

UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS “CARLOS RAFAEL RODRIGUEZ”

Facultad de Ingeniería



Departamento de Ingeniería Química

TRABAJO DE DIPLOMA

Desarrollo de un Modelo Matemático, implementado en Microsoft Excel, para la evaluación del Balance de Masa y de Energía en el Proceso de Obtención de Glucosa por vía ácida en la Empresa Labiofam Cienfuegos

Autor: Frank Abreus Alvarez

Tutor: Ing. Ramón Corona Martínez

Cienfuegos, Junio 2015

“Año 57 de la Revolución”

AGRADECIMIENTOS

A toda mi familia: por su dedicación, apoyo y confianza brindada durante todo este período de mi formación.

A mi tutor: por su colaboración directa en mi formación como Ingeniero Químico y su ayuda incondicional en la confección de mi trabajo de diploma.

A todos los profesores del departamento: por los conocimientos aportados durante estos cinco años.

A mi amigo Jaime: por su amistad verdadera, su comprensión y estímulo en los momentos difíciles.

A Fernando Sarría: por su colaboración desde la fábrica para el desarrollo del trabajo de diploma.

A todos mis compañeros de aula con los que compartí estos cinco años, que juntos enfrentamos el difícil reto de convertirnos en Ingenieros Químicos.

**A todos los que de una forma u otra pusieron un granito de arena en esta obra...
Muchas Gracias.**

DEDICATORIA

A mi madre por:

Ser la mejor madre del mundo.

Ser la fuente de energía e inspiración que me permite seguir adelante y luchar día a día por mis sueños y aspiraciones.

Ver cumplido su sueño de verme convertido en un profesional.

RESUMEN

La operación de la Planta de Glucosa en la Empresa Labiofam Cienfuegos debe ser sometida a estudios técnicos para intensificar y diversificar sus producciones. Disponer de herramientas que permitan evaluar su capacidad y comportamiento es una necesidad para toda gestión que se acometa.

En este trabajo se presenta la conformación de un modelo matemático básico que contribuye a evaluar el comportamiento del Balance de Masa y Energía para el proceso tecnológico de obtención de Glucosa por vía ácida. Se partió de una identificación del proceso tecnológico, considerando a partir de la información disponible, las condiciones originales de la instalación y su estado actual; se desarrolló una conceptualización del proceso en su condición operacional más general y por tanto capaz de incorporar su estado actual. Se definió un modelo matemático a partir de definir los Operadores Básicos y Auxiliares del Proceso y se programó el mismo mediante una concepción muy novedosa en hojas de cálculo utilizando la aplicación informática Microsoft Excel. Finalmente se ha presentado una pequeña utilización de la herramienta que permite mostrar su inmediata utilidad.

Aun cuando el modelo definido debe ser completado y validado, su disponibilidad ya representa una herramienta eficaz para la pre-evaluación de condiciones operacionales de la Planta y facilita con adecuado dinamismo la evaluación de alternativas y la toma de decisiones con relación a su operación.

ABSTRACT

The operation of the Plant of Glucose in the Company Labiofam Cienfuegos should be subjected to technical studies to intensify and to diversify its productions in order to have tools that allow to evaluate its capacity and behaviour which it is a necessity for all administration that is attacked.

In this work the conformation of a basic mathematical model is presented that contributes to evaluate the behaviour of the balance of mass and energy for the technological process of obtaining of glucose for sour via. He left of an identification of the technological process, considering starting from the available information, the original conditions of the installation and their current state; a conceptualization of the process was developed in its more general and therefore able operational condition of incorporating its current state. A mathematical model was defined starting from defining the basic and auxiliary operators of the process and the same one was programmed by means of a very novel conception in calculation leaves using the computer application Microsoft Excel. Finally, a small use of the tool has been presented that allows to show its immediate utility.

Even when the defined pattern should be completed and validated, its readiness already represents an effective tool for the pre-evaluation of operational conditions of the Plant and it makes easier, with appropriate dynamism, the evaluation of alternative and taking decisions related to its operation.

TABLA DE CONTENIDO	Pág.
Introducción	5
 CAPITULO 1: GENERALIDADES TEÓRICAS Y ESTUDIOS DOCUMENTALES.	
1.1 Aspectos asociados con la química de los carbohidratos.	8
1.2 Aspectos químicos asociados con los productos de mayor importancia dentro de este trabajo.	12
1.3 Aspectos relativos al Proceso Tecnológico de la obtención de Glucosa.	13
1.3.1 Vías industriales para la obtención de Glucosa.	13
1.3.2 La obtención de Glucosa a partir del Almidón.	13
1.3.3 La obtención de los Jarabes de Maíz.	20
1.4 Identificación de la Planta de Sirope de Glucosa en Cienfuegos.	22
1.4.1 Características generales de la Planta.	22
1.4.2 Descripción del Proceso Tecnológico.	24
1.5 Importancia de la Computación y uso del Microsoft Excel para la modelación de Procesos Químico Tecnológicos.	26
 CAPITULO 2: METODOLOGÍA DE TRABAJO.	
2.1 Presentación de premisas para definir la estrategia de trabajo.	29
2.2 Estrategia general de Trabajo.	30
2.3 Definición de una Metodología de Trabajo.	32
2.3.1 Pasos generales para la identificación del Proceso Tecnológico.	33
2.3.2 Criterios utilizados en la conformación del Modelo de Balance.	33
2.3.3 Elementos metodológicos para la implementación del Modelo de Balance en Hojas de Cálculo.	34
2.4 Limitaciones de la herramienta desarrollada asumidas desde el propio planteamiento metodológico propuesto.	36
 CAPITULO 3: RESULTADOS Y DISCUSION.	
3.1 Selección de las fuentes de información más adecuadas para formular el Modelo de Balance.	38
3.2 Identificación sistémica del proceso implementado (por vía ácida) en la Planta de Sirope de Glucosa objeto de análisis.	39
3.3 Definición del Modelo de Balance para el proceso seleccionado.	42
3.4 Planteamiento y solución del Modelo de Balance para una condición de operación determinada.	48
3.5 Implementación del Modelo en Microsoft Excel.	49
3.6 Consideraciones sobre los resultados obtenidos, así como de las posibilidades y alcance del modelo establecido.	54

Conclusiones	56
Recomendaciones	58
Bibliografía	59
Anexos	61

INTRODUCCIÓN

Antecedentes

La Fábrica de Glucosa de Cienfuegos es un combinado químico integrado actualmente a la Empresa Labiofam Cienfuegos con más de 30 años de funcionamiento. Concebida en un inicio para producir casi absolutamente Sirope de Glucosa a partir de Almidón de Maíz, su implementación fue desarrollada a través de un proceso de transferencia tecnológica desde la firma Alfa Laval. Su operación se desarrolló desde un inicio, en función de compartir la producción de Almidón de Maíz y Sirope de Glucosa como renglones esenciales en su nomenclatura de producción, con otras producciones derivadas de los propios tratamientos implícitos en la sección de proceso asociada con la obtención del almidón. Otras producciones han sido incorporadas en el complejo fabril, unas buscando el aprovechamiento óptimo de subproductos y otras buscando oportunidades tecnológicas y del mercado.

A pesar de los años de explotación y el deterioro técnico resultante, las operaciones tecnológicas que tiene incorporada, la calidad del equipamiento instalado por su tipología y material de construcción, y las necesidades vigentes para sus producciones, justifican su actual y permanente operación.

Específicamente la planta o sección de producción de Sirope de Glucosa siempre ha tenido un bajo coeficiente de explotación debido a factores fundamentalmente de mercado, desde baja demanda del mercado nacional para el Sirope de Glucosa y sus limitadas posibilidades en el mercado internacional, pasando por la compartición de su materia prima para la comercialización y terminando por limitaciones temporales con la adquisición de la materia prima elemental, el maíz.

En la actualidad se vienen considerando posibilidades para un mejor uso de las capacidades productivas disponibles en la Planta de Glucosa. Ello requiere, de principio, alcanzar una caracterización técnica y tecnológica total de dicha instalación que permita evaluar acciones para su propia mejora (teniendo en cuenta su degeneración progresiva) y la evaluación de alternativas para la intensificación (teniendo en cuenta sus posibilidades de insertar la obtención de otros productos).

Justificación del estudio

Un aspecto medular en la caracterización de un sistema químico tecnológico radica en disponer de una herramienta efectiva que permita calcular los balances de masa y energía con adecuada precisión y rapidez. Si esa herramienta se implementa en un ordenador estas recomendaciones se favorecen.

Para evaluar las acciones de mejora que pudieran considerarse en la Planta de Sirope de Glucosa, y más aún para reconvertirla en una planta multipropósito, es necesario actualizar los conocimientos de sus potencialidades técnicas y de las capacidades disponibles. La incorporación de otras producciones como alternativa de intensificar su explotación exige también evaluar, reacomodar y balancear capacidades.

La aplicación de las técnicas computacionales en el proceso de gestión de los ingenieros químicos caracteriza la labor de estos profesionales en las condiciones de desempeño actual. Ello presupone aplicar consecuentemente los criterios modernos de análisis, el uso pleno de la modelación matemática y la utilización de aplicaciones informáticas adecuadas, ya sean generales o específicas que acelere el análisis y la toma de decisiones.

Problema de Investigación

A partir de los criterios antes relacionados se ha propuesto de inmediato comenzar el levantamiento tecnológico de la producción de Sirope de Glucosa en la instalación actual sin discriminar las condiciones originales. Esto incluye formular un Modelo de Balance de Masa y Energía que refleje el comportamiento del proceso productivo conteniendo el momento original y el momento actual de la instalación de transformación.

La tarea esencial radica en consolidar un Modelo Conceptual, un Modelo de solución Matemática y un Modelo Cibernético asociado, que permita evaluar – en condiciones reales – el Balance de Masa y de Energía de los procesos de obtención de Sirope de Glucosa con relativa seguridad, precisión y rapidez. Para lograr estos propósitos es necesario enfrentar diferentes etapas de trabajo, sobre todo partiendo de imprecisiones, y limitaciones en la disponibilidad de información. Este trabajo se ha concebido como un punto de partida, una etapa básica de trabajo para lograr la solución del problema definido, no para hacer una evaluación actual del comportamiento de la Planta.

Hipótesis de la Investigación

Con la identificación de la estructura tecnológica de la Planta de Glucosa de Cienfuegos en su condición operacional por el método de hidrólisis ácida se logra concebir un modelo básico o elemental para la solución matemática de los balances de masa y energía en dicho proceso, con su correspondiente implementación en ordenadores a través de la programación sobre Microsoft Excel.

Objetivo General

Desarrollar un modelo matemático básico para la evaluación de balances de masa y energía en el proceso de obtención de Sirope de Glucosa por vía ácida implementado en Microsoft Excel.

Objetivos específicos

1. Identificar las características técnicas y tecnológicas esenciales de la Planta de Glucosa de Cienfuegos en su operación por el método de hidrólisis ácida.
2. Sistematizar y conceptualizar el sistema tecnológico en estudio para su modelación.
3. Desarrollar el modelo matemático que permita efectuar los balances de materiales y de energía con propósito general y a un nivel elemental para el proceso seleccionado.
4. Implementar el Modelo de Balance sobre Microsoft Excel para su dinámica utilización.

Límites del alcance de la investigación

Para el desarrollo de la investigación se presentaron dificultades con la información del funcionamiento original del proceso tecnológico, incongruencias y dispersión en datos que entre otros factores limitaron la extensión del modelo solo al ámbito del proceso tecnológico principal.

Diseño Metodológico de la Investigación.

En la solución de la tarea fueron empleados los principios de la Ingeniería de Sistema de Procesos, sobre todo en la caracterización del sistema tecnológico en estudio y la definición (conceptualización) del Modelo del Balance. Se siguieron los pasos recomendados para la solución de balances de materiales y energía, así como para el desarrollo de la programación de algoritmos en ordenadores. Sin embargo, de destaca el

empleo de una metodología de trabajo relativamente novedosa para incorporar el Modelo de Balance en una hoja de cálculo, en este caso Microsoft Excel.

Resultados obtenidos

Se logró una sistematización primaria del proceso tecnológico abordado y el desarrollo del modelo para la solución de los balances de masa y energía para la Planta en su operación empleando el método de hidrólisis básica de la suspensión de almidón. Por medio del modelo se procedió al cálculo estimado de corrientes y sus composiciones en la línea del Proceso Tecnológico Principal, pero su incorporación a un sistema de hojas de cálculo facilitará profundizar en las soluciones por la dinámica incorporación de nuevos datos que pueden incrementar la confiabilidad de los nuevos resultados. La forma de implementar el modelo del balance en la hoja de cálculo constituye un procedimiento relativamente nuevo que puede perfectamente utilizarse para el mismo propósito en cualquier otro proceso tecnológico, por lo que el método implícito en la solución ofrecida le otorga valor metodológico al propio trabajo que se presenta.

CAPITULO 1: GENERALIDADES TEÓRICAS Y ESTUDIOS DOCUMENTALES.

1.1 Aspectos asociados con la química de los carbohidratos.

Generalidades.

Los *carbohidratos* son compuestos orgánicos que contienen carbono, hidrógeno y oxígeno, y muchos de ellos contienen estos elementos en la relación de $C_n(H_2O)_n$. De ello proviene el nombre, lo que corresponde a un "hidrato de carbono" es decir, a un compuesto que podría considerarse constituido por un número de moléculas de agua enlazadas a la misma cantidad de átomos de carbono. Químicamente se definen como aldehídos o cetonas, dentro de ellos se clasifican los azúcares simples o monosacáridos en donde n es un número entero de 3 a 7, como por ejemplo la **glucosa**, cuya fórmula es $C_6H_{12}O_6$, que se puede escribir también como $C_6(H_2O)_6$.

Si se unen dos monosacáridos forman un disacárido; si se unen de 3-20 monosacáridos resulta un oligosacárido y cuando se unen numerosas unidades de monosacáridos, constituyen un polisacárido como por ejemplo los **almidones**, celulosas, pectinas, quitinas, etc.

Tipos de carbohidratos

Azúcares simples

Los azúcares simples, o sacáridos, son sustancias cristalinas, sin olor ni color, solubles en agua, de sabor dulce y presentan actividad óptica, es decir rotan el plano de la luz polarizada incidente un cierto ángulo a la salida. La sacarosa o azúcar de mesa es un ejemplo de este tipo de carbohidrato. La terminación **-osa** designa un azúcar simple. Galactosa, maltosa etc.

Estos azúcares pueden estar constituidos por una o más moléculas de la forma no hidrolizable de azúcar (monómero), es decir la molécula más pequeña que puede considerarse un sacárido, dos típicos ejemplos de azúcares monoméricos son la **glucosa** y la fructuosa de fórmulas $C_6(H_2O)_6$ y por ello se denominan monosacáridos.

Los monosacáridos además se pueden clasificar dependiendo de la cantidad de átomos de carbono presentes en la molécula como triosas, tetrosas, pentosas, hexosas y así

sucesivamente, y también en aldosas o cetosas de acuerdo a si poseen un grupo funcional aldehído (-CH=O) o cetona (=C=O) en la estructura molecular.

Más tarde ambas designaciones fueron combinadas y de esta forma las aldopentosas son monosacáridos de cinco átomos de carbono con una función aldehído y los cetoheptosas son monosacáridos con seis átomos de carbono y un grupo cetona.

La unión de dos o más de estos monómeros da lugar al resto de los azúcares simples, disacáridos (con dos monosacáridos); trisacáridos (con tres), tetrasacáridos (con cuatro) etc. La hidrólisis de estos azúcares más complejos da lugar a los monómeros constituyentes.

Polisacáridos

Los carbohidratos de alto peso molecular (polímeros) se denominan polisacáridos y son de estructura amorfa, insolubles en agua y sin sabor dulce. Pueden estar constituidos por entre 100 a 90,000 o más monosacáridos. Dos ejemplos familiares de estos polisacáridos son el **almidón** y la celulosa. Sometidos a un proceso de hidrólisis, los polisacáridos dan lugar a azúcares simples.

Proceso de Hidrólisis de Carbohidratos.

La hidrólisis de Carbohidratos es una reacción característica de este grupo de compuestos, siempre que tenga dos o más unidades de monosacáridos. La reacción química puede representarse por la siguiente estequiometría:



La hidrólisis puede ser llevada a cabo tanto por la acción de un ácido diluido como por alguna enzima como la *maltasa*. La hidrólisis usando enzimas es menos divisiva aunque hoy día se han logrado algunas con efectos más notorios. La tabla 1.1 relaciona el comportamiento del proceso de hidrólisis de acuerdo al tamaño del carbohidrato que se transforma. Es preciso aclarar que no siempre se logra una hidrólisis total, es decir la formación absoluta del monosacárido. En la medida que el sacárido tiene mayor peso molecular la formación de estructuras intermedias será más probable y por tanto la distribución de productos de hidrólisis más variada. Esto se conoce como hidrólisis parcial.

Tabla 1.1 Comportamiento de la hidrólisis total de Carbohidratos en función de su tamaño.

Tipo de Carbohidratos	Comportamiento en la hidrólisis
<p>Monosacáridos</p> <p>Aldosas (aldotriosa, C₃H₆O₃, aldopentosa, C₅H₁₀O₅, etc.) Cetosas (cetotetrosa, C₄H₈O₄, cetohehexosa C₆H₁₂O₆, etc.)</p>	<p>C_nH_{2n}O_n -----> No hay reacción</p>
<p>Disacáridos</p>	<p>C_nH_{2n - 2}O_{n - 1} -----> 2 Monosacáridos</p> <p>Ejemplo: C₁₂H₂₂O₁₁ + H₂O ----> 2 C₆H₁₂O₆</p>
<p>Trisacáridos</p>	<p>C_nH_{2n - 4}O_{n - 2} -----> 3 Monosacáridos</p> <p>Ejemplo: C₁₈H₃₂O₁₆ + 2H₂O ----> 3 C₆H₁₂O₆</p>
<p>Tetrasacáridos, etc. (también llamados <i>oligosacáridos</i>)</p>	<p>Rinden 4 (o más) Monosacáridos</p>
<p>Polisacáridos</p>	<p>Rinden muchos Monosacáridos</p> <p>Ejemplo: (C₆H₁₀O₅)_n + nH₂O ----> nC₆H₁₂O₆</p> <p>(n = 100 - 90,000)</p>

A modo de síntesis, como propiedades fisicoquímicas más destacadas, los carbohidratos de peso molecular bajo son solubles en agua y tienen poder edulcorante (endulzante) alto, características que son opuestas en los carbohidratos de peso molecular alto en los cuales la solubilidad se reduce notablemente. En la medida que se incrementa su peso molecular se incrementa la posibilidad de hidrólisis y también la distribución de productos derivados de dicho proceso por hidrólisis parcial.

