

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

**SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DUAL BIOETANOL
COMBUSTIBLE-AZÚCAR**

**CLAUDIA XIMENA RAMIREZ NOVOA
UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
Facultad De Ingenierías Físicoquímicas
Posgrado en Ingeniería Química
Bucaramanga
2009**

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

**SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DUAL BIOETANOL
COMBUSTIBLE-AZÚCAR**

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

**Claudia Ximena Ramírez Novoa
Estudiante maestría en Ingeniería Química**

**Director
Dr. Viatcheslav Kafarov
Profesor Titular Escuela De Ingeniería Química UIS**

**Codirector
Ph.D Edgar Castillo Monroy**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
Facultad De Ingenierías Fisicoquímicas
Posgrado en Ingeniería Química
Bucaramanga
2009**

**A los dos hombres
que día a día me
motivan a ser mejor.**

AGRADECIMIENTOS

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

A los integrantes del Centro de Investigación CIDES especialmente a los Ingenieros (as) Liliana Hernández, Ariel, Yeimy, Yuranni, Viviana e Ivan por sus aportes para el desarrollo del trabajo y por su valiosísima amistad.

A mi esposo, a mi madre, a mi hijo y a toda mi familia por su paciencia y constate apoyo sin ellos hubiese sido mucho más difícil culminar exitosamente este camino.

A mis amigos (as) Kevin y Nancy por su amistad incondicional, por sus consejos y recomendaciones para cada momento de mi vida.

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

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN.....	18
2. GENERALIDADES.....	21
2.1. Situación Mundial.....	21
2.1.1 Brasil.....	22
2.1.2 Colombia.....	22
2.2 Marco Regulatorio.....	23
2.2.1 Europa.....	23
2.2.2 Estados Unidos.....	24
2.2.2 Colombia.....	26
2.3 Proyectos de Alcohol Carburante en Colombia.....	27
2.4 Proceso de producción azúcar-bioetanol.....	29
2.4.1 Producción de azúcar.....	30
2.4.1.1 Molienda.....	30
2.4.1.2. Clarificación.....	30
2.4.1.3. Evaporación.....	31
2.4.1.4 Cristalización.....	31
2.4.1.5 Centrifugación.....	32
2.4.1.7 Secado.....	33
2.4.1.8 Subproductos del proceso de producción de azúcar.....	33
2.4.1.8.1 Mielles.....	33
2.4.1.8.2 Cachaza.....	34
2.4.1.8.3 Bagazo de caña.....	34
2.4.2. Producción de etanol.....	35
2.4.2.1 Fermentación.....	35
2.4.2.2 Separación y Deshidratación.....	35
2.5. Sistemas tecnológicos utilizados en la actualidad para la producción de bioetanol.....	37
2.5.1 Sistema Melle- Boinot.....	37
2.5.2. Sistema Jackemine.....	37
2.5.3. Sistema biostil Alfa-Laval.....	37

3.	TOPOLOGIAS DE SIMULACIÓN.....	40
3.1.	Topologías en la Producción dual de Azúcar y Bioetanol.....	40
3.2.	Selección de topologías a simular y caso base.....	42
4.	DESARROLLO DEL MODELO EN ASPEN PLUS.....	45
4.1	Caracterización del Proceso.....	45
4.2	Especificación de Componentes.....	45
4.2.1.	Tamaño de distribución de partícula para las corrientes solidas.....	46
4.3	Estimación de propiedades físicas.....	47
4.4.	Desarrollo del diagrama de proceso.....	50
4.5.	Especificación de variables Operación.....	53
4.6.	BLOQUES.....	54
4.6.1	Jerarquía Molinos.....	55
4.6.2.	Jerarquía Evaporadores.....	56
4.6.3.	Jerarquía Cristalizadores (Tachos).....	57
4.6.4.	Jerarquía Fermentación.....	60
4.6.5.	Jerarquía Deshidratación.....	61
4.6.5.1.	Columna Despojadora.....	61
4.6.5.2.	Columna Rectificadora.....	63
4.6.5.3.	Columna Aldehidos.....	64
4.6.5.4.	Tamices Moleculares.....	66
4.7	Orden de Cálculo.....	66
4.8.	Algoritmos De Solución Del Flowsheet.....	67
4.9.	Análisis de Sensibilidad.....	67
5.	RESULTADOS.....	68
5.1.	Salidas del Caso Base.....	68
5.1.1	Jerarquía Molinos.....	69
5.1.2	Jerarquía Evaporación.....	71
5.1.3.	Jerarquía Cristalizadores.....	73
5.1.4.	Jerarquía Fermentación.....	76
5.1.4	Jerarquía Deshidratación.....	78
5.1.4.1.	Columna Despojadora.....	78
5.1.4.2.	Columna Rectificadora.....	80
5.1.4.3.	Columna de Aldehidos.....	81
5.1.4.4.	Tamices Moleculares.....	82

5.2. Salida del Caso II, alimentación de miel final hacia la producción de bioetanol.	84
5.3. Salida del Caso III, alimentación de miel B y Jugo hacia la producción de bioetanol.....	87
5.3. Validación.....	90
5.4. Análisis de Sensibilidad.....	92
5.4.1 Análisis de Sensibilidad caso Base.....	93
5.4. Análisis de Sensibilidad Caso II	97
5.4.3 Análisis de Sensibilidad Caso III	97
CONCLUSIONES.....	100
RECOMENDACIONES.....	101
BIBLIOGRAFIA.....	102
ANEXOS	105

LISTA DE TABLAS.

TABLA 1. PRECIOS DE PRODUCCIÓN Y VENTA DE ETANOL PRIMER TRIMESTRE DE 2009.....	23
TABLA 2. PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL Y AZÚCAR A PARTIR DE CAÑA DE AZUCARERA.....	28
TABLA 3. PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL EN FACTIBILIDAD Y EN CONSTRUCCIÓN 2008.....	28
TABLA 4. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA FERMENTACIÓN CONTINÚA.....	38
TABLA 5. TECNOLOGÍAS COMERCIALES PARA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR.....	38
TABLA 6. ESPECIFICACIÓN DE COMPONENTES DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO DUAL	46
TABLA 7. DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA DE LA CORRIENTE DE CAÑA	47
TABLA 8. ESPECIFICACIÓN DE CORRIENTES DE ENTRADA	53
TABLA 9. ESPECIFICACIONES DE OPERACIÓN DE MOLINOS.....	55
TABLA 10. ESPECIFICACIONES DE OPERACIÓN DE LOS SEPARADORES, JERARQUÍA MOLINOS.	55
TABLA11. ESPECIFICACIONES DE OPERACIÓN DE LOS EVAPORADORES.....	56
TABLA 12. ESPECIFICACIONES DE OPERACIÓN DE LOS CRISTALIZADORES.....	58
TABLA13. ESPECIFICACIONES DE OPERACIÓN DE LAS CENTRIFUGAS, JERARQUÍA DE CRISTALIZACIÓN.	59
TABLA 14. FRACCIÓN DE SEPARACIÓN EN LOS DIVISORES, JERARQUÍA DE CRISTALIZACIÓN.	59
TABLA15. REACCIONES EMPLEADAS EN LA FERMENTACIÓN Y FRACCIÓN DE CONVERSIÓN.	60
TABLA 16. COLUMNA DESPOJADORA, ETAPAS DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS.	63
TABLA 17. COLUMNA RECTIFICADORA, ETAPAS DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS.....	63
TABLA 18. COLUMNA DE ALDEHÍDOS, ETAPAS DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS.....	65
TABLA 19. FRACCIÓN DE SEPARACIÓN DE JUGO HACIA LA FERMENTACIÓN Y EVAPORACIÓN.	68
TABLA 20. DATOS DE DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA EN LA SALIDA DE LOS MOLINOS.....	69
TABLA 21. DATOS DE CORRIENTES DE SALIDA, JERARQUÍA MOLINOS.	70
TABLA 22. DATOS DE CORRIENTES DE SALIDA, DE LA FILTRACIÓN DE JUGO.	71
TABLA 23. ESPECIFICACIONES DE SALIDA DE LOS EVAPORADORES.....	72
TABLA 24. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LOS EVAPORADORES...	73
TABLA 25. RELACIONES DE DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑOS PARA LA SUSPENSIÓN MEZCLADA.	74
TABLA 26. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LOS CRISTALIZADORES.	75

TABLA 27. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE JERARQUÍA FERMENTACIÓN.	76
TABLA 28. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LA DESPOJADORA.	79
TABLA 29. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LA RECTIFICADORA.	80
TABLA 30. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE COLUMNA DE ALDEHÍDOS.	82
TABLA 31. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LA DESHIDRATACIÓN.	83
TABLA 32. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE BAGAZO, CACHAZA Y JUGO EN EL CASO II DE ESTUDIO.	84
TABLA 33. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LOS EVAPORADORES. CASO II.	85
TABLA 34. FLUJO DE CORRIENTES DE SALIDA EN LA CRISTALIZACIÓN. CASO II.	85
TABLA 35. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LA JERARQUÍA DE DESHIDRATACIÓN. CASO II	86
TABLA 36. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE BAGAZO, CACHAZA Y JUGO EN EL CASO III DE ESTUDIO.	87
TABLA 37. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LOS EVAPORADORES. CASO III.	88
TABLA 38. FLUJO DE CORRIENTES DE SALIDA EN LA CRISTALIZACIÓN. CASO III.	88
TABLA 39. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE SALIDA DE LA JERARQUÍA DE DESHIDRATACIÓN. CASO III.	89
TABLA 40. FLUJOS DE CORRIENTES DE SALIDA E INTERMEDIAS DEL CASO BASE.	90
TABLA 41. FLUJOS DE CORRIENTES DE SALIDA E INTERMEDIAS DE UN INGENIO COLOMBIANO.	91

LISTA DE FIGURAS.

