosa/ kg de bagazo alimentado, 0,115 kg de furfural/ kg de bagazo alimentado y 0,243 kg de xilosa/ kg de bagazo alimentado.

4-Conclusiones

Según los resultados obtenidos, los rendimientos de glucosa, xilosa y furfural están acorde con los valores obtenidos experimentalmente por Morales y colaboradores (2011), mientras que el análisis de la sensibilidad de la primera separación ante cambios en la temperatura y la presión de entrada al separador flash muestra una separación prácticamente independiente de estas por lo que se puede prescindir del intercambiador de calor 1 y de

la válvula ubicadas a continuación del reactor siempre que se realice una extracción de calor en el separador flash.

Bibliografía

1-Aspen Plus Getting Started Building and Running a Process Model, septiembre 2001.
 2-McCabe, W.L. and J.C. Smith, *Operaciones básicas de Ingeniería Química*. 1 ed. Vol. 2. 1986, Ciudad de La Habana: Editorial Revolucionaria.
 3-Kasatkin, A.G., *Operaciones básicas y aparatos en la tecnología química*. Vol. 1, 2. 1985: Pueblo y Educación.