1.2 Aspectos químicos asociados con los productos de mayor importancia dentro de este trabajo.

Glucosa.

La **glucosa** es el carbohidrato más abundante en la naturaleza y muy probablemente sea el compuesto orgánico más abundante también. Se le conoce también como azúcar sanguínea, azúcar de uva, o *dextrosa*. Los animales obtienen glucosa al comer plantas o al comer alimentos que la contienen. Las plantas obtienen glucosa por un proceso llamado fotosíntesis.

Es una sustancia dextrogira, es decir desvía a la derecha el plano de la luz polarizada y es por eso que se le llama *D-glucosa*. Aunque puede existir la forma levogira, es decir que inclina el plano de la luz a la izquierda, *L-glucosa*, esta forma es casi inexistente en la naturaleza. La *D-glucosa* por su característica dextrogira se le llama con frecuencia *dextrosa*.

La estructura molecular de la glucosa es variable, pero de forma simplificada puede decirse que coexisten varias formas isoméricas cíclicas al mismo tiempo con la estructura de cadena abierta. Las proporciones de las diferentes estructuras dependerán del medio en que se encuentren y de la temperatura. En disolución, la forma de cadena abierta existe en equilibrio con varias formas isoméricas, cada una de las cuales contiene un anillo de carbonos cerrado por un átomo de oxígeno.

Debido a los muchos grupos funcionales reactivos presentes en la molécula de un monosacárido estos pueden producir una gran variedad de reacciones químicas. Algunas de las cuales se producen en la estructura de anillo y otras en la estructura de cadena abierta.

Almidón.

Durante el crecimiento de las plantas los carbohidratos en reserva se almacenan en diferentes partes de ella en forma de gránulos microscópicos de **almidón**. Las semillas pueden tener hasta un 70% de almidón y las raíces hasta un 30%.

El almidón es muy abundante en plantas como el **maíz**, papas, arroz, y trigo, constituyendo la reserva alimentaria de la plántula al nacer, y que el hombre aprovecha para suplir sus necesidades energéticas usándolos como alimentos.

El almidón puede ser separado mecánicamente después de una cristalización fraccionada en dos componentes: la amilosa (una sustancia cristalina) y la sustancia amorfa amilopectina. Por tanto es una mezcla de dos polímeros: la amilopectina (80%), insoluble en agua y la amilosa (20%), soluble en agua. En ambos casos, también es un homopolímero de la *D-glucosa*. Los enlaces glucosídicos son α -1,4' en su mayoría y α -1,6' en menor proporción.

Los almidones producto de varias fuentes tienen una relación amilosa/amilopectina muy variable, así el **almidón de maíz** está compuesto en un 28% de amilosa mientras que el de sorgo es solo amilopectina.

Ambas fracciones dan *D-glucosa* en hidrólisis ácida, lo que indica que ambas son homopolisacáridos conteniendo a la *D-glucosa* como unidad de monosacárido. Sin embargo, la hidrólisis usando la enzima diastasa en las dos fracciones se comporta diferente entre una y la otra: cuando se trata la fracción amilosa, esta se hidroliza totalmente a maltosa, un disacárido constituido a su vez por dos unidades de *D-glucosa*. La amilopectina también se hidroliza a maltosa pero solo un 50% aproximadamente, a partir de lo cual se detiene la hidrólisis y el resto no hidrolizado es un polímero llamado dextrina límite.

Los estudios estructurales han demostrado que la amilosa es una cadena lineal de entre 100 y 1400 unidades de glucosa mientras que la amilopectina es una cadena ramificada con peso molecular que anda entre los 200,000 y 1,000,000.

1.3 Aspectos relativos al Proceso Tecnológico de la obtención de Glucosa.

1.3.1 Vías industriales para la obtención de Glucosa.

- ❑ Obtención a partir de disacáridos, siendo el más común la **sacarosa**.
- ❑ Obtención a partir de polisacáridos, siendo el más común el **almidón**.

Obtención de Glucosa por hidrólisis de sacarosa.

El azúcar invertido es la disgregación por hidrolización de la sacarosa en glucosa y fructosa. Su nombre hace referencia a que el poder rotatorio de la solución frente a la luz polarizada es invertido por el proceso de hidrólisis que separará la sacarosa en sus dos subunidades. Se obtiene a partir de la hidrólisis del azúcar común (sacarosa). Esta hidrólisis puede llevarse a cabo mediante tres métodos:

1. Por enzima invertasa.
2. Por acción de un ácido a temperatura elevada.
3. Pasando la solución por resinas sulfónicas.

Obtención de Glucosa por hidrólisis del almidón.

La forma más extendida para la obtención de glucosa es por hidrólisis del almidón extraído de diversas fuentes. Las formas de conducir la hidrólisis se relacionan a continuación.

1. Hidrólisis Ácida
2. Hidrólisis Ácido – Enzimática
3. Hidrólisis Enzimática – Enzimática

1.3.2 La obtención de Glucosa a partir del Almidón.

La industria de hidrólisis del almidón para la obtención de siropes de glucosa opera el proceso con las tres alternativas antes mencionadas. La principal diferencia radica en cómo se conduce la hidrólisis en relación con el catalizador utilizado,

En la tabla 1.2 se presenta la composición promedio de la amplia gama de jarabes que se pueden obtener según sea el tipo y grado de la hidrólisis utilizada. Se puede apreciar

Tabla 1.2 Composición de azúcares en los siropes. Fuente:(Eckhoff & Watson, 2009)

Tipo de Proceso	ED	Glucosa %	Fructosa %	Maltosa %	Trisacáridos %	Tetrasacáridos %	Oligosacáridos %
Ácido	32	11	-	10	9	8	62
Ácido	37	15	-	12	11	10	52
Ácido	42	19	-	14	12	10	45
Ácido	52	28	-	17	13	10	32
Ác / Enz	42	6	-	45	15	2	32
Ác / Enz	62	39	-	28	14	4	15
Ác / Enz	70	50	-	27	8	5	10
Enz/ Enz	95	52	42	3	-	-	3
Enz/ Enz	95	46	55	2	-	-	2
Enz/ Enz	96	93	-	4	-	-	3

además que el valor de ED no está en modo alguno relacionado con el contenido real de glucosa en los mismos.

Proceso de obtención industrial de los siropes de glucosa.

A nivel industrial además de la etapa de conversión por una de las tres vías antes mencionadas, se lleva a cabo un proceso de purificación del hidrolizado obtenido, seguido de una etapa de concentración final. Estas últimas son similares para la producción de cualquier tipo de sirope, solamente varían algunos parámetros que definen al producto final.

Etapa de conversión para el proceso por hidrólisis ácida

La licuefacción ácida es directa y sencilla, pero exige que la instalación sea resistente a la corrosión y el rendimiento en dextrosa del sirope obtenido es más bien bajo. Se logra a nivel industrial bombeando el almidón a presión de varias atmósferas de forma continua por intercambiadores de calor que elevan la temperatura a valores entre 135 - 145 °C y en presencia de una pequeñísima cantidad de ácido que actúa como catalizador.

En estas condiciones el almidón pasa propiamente a un reactor continuo donde tiene un tiempo de retención de 6 a 8 minutos. El rango de ED obtenido por este tipo de hidrólisis depende de los factores establecidos para la misma y puede estar entre 30 y 55. A la salida de la zona de reacción y con el objetivo de interrumpir la influencia del ácido ocurre una primera neutralización donde se eleva el pH a valores de 3,8 a 4,2 antes de pasar a un enfriamiento brusco provocado por expansión hasta alrededor de 90 °C. Los ácidos utilizados generalmente son el clorhídrico o el sulfúrico, por esta vía se obtienen siropes de glucosa de baja concentración (32-52 ED). (Zajac, 1989) (Knigh, 1969)

Etapa de conversión para el proceso por hidrólisis ácida – enzimática

Este proceso como tal es una ampliación del proceso de hidrólisis ácida puesto que se añade una etapa para la sacarificación. Se lleva a cabo la licuefacción de la forma antes descrita en el proceso de hidrólisis ácida, con la excepción de que el ED final es más bajo, la dosificación de ácido menor y la temperatura de enfriamiento y el ajuste de pH van a estar acordes con las condiciones de trabajo de la enzima añadida para la etapa de sacarificación, donde el tiempo de retención se logra a través de una batería de tanques

conectados en serie donde se mantienen las condiciones de temperatura y agitación necesarias para la ocurrencia del proceso.(Zajac, 1989)

Por esta vía fundamentalmente se producen los siropes con alto contenido de maltosa y siropes de glucosa de un mayor nivel de conversión. Las enzimas a utilizar, las dosificaciones y el tiempo de sacarificación están en dependencia del sirope a producir, se sacarifica con glucoamilasa si queremos sirope de glucosa de alta conversión (60 a 65 ED) y si se desea obtener sirope de maltosa la enzima conveniente es una enzimas maltogénica. Luego se inactiva la enzima elevando rápidamente la temperatura del producto de 80 a 90 °C. (Zajac, 1989)

Con este tipo de hidrólisis se logra obtener un producto más dulce, menos amargo, más fluido y menos propenso a la cristalización que los obtenidos por hidrólisis ácida, así como extender el rango de ED máximo y un mejor control de la distribución de azúcares.

Etapa de conversión para el proceso por hidrólisis enzimática- enzimática

En este proceso se utilizan dos enzimas, las cuales son proteínas que tienen la capacidad de acelerar ciertas reacciones químicas actuando como catalizadores biológicos. El uso de enzimas a nivel industrial en la producción de alimentos ha adquirido gran relevancia, debido no solo a las ventajas de índole económico o tecnológico que ofrecen, sino debido a su gran especificidad de acción que hace que no se produzcan reacciones colaterales imprevistas, así como a que permiten trabajar en condiciones moderadas de presión atmosférica, temperatura y pH, lo que evita alteraciones de los componentes más lábiles de los alimentos, además las enzimas se pueden inactivar fácilmente cuando culminen su misión en el proceso.(Montes Horcasitas & Magaña Plaza, 2002)

Las enzimas a utilizar dependen de la industria y del tipo de acción que se desee obtener, sobre su actividad influyen diferentes factores, que deben ser adecuadamente controlados en las condiciones industriales, como son: la temperatura, el pH, los iones calcio y la concentración de materia seca del sustrato sobre el cual actúan. Las enzimas degradadoras de almidón se pueden clasificar en tres grupos principales: (Saha, Jordan, & Bothast, 2009)

- Endoamilasas.
- Exoamilasas.
- Enzimas derramificadoras.

La hidrólisis que se realiza mediante este proceso comprende tres etapas conocidas como gelatinización del almidón, licuación o licuefacción del almidón y sacarificación y para llevarla a cabo a la suspensión de almidón refinado con alrededor de un 30 % de materia seca se le ajusta previamente el pH con carbonato de sodio al valor de trabajo de la enzima y se añade un estabilizador de sales de calcio, de ser necesario. Luego se adiciona una alfa amilasa termoestable y por medio de calentamiento a temperaturas entre 103 a 107°C en un reactor continuo con alta presiones se lleva a cabo la licuefacción del mismo, el ataque de la enzima ocurre simultáneamente con la gelatinización para evitar que ocurran valores picos de viscosidad y obtener equivalentes de dextrosa entre 5 y 7. Luego se disminuye la temperatura por expansión hasta valores de 95°C y se mantiene el producto licuado por un período de alrededor de dos horas en un tanque dextrinizador donde se alcanzan valores de ED entre 8 y 12 unidades. Las dextrinas formadas serán un excelente sustrato para la enzima sacarificadora, si se logra que sean enfriadas rápidamente hasta la temperatura de sacarificación y se ajusta el pH con ácido hasta el valor adecuado para la nueva enzima que se va a utilizar. Finalmente en la sacarificación se completa la hidrólisis al adicionar la enzima glucogénica y manteniéndose con temperatura controlada por un período de 24 a 48 horas en tanques de sacarificación, en aras de obtener un jarabe con un alto contenido de glucosa. (Saha et al., 2009; Wong, 2008) .

La reacción de sacarificación debe terminarse tan pronto como se alcance el ED que se requiere, por regla general, manteniendo el licor sacarificado a 80 °C durante 20 minutos se destruye toda actividad de la amilogucosidasa.(Van der Veen, 2006)

Etapa de refinación del hidrolizado

Aunque el almidón que se utiliza para la hidrólisis es relativamente puro, siempre contiene una pequeña cantidad de impurezas, provenientes del agua de proceso, así como de los productos de la reversión. Todas estas impurezas deben separarse en esta etapa de refinación que puede incluir:

- Separaciones mecánicas (centrifugación y filtración)
- Decoloración
- Desmineralización

Lo primeros dos procesos se realizan siempre, pero el tercero solo en casos que se requiera una calidad superior del sirope.

El primer paso del proceso de refinación comienza cuando el hidrolizado obtenido con el grado de conversión deseado es neutralizado nuevamente con carbonato de sodio al 10% cuando se trabaja con ácido clorhídrico y con carbonato de calcio en el caso de usar ácido sulfúrico, hasta un pH cercano a cinco para lograr que las proteínas que se encontraban disueltas en el hidrolizado coagulen, se tornen insolubles y puedan ser separadas por centrifugación en la mayoría de las plantas.(Yankov, 1986)

El siguiente paso está dirigido a eliminar del hidrolizado los restos de las proteínas y grasas que puedan aún quedar en el mismo utilizando para ello la filtración y la decoloración que tiene diferentes opciones. Una de ellas es utilizando carbón activado en polvo para adsorber las sustancias coloreadas o proteínas aún disueltas que permanecen en el hidrolizado y que provocarían el incremento del color del producto final, la cantidad de carbón activado añadido oscila entre 0,6 a 1,5% del contenido de materia seca del hidrolizado, al que se le ha elevado la temperatura entre 70 u 80 °C. En estas condiciones se mantiene el hidrolizado por espacio de 30 minutos a una hora, hasta que pasa por un filtro rotatorio al vacío con una precapa de tierra infusorio para separar completamente el carbón añadido del hidrolizado refinado.(Zajac, 1989).

Actualmente existen nuevos métodos para refinar el hidrolizado utilizando tecnologías de microfiltración a través de membranas, las cuales resultan más económicas y eficientes que la filtración antes descrita mediante filtros rotatorios al vacío. La utilización de membranas tienen un impacto significativo en las operaciones que le siguen como pueden ser: de intercambio iónico, decoloración y reacciones enzimáticas posteriores ya que pueden reducir el consumo de carbón entre un 60 y un 70% y el intercambio iónico en un 20 a un 30%. Ésta reducción unida con la eliminación del uso de la tierra de infusorio provoca grandes ahorros anualmente, a la vez que se obtiene un sirope clarificado con mayor calidad, comparado con el refinado por el método de centrifugación y filtrado convencionales. (Almandoz, 2010)(Hinkova, 2004). Los residuos de la filtración por cualquiera de los dos métodos antes descritos, pueden ser utilizados como alimento animal o para abonar suelos, ya que son ricos en proteínas y grasas.(Almandoz, 2010)

El hidrolizado puede ser desmineralizado mediante intercambiadores iónicos cuando se quieren calidades superiores del mismo, sobre todo cuando se va a fabricar siropes de fructosa o se usará como materia prima para la producción de sorbitol. La desventaja de este proceso es el alto precio de los intercambiadores y la gran cantidad de aguas residuales provenientes de la regeneración de los mismos. (Almandoz, 2010)

Etapa de concentración del hidrolizado

Esta etapa tiene como objetivo lograr un aumento de la concentración de los azúcares, disminuir el volumen y los costos de transportación del producto, así como la conservación del mismo contra el ataque de microorganismos.

El uso de elevadas temperaturas puede ocasionar la aparición de un color indeseable en el sirope, por esta razón se utilizan para reducir el contenido de agua evaporadores de múltiple efecto, comprendiendo varias etapas en serie que operan bajo vacío para hacer descender el punto de ebullición del agua. Los vapores producidos en una etapa son usados en la próxima etapa para calentar el producto que posteriormente se evaporará. El resultado final es que el agua es extraída con la cantidad mínima de energía y se evita la indeseable coloración del sirope.

En esta etapa se realiza primeramente un ajuste final del hidrolizado a valores de pH cercanos a cinco, luego el hidrolizado proveniente de la sección anterior, generalmente con un contenido de materia seca entre 35 y 40 °Bx, se concentra hasta valores entre 65 y 85 °Bx, dependiendo del tipo de sirope producido y su utilización.

1.3.3 La obtención de los Jarabes de Maíz.

El Maíz.

El maíz es originario de América, donde era el alimento básico de las culturas americanas muchos siglos antes de que los europeos llegaran al Nuevo Mundo. El origen de esta planta sigue siendo un misterio. Hay pruebas concluyentes, aportadas por los hallazgos arqueológicos y paleobotánicos, de que en el valle de Tehuacán, al sur de México ya se cultivaba maíz hace aproximadamente 4.600 años. El maíz silvestre primitivo no se diferenciaba mucho de la planta moderna en sus características botánicas fundamentales. En España empezó a cultivarse en 1604, introducido en Asturias por el gobernador de la

Florida. Durante el siglo XVIII, el cultivo se difundió de forma gradual por el resto de Europa. Las numerosas variedades de maíz presentan características muy diversas: unas maduran en dos meses, mientras que otras necesitan hasta once. El follaje varía entre el verde claro y el oscuro, y puede verse modificado por pigmentos de color marrón, rojo o púrpura. La longitud de la mazorca madura oscila entre 7,5 cm y hasta 50 cm, con un número de filas de granos que puede ir desde 8 hasta 36 o más. En el maíz de harina predomina el almidón blando o menos compacto, que facilita la molienda del grano. Se cultiva mucho en los Andes sudamericanos, en los territorios que ocupaba el antiguo Imperio inca. Los tipos de maíz, las partes del grano y los elementos nutritivos que contienen se muestran en el **Anexo 1A** a través de las tablas 1, 2 y 3 respectivamente.

Generalidades sobre los jarabes de maíz

Los jarabes de maíz son edulcorantes líquidos formados por una mezcla de azúcares obtenidos a partir de la hidrólisis controlada vía ácida o enzimática del almidón refinado de maíz, la que permite reducir las grandes moléculas de almidón a unidades más pequeñas, para obtener una amplia gama de edulcorantes con diferente composición, propiedades físicas, organolépticas y funcionales, entre los cuales tenemos los siguientes: (Giménez Jerogina, 2010) .

- Las maltodextrinas.
- El sirope de glucosa.
- El jarabe de maltosa.
- El jarabe de alto contenido de dextrosa.
- El jarabe de maíz de alta fructosa.

Fundamentos de la producción de jarabes de maíz

Las materias amiláceas utilizadas para producir siropes de glucosa varían de una región geográfica a otra, siendo el maíz la principal fuente de extracción del almidón. El maíz comenzó a industrializarse con este fin alrededor del año 1844, el almidón es su componente más importante, al que corresponde del 68 al 72 % del peso del grano.