FIGURA 1. RENDIMIENTO DE ETANOL POR MATERIA PRIMA POR HECTÁREA.	29
FIGURA 2. TONELADAS DE AZÚCAR PRODUCIDAS POR HECTÁREA AL AÑO EN DIVERSOS PAÍSES. [R]: AZÚCAR DE REMOLACHA. [C]: AZÚCAR DE CAÑA.....	29
FIGURA 3. ESQUEMA BÁSICO DE LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR A PARTIR DE CAÑA AZUCARERA.	34
FIGURA 4. ESQUEMA BÁSICO DE LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL PARTIR DE EFLUENTES DEL PROCESO DE AZÚCAR.....	36
FIGURA 5. TOPOLOGÍA DE PRODUCCIÓN DUAL, CON ALIMENTACIÓN DE MIEL FINAL HACIA LA DESTILERÍA.	41
FIGURA 6. TOPOLOGÍA DE PRODUCCIÓN DUAL, CON ALIMENTACIÓN DE MIEL FINAL Y JUGO CLARO HACIA LA DESTILERÍA.....	41
FIGURA 7. TOPOLOGÍA DE PRODUCCIÓN DUAL, CON ALIMENTACIÓN DE MIEL B HACIA LA DESTILERÍA.	42
FIGURA 8. TOPOLOGÍA DEL CASO BASE DE PRODUCCIÓN DUAL, CON ALIMENTACIÓN DE JUGO CLARO, MELADURA Y MIEL B HACIA LA DESTILERÍA.....	44
FIGURA 9. COMPARACIÓN DE MODELOS TERMODINÁMICOS. (VER ANEXO1).....	48
FIGURA 10. DIAGRAMA GLOBAL DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DUAL TRABAJANDO COMO SUSTRATO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL MIEL FINAL.	49
FIGURA 11. JERARQUÍA DE MOLINOS	50
FIGURA 12. JERARQUÍA DE EVAPORADORES.....	51
FIGURA 13. JERARQUÍA DE TACHOS.....	51
FIGURA 14. JERARQUÍA DE FERMENTACIÓN.	52
FIGURA 15. JERARQUÍA DE DESHIDRATACIÓN.....	52
FIGURA 16. ESPECIFICACIÓN DE CORRIENTES DE ENTRADA EN ASPEN PLUS.	54
FIGURA 17. DATOS DE SOLUBILIDAD AGUA-AZÚCAR.	58
FIGURA 18. REACCIONES UTILIZADAS EN LA UNIDAD DE FERMENTACIÓN.....	61
FIGURA 19. CONFIGURACIÓN DE LA COLUMNA DESPOJADORA	62
FIGURA 20. CONFIGURACIÓN DE LA COLUMNA RECTIFICADORA	64
FIGURA 21. CONFIGURACIÓN DE LA COLUMNA DE ALDEHÍDOS	65
FIGURA 22 . SECUENCIA DE CÁLCULO DE LAS UNIDADES DEL MODELO DE SIMULACIÓN	66
FIGURA 23. FRACCIONES DE MASA EN LA MOLIENDA.	70
FIGURA 24. PERFIL DE PRESIÓN EN EL TREN DE EVAPORADORES	72
FIGURA 25. DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA EN LOS CRISTALIZADORES.....	76
FIGURA 26. FRACCIÓN MÁSCICA DE LA SUB-CORRIENTE MIXED, VINO+CO ₂ , EN LA SALIDA DEL FERMENTADOR.....	78

FIGURA 27. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA COLUMNA DESPOJADORA.....	79
FIGURA 28. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA RECTIFICADORA.....	81
FIGURA 29. DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA EN LOS CRISTALIZADORES. CASO II.	86
FIGURA 30. DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA EN LOS CRISTALIZADORES. CASO III.	89
FIGURA 31. COMPARACIÓN DE LOS DATOS SIMULADOS Y REALES	92
FIGURA 32. ERROR RELATIVO	92
FIGURA 33. FLUJO DE BIOETANOL EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE MELADURA, A) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.89, B) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.91, C) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.93.	93
FIGURA 34 . FLUJO DE AZÚCAR EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE MELADURA, A) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.89, B) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.91, C) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.93.	94
FIGURA 35. FLUJO DE VINAZA EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE MELADURA, A) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.89, B) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.91, C) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.93.	95
FIGURA 36. FLUJO DE FLEMAZA EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE MELADURA, A) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.89, B) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.91, C) FRACCIÓN DE JUGO HACIA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE 0.93.	96
FIGURA 37. FLUJO DE PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS DE LA PRODUCCIÓN DUAL BIOETANOL-AZÚCAR, VARIANDO LA RECIRCULACIÓN DE VINAZA HACIA EL FERMENTADOR.....	97
FIGURA 38. FLUJO DE BIOETANOL EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE JUGO.	98
FIGURA 39. FLUJO DE AZÚCAR EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE JUGO.	98
FIGURA 40. FLUJO DE VINAZA EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE RECIRCULACIÓN VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE JUGO.	99
FIGURA 41. FLUJO DE FLEMAZA EN KG/H, VARIANDO LA FRACCIÓN DE VINAZA ENTRE 0.6 Y 0.8 A DIFERENTES FRACCIONES DE JUGO.	99

LISTA DE ANEXOS

ANEXO 1	105
ANEXO 2	110
ANEXO 3	111
ANEXO 4	112

GLOSARIO

BAGAZO DE CAÑA: Desecho que queda después de la molienda de la caña de azúcar. Está formado por un conjunto de partículas de diferentes tamaños cuyo promedio oscila entre 1.5 a 2.5 mm, el resto consta de sólidos solubles e insolubles. Es utilizado comúnmente como combustible en las calderas que dan energía a los ingenios (Leeson y Summers, 2000)

CIPSD: Sub-corriente utilizada para manejar componentes convencionales que aparecen en fase sólida, pero que no participan en el equilibrio.

CORRIENTE DE CORTE: En un diagrama de flujo, son las corrientes que permiten efectuar un cálculo secuencial de las unidades en presencia de reciclos.

CRISTALIZADOR MSMPR: modelo idealizado de cristalizado, llamado modelo de suspensión mezclada- separación de productos mezclado.

MAGMA: En la cristalización industrial de una disolución la mezcla bifásica formada por las aguas madres y los cristales de todos los tamaños, contenida en un cristizador y que se saca como producto.

MELADURA: Es el jugo clarificado y concentrado por evaporación.

MIEL: Líquido madre de las masas cocidas, que se separa de los cristales por centrifugación.

MIEL FINAL Ó MELAZA: Líquido denso y viscoso obtenido de la centrifugación de la masa cocida final y del cual no es posible recuperar, económicamente, más sacarosa por los métodos usuales.

MIEL VIRGEN: Es la meladura, que no ha sido sometida al proceso de cristalización, cuando su contenido de azúcares totales como reductores, es mayor a 67%.

MIXCIPSD: Corriente mixta con sólidos convencionales presentes con un tamaño de distribución de partícula conocida.

MIXED: Sub-corriente utilizada para manejar componentes convencionales en fase vapor-liquida –sólido en estado de equilibrio.

VINAZA: residuo de las destilerías de alcohol que se produce en una proporción de 13 litros por cada litro de alcohol obtenido, proporción que puede variar entre 10 y 15 litros de vinaza por litro de alcohol. Este subproducto es alto en el contenido de potasio, azufre y calcio.

RESUMEN

Título: SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DUAL BIOETANOL COMBUSTIBLE-AZÚCAR¹.

Autor: Claudia Ximena Ramírez Novoa²

Palabras clave: Azúcar, Bioetanol, Caña de azúcar, Simulación.

Con el desarrollo del programa nacional de biocombustibles en Colombia se han incorporado las tecnologías para la obtención de bioetanol (destilería) a los ingenios azucareros ya existentes, en diferencia con Brasil donde las plantas están una vez diseñadas para producción dual bioetanol-azúcar con un alto grado de integración másica y energética. Por esta razón el objetivo de este trabajo fue la simulación del proceso de producción dual azúcar- bioetanol para el caso específico colombiano, donde ambos procesos inicialmente fueron diseñados por separado, esto con el fin de lograr un mayor grado de integración y como consecuencia aumentar la eficiencia energética y productividad del proceso.

El presente trabajo se desarrollo en el simulador ASPEN PLUS®, (Aspen Technologies, Inc., EUA), se simuló el proceso de producción dual azúcar-bioetanol en condiciones colombianas con el propósito de obtener un modelo que permita evaluar y/o predecir el comportamiento del sistema, para la facilitación de la implementación de acciones correctivas, mejoras y/o definir estrategias de operación.

En este proyecto se manejaron tres casos de estudio para la simulación en el primero una mezcla de sustratos miel-jugo claro-meladura, en el segundo solo se manejo como sustrato miel final y en el tercero miel final y jugo para la producción de bioetanol.

¹ Proyecto de grado de Maestría en ingeniería

² Facultad de ingenierías fisicoquímicas, Escuela de ingeniería química, Dir. Ph.D Vlatcheslav Kafarov, Codir. Ph.D Edgar Castillo Monroy.

ABSTRACT

Title: PROCESS SIMULATION OF DUAL PRODUCTION OF SUGAR -FUEL BIOETHANOL³

Author: Claudia Ximena Ramirez Novoa⁴

Keywords: Sugar, bioethanol, sugar cane, Simulation.

With the development of national biofuels program in Colombia have incorporated technologies for bioethanol production (distillery) to existing sugar mills, in contrast to Brazil where the plants are designed for dual bioethanol production with high mass and energy integration. For this reason the aim of this work was the simulation of the dual sugar-ethanol production for the specific case of Colombia, where were initially designed separately, in this order to achieve a greater degree of integration and consequently increase energy efficiency and productivity of the process.

This work was developed in the simulator Aspen Plus ® (Aspen Technologies, Inc., USA), it simulated the process of sugar-ethanol dual production in Colombian conditions in order to obtain a model that would evaluate and / or predict the behavior system, for facilitating the implementation of corrective actions, improvements and / or define operating strategies.

In this project we managed three case studies for simulating the first substrate a mixture of clear juice-honey-meladura, second only honey as a substrate handling end and the third final honey and juice for the production of bioethanol.

³ M.Sc. Engineering Thesis

⁴ Physical Chemistry Engineering Faculty, Chemical Engineering Department, Advisor. Ph.D Vlatcheslav Kafarov, Coadvisor. Ph.D Edgar Castillo Monroy

1. INTRODUCCIÓN

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

La obtención de biocombustibles a partir de materias primas agrícolas y forestales se convirtió en un gran desafío en los últimos 10 años. El bioetanol, alcohol carburante, se obtiene generalmente de: almidones de cereales (trigo, maíz, cebada, yuca), azúcares (caña de azúcar, remolacha azucarera, sorgo dulce) y el bioetanol de segunda generación se obtiene de sustancias celulósicas (desechos agrícolas y forestales) por fermentación alcohólica.