Mediante la molienda húmeda del maíz se logra una separación y purificación eficiente de todos sus componentes, luego el almidón crudo obtenido es refinado y concentrado

mediante el lavado con agua a contracorriente a través de una batería de centrifugas o de hidrociclones. (White P. & Johnson, 2003)

El almidón refinado debe ser tan puro como sea posible, con un bajo contenido de proteínas, porque de lo contrario se complica el proceso tecnológico y no se obtiene un sirope de glucosa de calidad. A nivel industrial el almidón refinado se obtiene con un contenido de proteínas entre un 0,4 a 0,8 % en base seca.(Zajac, 1989)

El almidón refinado recibido en las plantas de conversión industrial es una suspensión formada por gránulos sólidos de almidón dispersos en el agua. Una molécula de almidón puede ser descrita como algunos miles de unidades de azúcares enlazados en largas cadenas ramificadas, formadas por dos polímeros de glucosa: la amilosa y la amilopectina. La amilosa es una molécula de unidades de glucosa esencialmente lineal que constituyen generalmente del 25-30% de la molécula de almidón. La amilopectina también consiste de unidades de glucosa, pero en forma ramificada y constituye del 70-75 % de dicha molécula.

Antes de que el almidón pueda ser hidrolizado tiene que ser gelatinizado, es decir las moléculas tienen que ser dispersadas dentro de la solución. A temperaturas ordinarias los gránulos de almidón son insolubles, pero cuando la misma se eleva por encima de 60 °C, los gránulos absorben agua, se hinchan y se dispersan las moléculas de almidón en la solución.(Novo Enzymes Dinamarca, 1976)

En general, el almidón se hidroliza en suspensión acuosa a temperaturas en el rango de 100 a 150°C en presencia de un catalizador (ácido o enzima), ya que se debilitan los enlaces asociativos entre las macromoléculas de amilosa y amilopectina, lo que va acompañado de un cambio de estructura de los gránulos de almidón formando una masa homogénea, seguido de una ruptura de los enlaces glicosídicos alfa -1,4 y alfa -1,6 uniéndose una molécula de agua en cada enlace roto. La hidrólisis del almidón se puede expresar en la reacción química siguiente:



La glucosa o dextrosa debe ser teóricamente el único producto obtenido después de una hidrólisis completa, sin embargo esto no es así pues se forman productos como dextrinas, oligosacáridos, maltosa, etc. El grado de hidrólisis o composición relativa de la glucosa

líquida se da en valores de Equivalente de Dextrosa (ED), que indica el porcentaje de azúcares reductores por unidad de peso inicial.

Las propiedades de los siropes dependen del grado de conversión, ya que según este aumenta, los siropes se hacen más dulces, realzan más los sabores, son menos viscosos, más fermentables y más higroscópicos. Según disminuye el grado de conversión, los siropes muestran mayor cohesividad, retardación de la cristalización de la sacarosa, prevención de la formación de cristales de hielo y mayor viscosidad.(Eckhoff & Watson, 2009)

1.4 Identificación de la Planta de Sirope de Glucosa en Cienfuegos.

1.4.1 Características generales de la Planta.

La Empresa Glucosa Cienfuegos perteneciente al Grupo Empresarial Labiofan, es única de su tipo en el país y se encuentra localizada en la Zona Industrial # 2 del Reparto Pueblo Griffo, en la provincia de Cienfuegos, exactamente en la periferia noreste de la ciudad cabecera. Limita al norte con la Empresa DIVEP, al este con la Fábrica de hielo, Almacenes de Productos Frescos y con la Línea de Ron HRL, por el oeste con la Carpintería en Blanco y el Taller de Ómnibus Escolares y al sur con el asentamiento poblacional de Pueblo Griffo.

Esta empresa se puso en marcha en 1981, luego de un periodo inversionista que duró 6 años, con una tecnología perteneciente al área capitalista, fundamentalmente a la firma Alfa Laval de procedencia sueca y a la DDS Kroyer de Dinamarca. La misma se construyó con el objetivo de producir diariamente 90 toneladas de sirope de glucosa, 9 toneladas de gluten, 7 toneladas de germen, 19 toneladas de licor de remojo y 21,5 toneladas de forraje, cifras que nunca se han podido alcanzar, debido a la falta de un suministro estable del maíz que es su materia prima fundamental, a la falta de piezas de respuestos y de un mantenimiento adecuado por lo que actualmente después de más de 30 años de explotación cuenta con una capacidad instalada de un 50 % con respecto a la de diseño. En el **Anexo 1B** se muestra en tabla 4 las producciones realizadas de Sirope de Glucosa, tanto por vía ácida como por vía enzimática en el período comprendido entre 2005-2015.

Tabla 1.3 Nomenclatura de Producción de la Empresa.

Producciones Fundamentales	Almidón de Maíz
	Sirope de Glucosa por vía ácida
	Sirope de Glucosa por vía enzimática
Subproductos	Germen
	Forraje
	Gluten
	Licor de remojo
Producciones Alternativas	Polvo para Hornear
	Natilla en polvo
	Mezcla para Arepas
	Desayuno Chocolate
	Almidón Saborizado
	Mezcla para Panetelas
	Sirope para refrescos
	Concentrado VIMANG
	Piensos

1.4.2 Descripción del Proceso Tecnológico.

El proceso de producción de sirope de glucosa recibe como materia prima fundamental la lechada de almidón refino, obtenida por molienda húmeda del maíz en la planta de almidón de la propia industria. A continuación se describen de forma detallada las diferentes etapas que comprenden el mismo para cada una de las variantes productivas. Se debe señalar que solo hay diferencias durante la etapa de conversión, pues las secciones de refinación y evaporación operan de igual manera para ambos tipos de sirope variando solamente algunos parámetros que definen las características del producto final.

Flujo tecnológico sección de conversión por hidrólisis ácida

La suspensión de almidón refinado con una concentración de 17 a 20 Bé se acidula de forma automática mediante ácido clorhídrico a un valor de pH de aproximadamente 1.7 en el tanque C1140. Luego la misma es bombeada a través de varios intercambiadores de calor C-7200, mediante pulsaciones y una presión de 20 a 30 atmósferas, utilizando una

bomba de diafragma operada hidráulicamente C-3201. A estos calentadores en serie le sigue una zona de reacción donde la temperatura se mantiene constante.

En los intercambiadores la suspensión de almidón se calienta indirectamente mediante vapor hasta una temperatura de alrededor de 140 C⁰, en cuyas condiciones tiene lugar una conversión a un valor de ED entre 38 y 42, luego de tener un tiempo de retención en el reactor de seis a ocho minutos. Luego de la conversión se realiza una neutralización a un pH de 3.8, mediante una solución de carbonato de sodio, previamente preparada a 13 Bé y bombeada a través de la bomba máster.

El hidrolizado neutralizado se enfría en un ciclón de expansión C-9200 hasta una temperatura de 75 C⁰, lo cual es seguido por un ajuste de precisión del pH a 4.8 para lograr que las proteínas que se encontraban disueltas en el hidrolizado coagulen y se tornen insolubles.

Flujo tecnológico sección de refinación

Por medio de la separadora centrífuga R-9110 las proteínas insolubles y grasas se extraen del hidrolizado antes que se lleve a cabo la etapa de decoloración. Luego el hidrolizado pasa al tanque R-1510 donde se le adiciona el carbón activado y se mantiene en agitación constante, el carbón se dosifica manualmente adicionando aproximadamente 100 g/L de carbón al hidrolizado. Con el fin de proporcionar el completamiento del tiempo de retención adecuado, se envía al tanque R-1640 para posteriormente pasar al filtro rotatorio R-9310. En el filtrado al vacío, donde previamente se ha preparado una pre-capa con tierra de infusorio, se extraen el resto de las proteínas insolubles y grasas, así como el carbón activado adicionado durante la decoloración. En el filtro de tambor la sub-presión se mantiene mediante una bomba de vacío y los residuos de carbón y de tierra de infusorios empleados, junto a las proteínas y grasas, y pequeñas cantidades de hidrolizado salen del filtro de tambor en forma de material bastante seco, el cual es acumulado en una tolva a través de un transportador para ser vaciado en camiones en calidad de residuo.

Flujo tecnológico sección de concentración

Antes de comenzar la concentración se realiza un ajuste final del pH de forma automática con carbonato de sodio en el tanque E-1120 a valores de 4,4 a 5,2, desde donde el hidrolizado rebosa al tanque E-1110 para ser bombeado al tanque E-1220 desde donde es alimentado a un evaporador de tres tapas E-9230.

El primer efecto está provisto de serpentines que ofrecen un calentamiento previo para el hidrolizado y de un eyector de vapor vivo para conseguir una máxima utilización del vapor requerido en la evaporación. El triple efecto trabaja con vapor de calderas y vahos del efecto anterior, acoplado a un sistema de condensadores que garantizan el vacío necesario, para en primer lugar evitar el aumento de color del sirope por el efecto que sobre los azúcares y sustancias coloidales ejercen las altas temperaturas y garantizar una disminución apreciable del consumo de vapor hasta obtener la concentración de salida del sirope de glucosa de 65 °Brix para el sirope por hidrólisis enzimática.

En el caso del sirope producido por hidrólisis ácida el triple efecto está seguido por un vaso concentrador final E-9230 donde el hidrolizado se somete a una concentración final hasta alcanzar valores de 80 a 85 °Brix, seguido de un enfriamiento por expansión en el E-9323 a una temperatura apta para el almacenamiento del sirope de glucosa 55 °C.

El sirope procedente del triple efecto o del concentrador final, según sea el caso se envía a los depósitos de almacenamiento, a través de un depósito de mezcla E-1410 con agitación constante. Este depósito tiene por objeto eliminar las fluctuaciones, si las hubiera, en la concentración del sirope que proviene del evaporador. Los seis tanques de almacenamiento se encuentran aislados térmicamente y tienen una capacidad cada uno para 200 toneladas de sirope de glucosa.

En el **Anexo 1C** se presenta, a través de un DFD, la secuencia de etapas tecnológicas que integran el proceso tecnológico por hidrólisis ácida, mientras en el **Anexo 1D** se presenta, a través de tablas, un resumen de los parámetros tecnológicos fundamentales y los datos técnicos de los equipos principales todos agrupados según las diferentes etapas representadas en el **Anexo 1C**.

1.5 Importancia de la Computación y uso del Microsoft Excel para la modelación de Procesos Químico Tecnológicos.

En pleno siglo XXI resulta indispensable el uso de la Computación en toda la gestión de la Ingeniería Química. El desarrollo de la modelación matemática y su inserción dentro del ejercicio de la Ingeniería Química está indisolublemente asociado con el desarrollo de la informática moderna. Disponer del modelo de evaluación del balance de masa y energía de un proceso químico programado en un ordenador es una potente herramienta para garantizar un monitoreo permanente del funcionamiento del sistema y su reajuste dinámico a partir de la propia información que se genera con la evaluación.

Dada la intención de mejorar las condiciones operacionales de la Planta de Glucosa en Cienfuegos, su Modelo de Balance implementado en un ordenador facilitaría disponer de un sistema de cálculo operativo no solo para su monitoreo sistemático, sino también valorar previamente (sin alterar físicamente la operación de la planta) otras condiciones de trabajo incluyendo las alternativas de remplazar equipos, recuperar equipos e incorporar nuevos equipos.

En la intención de incorporar otras producciones en la propia Planta, es elemental que hay que reacomodar capacidades y el Modelo de Balance desempeñaría un rol de gran importancia en tres momentos de este proceso.

- En los estudios prospectivos de la evaluación de alternativas de procedimientos tecnológicos a incorporar a la Planta.
- En los estudios de reacomodo de los procedimientos nuevos aceptados a la ingeniería existente en la Planta.
- En el acomodo de las capacidades para el desarrollo de forma efectiva de las campañas productivas en condiciones multipropósito de la Planta.

Con independencia a la existencia de software especializados para la evaluación (simulación operacional) de sistemas químico tecnológicos a través del ordenador, estos pueden resultar muy complejos utilizarlos por la cantidad o modo de la información que solicitan para lograrlo.

Partiendo de entender que un balance de materiales en un sistema tecnológico es un problema bidimensional porque el ajusta el contenido de componentes entre las corrientes del proceso, sus dos dimensiones (corrientes, componentes) pueden combinarse como una matriz. Si una hoja de cálculo, como las que muestran los tabuladores electrónicos, es una matriz bidimensional (columnas, fila) entonces es totalmente acertado montar un balance de materiales sobre una hoja de cálculo, haciendo coincidir las corrientes con las columnas y los componentes con las filas. Entonces el contenido de un componente en una corriente de proceso quedaría almacenado en una celda de la hoja de cálculo. El contenido de las celdas dentro de una misma fila expresará cómo se relacionan los contenidos de un componente dentro de las corrientes del proceso y su vínculo representará los balances parciales por componente. Si se analiza el contenido de las celdas dentro de una misma columna se estará computando el contenido de cada componente en una misma corriente, donde la suma representará el contenido total de la

corriente. Si entonces se vinculan los contenidos de las celdas en la fila donde se suman los contenidos de las columnas, su interacción a nivel de esa fila representan los balances totales de las corrientes del proceso.

Así también, si al nivel de columna se escogen celdas equivalentes a las usadas por componente para acumular el cociente de cada celda usada a la equivalente y la celda que contiene el contenido total de celdas usadas por componentes de la columna, en cada celda equivalente se acumula la composición de cada componente en la corriente.

Otras combinaciones como las descritas en el párrafo anterior pueden facilitar otros cálculos de balance como por ejemplo convertir composiciones molares en másica y viceversa, entre varias más.

Existen diversos software (pagos y gratuitos) cuyo principio de trabajo es la hoja de cálculo. El Microsoft Excel es la aplicación del paquete Microsoft Office que tiene este principio, donde a pesar de no ser gratuito, se utiliza de forma extendida con un número no despreciable de ventajas. Dispone de funciones, funciones extendidas y complementos que potencian sus posibilidades de cálculo, además de poder encadenar subprogramas para cálculos más complejos a través de las llamadas macros utilizando el lenguaje de programación Visual Basic para Aplicaciones.

CAPITULO 2: METODOLOGÍA DE TRABAJO.

2.1 Presentación de premisas para definir la estrategia de trabajo.

Para definir una metodología de trabajo en función de los objetivos planteados es necesario señalar algunos elementos que deben considerarse como puntos de partida para lograr una estrategia de solución coherente y alcanzable.

- La Planta de Glucosa correspondiente a la Empresa Labiofam Cienfuegos forma parte de un Combinado Químico Tecnológico. Esto presupone una vinculación no despreciable con otras unidades tecnológicas que se integran en el conjunto productivo.
- Su materia prima fundamental proviene de otra unidad adjunta, que contiene un componente a transformar con estructura química compleja que deriva en una distribución diversa de estructuras químicas, presentes en diversa medida en el producto final. Esto complejiza la determinación cualitativa y cuantitativa exacta de las especies químicas asistentes desde la materia prima, pasando por el proceso y en el producto final.
- La Planta tiene una ingeniería capaz de asumir las tres variantes de obtención del Sirope de Glucosa discutidas en el Capítulo I, por lo que dispone de una nomenclatura de equipos con cierta flexibilidad en cuanto al manejo de sus capacidades y funciones, aunque las vías de obtención solo discrepan severamente en la sección primaria. No obstante el equipamiento entra y sale de línea en función de los requerimientos tecnológicos definidos para cada método de obtención.
- La Planta tiene más de 30 años de explotación por lo que ya no todo el equipamiento original está disponible y por tanto no todos los tratamientos se aplican del modo en que originalmente se definió.
- La Planta opera de un modo muy irregular como consecuencia de la baja demanda de sus producciones lo cual induce a desquebrajar la disciplina tecnológica necesaria.
- Los servicios generales tales como suministro de vapor, agua de servicio, agua de enfriamiento, etc. son compartidos con otras unidades productivas y se generan en instalaciones independientes, con muy poca capacidad de recirculación de los fluidos fundamentales.

- Dada las condiciones anteriormente mostradas, la información técnica y tecnológica no es totalmente confiable, pues dada las dificultades para realizar evaluaciones físicas del contenido de corrientes del proceso (con un Laboratorio que ya no presenta las mejores condiciones), las debilidades en la instrumentación (ya la pizarra no funciona en su totalidad) y la salida de línea de equipos originales con la consecuente alteración de etapas del proceso original puede considerarse alguna incertidumbre en la validez de los datos que ofrece la información documental disponible.

En trabajos ya citados se han desarrollado balances de materiales y de energía en esta planta, con propósitos y alcance diferente, y con el uso de muchos supuestos. Sin embargo y a pesar de las limitaciones informacionales, para apoyar el trabajo técnico e investigativo que esta planta requiere para su desarrollo perspectivo es necesario concebir un modelo matemático de los balances de materiales y de energía, profundo y flexible.

2.2 Estrategia general de Trabajo.

Independientemente al estado técnico y las condiciones productivas de la Planta de Glucosa, así como las debilidades informacionales de las condiciones tecnológicas y operacionales, es de interés desarrollar una caracterización total de esta planta y los procesos que desarrolla. El adecuado dominio del comportamiento del balance de masa y energía en esta instalación es una condición imprescindible. Aunque la Planta ya no dispone de todo el equipamiento original, su restablecimiento perspectivo no está descartado en aras de recuperar sus posibilidades originales e incorporar otras producciones compatibles.

Lograr definir un modelo robusto del balance de masa y energía para un proceso ya implementado y con las características ya citadas, es una tarea que rebasa las oportunidades que se establecen para la realización de este trabajo.

Sin embargo, una primera aproximación a ello, y en correspondencia a los objetivos definidos para este trabajo, puede ser alcanzado. Partiendo de una adecuada identificación de estructuras tecnológicas, aplicando consecuentemente los principios de conservación de la masa y la energía, aplicando concepciones de la ingeniería de sistemas de procesos (PSE) y con el apoyo de las modernas técnicas computacionales, se puede lograr una herramienta eficaz como punto de partida para su consecuente desarrollo posterior.

A continuación se citan algunos criterios estratégicos que deben considerarse para enfrentar un trabajo como el aquí propuesto.

1. Utilizar la Ingeniería de Sistemas de Proceso como recurso estratégico y conceptual fundamental en el análisis estructural de la Planta y en la solución matemática del balance de masa y energía de la misma.
2. Desarrollar los Balances de Materiales y de Energía por Procesos y no por Planta (instalación), para facilitar los modelos matemáticos básico que describan las variaciones en cantidad y composición de las corrientes de procesos que constituyan un eslabón primario para el desarrollo de balances de carga y capacidad.
3. Plantear los modelos de Balances de forma independiente para cada vía de obtención del Sirope de Glucosa implementado en la fábrica, a pesar de las concordancias tecnológicas y operaciones que existen entre ellas.
4. Definir un Modelo Conceptual para los Balances en dos niveles de profundización; uno que garantice los cálculos de corrientes y componente dentro de ellas fundamentales (macrobalances) y que por demás permita obtener índices que tributen a una evaluación económica de la Planta, y otro que profundice en el comportamiento de especies químicas claves dentro de las transformaciones que se dan en el proceso (microbalances) que pueda articularse con modelos fenomenológicos asociados con los procesos que se suceden.
5. Utilizar una concepción modular que facilite evaluar a través de modelo los balances de masa y energía a escala de planta completa o dentro de un sector seleccionado de la misma.
6. Utilizar las técnicas computacionales como una forma de implementación del modelo que garantice la programación del algoritmo de solución de los balances para su evaluación bajo condiciones dinámicas. Emplear hojas de cálculo como soporte informático.

Para este trabajo se establecen las siguientes consideraciones estratégicas.

- Desarrollar el Modelo de Balance para el proceso tecnológico de obtención de Glucosa Acida (vía ácida)
- Limitar el Modelo a la solución del Balance dentro del marco del Proceso Tecnológico Principal, no incluyendo a los Sistemas Auxiliares y de Servicio.

- Contemplar la estructura tecnológica original de la Planta hasta donde la información documental lo facilite, y que incluya por supuesto las condiciones operacionales actuales. La Planta opera en régimen continuo por lo que la base de cálculo puede ser el flujo de una corriente significativa como la materia prima.
- Identificar las secciones fundamentales del proceso para establecer la nomenclatura de etapas y corrientes, articulándolo con las concepciones organizativas originales empleadas en la documentación y la propia nomenclatura definida hasta hoy para el equipamiento.
- Concebir el Modelo en los dos niveles antes mencionados, pero su solución dentro de este trabajo se desarrollará solo en el nivel de macrobalance.
- Declarar correctamente todos los supuestos considerados para dar constancia de la incertidumbre en los resultados que pueden derivarse de la utilización del Modelo.
- Utilizar la aplicación informática Microsoft Excel como soporte para la programación del Modelo en ordenador que permita una plena y flexible utilización del Modelo.
- Utilizar como soporte fundamental para la programación y la comprobación del Modelo de Balance en el ordenador, la información disponible en el trabajo desarrollado por Moya, Y., 2012.

2.3 Definición de una Metodología de Trabajo.

Para la solución de los objetivos planteados se formula la siguiente metodología de trabajo:

- ▶ Definición de las fuentes de información fundamentales a partir de las cuales se formulará el Modelo.
- ▶ Identificación de la estructura técnico y tecnológica de la planta y del proceso.
- ▶ Conceptualizar el Modelo de Balance de Masa y Energía para el proceso.
- ▶ Desarrollo de la solución matemática del Modelo de Balance de Masa y de Energía.
- ▶ Implementación del Modelo en la Hoja de Cálculo en ordenador.
- ▶ Análisis de la correspondencia entre los resultados del Modelo programado en el ordenador y la solución matemática lograda para una condición de evaluación seleccionada.

Se consideró utilizar como fuentes primarias de información el Expediente Técnico de la Planta, 1981 y la Carta Tecnológica dispuesta a través de la Norma Cubana NEIAL 2306.18, 1999. También se recurrió a la consulta directa del personal técnico más integrado al proceso objeto de análisis.

2.3.1 Pasos generales para la identificación del Proceso Tecnológico.

La identificación de la estructura tecnológica del proceso es una tarea de primer orden para desarrollar con cualquier concepción un balance de materiales y de energía. La observación física de equipos y corrientes es un recurso elemental para desarrollar los balances en un proceso tecnológico real, pero para lograr todo un Modelo Conceptual que incorpora toda una sistemática tecnológica se requiere de un grado importante de abstracción. Esto significa utilizar el análisis y síntesis de tecnologías.

Las tareas que se consideraron para lograr la identificación del proceso de obtención de Glucosa Acida en la Empresa Labiofam Cienfuegos pueden relacionarse del modo siguiente:

1. Análisis de la Macroestructura de la Fábrica en su totalidad de unidades productivas y de servicio.
2. Definición de la Microestructura del Proceso a nivel de la Planta.
3. Identificación de las Corrientes de Proceso más importantes de entrada y salida al sistema y sus características.
4. Disposición del Diagrama de Flujo de Ingeniería del sistema.
5. Acceso a las Fichas Técnicas con datos de capacidad de trabajo de los equipos.
6. Descomposición de la estructura interna del Proceso y recopilación de las condiciones tecnológicas y operacionales que lo caracteriza.
7. Identificación de las corrientes interiores significativas y su caracterización composicional.
8. Distinción de punto de monitoreo y muestreo en el proceso para distinguir Corrientes de Proceso que se convierten en variables de información conocida en las soluciones matemáticas del Modelo de Balance.

2.3.2 Criterios utilizados en la conformación del Modelo de Balance.

Para la conformación del Modelo de Balance es necesario sistematizar toda la información recopilada en la identificación del Proceso. Algunas reglas que se deben utilizar se relacionan a continuación.

1. Definir las condiciones en los puntos extremos del Proceso, que pueden convertirse en base de cálculo global para la estructuración y conducción de los balances.
2. Descomponer todas las Etapas identificadas en el proceso, definiendo su jerarquía y a la vez sus interacciones para aglutinarlas convenientemente en subsistemas de trabajo, precisando las secuencias de operación, asociando las etapas elementales con los operadores básicos y auxiliares que a modo de síntesis pueden mostrar los fenómenos esenciales presentes en las misma a los efectos del desarrollo de macrobalances y microbalances.
3. Identificar todas las corrientes de valor significativo dentro del proceso que permitan lograr una aplicación correcta de los principios de conservación sobre los que se soportan los balances de masa y de energía. Establecer su jerarquía y reconocer su composición.
4. Definir todas las especies químicamente significativas que intervienen en el proceso tecnológico, estableciendo su jerarquía tecnológica.
5. Codificar adecuadamente a partir de la estructura y composición identificada, las etapas de proceso, las Corrientes de Proceso y los Componentes (físicos, químicos y biológicos) que intervienen
6. Desarrollar el esquema del Modelo para el Balance de Materiales y Energía, destacando las corrientes de entradas y salidas significativas, así como distinguiendo las etapas y corrientes que intervienen en las variaciones energéticas fundamentales.
7. Declarar todas las entidades matemáticas que permiten vincular las corrientes y etapas del Proceso.

Una herramienta computacional gráfica convenientemente seleccionada para apoyar el desarrollo de estas acciones fue el software Microsoft Visio en su versión del 2013, de modo tal que toda la gráfica vinculada con el trabajo se logró concebir y conservar en soporte digital, con toda la flexibilidad que la misma ofrece.

2.3.3 Elementos metodológicos para la implementación del Modelo de Balance en Hojas de Cálculo.

Como ya fue definido, un balance de masa es un problema por principio bidimensional; relaciones entre corrientes y sus componentes que garantizan su cuantificación. Una hoja

de cálculo trabaja en principio en dos dimensiones, filas y columnas. Ubicar adecuadamente las corrientes del proceso y las composiciones de ellas es la primera tarea.

Los pasos generales que se definieron para desarrollar la solución matemática del modelo de balance en la aplicación seleccionada se describen a continuación:

- ▶ Establecimiento de la estructura adecuada de las hojas del Libro del tabulador electrónico que facilite el flujo organizado de la información, partiendo de su entrada, su procesamiento y terminando por el reporte de los resultados, con los formatos adecuados para su compatibilidad con otras herramientas computacionales.
- ▶ Organización de la distribución de la información en cada hoja del tabulador electrónico acorde a la función general de la misma.
- ▶ Definición de las hojas de trabajo en las que se desarrollarán el grueso de los cálculos considerados, identificando la hoja principal en la que se implementa la matriz principal del balance.
- ▶ Conformación de la estructura de la matriz principal del balance, primero con la descomposición de las corrientes de proceso identificadas y declaradas a lo largo de una fila para que cada una tenga una columna asignada en la hoja de trabajo. Después desglosar, con la jerarquía adecuada, todos los componentes físicos, químicos y biológicos que intervienen en el proceso cuya magnitud es de interés cuantificar.
- ▶ Incorporación, a través de filas, de atributos y propiedades que pueden caracterizar las condiciones nominales de las corrientes y de sus componentes, ya sea de modo informativo o que permitan incorporarlos a las soluciones matemáticas programadas en la hoja de trabajo.
- ▶ Incorporación de columnas y filas que permitan, por medio de procedimientos programados en sus celdas, obtener resultados consolidados que expresen información sobre el comportamiento de procesos tecnológicos elementales, locales y globales.
- ▶ Incorporación de columnas y filas que permitan corroborar la confiabilidad de los cálculos programados.
- ▶ Incorporación de módulos de cálculos auxiliares a través de su programación en rangos de celdas seleccionados de la hoja de trabajo.

- ▶ Desarrollo de subprogramas de cálculo adicionales y su articulación con la hoja de trabajo cuando los procedimientos de cálculo auxiliares no puedan programarse con las posibilidades que la misma ofrece. Esto incluye la incorporación y/o activación de complementos de la aplicación.

Para este trabajo se seleccionó como tabulador electrónico la versión 2013 del Microsoft Excel. Esta aplicación tiene como ventaja su universal utilización en la informática moderna, la posibilidad de programar algoritmos adicionales y la disponibilidad de Complementos (Plug in) con datos y cálculos asociados a la ingeniería química, los que se pueden incorporar, activar y utilizar convenientemente en la solución de balances de masa y energía.

2.4 Limitaciones de la herramienta desarrollada asumidas desde el propio planteamiento metodológico propuesto.

Dado el tiempo definido para el acometimiento de este trabajo y la disponibilidad de la información necesaria, el Modelo del Balance logrado tiene un alcance restringido por un grupo de limitaciones consideradas desde su planificación y que a continuación se señalan.

El Modelo solo incorpora las etapas concernientes al Proceso Tecnológico Principal, con lo que quedarán fuera de su alcance los análisis de sistemas auxiliares al mismo.

La información detallada de procesos internos de algunas etapas es impreciso o no se dispone al nivel de la preparación bibliográfica desarrollada y expuesta en el Capítulo 1, por ejemplo no se tienen criterios cinéticos como para lograr una adecuada interpretación de la distribución de productos a la salida del Convertidor.

Ante la ausencia de equipos de la estructura original del proceso y el deterioro por años de explotación de otros, hay tratamientos que no se realizan o no existe certeza de su correcta realización, creando un nivel de incertidumbre en la confiabilidad de los resultados que debe mitigarse por medio de la experimentación orientada.

No se ha previsto el contra chequeo de los flujos calculados contra las capacidades nominales reportadas para los equipos en funcionamiento.

La falta de condiciones experimentales en el Laboratorio de Control reduce el conocimiento pleno del contenido de la Lechada de Almidón alimentada, la composición de sacáridos en el Sirope de Glucosa producido, y las composiciones de corrientes

residuales, que entre otras determinaciones permitiría desarrollar los balances por microcomponentes.

La fuente principal de datos disponible facilita el desarrollo de los balances totales y limitadamente los balances parciales.

A pesar de esas limitaciones, se propuso que las Hojas de Cálculo en Microsoft Excel centradas en el procesamiento de la información (cálculos) consideraran las etapas activas y no activas del proceso tecnológico abordado, es decir, todas las etapas originales, con su configuración original, siempre capaz de incluir la condición actual, y por tanto todas las actuales y posibles corrientes involucradas. Así también, se dispuso considerar los microcomponentes esenciales que intervienen a través de las entradas reconocidas y las generadas por las conversiones que se desarrollan, de forma tal que la estructura de cálculo los contemple y una vez con información disponible, la herramienta las asimile y posibilite su incorporación en el sistema de cálculo y resultados.

CAPITULO 3: RESULTADOS Y DISCUSION.

A partir del objetivo general planteado para este trabajo orientado a lograr un modelo implementado sobre ordenador para facilitar el desarrollo de balances de masa y energía para el proceso de obtención de glucosa ácida, y siguiendo la metodología general de solución presentada en el epígrafe 2.3, se presentan a continuación los resultados alcanzados en cada una de las etapas de trabajo estratégicamente contempladas.

3.1 Selección de las fuentes de información más adecuadas para formular el Modelo de Balance.

Teniendo en consideración el alcance en el uso que se tiene previsto del Modelo de Balance a desarrollar, se consideró no limitar su concepción a las condiciones tecnológicas actuales de la Planta de Glucosa.

Primero que todo se accedió a la Carta Tecnológica vigente (NEIAL 2306.18, 2012) que dispone de un nivel de información relativamente preciso aunque no totalmente actualizado, pero representa la normativa del sistema de calidad actual. Esta Norma establece el proceso tecnológico para la obtención del sirope de glucosa a partir de la suspensión acuosa de almidón de maíz. Su contenido fue de significativa utilidad no solo en términos de parámetros técnicos y de proceso, sino en la estructura del sistema tecnológico que se consideró para conformar modularmente al propio Modelo de Balance.

Para acceder a la información en la condición de operación más cercana al estado original de la Planta se recurrió al Corn Refiners Association, 1975. A través de este documento se logró no solo información original que incluye equipos ya no existentes o fuera de servicio, sino que por su profundidad propició esclarecer algunas condiciones y parámetros de la operación actual del sistema. Tuvo como principal limitación que el documento rescatado le falta todo lo relacionado con la *Sección de Conversión* para cualquiera de las vías de obtención admitidas en la Planta.

Para poder identificar las condiciones más recientes de operación se accedió al trabajo presentado por Yohanka Moya, 2012, en el que a través de un estudio con orientación medio ambiental del proceso de obtención de Glucosa en la Planta, ofrece información tecnológica muy actual y de la que una síntesis de la misma – utilizada en este trabajo – se ofrece en el **Anexo 1C y 1D**.

Otras fuentes menos relevantes fueron empleadas, incluyendo las consultas oportunas con el personal técnico con responsabilidad en el proceso tecnológico objeto de estudio.

Sin embargo, es preciso aclarar que en el proceso de conciliación de la información para la concepción y el ajuste matemático del Modelo aparecieron contradicciones de las que en unos casos se resolvieron, pero en otros no se superaron.

3.2 Identificación sistémica del proceso implementado (por vía ácida) en la Planta de Sirope de Glucosa objeto de análisis.

En este paso se utilizaron concepciones de análisis propias de la Ingeniería de Sistemas de Procesos y se empleó como fuente principal de información la Carta Tecnológica del Proceso (NEIAL 2306.18, 2012). Se siguieron los pasos definidos en el epígrafe 2.3.1.

Se realizó un análisis de la macroestructura de la Fábrica identificando que la *materia prima* (**Lechada de Almidón**) proviene del proceso de fabricación de almidón a partir de maíz, proceso implementado dentro del propio Combinado, el **Sirope de Glucosa** como *producto final* que se destina totalmente a su comercialización, no existiendo en la actualidad otra interacción de primer orden con Procesos Tecnológicos Principales dentro del Combinado. En la versión original existió una coproducción (en pequeña magnitud) de proteínas y grasas que se destinaban a la alimentación animal y de rescatarse se destinarían a la Planta de Piensos como ingrediente en sus producciones.

En cuanto a los Servicios, se utiliza agua potable del sistema de alimentación central, se consume vapor desde la Unidad Central de generación y cuyos condensados originalmente se recirculaban (actualmente no), se utiliza agua de enfriamiento que en la condición original llegaba desde una Unidad Central con recirculación, pero que en la actualidad esa unidad está fuera de servicio y entonces el agua que se utiliza es potable y no se recupera. Se generan residuales líquidos que se envían a un sistema centralizado de tratamiento.

Se definió la microestructura de proceso tecnológico quedando bien identificadas 3 Secciones de Proceso y 7 Etapas Tecnológicas Básicas, que finalmente se conforman a través de Tratamientos Tecnológico (en lo adelante Etapas del Proceso) en la línea del Proceso Principal, las que aparecen señaladas en la tabla 3.1 y representadas gráficamente en la figura 3.1.

Se identificaron las Corrientes más importante de entrada y salida, al y del Proceso, que se sistematizan en la figura 3.2 y cuyas características se recogen en el Anexo 3A.

Tabla 3.1: Identificación de Secciones, Etapas y Tratamientos en el Proceso.