En Colombia la ley 693 de 2001 del Ministerio de Minas y Energía establece el uso de alcohol como oxigenante de gasolina a partir del 2005 en centros urbanos de más de 500.000 habitantes, dando un plazo de tres años para que todas las ciudades acogieran esta norma. Para suplir las necesidades estimadas es necesaria la construcción de 8 a 10 plantas de producción de bioetanol (Acosta,2003).

Siendo la caña de azúcar la principal materia prima para la producción de bioetanol en Colombia, ya sea en forma de jugo de caña, meladuras (subproducto de la industria azucarera) o miel. Razón por la cual se ha incorporado la tecnología de la compañía Praj-delta T (compañía especializada a escala mundial que suministra la tecnología para producir el alcohol a partir de la caña de azúcar, bien sea de la melaza o del jugo directamente, su tecnología es de fermentación continua, deshidratación con tamices moleculares y tratamiento anaeróbico de las vinazas) para la obtención de bioetanol (destilería) al proceso ya existente de producción de azúcar en los

ingenios del país. A diferencia de países como Brasil donde sus plantas fueron diseñadas para producción dual bioetanol-azúcar con un alto grado de integración masica y energética. En el caso de colombiano la planta de bioetanol y la planta de azúcar no fueron diseñadas para la producción conjunta lo que significa muy bajo grado de integración y como consecuencia baja eficiencia energética de procesos productivos, agregando que la tecnología comprada solo era para trabajar con una corriente pura de miel y con una recirculación alta de vinazas, y en la actualidad se trabaja con una mezcla de miel-juga claro – meladura lo que ha generado una problemática en su integración y en el manejo de vinazas.

Por esta razón el objetivo de este trabajo fue la simulación del proceso de producción dual de azúcar- bioetanol a partir de caña de azúcar para el caso específico colombiano, donde ambos procesos inicialmente fueron diseñados por separado, esto con el fin de lograr mayor grado de integración y como consecuencia aumentar la productividad del proceso dual.

Existen diversos caminos para la producción simultánea de azúcar y bioetanol a partir de la caña de azúcar. El primero, es a partir de la extracción del jugo de caña, una vez obtenido se divide en dos fracciones las cuales son enviadas para la producción de cada uno de los productos (azúcar-bioetanol), este proceso genera inconvenientes en cuanto a la producción de azúcar para consumo debido a la no clara normatividad. Un segundo camino para la producción dual es la obtención del bioetanol por la combinación de corrientes del proceso de la producción de azúcar, por ejemplo; la combinación de jugo clarificado, meladura y un tipo de miel.

Este último caso ha sido el caso base empleado para la simulación ya que representa las condiciones nacionales de producción.

En el capítulo de generalidades se comenta sobre la situación mundial de los biocombustibles, la normatividad existente, los proyectos de alcohol carburante a nivel nacional y la descripción del proceso como de los sistemas tecnológicos utilizados en la actualidad para la producción de bioetanol. En el capítulo de topologías de simulación se describe las posibles topologías del proceso dual

manejando como sustratos hacia la fermentación diferentes corrientes intermedias de la producción de azúcar, concluyendo cuales serán las topologías a simular y porque. En el capítulo del desarrollo del modelo en Aspen Plus, se describe como fue construido el modelo de simulación del proceso de producción dual. Y finalmente se presentan los resultados, conclusiones y recomendaciones del proyecto.

2. GENERALIDADES.

Los biocombustibles no son un nuevo tema como fuente de energía, son el resultado de los programas promovidos a finales de la década del setenta para ayudar a aliviar la presión en el precio del petróleo. Los biocombustibles han estado en una fase de desarrollo industrial durante los últimos años, y se espera en el futuro, un crecimiento sostenido de este sector en todo el mundo.

2.1. Situación Mundial.

La producción mundial del alcohol carburante crecerá 191%, de 55.700 millones de litros fabricados en 2007 a 162.000 millones en 2015, según un estudio presentado durante una Conferencia Internacional de Biocombustibles en Sao Paulo (Conferencia Biofuels, 2008).

La demanda de etanol en 2010, según el mismo estudio, será de 101.000 millones de litros, ante una oferta de 88.000 millones de litros.

Ese “escenario tiende al equilibrio en 2015, cuando la oferta deberá situarse cercana a 162.000 millones de litros, frente a una demanda que rondará 150.000 millones de litros”, revela el estudio de la Organización de Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO), la Comisión Económica Para América Latina de la ONU (CEPAL) y el banco brasileño de fomento BNDES.

En 2007, el mundo produjo 55.700 millones de litros de alcohol carburante, de ellos 26.000 millones en Brasil (de caña de azúcar), 20.000 millones en Estados Unidos (en base a maíz), 7.400 millones en los países asiáticos, y cerca de 2.300 millones de litros en la Unión Europea (UE) (Reuters, 2008).

2.1.1 Brasil.

En 1973, el fuerte aumento del petróleo impulsó a Brasil, rico en caña de azúcar y sin petróleo (importaba el 80% del combustible), a comenzar a producir bioetanol. Se construyeron automóviles que funcionaban con bioetanol puro hasta finales de los 80 (9 de cada 10 automóviles nuevos funcionaban exclusivamente con etanol).

En 2003 los constructores de automóviles trajeron un motor flex-fuel que podía funcionar con cualquier mezcla de etanol y nafta; actualmente 7 de cada 10 automóviles nuevos que se venden son de este tipo, incentivados por la posibilidad que tiene el consumidor de utilizar el combustible que le resulte más barato.

Actualmente el Alcohol Carburante Brasileño es el más competitivo de todo el mundo. Brasil es el actor más importante en el mercado mundial del Alcohol. El crecimiento de la producción brasileña de Alcohol está sustentado en una moderna infraestructura industrial, constituida por 367 fábricas, donde las ventajas comparativas y competitivas de la Caña de azúcar se han venido sistemáticamente desarrollando y consolidando, a través de la investigación y el desarrollo tecnológico de plantaciones más eficientes y el mejoramiento genético de estas logrando en los últimos años, ganancias de productividad. En 1975 obtenían 2.000 litros de etanol por hectárea de caña de azúcar; hoy obtienen casi 7.000 litros, lo que genera un costo muy bajo a la unidad Alcohol producido.

2.1.2 Colombia.

En el marco de la Ley 693/2001, Colombia inicia la era de nuevos combustibles con la obligatoria mezcla de alcohol–gasolina (5-95%), es decir, se legisló para permitir la libre competencia en la producción, distribución y comercialización de alcoholes no potables. Esto coincidió con la implementación de dicho régimen con un elevado precio de la gasolina.

En Colombia la producción industrial de Alcohol Carburante emplea principalmente caña de azúcar como materia prima básica, esta se caracteriza por las cosechas de caña de azúcar a lo largo de todo el año. Se incorporó la tecnología Praj-Delta T para la obtención del biocombustible al proceso ya existente de producción de azúcar en los ingenios del país.

Tabla 1. Precios de producción y venta de etanol primer trimestre de 2009

	Estados Unidos	Brasil	Colombia
Precio de producción por galón . ¹	US\$ 1.14 - 1.33	US\$ 0.57 - 0.64	US\$ 0.90 - 1.15
Plantas De Producción	170	367	5

Fuente: ¹Jornada en Energía y Desarrollo Sostenible: Oportunidades Energéticas en el Contexto Colombiano.

2.2 Marco Regulatorio.

2.2.1 Europa.

La comisión Europea, en su "libro Blanco" de 1997 (LBC), fija los primeros objetivos claros para las energías renovables, concretamente para los biocombustibles; así, se ha fijado un objetivo del 12% de contribución de las energías renovables para el 2010 (de las que el 7 % serán aportadas por los biocombustibles).

En la tercera conferencia de las partes del convenio marco de las Naciones Unidas en Kyoto (1997), la mayoría de países industrializados asumen el compromiso de reducir las emisiones de CO₂.

Dado el anterior panorama y como consecuencia de los objetivos citados en el libro Blanco y del protocolo de Kyoto se crea la Directiva 2003/96/CE y la directiva 2003/30/EC donde se fijan el grado de sustitución de combustibles fósiles requerido para el sector transporte, y para la sustitución de estos por biocarburantes.

La Directiva del Parlamento Europeo (2003/17.5/EC) dispuso que en el año 2005 la proporción obligatoria de biocombustibles (incluyendo gasolina y diesel) fuera del 2%, porcentaje que se debe aumentar al 5.75% en el 2010 y al 20% en el 2020. De acuerdo con esta directriz, se estima que la demanda europea para el año 2010 será de 14 millones de toneladas de biocombustibles anuales.

Plan 20-20-20 para 2020. Consiste de un plan para que los 27 países de la Unión Europea consigan en la próxima década ser más limpios, con un 20% de su energía de fuentes renovables, más eficaces, con un quinto de menos consumo y menos contaminantes y con una baja del 20% en las emisiones de CO₂.

A nivel mundial dos productos dominan el mercado de biocombustibles:

- ♣ Alcohol carburante, cuyos principales productores son Brasil, Estados Unidos y la Unión Europea, y los principales consumidores: Brasil, Estados Unidos, Canadá, Unión Europea y Japón.
- ♣ Biodiesel, cuyos principales productores y consumidores son los países de la Unión Europea.

2.2.2 Estados Unidos.

En 2005 las 97 fábricas ubicadas en EEUU produjeron casi 15.000 millones de litros de bioetanol, un volumen que ha venido creciendo en forma constante desde 1980, en que comenzó su producción. Además se encontraban en construcción 35 fábricas con una capacidad anual de producción de 8.300 millones de litros.

En su presupuesto para 2006, EEUU destinó 86 millones de dólares para Investigación y Desarrollo e instó a que comience a utilizarse el E85 (mezcla de 85% de etanol y 15% de combustibles) para aumentar su consumo (actualmente el más utilizado es el E10).