Secciones	Etapas	Tratamientos	Etapas Auxiliares y Complementarias
Conversión	Acidulación	Acidulación.	<i>Conversión</i>
Refinación	Conversión.	Conversión.	Precalentamiento
Concentración	Neutralización.	Neutralización	Calentamiento
	Sacarificación.	Separación Flash	<i>Neutralización</i>
	Refinación.	Ajuste de pH	Mezclado
	Evaporación.	Sacarificación	<i>Separación Flash</i>
	Almacenamiento.	Calentamiento	Condensación
		Centrifugación	<i>Ajuste de pH</i>
		Adsorción	Mezclado
		Filtración	<i>Sacarificación</i>
		Calentamiento	Calentamiento
		Ajuste de pH (Final)	<i>Adsorción</i>
		Precalentamiento	Mezclado
		Evaporación	<i>Filtración</i>
		Super Concentración	Filtración Base
		Enfriamiento Flash	Mezclado
		Preservación	Limpieza
		Almacenaje	<i>Ajuste de pH (F)</i>
			Mezclado
			<i>Evaporación</i>
			Condensación
			<i>Superconcentración</i>
			Condensación
			<i>Enfriamiento Flash</i>
			Condensación
			<i>Estabilización</i>
			Mezclado
			<i>Almacenaje</i>
			Calentamiento

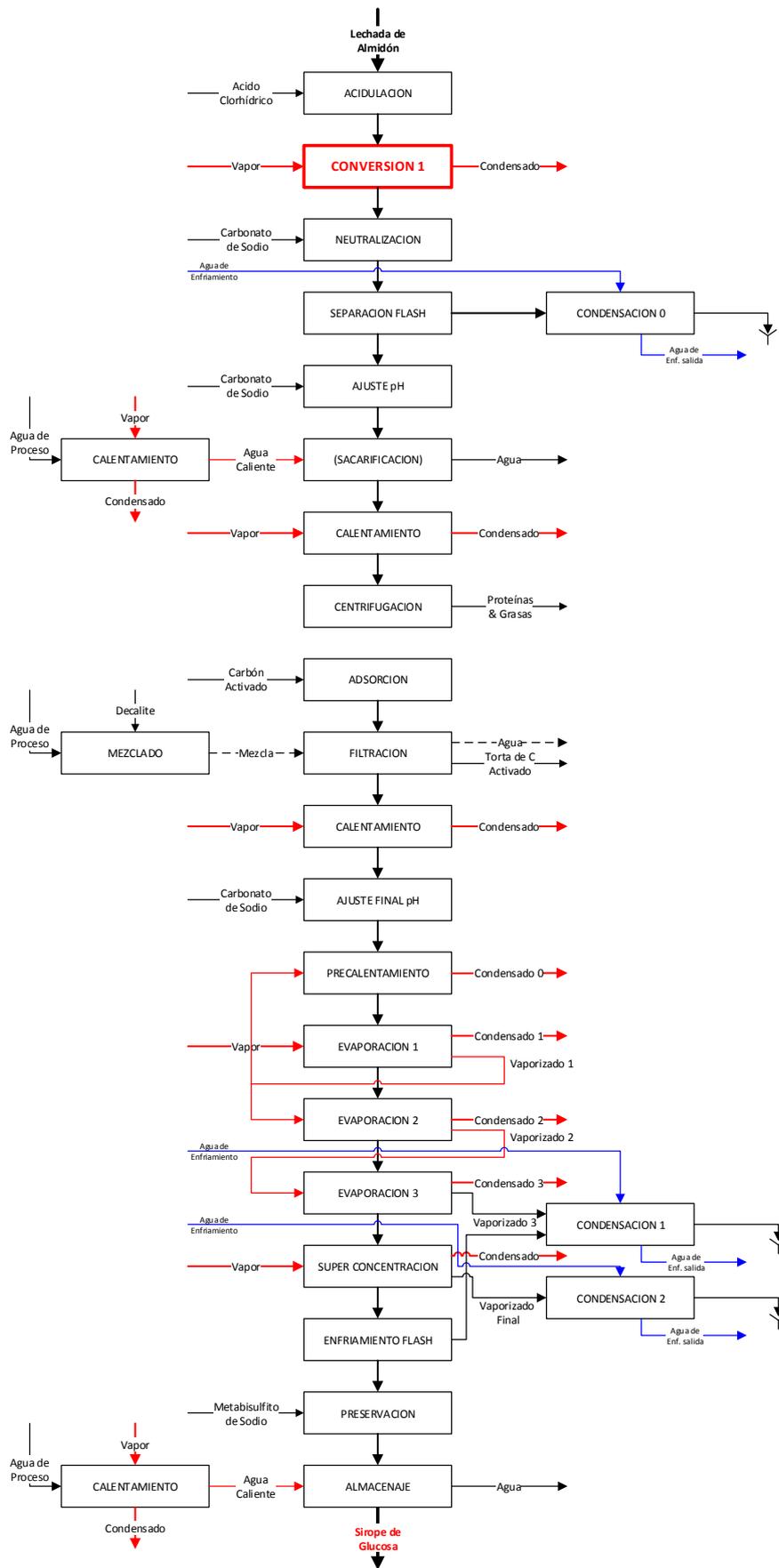


Figura 3.1: DFP reelaborado a partir de la identificación del sistema.

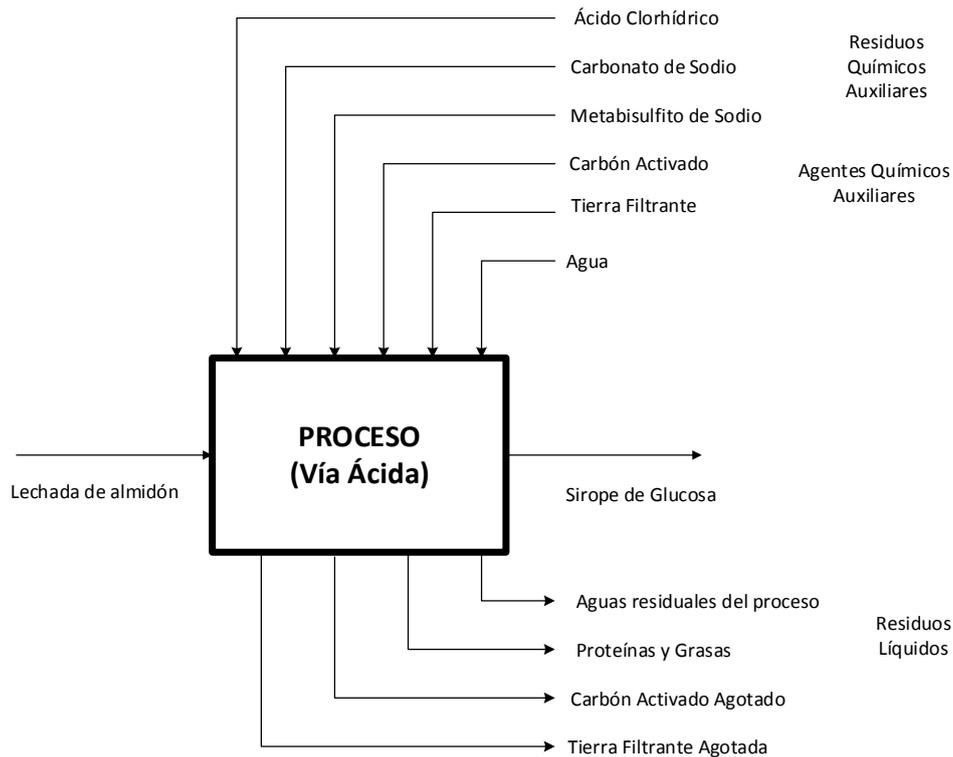


Figura 3.2: Diagrama de Síntesis de las Corrientes de entrada y salida en el Proceso.

Se editó el diagrama de flujo de ingeniería (DFI) del sistema el cual se muestra en el Anexo 3B. A través del mismo se logró profundizar en la estructura interna de proceso, distinguiendo mejor todas las interacciones, además de identificar los equipos y aparatos que intervienen. El diagrama fue realizado en función de la condición original de la Planta por lo que ya algunos aparatos ahí representados no existen físicamente en la unidad o están fuera de servicio.

3.3 Definición del Modelo de Balance para el proceso seleccionado.

En la definición del Modelo de Balance se desarrollaron todos los pasos definidos en el epígrafe 2.3.2.

Primeramente se definieron los “puntos extremos del proceso” que pueden ser utilizados indistintamente como Base de Cálculo y que a su vez deben ser empleados como referencias para definir Relaciones de Alimentación [RA] o Índices de Consumo [IC].

Extremo Inicial (Primario) = Materia Prima: Lechada de Almidón [40 °Be].

Extremo Final (Secundario) = Producto Final: Sirope de Glucosa [65 °Bx].

Se definió la línea de secuencia principal del proceso segmentándola en tres secciones (en correspondencia con la estructura identificada, y para cada una de las secciones se identificaron las secuencias ramales adjuntas con todas las interacciones. No se detectó secuencias secundarias complejas en las secciones de Conversión, pero si en la sección de Refinación asociada con la etapa de Filtración y en la sección de Concentración en la disposición de las corrientes el primer bloque de evaporación asociadas con un precalentamiento en función de un aprovechamiento óptimo de la energía.

Es preciso aclarar, que en la condición original de operación de la planta se detectó un sistema complejo de alimentación del carbón activado que incluye recirculación, pero dado que no se presenta en la operación actual y no se logró información suficiente sobre su funcionamiento, se decidió no incorporarlo por el momento en el Modelo.

Se excluyeron subsistemas complementarios pertenecientes al sistema de vacío de la Planta.

Se identificaron sistemas complementarios de apoyo para las arrancadas de algunos módulos tecnológicos tales como Conversión, Filtración y Evaporación. Así mismos, en el plano energético se distinguieron sistemas de calentamiento de apoyo para sostener temperaturas en condiciones de almacenamiento en dos puntos de la línea principal del proceso.

Se designaron todas las corrientes de proceso a considerar desarrollando su clasificación. Para las corrientes de la línea principal del proceso se establecieron 3 categorías en jerarquía.

Se identificaron todas las especies químicas que intervienen en el proceso con interés para el balance, se ordenaron convenientemente y se asociaron con las corrientes principales de entrada y salida.

Se codificaron tanto las Etapas como las Corrientes del Proceso. La codificación de las Etapas se muestra en la tabla 3.2, mientras que en la tabla 3.3 solo se han reflejado las primeras 20 Corrientes de una lista de 96 contempladas en el modelo de Balance. En el Anexo 3C en la tabla 1 se relacionan el total de 96 corrientes establecidas. Se definieron las especies químicas declaradas como Componentes en el Proceso para las Corrientes en general. La tabla 3.4 los presenta.

Se confeccionó el Diagrama del Balance primero por sección y después el todo integrado. El Diagrama del Balance por Sección puede visualizarse en el Anexo 3C

Tabla 3.2: Codificación de Etapas del Proceso.

Código	Etapas
Ac	Acidulación.
Cv ₁	Conversión.
N ₁	Neutralización.
SF	Separación Flash
N ₂	Ajuste de pH
Sc	Sacarificación
Cl ₂₁	Calentamiento
Ce	Centrifugación
Ad	Adsorción
F	Filtración
Cl ₂₂	Calentamiento
N ₃	Ajuste de pH (Final)
Cl ₃₁	Precalentamiento
Ev ₁₋₃	Evaporación
Ev ₄	Super Concentración
EF	Enfriamiento Flash
Es	Preservación
Alm	Almacenaje

Tabla 3.3: Codificación de Corrientes del Proceso.

Número	Código	Nombre
1	LA	Lechada de almidón.
2	ACL	Ácido clorhídrico.
3	LAAC	Lechada de almidón acidulada.
4	APOE	Agua de proceso para la arrancada del convertidor
5	VA10	Vapor de agua para pre-calentar el convertidor.
6	Cd10	Condensado del pre-calentamiento del convertidor.
7	APOS	Agua de salida de la arrancada del convertidor.
8	VA11	Vapor de agua consumido por el convertidor.
9	Cd11	Condensado de la operación del convertidor.
10	HAC1	Hidrolizado de almidón a la salida de la conversión 1.
11	CS1	Carbonato de sodio a mezclado 1.
12	AP1	Agua de proceso a mezclado 1.
13	SCS1	Solución de carbonato de sodio del mezclado 1.
14	HGN1	Hidrolizado de almidón neutralizado 1.
15	AV1	Agua evaporada en la separación flash.
16	AE1I	Agua de enfriamiento de la condensación 1.
17	AE1F	Agua de salida del enfriamiento para la condensación 1.
18	ACd1	Condensado de la separación flash.
19	HASF	Hidrolizado de almidón a la salida de la separación flash.
20	CS2	Solución de carbonato de sodio del mezclado 1-2.

Tabla 3.4: Componentes en las Corrientes definidos en el Modelo de Balance.

Componentes
Almidón
Proteinas & Grasas
Agua
Acido Clorhídrico
Carbonato de Sodio
Carbón Activado
Dicalite
Metabisulfito de Sodio
Azúc. No Reductores
Azúc. Reductores
Glucosa
Impurezas

Al observar el Diagrama de Balance se puede apreciar que las interacciones entre las tres secciones solo se produce a través de la línea de flujo principal por lo que la formulación de los balances dentro del Modelo puede hacerse modularmente separados y que nos prescindible manejar el diagrama completo sino que puede ser a nivel de sección.

En la tabla 3.5 se presentan todas las entidades matemáticas que conforman el Modelo de Balance para el proceso objeto a estudio. La tabla se divide con las expresiones matemáticas asociadas con el balance de masa y las asociadas a los balances de energía, organizadas por etapa tecnológica.

Tabla 3.5: Modelo Matemático de los Balances de Masa y Energía.

Etapa	Ecuaciones Matemáticas
Acidulación	$BT: LA + ACL = LAAC$ $BP_{Alm}: X_{Alm(LA)} * LA = X_{Alm(LAAC)} * LAAC$ $BP_{Prot}: X_{Prot(LA)} * LA = X_{Prot(LAAC)} * LAAC$ $BP_{HCl}: X_{HCl(ACL)} * ACL = X_{HCl(LAAC)} * LAAC$
Conversión	$BT: LAAC = HAC_1$ $M_{Alm(HAC1)} = M_{Alm(LAAC)} - (M_{Alm(LAAC)} * \%Conv/100)$ $M_{Alm(LAAC)} = X_{Alm(LAAC)} * LAAC$
Neutralización 1.	$BT: HAC_1 + SCS_1 = HAN_1$ $X_{MS(HAC1)} = \text{Concent. de azúcares totales}/100$ $TMS = HAC_1 * X_{MS(HAC1)}/1000$ $SCS_1 = IcSCS_1 * TMS$ $BT: CS_1 + AP_1 = SCS_1$ $BP_{(Na_2CO_3)}: CS_1 = X_{(Na_2CO_3)} * SCS_1$
Separación flash.	$BT: HAN_1 = HASF + AV_1$ $BT: ACd_1 = AV_1$ $RS_{(SF)} = ACd_1 / HAN_1$ $ACd_1 = AV_1 = RS_{(SF)} * HAN_1$
Neutralización 2.	$BT: HASF + SCS_2 = HAN_2$ $X_{MS(HASF)} = \text{Concent. de azúcares totales}/100$ $TMS = HASF * X_{MS(HASF)}/1000$ $SCS_2 = IcSCS_2 * TMS_{(HASF)}$ $BT: CS_2 + AP_2 = SCS_2$ $BP_{(Na_2CO_3)}: CS_1 = X_{(CS_2)} * SCS_2$
Adsorción	$BT: HASc + CA = HAAD$ $X_{MS(HASc)} = \text{Concent. de azúcares totales}/100$ $MS_{(HASc)} = HASc * X_{MS(HASc)}$ $CA = (RA_{(CA)}/100) * MS_{(HASc)}$
Filtración base.	$Dc = RA_{(Dc)} * LA$ $BT: Dc + AP_4 = SDc$ $BP_{(Sólido)}: Dc = X_{(Sólido)} * SDc$ $BT: SDc = DcF + ASFB \quad BP_{(Sólido)}:$ $X_{S(SDc)} * SDc = X_{S(DcF)} * DcFAF$

Etapa	Ecuaciones Matemáticas
Filtración Ordinaria	$BT: HAAD = HAF + CAF$ $BP_{(Sólido)}: X_{S(HAAD)} * HAAD = X_{S(CAF)} * CAF$ $BP_{Prot}: (X_{Prot(HAAD)} * HAAD) * F.SepProt/100 = X_{Prot(CAF)} * CAF$ $BP_{C.Act}: X_{C.Act(HAAD)} * HAAD = X_{C.Act(CAF)} * C$
Neutralización 3	$BT: HAcI + SCS_3 = HAR$ $X_{MS(HAcI)} = \text{Concent. de azúcares totales}/100$ $TMS = HAcI * X_{MS(HAcI)}/1000$ $SCS_3 = IcSCS_3 * TMS_{(HAcI)}$ $BT: CS_3 + AP_5 = SCS_3$ $BP_{(Na_2CO_3)}: CS_3 = X_{(Na_2CO_3)} * SCS_3$
Evaporación	<p>1^{er} Efecto</p> $BT: HARC_2 = HAE_{11} + EV_{311}$ $BP/Sol.Tot:$ $X_{Sol.Tot(HARC2)} * HARC_2 = X_{Sol.Tot(HAE11)} * HAE_{11}$ ${}^0B_{X(HARC2)} * HARC_2 = {}^0B_{X(HAE11)} * HAE_{11}$ <p>2^{do} Efecto</p> $BT: HAE_{11} = HAE_{12} + EV_{312}$ $BP/Sol.Tot:$ $X_{Sol.Tot(HAE11)} * HAE_{11} = X_{Sol.Tot(HAE12)} * HAE_{12}$ ${}^0B_{X(HAE11)} * HAE_{11} = {}^0B_{X(HAE12)} * HAE_{12}$ <p>3^{er} Efecto</p> $BT: HAE_{12} = HAE_1 + EV_{313}$ $BP/Sol.Tot:$ $X_{Sol.Tot(HAE12)} * HAE_{12} = X_{Sol.Tot(HAE1)} * HAE_1$ ${}^0B_{X(HAE12)} * HAE_{12} = {}^0B_{X(HAE1)} * HAE_1$
Super Concentración	$BT: HAE_1 = HAE_2 + EV_{32}$ $BP/Sol.Tot:$ ${}^0B_{X(HAE1)} * HAE_1 = {}^0B_{X(HAE2)} * HAE_2$
Enfriamiento Flash	$BT: HAE_2 = SGC + EV_4$ <p>Balance de calor</p> $Q_{g(Ev4)} = -Q_{c(HAE2)}$ <p>En términos de Entalpía</p> $EV_4 * \lambda_{Ev4} = -(HAE_2 * cp_{(HAE4)} * \Delta T)$
Preservación	$BT: SGCE = SGC + SNAS$ $NaS = RA_{(NaS)} * LA$ <p>Mezclado(MZ₃₁)</p> $BT: NaS + AP_6 = SNAS$ $BP_{Sólido}: NaS = X_{Sólido} * SNAS$

3.4 Planteamiento y solución del Modelo de Balance para una condición de operación determinada.

Tomando como referencia los balances de masa y energía presentados por Yoanka Moya, 2012, adecuando algunos datos a las condiciones de operación más recientes y considerando algunos criterios operacionales de las condiciones originales, se procedió a

desarrollar los balances de masas y energía para el proceso de obtención de Sirope de Glucosa por hidrólisis ácida.

La secuencia de cálculo se desarrolló siguiendo el Modelo de Balance sugerido en el epígrafe 3.4. Los balances se desarrollaron utilizando como base de cálculo el flujo de Lechada de Almidón que se bombea a la Planta (partiendo de la capacidad nominal de la bomba) y fijando el tiempo en 1 hora de operación. El balance se desarrolló asumiendo continuidad en el proceso tecnológico y otros supuestos. Todo el desglose de los cálculos desarrollados aparece descrito en el **Anexo 3D**.

3.5 Implementación del Modelo en Microsoft Excel.

Siguiendo los pasos metodológicos definidos en el epígrafe 2.3.3. se desarrolló la programación en Microsoft Excel del Modelo del Balance establecido en el epígrafe 3.3.

El libro de Microsoft Excel se estructuró del siguiente modo:

Hoja 1: Entrada de datos de Corrientes de Entrada y Salida, Relaciones de Alimentación, y Conversiones y Rendimientos de Etapas.

Hoja 2: Entrada de datos tecnológicos diversos de Corrientes Internas y Etapas del Proceso.

Hoja 3: Hoja para la transformación y adecuación de los datos de entrada a las condiciones exigidas por el Modelo de Balance para el desarrollo de los cálculos.

Hoja 4: Hoja de Trabajos en la que se desarrollan todos los cálculos de balance. Aquí está implementado todo el Modelo de Balance aprovechando las facilidades de la Hoja de Cálculo en Excel.

Hojas 5, 6 y 7: Son hojas de Reporte, en las que se ofrece la salida de resultados con diferentes tratamientos y formatos.

A continuación se muestran, a través de imágenes, las tablas más importantes reportadas por el Libro en Microsoft Excel con el Balance desarrollado para la condición operacional desarrollada en el epígrafe 3.4. Imágenes de cómo quedó organizado el Libro y como se ofrece la información aparecen reportadas en el Anexo 3E.

Base de Cálculo (kg/h)	8157,47	Alimentación al Proceso Producción del Proceso	
Componentes	ENTRADAS Significativas	RELACION DE ALIMENTACION	INDICE DE CONSUMO
Lechada de Almidón	8157,47		2,25651
Acido Clorhídrico	8180,06	0,002770	0,00625
Carbonato de Sodio	1,61	0,000197	0,00045
Carbón Activado	15,90	0,001949	0,00440
Decalite	48,18	0,005907	0,01333
Metabisulfito de Sodio	1,93	0,0002363	0,00053
Componentes	SALIDAS Significativas	RELACION DE ALIMENTACION	INDICE A PRODUCTO TERMINADO
Sirope de Glucosa	3615,09	0,443163205	
Proteinas & Grasas	4,079	0,000500	0,001128

Componentes	SERVICIOS Significativos	RELACION DE ALIMENTACION	INDICE DE CONSUMO
Agua Potable	29,535	0,003621	0,008170
Agua de Servicio	438,944	0,053809	0,121420
Vapor de Agua para Proceso	3817,949	0,468031	1,056115
Agua de Enfriamiento	3709,162	0,454695	1,026023
Componentes	VERTIMEINTOS Significativos	RELACION DE ALIMENTACION	INDICE DE VERTIMIENTO
Aguas Residuales	4702,615	0,576480	1,300830
Sólidos Residuales	104,859	0,012854	0,029006

Figura 3.4: Resultados logrados del Balance de Materiales a través del Modelo implementado en Microsoft Excel.

Calentadores en Línea del Proceso Principal										
Etapa		Conversión 1		Calentamiento 2-1		Calentamiento 2-2		Calentamiento 3-1		
Corriente		LAAC	VA11	HAC	VA21	HAF	VA22	HAR	Ev311B	
Información General	Servicio		C		C		C		C	
	Corriente de Servicio		P	S	P	S	P	S	P	S
	Corriente	Calient/Fria	F	C	F	C	F	C	F	C
Balance	Masa	kg	8180,062	1285,270	7393,625	286,102	7378,790	119,094	7385,325	149,458
	Capac. Calorífica	KJ/kg K	3,277	0,000	3,228	0,000	3,366	0,000	3,303	0,000
	Calor Latente	KJ/kg	0	2150	0	2150	0	2150	0	2285
	Temp. Inicial	K	40	0	65	0	50	0	60	0
	Temp. Final	K	140	0	90	0	60	0	74	0
	Presión	Kpa	0	361,675	0	361,675	0	361,675	0	0
	Eficiencia	%	97		97		97		100	
Calor Transferido	KJ	2680429,868		596665,5242		248370,0821		341512,1975		

Figura 3.5: Resultados logrados del Balance de Energía a través del Modelo implementado en Microsoft Excel.

Etapa		Condensación 1		Condensación 3-1		Condensación 3-2		
Corriente		<i>AV1</i>	<i>AE1I</i>	<i>Ev313</i>	<i>AE31I</i>	<i>Ev32</i>	<i>AE32I</i>	
Información General	Servicio	E		E		E		
	Corriente de Servicio	P	S	P	S	P	S	
	Corriente	Calient/Fria	C	F	C	F	C	F
Balance	Masa	kg	800,012	783,912	1091,376	1560,694	920,185	587,774
	Capac. Calorífica	KJ/kg K	0,000	4,180	0,000	4,180	0,000	4,180
	Calor Latente	KJ/kg	2321	0	2391	0	2403	0
	Temp. Inicial	K	0	28	0	28	0	28
	Temp. Final	K	0	45	0	40	0	55
	Presión	Kpa	0	0	0	0	0	0
	Eficiencia	%	97		97		97	
	Calor Transferido	KJ	1856827,213		2609481,046		2211204,171	

Figura 3.6: Resultados logrados del Balance de Energía a través del Modelo implementado en Microsoft Excel (Continuación).

Calentamiento en Tanques Exteriores										
Etapa			Sacarificación				Almacenamiento			
Corriente			AS1	VA12	HAN2	AC11	AS2	VA4	SGCE	AC31
Información General	Servicio		C		C		C		C	
	Corriente de Servicio		0	S	0	S	S	S	0	S
	Corriente	Calient/Fria	F	C	0	C	F	C	F	C
Balance	Masa	kg	294,802	35,453	0,000	294,802	144,142	17,334	0,000	144,142
	Capac. Calorífica	KJ/kg K	4,180	0,000	0,000	4,180	4,180	0,000	0,000	4,180
	Calor Latente	KJ/kg	0	2150	0	0	0,000	2150	0	0
	Temp. Inicial	K	30	0	0	90	30	0	0	90
	Temp. Final	K	90	0	0	75	90	0	0	75
	Presión	Kpa	0	361,675	0	0	0,000	361,675	0	0
	Eficiencia	%	97		100		97		100	
Calor Transferido	KJ	73936,24835		18484,06209		36150,885		9037,721242		

Sistema Integrado de Concentración																					
Etapa			Calentamiento 3-1		Evaporación 1				Evaporación 2		Evaporación 3		Cond. 3-1		Super Concentración			Cond. 3-1		Enfriamiento Flash	
Corriente			HAR	Ev31B	HARC2	VA31	Ev311	Ev31C	HAE11	Ev312	HAE12	Ev313	AE311	HAE1	VA32	Ev32	AE321	HAE2	Ev4		
Información General	Servicio		C		C		0		C		E		C		E		E		P		
	Corriente de Servicio		P	S	P	S	0	S	P	S	P	S	P	S	P	S	P	S	P	P	
	Corriente	Calient/Fria	F	C	F	C	0	C	F	C	F	C	F	C	F	C	F	C	0	0	
Balance	Masa	kg	7385,325	149,458	7385,325	1109,864	1077,027	601,718	6308,298	706,984	5607,376	1091,376	1560,694	4658,436	1250,934	920,185	587,774	3738,251	142,436		
	Capac. Calorífica	KJ/kg K	3,303	0,000	3,376	0,000	0,000	0,000	3,331	0,000	3,293	0,000	4,180	2,775	0,000	0,000	4,180	3,565	0,000		
	Calor Latente	KJ/kg	0	2285	0	2150	2285	2285	0	2321,3	0	2391	0	0	2150	2403	0	0	2339,1		
	Temp. Inicial	K	60	0	92	0	0	0	89	0	77	0	28	43	0	0	28	80	55		
	Temp. Final	K	74	0	89	0	0	0	77	0	43	0	40	80	0	0	55	55	55		
	Presión	Kpa	0	0	0	361,675	0	0	0	0	0	0	0	0	361,675	0	0	0	0		
	Eficiencia	%	100		100		0		100		100		97		100		97		100		
Calor Transferido	KJ	34152,1975		2386207,116		0		1374925,322		1641123		1641123		2609481,046		2689509,062		2211204,171		-333171,61	

Figura 3.7: Resultados logrados del Balance de Energía a través del Modelo implementado en Microsoft Excel (Continuación).

3.6 Consideraciones sobre los resultados obtenidos, así como de las posibilidades y alcance del modelo establecido.

El Modelo de Balance desarrollado está concebido para evaluar las condiciones operacionales de la Planta de Glucosa para la obtención del Sirope por hidrólisis ácida en las condiciones originales de la misma, y asume cualquier condición posterior porque solo es necesario eliminar el módulo de cálculo correspondiente a la Etapa de proceso que sea necesario retirar y se reordena. La implementación en hojas de cálculo en Microsoft Excel mantienen la misma concepción de flexibilidad. Basta con hacer 0 el valor de entrada de datos para una corriente, una relación de alimentación o un rendimiento indistintamente, para entonces anular un bloque de cálculo, acción equivalente a la no consideración de una Etapa de Proceso. Con relativa facilidad se pueden introducir nuevas Etapas, Corrientes o Componentes, añadiendo en la ubicación correcta columnas y filas indistintamente.

El Libro puede perfectamente desarrollar balances locales para hacer estudios en sectores específicos del proceso sin necesidad de seguir toda la secuencia del mismo.

El Libro en Microsoft Excel desarrollado puede adecuarse con relativa facilidad para introducir el Modelo de Balance para la obtención de Sirope de Glucosa por hidrólisis enzimática, incluso para evaluar otros procedimientos tecnológicos que sean necesario considerar utilizando las propias instalaciones.

Los resultados logrados por el Libro en Microsoft Excel se corresponden plenamente con los criterios tecnológicos considerados, y con los cálculos manuales que fueron desarrollados, lo cual indica la adecuada concepción del Modelo propuesto y la correcta programación del mismo en el ordenador.

Los resultados logrados superan los ofrecidos por el trabajo de Y. Moya en el 2012 en materia de balances de masa y energía en la Planta porque aquí se calcula la composición de cada una de las corrientes de proceso mientras allí solo prácticamente se desarrollan los balances totales para obtener los flujos de las corrientes. También en este trabajo se profundiza en los resultados de la aplicación de los balances de energía porque se aplican los mismos en más etapas que los presentados por Y. Moya.

El método aplicado es novedoso, actual y viable prácticamente. No obstante el Modelo tiene que ser perfeccionado sobre la base de las limitaciones expresadas en el epígrafe 2.4 según el alcance considerado para este trabajo. Además, es imprescindible su validación plena en las condiciones actuales con datos reales del proceso, cuestión elemental para el uso pleno del Modelo y el Software que lo contiene.

CONCLUSIONES

Una vez concluido el trabajo se arriban a las siguientes conclusiones:

1. La obtención del Sirope de Glucosa en la Empresa Labiofam Cienfuegos es el resultado de procesos de conversión química por la hidrólisis del Almidón, con consumo de agua del propio alimentado, y resultando del mismo una mezcla compleja de carbohidratos de menor masa molecular compleja con predominio de azúcares reductores encabezados por la Glucosa.
2. Se han desarrollado diversos estudios en la Planta de Glucosa que involucran la realización de balances de masa y energía, pero se orientan fundamentalmente a la determinación de flujos utilizando básicamente Balances Totales y su desarrollo matemático no está soportado en ordenadores.
3. Se ha presentado y evaluado una estrategia conformada por seis etapas de trabajo y un grupo de recomendaciones, basadas en la Ingeniería de Sistema de Procesos, que permiten concebir un Modelo de Balance de una forma sistémica con la estructura adecuada para su programación en un ordenador electrónico.
4. Se ha presentado y evaluado una metodología de trabajo, conformada por 9 pasos, para la programación de balances de masa y energía en Hojas de Cálculo Electrónicas, que garantizan adecuada flexibilidad, alta rapidez y una relativa mayor exactitud en la obtención de resultados y valoración de condiciones operacionales dinámicas.
5. Se desarrolló una identificación y caracterización del Proceso de obtención de la Glucosa por hidrólisis ácida que permitió descomponer todas las etapas tecnológicas fundamentales (29 con diferentes niveles de jerarquía) y 96 Corrientes de Proceso, agrupadas en 3 secciones de la Planta para las condiciones de operación originales.
6. Se definió un Modelo de Balance que se sintetiza y visualiza a través del Diagrama de Balance, el cual manifiesta una estructura bastante líneal aunque existen ligeras ramificaciones en el entorno a algunas etapas de la línea central de proceso que no afecta la vinculación lineal de las secciones definidas.
7. El Modelo de Balance definido incluye el sistema de ecuaciones que permite solucionar los balances de masa y energía, que pueden ajustarse convenientemente a la información disponible de las corrientes y a la necesaria a determinar en corriente de interés, estructurado con un carácter modular que facilita tanto el desarrollo de los balances a nivel de planta completa, cómo en sectores locales de la misma.

8. Se implementó el Modelo de Balance en Microsoft Excel, para lo cual se procedió previamente al cálculo manual de los balances de masa y energía tomando una referencia ya publicada con algunas adecuaciones y consideraciones para ajustarla al Modelo de Balance establecido.
9. Los resultados logrados al evaluar la condición operacional seleccionada en la herramienta desarrollada en Microsoft Excel son coherentes y consecuentes en adecuada medida con la referencia utilizada y los cálculos manuales desarrollados, mostrando una adecuada confianza en la programación en ordenador realizada.
10. La herramienta computacional resultante del trabajo desarrollado, si bien aún debe ser perfeccionada por limitaciones previamente planteadas en este trabajo, ya ofrece una potencialidad para la evaluación operacional de la Planta y las gestiones que se prevén para su mejora.

RECOMENDACIONES

Como recomendaciones fundamentales de este trabajo se pueden señalar:

1ro. Mejorar el Modelo de Balance desarrollado resolviendo algunas de las limitaciones anunciadas en el epígrafe 2.4 de este trabajo.

2do. Aplicar el procedimiento desarrollado para lograr un Modelo de Balance y su programación en Microsoft Excel para evaluar la operación de la Planta para la obtención de Sirope por hidrólisis enzimática.

3ro. Incorporar en el Libro de Microsoft Excel desarrollado, hojas que contengan modelos de costo que se interconecten con los balances de masa y energía implementados y que permitan el recalcu dinámico de la Ficha de Corto del Sirope de Glucosa.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Alfa-Laval. (1980). Expediente técnico de la Empresa Glucosa Cienfuegos.
- Almandoz, C. et al. (2010). [Corn syrup clarification by microfiltration with ceramic membranes](#). *Journal of Membrane Science*, 363(1-2), págs.87-95.
- Corn refiners Association. (1975). Critical Data Tables. Washington. Estados Unidos.
- Eckhoff, S.R. & Watson, S.A., (2009). [Corn and Sorghum Starches: Production](#). En *Starch (Third Edition)*. San Diego: Academic Press, págs 373-439. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/B8MCR-4W7D7D9-9/2/b6383465a561a6608539ea87cedc3369>
- Empresa Glucosa Cienfuegos. (2011). Estrategia Ambiental.
- Empresa Glucosa Cienfuegos. (2009). Base reglamentaria. Perfeccionamiento Empresarial.
- Firma Sueca ALFA-LAVAL y Dinamarca. (1980). Expediente técnico de la Empresa Glucosa Cienfuegos.
- Giménez Jerogina, M., (2010). Molienda de Maíz. Retrieved from: <http://www.monografias.com/trabajos35/molienda-maiz/molienda-maiz.shtml>.
- Hinkova, A., et al. (2004). [Mineral membrane filtration in refinement of starch hydrolysates](#). *Journal of Food Engineering*, 61, págs. 521–526
- International Resources Group (IRG) y Centro Nacional de Producción más Limpia de Honduras (CNP+LH). Guía de producción más limpia. Cultivo y procesamiento de tilapia. 2008. 98 páginas.
- Kern, D., (1988). *Proceso de transferencia de calor* (1ra Edición). Edición Revolucionaria La Habana, 980 páginas.
- Knight, J.W., (1969). The starch industry. 1^{ra} edition. London. 182p
- NEIAL 2306:02. (2009). Glucosa de alto contenido de dextrosa. Especificaciones.

- NEIAL 2306:22. (2003). Sirope de Glucosa. Especificaciones de calidad.
- Novo Enzymes Dinamarca. (1976). Use of amilogucosidase Novo in the Production of dextrose syrup. Catálogo industrial. Dinamarca.
- Pavlov, K. (1981). *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en la tecnología química*: Mir. Moscú.
- Peter's, M., & Timmerhaus, K. (1968). Plant design and economic for Chemical engineers. Mc Graw Hill Internacional Edition.
- Saha, B.C., Jordan, D.B. & Bothast, R.J., (2009). [Enzymes, Industrial \(overview\)](#). En *Encyclopedia of Microbiology*. Oxford: Academic Press, págs 281-294. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/B9BCD-4VMRTVG-9B/2/6f65a76bfe0f103b2d83c30bd5b74a58>
- Van der Veen, M.E. et al., (2006). Starch hydrolysis under low water conditions: A conceptual process design. *Journal of Food Engineering*, 75(2), págs.178-186.
- Vulkalovitch, M. (1975). *Propiedades termodinámicas del agua y el vapor*. Edición Revolucionaria. La Habana.
- White P. J. & Johnson, L. A., (2003). Corn Chemistry and Technology Second Edition American Association of Cereal Chemistry, Inc. St. Paul, Minnesota USA
- Wong, et al (2008). [Enzymatic hydrolysis of starch](#). Available at: <http://patft.uspto.gov/> [Accedido Marzo 9, 2011].
- Yankov. D, (1986). Study of optimum conditions and kinetics of starch hydrolysis by means of thermostable alpha amylase. Enzyme microbiology technology. Bulgaria.
- Zajac, P, (1989). Almidón de Maíz obtención y utilización. La Habana: Editorial Científico Técnica. 120 páginas.

ANEXOS.

Anexo 1A

Tabla 1- Tipos de maíz

Tipos de maíz	Características
Maíz Tunicado (<i>Zea mays tunica</i> Sturt)	Es un tipo escaso de maíz, cuyos granos están encerrados en una vaina. La mazorca está cubierta por una envoltura foliar como las de otros tipo de maíz. Normalmente no se cultiva en forma comercial.
Maíz Reventón (<i>Zea mays everata</i> Sturt)	Los granos son pequeños, redondeados, amarillo intenso o anaranjado, o aguzados y blanquecinos. Este maíz es una forma extrema del maíz duro, cuyo endosperma sólo contiene una pequeña parte de almidón blando.
Maíz Cristalino (<i>Zea mayz indurata</i> Sturt)	Sus granos son corneos y duros, vítreos de forma redondeada o puntuda. El color del grano es amarillento o anaranjado y su velocidad de secado comparativamente más lenta.
Maíz Dentado (<i>Zea mays indenata</i> Sturt)	Es el tipo más extensamente cultivado. Se caracteriza por una depresión en la corona del grano. El almidón corneo está acumulado en la periferia del grano, mientras que el blanco o harinoso llega hasta la corona, produciendo el indentado a la madurez.
Maíz amilaceo (<i>Zea mays amilacea</i> Sturt)	Maíz harinoso o amilaceo, algo parecido al maíz cristalino en las características de las planta y de la mazorca. Los granos están constituidos principalmente por almidón blando y son escasamente o no dentados. Es uno de los tipos más antiguos de maíz. Es usado en la fabricación de harinas porque le confiere un color más blanco.

Tabla 1- Tipos de maíz (Cont.)