En algunos estados analizan la posibilidad de elevar el mínimo de etanol exigido en mezcla para el transporte público, que en la actualidad es del 10%. Se producen 372 litros de bioetanol por cada tonelada de maíz (es decir, se requieren 2,688 kg. de maíz para producir 1 litro de bioetanol). Una hectárea produce en EEUU aproximadamente 10 toneladas de maíz. Siendo la producción mundial de maíz de alrededor de 700 millones de toneladas anuales podrían obtenerse 260.400 millones de litros de bioetanol, si toda la cosecha se dedicara a la producción de bioetanol.

Existen leyes en Estados Unidos para regular la producción de bioetanol (Brown Susan. 2002):

- ♣ Ley 2076 de la Asamblea (Capítulo 936, Estatutos del 2000), trata de la volatilidad de los precios de los combustibles, el incremento de la demanda del petróleo y los límites estatales en la capacidad de refinamiento; recomienda estrategias para aumentar la eficiencia energética, el uso de combustibles que no son derivados del petróleo y tecnologías avanzadas de vehículos; y evalúa la factibilidad de una reserva de petróleo en un estudio separado.
- ♣ Acción federal para continuar los créditos CAFE para vehículos de combustible alternativo.
- ♣ Continuación del crédito fiscal para los procesadores, más allá del 2007.
- ♣ Nueva política fiscal gubernamental de incentivos, por ejemplo, créditos para la producción.

En el caso de California, las iniciativas estatales para aumentar el uso del etanol incluyen:

- ♣ Apoyo condicional para la legislación energética federal para crear el Programa de Combustibles.
- ♣ Esfuerzos para estimular la producción dentro del Estado, proveniente de recursos de biomasa.

2.2.2 Colombia.

En el país existe un amplio marco normativo del tema de biocombustibles que incluye, entre otras, las siguientes normas:

Ley 693 de 2001 Por la cual se dictan normas sobre el uso de alcoholes carburantes, se crean estímulos para su producción, comercialización y consumo. Esta ley establece la obligatoriedad de componentes oxigenados para su uso en los combustibles en ciudades de más de 500.000 habitantes. Se define un plazo de 5 años para implementar la norma de manera progresiva.

Ley 788 de 2002: Reforma tributaria donde se introdujeron las exenciones de IVA, Impuesto Global y Sobretasa al componente de alcohol de los combustibles oxigenados.

Resolución 0447 de 2003 del Ministerio de Medio Ambiente y Ministerio de Minas: Regula los criterios ambientales de calidad de los combustibles líquidos y sólidos utilizados en hornos y calderas y en motores de combustión interna. Además establece requisitos de calidad para etanol anhidro, gasolinas para ciudades de menos de 500.000 habitantes, gasolinas oxigenadas con etanol anhidro para ciudades de más de 500.000 habitantes, diesel corriente y extra. Según esta Resolución la proporción de agua en el alcohol anhidro no debe superar el 0.4%.

Resolución 180687 de 2003 del Ministerio de Minas y Energía: Por la cual se expide la regulación técnica prevista en la Ley 693 de 2001, en relación con la producción, acopio, distribución y puntos de mezcla de los alcoholes

carburantes. Además establece que el porcentaje de etanol a utilizar en la mezcla con gasolina básica será del 10%.

Ley 939 de 2004: Por medio de la cual se estimula la producción y comercialización de biocombustibles de origen vegetal o animal para uso en Motores diesel y se dictan otras disposiciones.

Resolución 1289 de 2005 Determina los criterios de calidad de los biocombustibles para su uso en motores diesel y establece el 1 de enero de 2008 como fecha de inicio de la mezcla del 5% de biodiesel con el ACPM.

El decreto 1135 del 31 de marzo del 2009 obliga a que en el año 2012 el 60% de los vehículos de hasta 2.000 centímetros cúbicos que se vendan en el país soporte la tecnología conocida como Flex-Fuel E85, que permite que un automotor funcione con una mezcla de 85% de etanol y 15% con gasolina.

El decreto establece que la oferta de vehículos con esa tecnología debe subir en el 2014 al 80%, y en el 2016 al 100%. La norma también exige que la tecnología Flex-Fuel (permite una mayor mezcla de etanol con gasolina en los motores de los carros) aplique para todos los vehículos de más de 2.000 centímetros cúbicos de todas las marcas y modelos a partir del 1 de enero de 2013.

2.3 Proyectos de Alcohol Carburante en Colombia.

Cumpliendo con lo dispuesto en la Ley 693 de 2001, el país empezó a implementar la producción de biocombustibles. El 28 de octubre de 2005 se inauguró la primera planta productora de alcohol carburante. Actualmente son cinco los ingenios que han instalado destilerías en sus plantas, con una capacidad de producción de un millón cincuenta mil litros diarios y se encuentran en estudio alrededor de 27 proyectos para producción de bioetanol a partir de caña de azúcar, yuca, remolacha y banano.

Tabla 2. Plantas de Producción de Bioetanol y Azúcar a partir de Caña de Azucarera.

Inversionistas	Región	Capacidad de Producción L Bioetanol/día	Capacidad de Producción t Azúcar/día	Fecha de entrada en funcionamiento de la destilería anexa
Incauca	Sur-occidente (Miranda, Cauca)	350000	606	Octubre 27/2005
Providencia	Sur-occidente (Palmira, Valle)	250000	504	Octubre 26/2005
Manuelita.	Sur-occidente (Palmira, Valle)	250000	504	Marzo 24/2006
Mayagüez	Sur-occidente (Candelaria, Valle)	150000	303	Marzo 11/2006
Risaralda	Sur-occidente (La Virginia, Risaralda)	150000	303	Marzo 8/2006

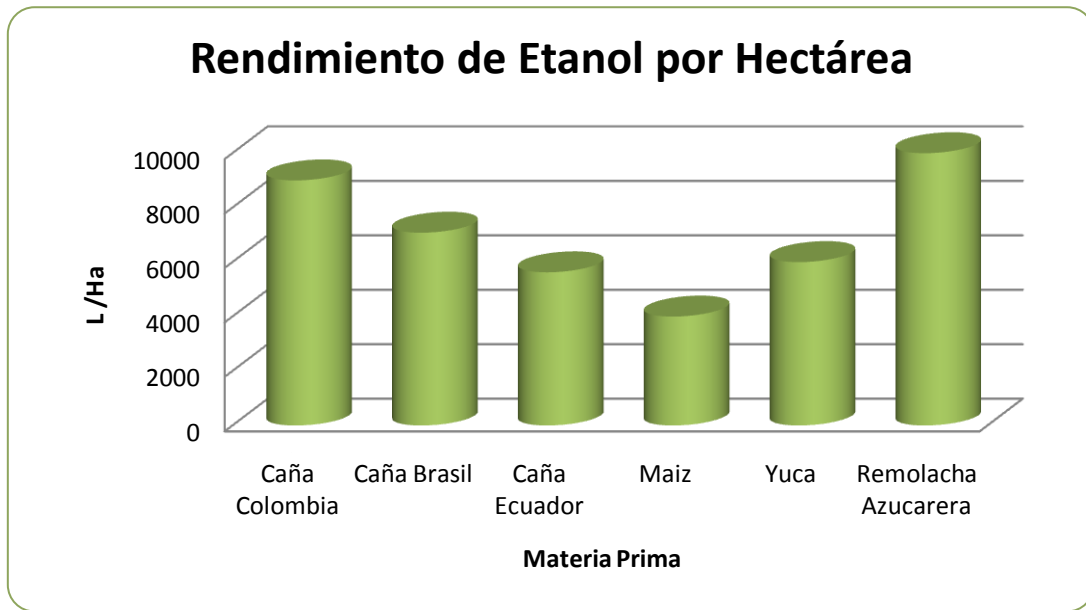
Fuente: Autora

Tabla 3. Plantas de Producción de Bioetanol en factibilidad y en construcción 2008.

Inversionistas	Región	Materia Prima	Capacidad de Producción L Bioetanol/día	Fecha de entrada en funcionamiento de la destilería
Finagro-MADR	Costa Atlántica (Sincelejo, Sucre)	Yuca	121428	Segundo Semestre 2008
Ingenio Sicarare	Sur-occidente (Palmira, Valle)	Yuca	33696	Segundo Semestre 2008
Ingenio Sicarare	Sur-occidente (Palmira, Valle)	Caña	57142	Segundo Semestre 2008
petrotesting	Sur-occidente (Candelaria, Valle)	Yuca	24285	Segundo Semestre 2007

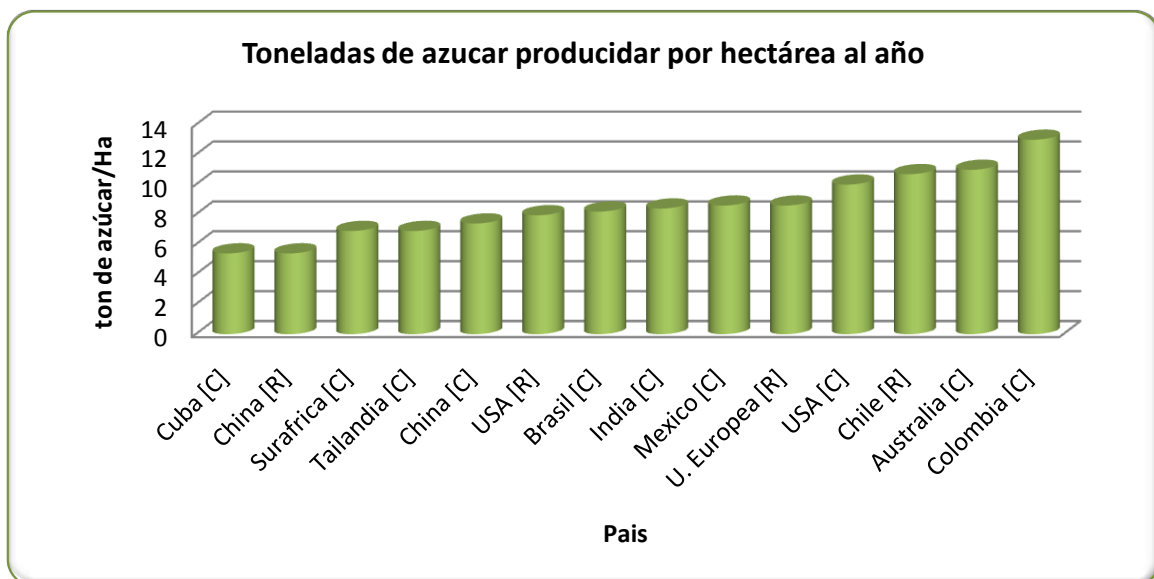
Fuente: Autora.