Tipos de maíz	Características
Maíz dulce (<i>Zea mays saccharata</i> Sturt)	Granos con alto contenido de azúcar, de aspecto transparente y consistencia cornea cuando inmaduros. Al madurar la superficie se arruga. El maíz dulce difiere del dentado por un gen que permite la conversión de parte del almidón en azúcar. Se consume fresco, congelado o enlatado.
Maíz Cereoso o ceroso (<i>Zea mays ceritina</i> Kulesh)	Granos de aspecto ceroso. El almidón está constituido exclusivamente por amilopectina, mientras que en los otros tipos el almidón es 73% amilopectina, 27 % amilasa. Se cultiva para producir almidón semejante a la tapioca.

Tabla 2- Partes del Maíz

Partes principales del maíz	Características
Pericarpio	Capa exterior de cubierta protectora dura y fibrosa que encierra al grano. Comprende el pericarpio la testa y la cofia, en un pequeño casquete que cubre la punta del grano y protege al embrión. En el cereal ya maduro, tiene la función de impedir el ingreso de hongos y bacterias.
Endosperma	Reserva energética, representa el 80-84% de peso total del grano. Compuesta por 90% de almidón y 7% de proteínas acompañadas de aceites, minerales y otros compuestos. Funciona como dador de energía a la planta en su desarrollo.
Germen	En el extremo más bajo del grano ocupando del 9,5 al 12 % del volumen total de grano. Posee dos partes destacables, el eje embrionario (planta nueva) y el escutelo que constituye una gran reserva de alimento. En el grano maduro el germen contiene alto porcentaje de aceites (35 - 40%).

Tabla 3- Elementos nutritivos del maíz

Constituyentes	Composición (%)
Carbohidratos	De esta forma el almidón en un 61%, azúcares 1,4%, pentosanos 6,0% y fibra cruda 2, 3 %. El almidón presente está compuesto en un 27% por amilosa y un 73% por amilopectina.
Proteína	Representa un 10% y es biológicamente balanceada. La zeína que es la principal proteína del endosperma , es muy deficiente en lisina (2%), triptofano (0.5%). Para el crecimiento y mantención de tejidos del cuerpo humano, estos niveles deben duplicarse a 4 y a 1% respectivamente.
Grasas	Existe aproximadamente 4,5 % en el grano entero, encontrándose los ácidos linoleicos, palmítico y araquidónico entre otros. El 80% de lípidos se hallan en el germen. Sustancias Minerales: Las cenizas que están constituidas por P (0.43%), K (0.40%), Mg (0.16%) S (0.14%) y otros minerales 0.27%
Vitaminas	Existan cantidades significativas de caroteno 4,85 mg/kg, vitamina A 4188,71 mg/kg, tiamina 4.54 mg/kg, riboflavina 1.32 mg/kg, niacina 14.11mg/kg, ácido pantoteico 7,41 mg/kg y vitamina E 24,71 mg/kg. La cantidad de vitamina A varía con el color amarillo del grano, al punto que el maíz de granos blancos prácticamente carece de vitamina A

Anexo 1B**Tabla 4- Resultados productivos de la empresa en el período del 2005 - 2015.**

Años	Producciones (T)	
	Glucosa Ácida.	Glucosa Enzimática.
2007	343,06	491,50
2008	525,68	726,95
2009	475,07	934,31
2010	847,33	1 126,54
2011	520,47	590,08
2012	377.288	163.38
2013	611,512	540,230
2014	108,020	152,460
2015	950	1070

Anexo 1C

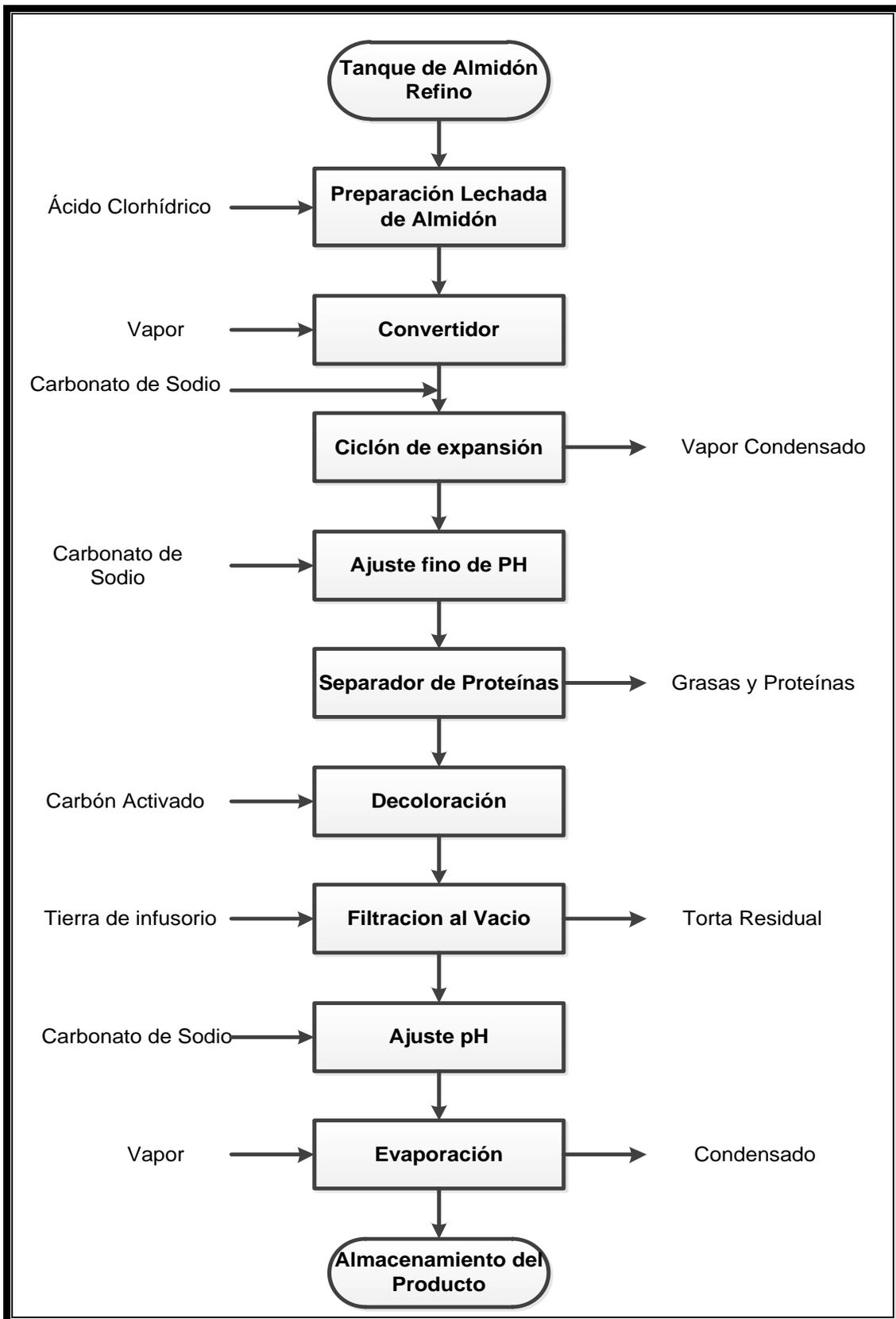


Figura 1: DFM del Proceso para Glucosa por hidrólisis ácida. Fuente: Y. Moya, 2012

Anexo 1D**Tabla 5- Caracterización del proceso de hidrólisis ácida.**

Etapa del proceso	Parámetros	Valor
Preparación de la lechada de almidón C1140	Concentración del almidón	17-21 ⁰ Be
	pH de salida	1.7
Convertidor C 7200	Temperatura	140 ⁰ C
	Presión	25 a 30 atmósferas
	Tiempo de retención	8,0 minutos
	Flujo	7,5 m ³ / h
	Equivalente de Dextrosa de salida	38 - 42
Ciclón de Expansión C 9200	Presión	-0.92 kg/cm ²
	Temperatura de salida del hidrolizado	75,0 ⁰ C
	Concentración del hidrolizado.	41 ⁰ Bx
Ajuste fino de pH C1330	Concentración del carbonato de sodio	13 ⁰ Be
	pH entrada	3.8
	pH de salida	4.8
	Caudal de agua utilizada en lavado de la tela	3.0 m ³ / h
	Presión de agua de lavado de la tela	3.0 kg / cm ²
	Concentración de entrada del hidrolizado	41.0 ⁰ BX
	Concentración de salida del Hidrolizado.	48.0 ⁰ Bx
	Temperatura de entrada del Hidrolizado	75.0 ⁰ C

Etapa del proceso	Parámetros	Valor
Filtro rotatorio al vacío R9310	Cantidad de residuo obtenido	42.4 kg / h
	Caudal de agua utilizada en lavado de la tela	3.0 m ³ / h
	Presión de agua de lavado de la tela	3.0 kg / cm ²
	pH de salida	4.8 – 5.2
Primer efecto del Evaporador E 9230	Concentración de entrada del hidrolizado	40.0 °Bx
	Concentración de salida del hidrolizado	48.0 °Bx
	Temperatura de entrada del hidrolizado	75,0 °C
Segundo efecto del Evaporador E 9230	Temperatura de entrada del hidrolizado	85,0 °C
	Concentración de salida del producto	54.0 °Bx
	Temperatura de salida del hidrolizado	60,0 °C
Tercer efecto del Evaporador E 9230	Presión de agua de enfriamiento	3.0 kg/cm ²
	Temperatura de salida del hidrolizado	52,0 °C
	Concentración de salida del producto. Temperatura de salida del hidrolizado	65.0 °Bx 80, °C
	Súper concentrador Concentración de salida del producto	80 - 85.0 °Bx

Tabla 6 - Características técnicas de la Instalación.

Sección	Equipos	Código	Capacidad
Conversión por hidrólisis ácida	Tanque con agitación	C-1140	0.4 m ³
	Convertidor	C-7200	Depende del flujo de trabajo
	Bomba de diafragma	C-3201	7.2 m ³ / h
	Ciclón de expansión	C-9200	7.2 m ³ / h
Refinación	Separadora centrífuga	R-9110	10 m ³ / h
	Tanque	R-1510	7.7 m ³ / h
	Tanque	R-1640	7.7 m ³ / h
	Filtro Oliver	R- 9310	10 m ³ / h
Concentración	Tanque con agitación	E-1120	0.63 m ³ / h
	Tanque con agitación	E-1110	7.7 m ³ / h
	Tanque	E-1220	-
	Evaporador	E-9230	Depende del flujo de trabajo
		E-9323	Depende del flujo de trabajo
	Vaso concentrador final	E-9230	Depende del flujo de trabajo
	Tanque con agitación	E-1140	10 m ³ / h

Anexo 3A

Corrientes de Entrada (Especificaciones)

Suspensión acuosa de almidón de maíz.

Densidad.....	18-21 °Bé
Proteínas.....	0.5 % máx

Acido Clorhídrico.

Concentración.....	30 g/L mín
Densidad.....	1.1554-1.885 g/L
Metales pesados.....	400 ppm máx.
Arsénico.....	3 ppm máx.
Hierro.....	1 ppm máx.

Carbón Activado

Humedad.....	6 % máx.
Ceniza.....	7 % máx.
Zn.....	3 ppm máx.
Cu.....	5 ppm máx.
pH.....	4-5
Preferentemente Norit Zn – 2 Clarímex.	

Tierra infusorio/Dicalite.

Tipo.....	Calcinado en proceso
Radio de flujo (basado en grado FN – 2 en 100)	700
Peso específico.....	2.33 g/cm ³
Brillantez GE.....	87.0 %
Tamizado más de 150 Mesh.....	40 %
Color.....	Blanco
Estructura.....	Sílica de diatomea

Metabisulfito de sodio

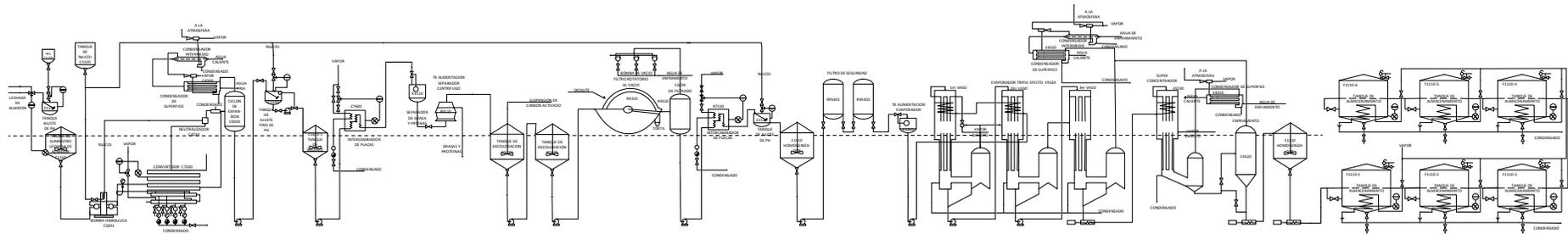
Pureza.....	99.5 % mín.
Metales pesados.....	400 ppm máx.
Arsénico.....	3 ppm máx.
Hierro.....	1 ppm máx.

Corrientes de Salida (Especificaciones)

Sirope de Glucosa

Brix.....	80 - 85 °Bx.
ED.....	36-40
SO ₃	400 mg/Kg máx
Color.....	Patrón 3 máx
pH.....	4.4 - 5
Aspecto.....	Sirope transparente o ligeramente opalescente.
Olor.....	Característicos, sin olores extraños.
Sabor.....	Característico, ligeramente dulce.

Anexo 3B



Esquema de Flujo Tecnológico del Proceso.

Anexo 3C

Tabla 1. Codificación de las Corrientes del Proceso

Número	Código	Nombre
1	LA	Lechada de almidón.
2	ACL	Ácido clorhídrico.
3	LAAC	Lechada de almidón acidulada.
4	APOE	Agua de proceso para la arrancada del convertidor
5	VA10	Vapor de agua para pre-calentamiento del convertidor.
6	Cd10	Condensado del pre-calentamiento del convertidor.
7	APOS	Agua de salida de la arrancada del convertidor.
8	VA11	Vapor de agua para calentamiento del convertidor.
9	Cd11	Condensado del calentamiento del convertidor.
10	HAC1	Hidrolizado de almidón a la salida de la conversión 1.
11	CS1	Carbonato de sodio a mezclado 1.
12	AP1	Agua de proceso a mezclado 1.
13	SCS1	Solución de carbonato de sodio del mezclado 1.
14	HGN1	Hidrolizado de almidón neutralizado 1.
15	AV1	Agua evaporada en la separación flash.
16	AE1I	Agua de enfriamiento de la condensación 1.
17	AE1F	Agua de salida del enfriamiento de la condensación 1.
18	ACd1	Condensado de la separación flash.
19	HASF	Hidrolizado de almidón a la salida de la separación flash.
20	CS2	Solución de carbonato de sodio del mezclado 1-2.
21	AP2	Agua de proceso a mezclado 1-2.
22	SCS2	Solución de carbonato de sodio del mezclado 1-2.
23	HAN2	Hidrolizado de almidón neutralizado 2.
24	AS1	Agua de servicios 1.
25	VA12	Vapor de agua para el calentamiento para la preparación para la conversión 2.
26	Cd12	Condensado del calentamiento para la conversión 2.
27	AC1	Agua de enfriamiento de la condensación de la sacarificación.
28	AC2	Agua de salida del enfriamiento de la sacarificación.
29	HAC	Hidrolizado de almidón de la Sacarificación (Salida de Sección de Conversión).
30	VA21	Vapor de agua consumido en el calentamiento para la separación centrífuga.
31	Cd21	Condensado del calentamiento para la separación centrífuga.
32	HACC1	Hidrolizado de almidón calentado para Centrifugación.
33	G&P	Grasas y proteínas.
34	HASC	Hidrolizado de almidón a la salida de la separación centrífuga.
35	CA	Carbón activado.
36	AP3	Agua de procesos a mezclado2-1.
37	SCA	Suspensión de carbón activado.

Número	Código	Nombre
38	HAAD	Hidrolizado de almidón a la salida de la adsorción con carbón activado.
39	Dc/Ti	Decalite o tierra de infusorio.
40	AP4	Agua de procesos a mezclado 2-2.
41	SDc	Suspensión de decalite.
42	ASFB	Agua de salida de filtración base.
43	DcH	Decalite humedecido.
44	DcF	Decalite filtrado.
45	CAF	Carbón activado filtrado.
46	HAF	Hidrolizado de almidón filtrado.
47	VA22	Vapor de agua consumido en el calentamiento para el ajuste de pH.
48	Cd22	Condensado del calentamiento para el ajuste de pH.
49	HAC	Hidrolizado de almidón calentado 2-2.
50	CS3	Carbonato de sodio a mezclado 2-3.
51	AP5	Agua de proceso a mezclado 2-3.
52	SCS3	Solución de carbonato de sodio del mezclado 2-3.
53	HAR	Hidrolizado de almidón refinado.
54	Ev311B	Evaporado del Primer Efecto para Precaentamiento 1.
55	Cd311B	Condensado del Precaentamiento 1.
56	HARC1	Hidrolizado de almidón refinado calentado 1.
57	Ev311A	Evaporado del Primer Efecto para Precaentamiento 1.
58	VA30	Vapor de Agua para el Precaentamiento 2.
59	Cd311A	Condensado del Precaentamiento 2.
60	Cd30	Condensado de Vapor de Agua del Precaentamiento 2
61	Cd22T	
62	HARC2	Hidrolizado de almidón refinado calentado 2.
63	VA31	Vapor de Agua para el Primer Efecto
64	Cd31	Condensado del Primer Efecto
65	HAE11	Hidrolizado de almidón evaporado 11.
66	Ev311	Evaporado Total del Primer Efecto.
67	Ev311C	Evaporado del Primer Efecto para Segundo Efecto
68	Cd311C	Condensado del Segundo Efecto
69	HAE12	Hidrolizado de almidón evaporado 12.
70	Ev312	Evaporado del Segundo Efecto para Tercer Efecto
71	Cd312	Condensado del Tercer Efecto
72	Ev313	Evaporado del Tercer Efecto
73	Ev31T	Evaporado Total entrando a Condensación 2.
74	AE31I	Agua de Enfriamiento a la entrada de Condensación 2.
75	AE31F	Agua de Enfriamiento a la salida de Condensación 2.
76	Cd31T	Condensado Total de Condensación 2.
77	HAE1	Hidrolizado de almidón evaporado 1.
78	VA32	Vapor de Agua para el Super Concentrador.
79	Cd32	Condensado del Vapor de Agua del Super Concentrador.