Figura 1. Rendimiento de etanol por materia prima por hectárea.



Fuente: Conferencia Protesting S.A. en Biofuels América, Cartagena 2007

Figura 2. Toneladas de azúcar producidas por hectárea al año en diversos países. [R]: Azúcar de remolacha. [C]: Azúcar de caña.



Fuente: Informe Anual de Asocaña "Aspectos Generales del Sector Azucarero 2006 -2007.

2.4 Proceso de producción azúcar-bioetanol.

La producción de azúcar y bioetanol a partir de caña de azúcar puede describirse en forma global, como un proceso compuesto de diez etapas

principales, en el área de producción de azúcar son: molienda, clarificación, evaporación, cristalización, Centrifugación, secado y en la área de producción de bioetanol son:, fermentación, separación y deshidratación, y tratamiento de efluentes.

2.4.1 Producción de azúcar.

La caña después de ser cortada es llevada a patios de almacenamiento en el ingenio. Este almacenamiento no debe ser muy prolongado, puesto que los efectos del sol disminuyen el rendimiento del jugo, lo mismo que su calidad; por este motivo, debe pasarse a la molienda en el menor tiempo posible después de haber sido cortada; dentro de lo posible debe procurarse que este tiempo no sobrepase las 48 horas para evitar pérdidas (Swan y Karalazos,1990).

2.4.1.1 Molienda.

La caña es sometida a un proceso de preparación que consiste en romper o desfibrar las celdas de los tallos por medio de picadoras. Luego es transportada a la zona de extracción, en Colombia consiste generalmente de 5 o 6 molinos en cascada. La caña preparada por las picadoras o desfibradoras es alimentada al primer molino por medio de un transportador de velocidad variable. El bagazo resultante del primer molino es alimentado al siguiente por medio de un transportador que opera a velocidad fija, y así sucesivamente hasta el último. El bagazo que sale del ultimo molino, es conducido a las calderas como combustible para generar vapor de alta presión, que se emplea para accionar los turbogeneradores para producir energía y a los molinos para lograr su movimiento. A la entrada del ultimo molino se adiciona agua de imbibición para diluir el jugo y extraer la sacarosa que contiene el material fibroso; el contenido de jugo que resulta de cada extracción, se envía al molino anterior y así sucesivamente hasta el segundo. El contenido de jugo extraído por el primero y segundo molino es enviado a la siguiente etapa de proceso.

2.4.1.2. Clarificación.

El jugo proveniente de los molinos, una vez pesado en las básculas, pasa al tanque de alcalinización, donde se rebaja su grado de acidez y se evita la

inversión de la sacarosa, mediante la adición de la lechada de cal. Este proceso ayuda a precipitar la mayor parte de las impurezas que trae el jugo. El jugo alcalinizado se bombea a los calentadores, donde se eleva su temperatura hasta un nivel cercano al punto de ebullición y luego pasa a los clarificadores continuos, en los que se sedimentan y decantan los sólidos, en tanto que el jugo claro que sobrenada es extraído por la parte superior. Los sólidos decantados pasan a los filtros rotatorios y al vacío, los cuales están recubiertos con finas mallas metálicas que dejan pasar el jugo, pero retienen la cachaza, que puede ser usada como abono en las plantaciones.

El jugo es bombeado de los molinos a los clarificadores por medio de bombas centrífugas hechas de materiales resistentes a la abrasión y a los ácidos. La clarificación se lleva a cabo por medio de cal y calor. La acidez del jugo es neutralizada con cal y luego se eleva la temperatura hasta su punto de ebullición. El precipitado que se forma por acción de la cal y el calor, se deja sedimentar en los tanques clarificadores continuos y el jugo clarificado es decantado de la espuma, barro y desperdicios y es llevado a la estación evaporadora (Ospina y Palacios,1994).

2.4.1.3. Evaporación.

Luego el jugo clarificado pasa a los evaporadores, que funcionan al vacío para facilitar la ebullición a menor temperatura. En este paso se le extrae el 75% del contenido de agua al jugo, para obtener el jarabe o meladura.

El jugo clarificado pasa a un evaporador de efecto múltiple sin ningún tratamiento previo. Los evaporadores consisten en una serie de techos de vacío, de tal manera que se logre la ebullición a temperatura más baja (Ospina y Palacios,1994).

2.4.1.4 Cristalización

La cristalización o cocimiento de la sacarosa que contiene el jarabe se lleva a cabo en tachos al vacío. Estos cocimientos, según su pureza, producirán azúcar crudo (para exportación o producción de concentrados para animales),

azúcar blanco (para consumo directo) o azúcar para refinación. La cristalización del azúcar es un proceso demorado que industrialmente se acelera introduciendo al tacho unos granos de polvillo de azúcar finamente molido (cristal madre).

Se hace en tanques de vacío de efecto simple a presión reducida. El jarabe o las aguas madres de cristalizaciones anteriores (melazas), se evaporan hasta su saturación de azúcar; en este punto, los granos son separados de la masa en ebullición y sirven como núcleo para la formación de cristales. El tanque es cargado a medida que el agua se evapora y su contenido de azúcar es depositado sobre los cristales presentes sin la formación de cristales adicionales. En este punto, la mezcla de cristales y jarabe, constituye una masa densa denominada "Templa" (Ospina y Palacios,1994).

2.4.1.5 Centrifugación

Los cristales de azúcar se separan de la miel restante en las centrífugas. Estas son cilindros de malla muy fina que giran a gran velocidad (entre 1000 y 2000 rpm). El líquido sale por la malla y los cristales quedan en el cilindro, luego se lavan con agua.

La Templa es derramada sobre un mezclador y de allí pasa a centrífugas verticales de alta velocidad. Los cristales de azúcar son retenidos en la centrífuga y pueden ser lavados con agua si se desea. Las aguas madres que se separan, se denominan melazas de primera. Completada la centrifugación, se remueve el azúcar quedando la máquina lista para una nueva carga (Ospina y Palacios,1994).

El azúcar obtenido pasa a los depósitos para su despacho, mientras que las melazas se envían a un nuevo evaporador y de ahí a la primera centrífuga, donde se obtiene el azúcar y las melazas de segunda. Estas melazas se someten a un proceso similar a los anteriores, obteniéndose en esta oportunidad azúcar de semilla y melazas finales. Estas melazas finales, han sido consideradas en los ingenios como producto sobrante y al cual son muy pocos los usos que se le dan (Ospina y Palacios,1994).

2.4.1.7 Secado

El azúcar refinado se seca con aire caliente, se clasifica según el tamaño del cristal y se almacena en silos para su posterior empaque.

2.4.1.8 Subproductos del proceso de producción de azúcar.

2.4.1.8.1 Mieles

Las mieles finales o melazas “blackstrap”, suelen ser definidas, por muchos autores como los residuos de la cristalización final del azúcar de los cuales no se puede obtener más azúcar por métodos físicos.

La Norma ICONTEC 587 de 1994, define como miel final o melaza (no cristalizable) al jarabe o líquido denso y viscoso, separado de la misma masa cocida final y de la cual no es posible cristalizar más azúcar por métodos usuales (ICONTEC, 1994).

La denominación melaza se aplica al efluente final obtenido en la preparación del azúcar mediante una cristalización repetida. El proceso de evaporación y cristalización es usualmente repetido tres veces hasta el punto en el cual el azúcar invertido y la alta viscosidad de las melazas ya no permitan una cristalización adicional de la sacarosa (Swan y Karalazos, 1990). La melaza es una mezcla compleja que contiene sacarosa, azúcar invertido, sales y otros compuestos solubles en álcali que normalmente están presentes en el jugo de caña localizado, así como los formados durante el proceso de manufactura del azúcar. Además de la sacarosa, glucosa, fructosa y rafinosa los cuales son fermentables, las melazas también contienen sustancias reductoras no fermentables. Estos compuestos no fermentables reductores del cobre, son principalmente caramelos libres de nitrógeno producidos por el calentamiento requerido por el proceso y las melanoidinas que si contienen nitrógeno derivadas a partir de productos de condensación de azúcar y aminocompuestos (Honig, 1974).

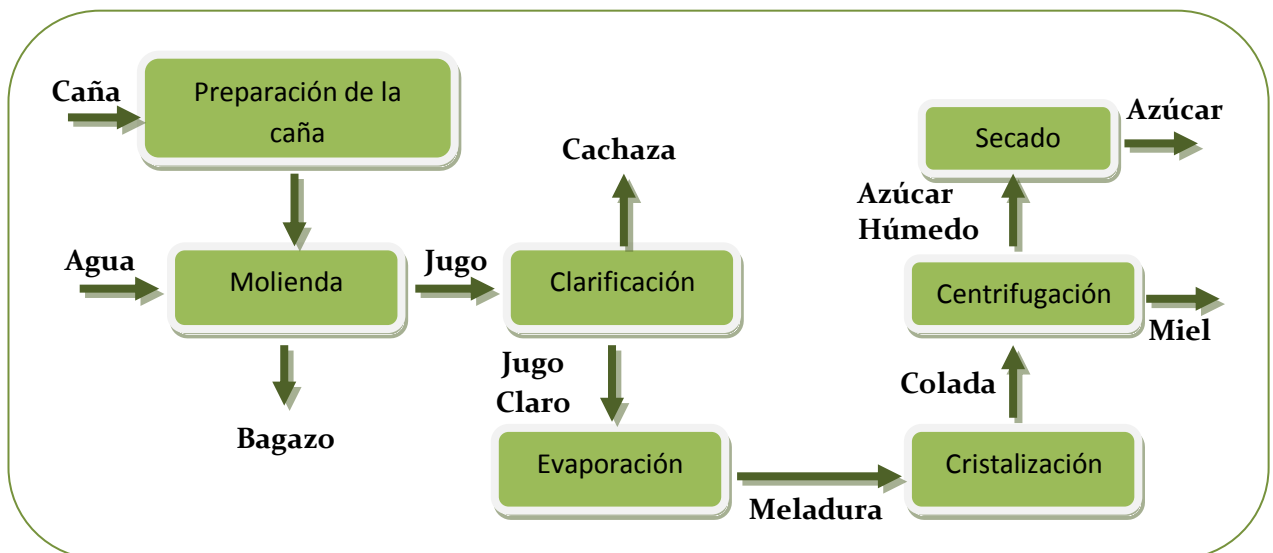
2.4.1.8.2 Cachaza

Residuo que se elimina en el proceso de la clarificación del jugo de caña durante la fabricación del azúcar. Es un material rico en fosforo, calcio, nitrógeno y materia orgánica, pobre en potasio. Se usa principalmente como abono, ya que mejora algunas propiedades físicas y ácidas del suelo, aunque también se emplea en la alimentación de ganado vacuno y en la obtención de ceras y aceites (Leeson and Summers, 2000)

2.4.1.8.3 Bagazo de caña

Desecho que queda después de la molienda de la caña de azúcar. Está formado por un conjunto de partículas de diferentes tamaños cuyo promedio oscila alrededor de 2 a 2.5 mm, el resto consta de sólidos solubles e insolubles. Es normalmente utilizado como combustible en las calderas que le dan energía a los ingenios (Leeson and Summers, 2000).