Número	Código	Nombre
80	Ev32	Evaporado del Super Concentrador.
81	AE32I	Agua de Enfriamiento a la entrada de Condensación 3.
82	AE32F	Agua de Enfriamiento a la salida de Condensación 3.
83	Cd321	Condesado de Condensación 3.
84	HAE2	Hidrolizado de almidón Super Concentrado.
85	Ev4	Evaporado en Enfriamiento Flash.
86	SGC	Sirope de glucosa concentrado.
87	NaS	Metabisulfito de sodio a mezclado 3-1
88	AP6	Agua de procesos a mezclado 3-1.
89	SNAS	Solución de metabisulfito de sodio del mezclado 3-1
90	SGCE	Sirope de glucosa concentrado evaporado.
91	VA4	Vapor de Agua para calentamiento en Almacenamiento.
92	Cd4	Condensado de Vapor de Agua del calentamiento en Almacenamiento.
93	SG	Sirope de glucosa comercial.

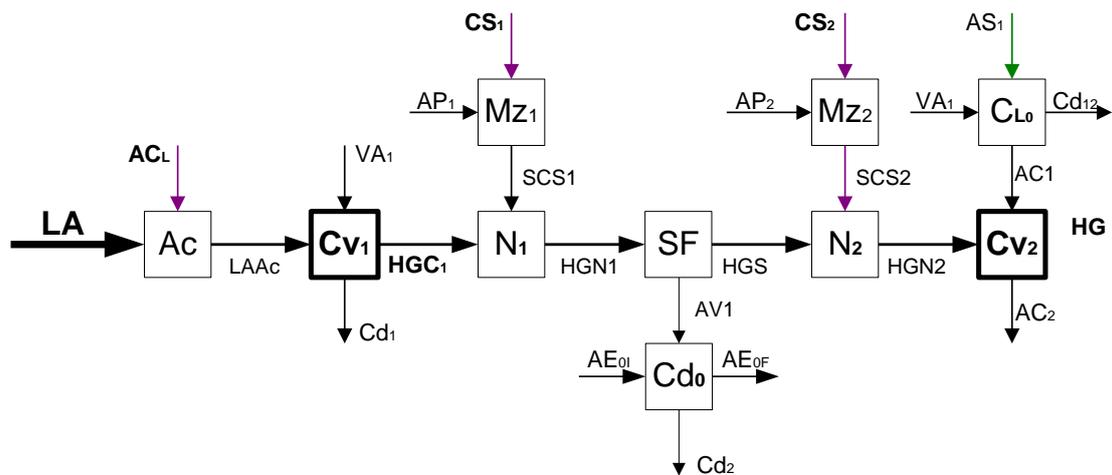


Figura 1: Diagrama del Balance en Sección de Conversión.

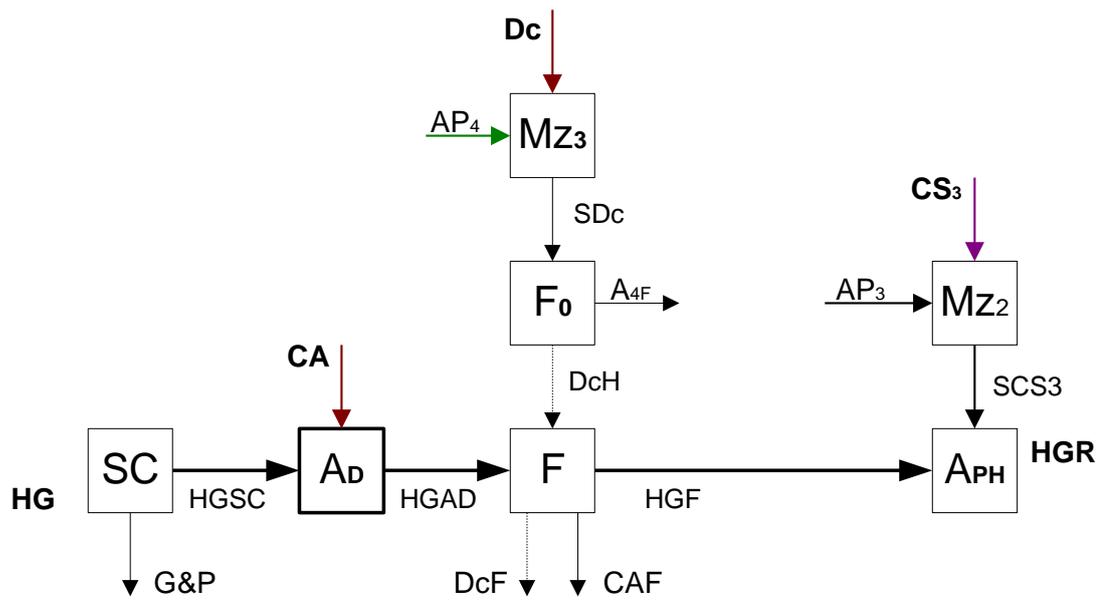


Figura 2: Diagrama del Balance en Sección de Refinación.

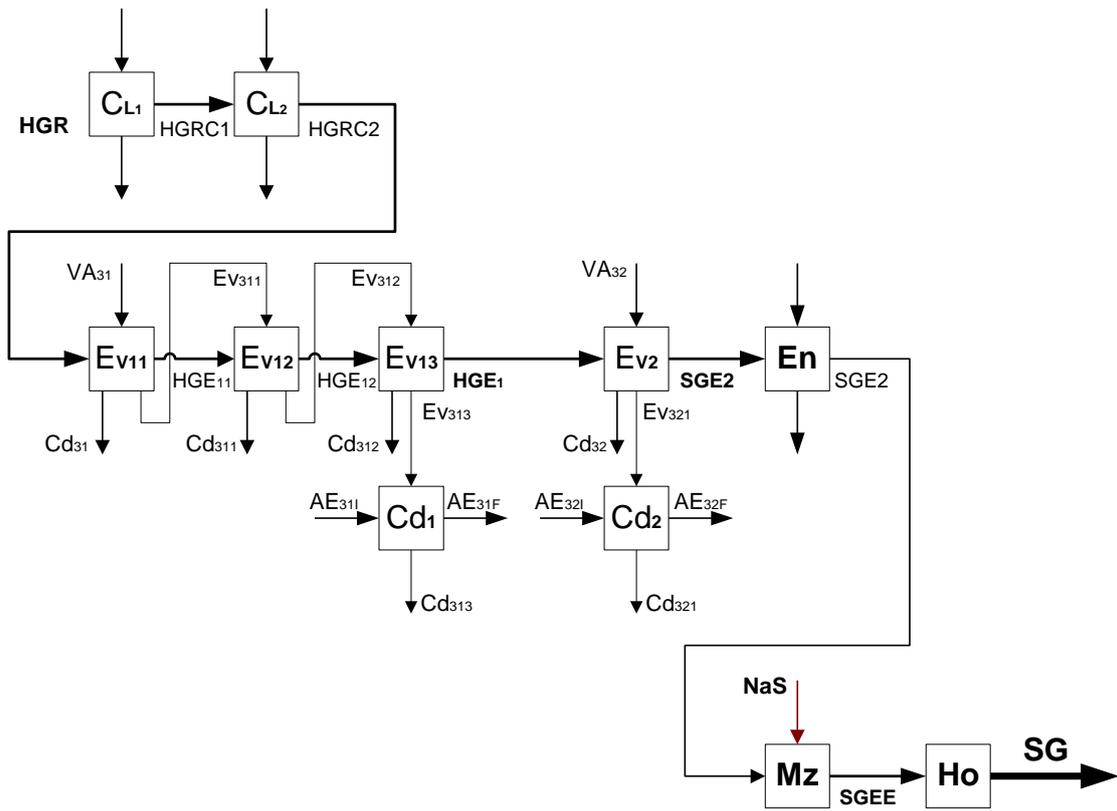


Figura 3: Diagrama del Balance en Sección de Concentración.

Glucosa - BM&E-GA (V1).xls [Modo de compatibilidad] - Excel

ARCHIVO INICIO INSERTAR DISEÑO DE PÁGINA FÓRMULAS DATOS REVISAR VISTA DESARROLLADOR ACROBAT Iniciar sesión

F25 : =SUMA(F26:F28)+SUMA(F31:F32)

Etapas de Proceso			Sección de Conversión																		
			PreCalentamiento [CLO]				Calentamiento 1-1[CL11]				Mezclado 1-1[Mz11]										
			Acidulación [Ac]			Conversión 1 [Cv1]				Neutralización [N1]				Separación Flash [SF]							
			Condensación 1 [Cd1]																		
Corrientes de Proceso			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
			LA	ACL	LAAC	APDE	VARO	CJO	APDS	VATI	Cd11	HAC1	CS1	AF1	SCS1	HAN1	AV1	AE11	AE1F	ACD1	HAS1
Condiciones Operacionales	Temperatura	°C	38		40	30						140						28	45		75
	Presión	kg/cm ²					3,685				3,685		25 - 30								
	Tiempo	h/min																			
	Relac Mezc./Sep.			0,00277												2,16		0,09772			
	Rendim/Conversión	%							100,00												
	E.D.		0		0								38								
	Concentración	Bx o % Pesc											38,00								
	Densidad	Bé o g/cm ³	17		17										12,00	36					43,00
	Cont. de Glucosa	%																			
	Cont. de Proteínas	%	0,50																		
Cont. de Grasa	%																				
Cont. de Azufre	%	0,00																			
pH				1,7							1,7					3,8					
Masa (kg)	Almidón		2464,175	0,000	2464,17	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	Proteínas & Grasas		40,787	0,000	40,79	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	40,787	0,000	0,000	0,000	40,787	0,000	0,000	0,000	0,000	40,78
	Agua		#####	15,8173	5668,321	1200,000	264,570	264,570	1200,000	1285,270	1285,270	5071,638	0,000	6,177	6,177	5077,815	800,012	783,912	783,912	800,012	4277,8
	Acido Clorhídrico		0,000	6,779	6,78	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	6,779	0,000	0,000	0,000	6,779	0,000	0,000	0,000	0,000	6,779
	Carbonato de Sodio		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,537	0,000	0,537	0,000	0,537	0,000	0,000	0,000	0,000	0,537
	Carbón Activado		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	Decalite		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	Metabisulfito de Sodio		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	Dextrinas		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	Azúc. No Reductores		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1879,656	0,000	0,000	0,000	1879,656	0,000	0,000	0,000	0,000	1879,6
	Azúc. Reductores		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1181,201	0,000	0,000	0,000	1181,201	0,000	0,000	0,000	0,000	1181,2
	Glucosa		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	Impurezas		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL Corriente		#####	22,60	8180,06	#####	264,57	264,57	#####	#####	#####	8180,06	0,54	6,18	6,71	8186,78	800,01	783,91	783,91	800,01	7386,7	
Balance de Materiales (MacroComponentes)	Almidón		0,302	0,000	0,301	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	Proteínas & Grasas		0,005	0,000	0,005	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,005	0,000	0,000	0,000	0,005	0,000	0,000	0,000	0,000	0,006
	Agua		0,693	0,700	0,693	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	1,000	0,620	0,000	1,000	0,920	0,920	1,000	1,000	1,000	1,000	0,579

DatosPrimarios-1 | DatosPrimarios-2 | DatosTransformados | Hoja de Trabajo | Reporte 1 | Reporte 2 | Reporte 3

LISTO REFERENCIAS CIRCULARES: L75 65 %

Figura 3: Ampliación (zoom) de la Hoja de Trabajo.

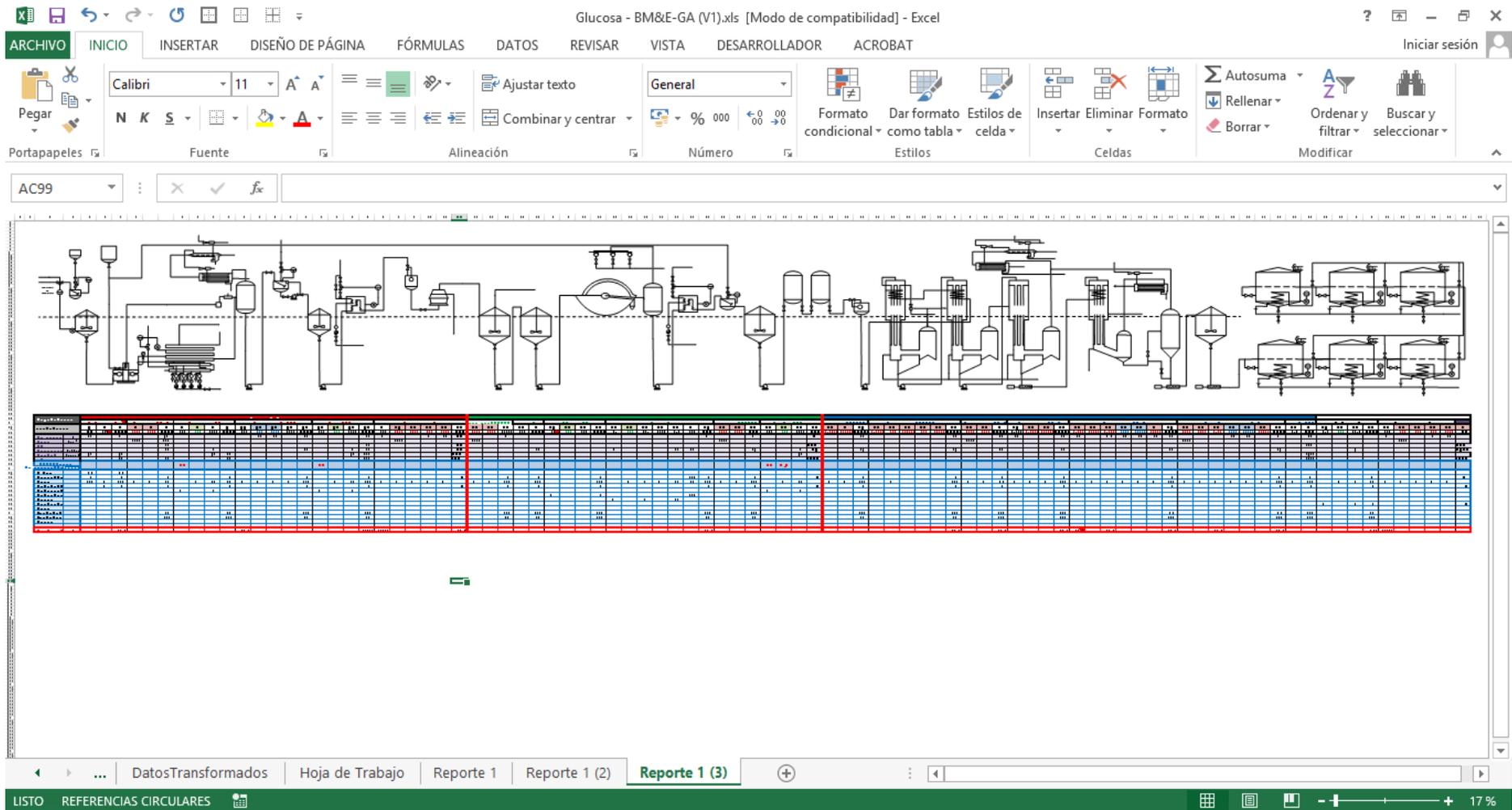


Figura 4: Hoja de Reporte donde se tabulan toda la información de las Corrientes acompañadas con del DFP.

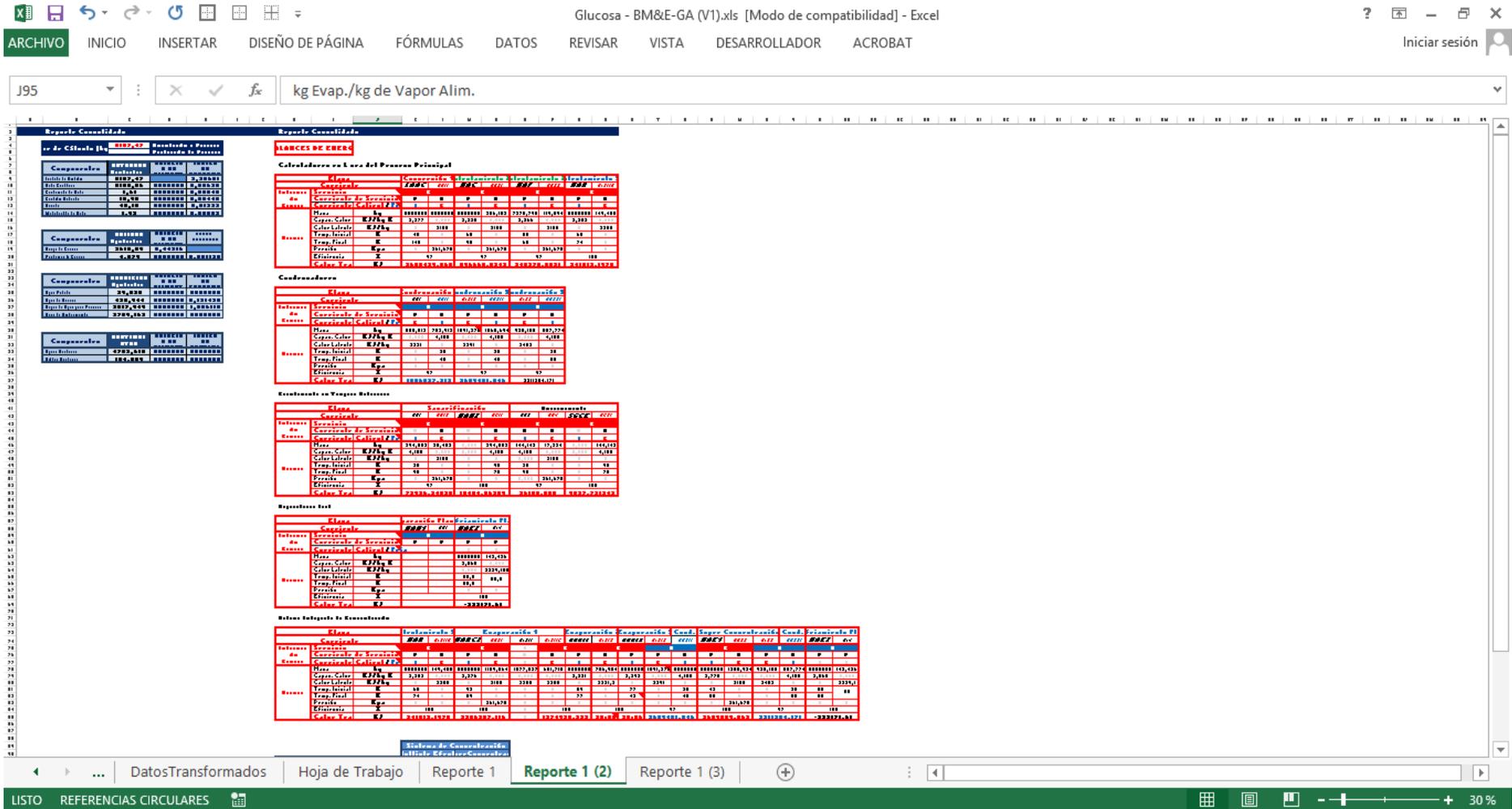


Figura 5: Hoja con Reporte de Índices resultante de los Balances.