Figura 3. Esquema básico de la producción de Azúcar a partir de caña azucarera.



Fuente: Tendencias actuales en la producción de bioetanol. Maria Teresa Hernández Nodarse. 2007

2.4.2. Producción de etanol.

En el proceso de obtención de bioetanol a partir de caña de azúcar se usa como materias primas diversas corrientes del proceso de producción de azúcar, para este caso, el colombiano se trabaja con el mezclado de tres sustratos, el jugo claro, miel y meladura, estas corrientes se acondicionan para hacerlas más asimilables por la levadura durante la fermentación.

Acondicionamiento de la materia prima: Consiste en someter el jugo de caña a un proceso de clarificación en el que se le agrega óxido de calcio y una pequeña porción de ácido sulfúrico con el fin de disminuir el pH a 4.5 y provocar la hidrólisis de sacarosas a hexosas. En esta parte del proceso se precipita un lodo, que debe ser retirado y enviado a una centrifuga. De este filtro se obtiene una torta conocida como cachaza y un filtrado que es retornado al recipiente de clarificación. Finalmente el jugo proveniente de la clarificación se esteriliza a 105 ° C y es enviado a un tanque donde se mezcla con la miel y la meladura para enviarlos luego a la fermentación, a la cual debe ingresar con un contenido de azúcares entre 130-180 g/l.

2.4.2.1 Fermentación

En esta etapa se lleva a cabo la fermentación de glucosa y una parte de la fructosa en bioetanol y dióxido de carbono, con la ayuda de la levadura *Saccaromyces cerevisiae* que es continuamente recirculada desde una centrifuga ubicada aguas abajo del fermentador. Además de la producción de bioetanol se tiene en cuenta la producción en forma estequiometría de biomasa y otras sustancias como acetaldehído, glicerol y alcoholes de fusel. Los gases formados en la fermentación se retiran y envían a una torre de adsorción en la cual se debe recuperar el 98% en masa de bioetanol arrastrado.

2.4.2.2 Separación y Deshidratación

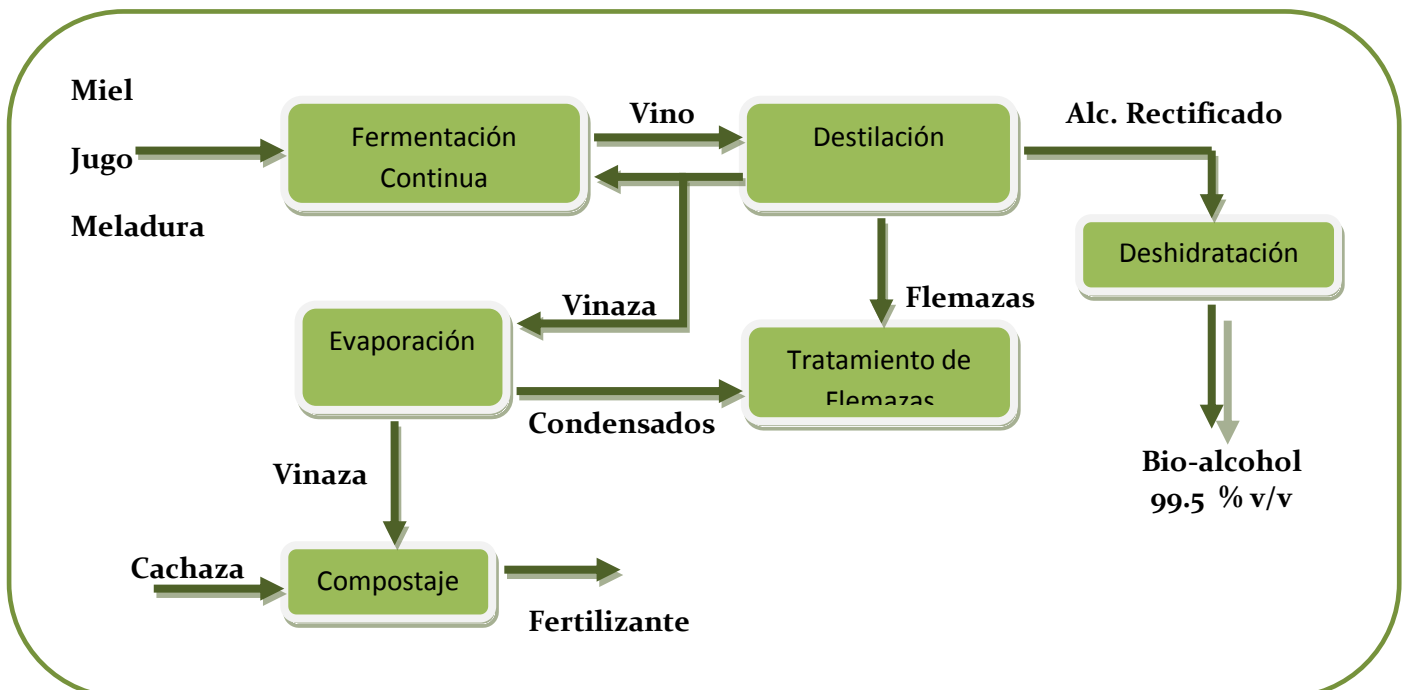
Es realizada con tamices moleculares. La tecnología que más desarrollo ha tenido en la industria de alcohol carburante y que ha venido reemplazando a la destilación azeotrópica ha sido la adsorción de agua con tamices moleculares (Sánchez y Cardona, 2005). Los poros de los tamices moleculares son permeables al agua, pero no al etanol, ya que las moléculas de agua son poseen un diámetro menor a los caminos intersticiales de los tamices. Estos

tamices tienen un tamaño promedio de 3Å ($3 \cdot 10^{-8}$ cm) y tienen la capacidad de realizar separaciones de mezclas etanol-agua en fase líquida o fase vapor (Lyons et al, 1995)

Los tamices moleculares son materiales granulados y rígidos, en forma esférica o cilíndrica. Para elaborarlos se emplean aluminosilicatos de potasio, así como zeolitas o resinas (Lyons et al, 1995– Kosaric et al, 1987).

La destilación y la adsorción con tamices moleculares se usan para recuperar el etanol del caldo de fermentación obteniéndose etanol a 99,5% en peso de pureza. La destilación se lleva a cabo en dos columnas, la primera remueve el CO₂ disuelto (que es enviado a la torre de absorción) y la mayoría del agua obteniéndose un destilado con 50% en peso de etanol y unos fondos con una composición inferior al 0,1% en peso; en esta columna se alimenta junto al caldo de fermentación el etanol recuperado en la absorción proveniente de los gases de fermentación. La segunda columna concentra el etanol hasta una composición cercana a la azeotrópica. El agua restante es removida de la mezcla mediante adsorción en fase vapor en dos lechos de tamices moleculares. El producto de la regeneración de los tamices es recirculado a la segunda columna de destilación.

Figura4. Esquema básico de la producción de Bioetanol partir de efluentes del proceso de Azúcar.



Fuente: Tendencias actuales en la producción de bioetanol. María Teresa Hernández Nodarse. 2007.

2.5. Sistemas tecnológicos utilizados en la actualidad para la producción de bioetanol.

Los sistemas tecnológicos empleados en la producción del bioetanol actualmente dependen de una serie de factores, entre ellos la normatividad ambiental en cuanto a disposición de subproductos contaminantes debido a la gran cantidad obtenida durante el proceso, la calidad y cantidad de alcohol a obtener. A continuación se describen una serie de sistemas tecnológicos en la producción de biocombustible.

2.5.1 Sistema Melle- Boinot

Sistema discontinuo de fermentación, recircula la levadura, limita el crecimiento celular y maximiza la producción de alcohol, a la vez que logra disminuir sensiblemente los tiempos de fermentación debido a la alta densidad celular en el fermentador. Se caracteriza por su elevada productividad, 20-25 veces más que el sistema Jackemine.

2.5.2. Sistema Jackemine

Sin recirculación celular, fermentación discontinua, tiempos relativamente largos de fermentación y baja productividad, comparada con la del Melle – Boinot.

2.5.3. Sistema biostil Alfa-Laval

El proceso Biostil Alfa-Laval, es un sistema continuo de producción de etanol donde hay recirculación de vinazas a la etapa de fermentación. Hall, B. en 1982 demostró que el rango óptimo de recirculación es de 50-60% para una relación fermentables y no fermentables de 4-10.

Tabla 4. Ventajas y desventajas de la fermentación continúa.

Ventajas	Desventajas
Mayores rendimientos	Mayores riesgos de contaminación
Mayor productividad	mayor esterilidad en el proceso
Facilidad en la automatización	Incremento de los costos de producción.

Fuente: Estudio de alternativas tecnológicas para la producción de alcohol carburante. Mesa Garriga, L., González Suárez, E.

Tabla 5. Tecnologías comerciales para producción de Bioetanol a partir de Caña de Azúcar.

Institución	Sustratos / Tecnologías Para producción de Bioetanol a partir de Caña de Azúcar.
Biostill-Chematur Eng. (Suecia)	Miel – Jugo. Su proceso se basa en una fermentación continua para la producción de alcohol potable o para uso de combustible
Vogelbush.	Miel.

(Australia)	Su proceso se basa en fermentación continua y una tecnología que integra la destilación y la deshidratación con tamices moleculares. Se utiliza concentración e incineración para el tratamiento de la vinaza. Tiene aplicaciones en alcohol carburante (bioetanol), potable (extra neutro), industrial (hidratado) y deshidratado para usos médicos.
PRAJ+Delta – T. (India + USA)	Miel – Jugo. Su tecnología es de fermentación continua, deshidratación con tamices moleculares y tratamiento anaeróbico de las vinazas.
Speichim. (Francia)	Miel. Tiene un proceso de fermentación continua, deshidratación con ciclohexano y proceso combinado anaerobio/aeróbico para tratamiento de las vinazas con producción de biogas.
Zanini. (Brasil)	Miel. El proceso contempla la melaza como materia prima, fermentación discontinua y deshidratación con tamices moleculares.
Tomsa. (España)	Miel. En la fermentación proponen un proceso discontinuo de deshidratación y extracción con ciclohexano. Las vinazas son tratadas en un proceso de digestión anaerobia.
Codistil. (Brasil)	Miel. En el proceso se realiza una fermentación discontinua, deshidratación con benceno y tratamiento anaeróbicas/aeróbicas de vinazas con el sistema UASB.

Fuente: Autora.

3. TOPOLOGIAS DE SIMULACIÓN.

En este capítulo se describe las posibles combinaciones de corrientes intermedias de la producción de azúcar, que se pueden trabajar como sustratos para producir bioetanol.

3.1. Topologías en la Producción dual de Azúcar y Bioetanol.

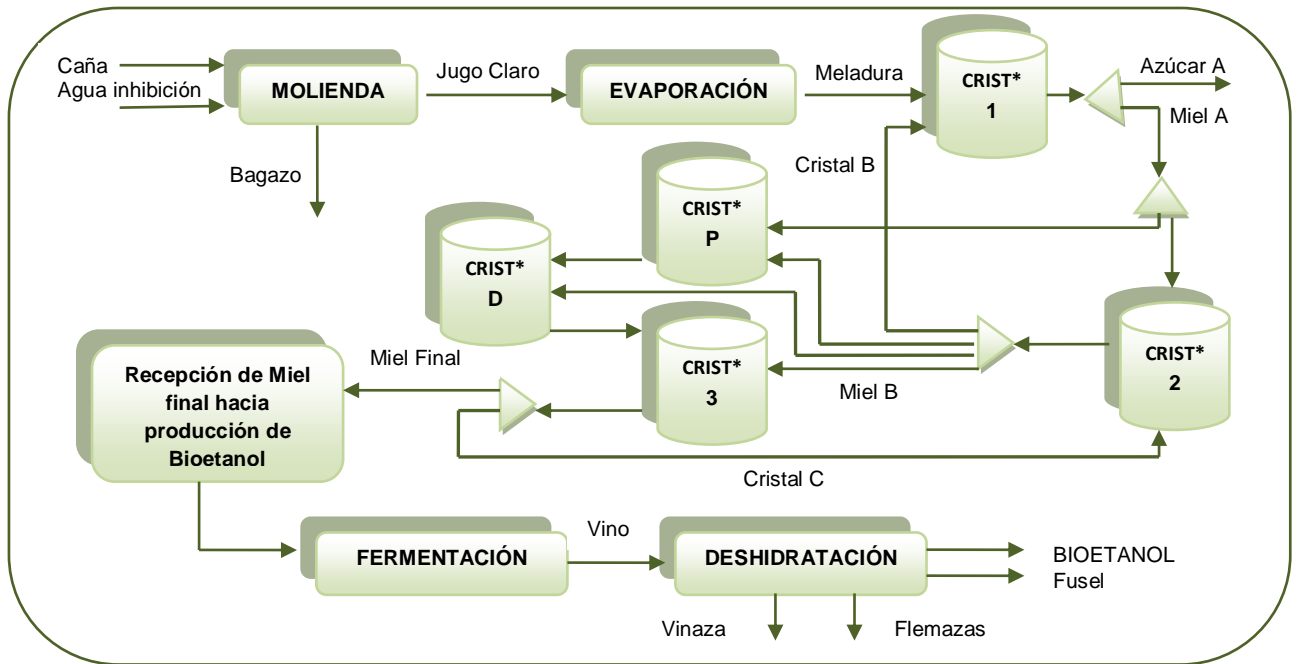
El proceso de producción de bioetanol a partir de corrientes intermedias de la producción de azúcar, abre la posibilidad de diversificar la industria azucarera del país. Esta industria flexible puede pasar de producir grandes cantidades de azúcar a otra donde el uso correcto de estas corrientes pueda generar azúcar de alta calidad y bioetanol, teniendo en cuenta siempre los requerimientos del mercado.

Las corrientes intermedias que pueden ser utilizadas para la producción de bioetanol en función de los azúcares presentes pueden clasificarse en:

- Tradicionales.(miel final.)
- De nueva utilización. (jugos, miel B y meladura.)

Al trabajar con las corrientes de nueva utilización como con las tradicionales se pueden manejar una serie de combinaciones de sustratos para la producción del biocombustible, como lo son: miel final (ver figura 5), miel final+jugo claro(ver figura 6), miel B(ver figura 7), miel B+jugo claro, miel B+jugo secundario, miel B+jugo claro+jugo secundario, miel B+jugo claro+meladura(ver figura 8) , miel B+meladura. No se considera trabajar solo con los Jugos de Caña sin que se concentren, debido a que no son un sustrato viable para la fermentación alcohólica por su déficit de azúcares, sino que requieren de fuentes complementarias de enriquecimiento para hacerlos factibles (Romero, 2005).

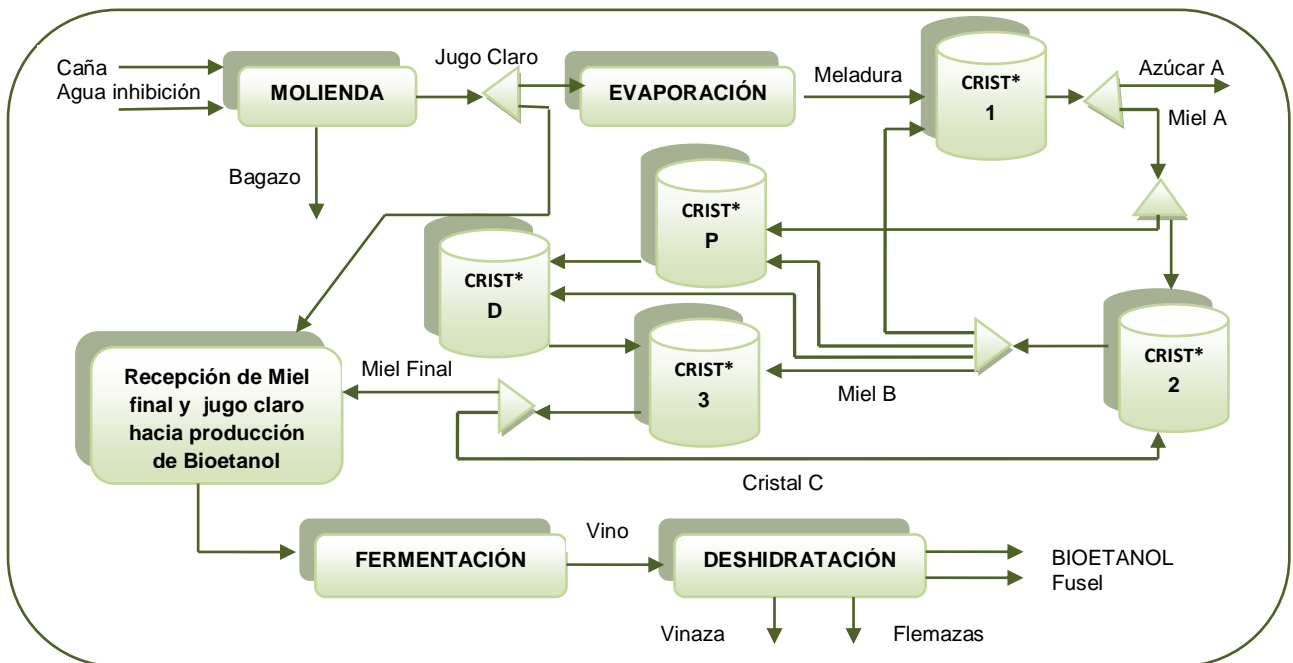
Figura 5. Topología de producción dual, con alimentación de miel final hacia la destilería.



*CRISTALIZACIÓN

Fuente: Autora

Figura 6. Topología de producción dual, con alimentación de miel final y jugo claro hacia la destilería.



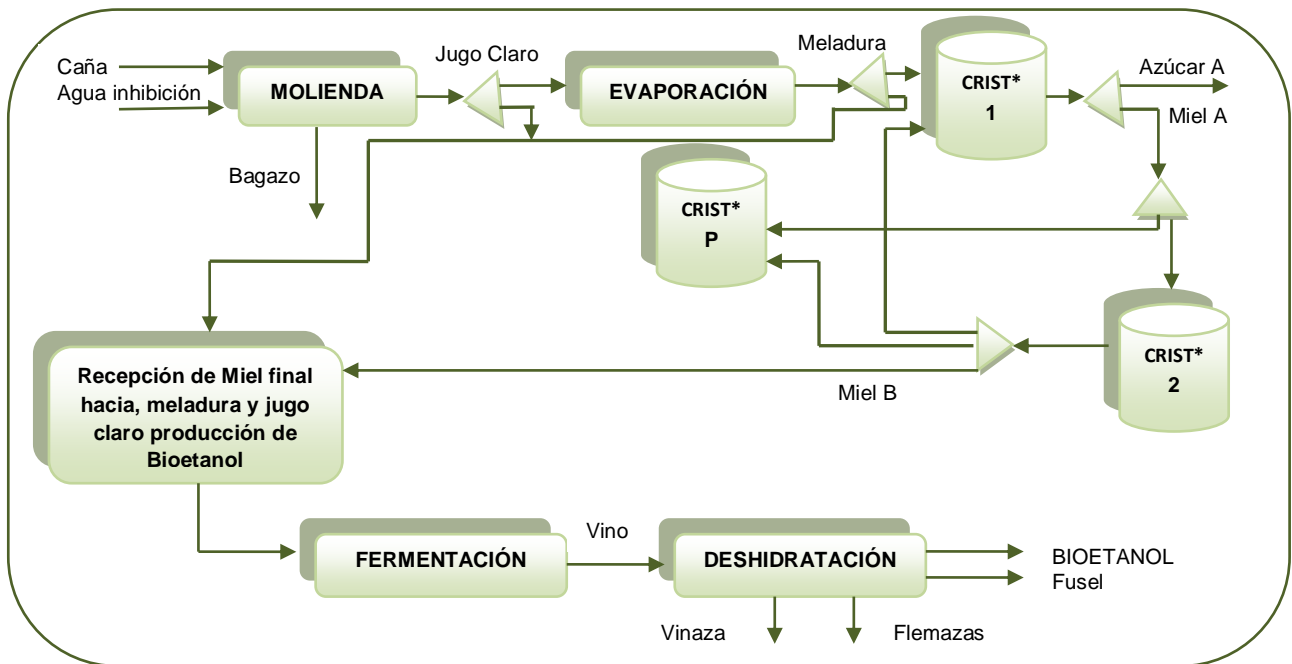
*CRISTALIZACIÓN

Fuente: Autora

de tres sustratos (Jugo claro, meladura y miel B), la segunda topología maneja como corriente la miel final para la alimentación a la destilería, condición para la cual fue adquirida inicialmente la tecnología Praj Delta-T en Colombia y la tercera topología es la que maneja una combinación de dos sustratos jugo claro y miel final la cual coincide con la otra topología empleada por Praj Delta T, dado que es a la empresa que se está comprando la tecnología a nivel nacional.

El caso base de simulación, se elaboró sobre los datos de entrada de un ingenio Colombiano. Los flujos de entrada a la etapa de molienda son: 38 t/h de caña a 20 ° C y 1 atm, con una composición de un 67.86% de agua, un 15.22% de sacarosa y un 16.92% de celulosa y 12.12 t/h de agua de inhibición a 80 ° C y 1 atm. La corriente de salida de la etapa de molienda (jugo claro) es dividida en dos fracciones, una es enviada a la etapa de evaporación para su concentración y la otra es enviada para la etapa de fermentación; la meladura obtenida en etapa de evaporación es nuevamente fraccionada, una parte de esta va hacia los cristalizadores y la otra es dirigida hacia la etapa de fermentación; en la Cristalización se obtiene el azúcar y una corriente intermedia de miel B la cual también es dirigida hacia la fermentación etapa donde las corrientes ricas en sacarosa son fermentadas con la levadura *Saccharomyces cerevisiae* para obtener bioetanol y otros metabolitos secundarios (vino); la siguiente etapa el vino obtenido, es enviado a una columna despojadora donde se concentra el bioetanol y se obtiene la vinaza; posteriormente se pasa a una rectificadora que es alimentada por la corriente lateral proveniente de columna despojadora donde es obtenido el fusel y las flemazas; finalmente una última etapa de deshidratación con tamices moleculares en la que se obtiene etanol al 99.99% . La cual es alimentada por la cima de de la rectificadora.

Figura 8. Topología del caso base de producción dual, con alimentación de jugo claro, meladura y miel B hacia la destilería.



*CRISTALIZACIÓN

Fuente: Autora

4. DESARROLLO DEL MODELO EN ASPEN PLUS

La simulación del proceso de producción dual bioetanol combustible-azúcar es desarrollada en el simulador de procesos Aspen Plus TM, que es un simulador en estado estacionario, secuencial modular, orientado a la industria de proceso: química y petroquímica, que es desarrollado por Aspen Technology y es utilizado para desarrollar modelos de procesos. Aspen Plus TM es uno de los simuladores más potentes y ampliamente utilizados para procesos simulados en la industria actualmente. Tiene varias características que lo hacen muy intuitivo y fácil de usar, posee una interfaz de usuario gráfica, posee un excelente manual y permite el control completo de las especificaciones en todas las etapas del modelo en desarrollo.

4.1 Caracterización del Proceso.

El proceso se simuló en estado estacionario y se dividió en 5 jerarquías (etapas del proceso global): Molienda, evaporación, cristalización, fermentación y separación. Las etapas de separación en Aspen Plus TM se modelaron en estado de equilibrio. La corriente de entrada de biomasa (caña de azúcar) es asumida como una combinación de celulosa agua y sacarosa, modelada como una corriente mixta tipo MIXCIPSD.

4.2 Especificación de Componentes.

Aspen Plus TM tiene una amplia base de datos para la especificación de componentes puros y propiedades. La base de datos contiene los parámetros de casi 8.500 componentes orgánicos, inorgánicos y sales (Aspen técnicas Manuales, 2006). Los componentes en la alimentación del proceso y los posibles flujos de productos se definen en la especificación de componentes. (Ver Tabla 6)

Tabla 6. Especificación de Componentes de la simulación del proceso dual

Componente	Tipo	Formula
Agua	Convencional	H ₂ O
Sacarosa	Convencional	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁
Azúcar	Sólido	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁
Celulosa	Sólido	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _x
Etanol	Convencional	C ₂ H ₆ O
Propanol	Convencional	C ₃ H ₈ O
Butanol	Convencional	C ₄ H ₁₀ O
Dióxido De Carbono	Convencional	CO ₂
Oxigeno	Convencional	O ₂
Pentanol	Convencional	C ₅ H ₁₂ O
Sorbitol	Convencional	C ₆ H ₁₄ O ₆
Glucosa	Convencional	C ₆ H ₁₂ O ₆
Acetaldehído	Convencional	C ₂ H ₄ O
Acido Láctico	Convencional	C ₃ H ₆ O ₃
Acido Succínico	Convencional	C ₄ H ₆ O ₄
Glicerol	Convencional	C ₃ H ₈ O ₃

Fuente: Autora

4.2.1. Tamaño de distribución de partícula para las corrientes solidas.

En Aspen la distribución de tamaños de partícula Plus está representado por las fracciones de peso por intervalo de tamaño de partícula, dado el número de intervalos y la gama de tamaños para cada intervalo. Para el modelo la distribución de partícula se describe en la tabla 7.

Tabla 7. Distribución de partícula de la corriente de caña

Intervalo	Limite Inferior (m)	Limite Superior (m)	Fracción en Peso
1	0	0.0015	0.72577263
2	0.0015	0.003	0.16490207
3	0.003	0.0045	0.07893219
4	0.0045	0.006	0.02579821
5	0.006	0.0075	0.00346174
6	0.0075	0.009	0.00072564
7	0.009	0.0105	0.00031887
8	0.0105	0.012	8.8621e-05
9	0.012	0.0135	0
10	0.0135	0.015	0

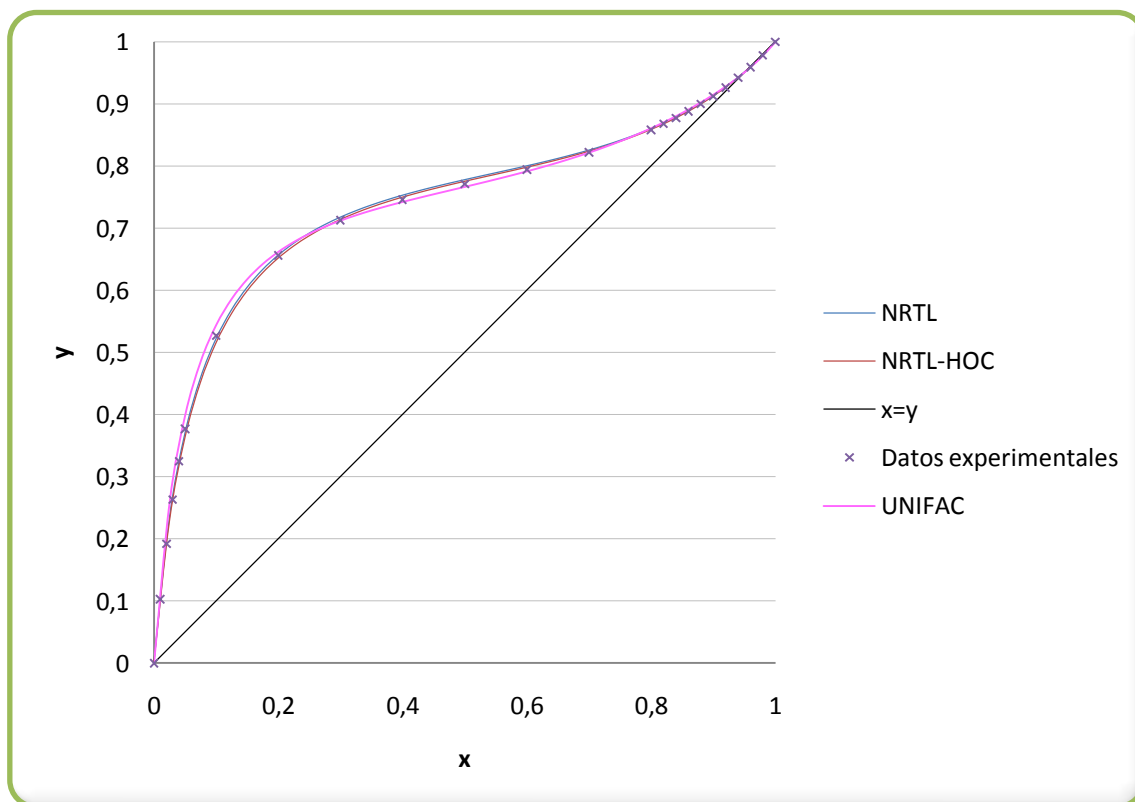
Fuente: Estudio del proceso de conversión de materiales lignocelulósicos para la producción de azúcares fermentables.

4.3 Estimación de propiedades físicas.

La estimación de las propiedades termodinámicas de los componentes puros y mezclas son de vital importancia para cualquier proceso (Carlson, 1996). La estimación de las propiedades de los componentes en Aspen Plus TM se pueden realizar usando métodos conocidos, además posee varios modelos termodinámicos que pueden ser usados para modelar el equilibrio de fases.

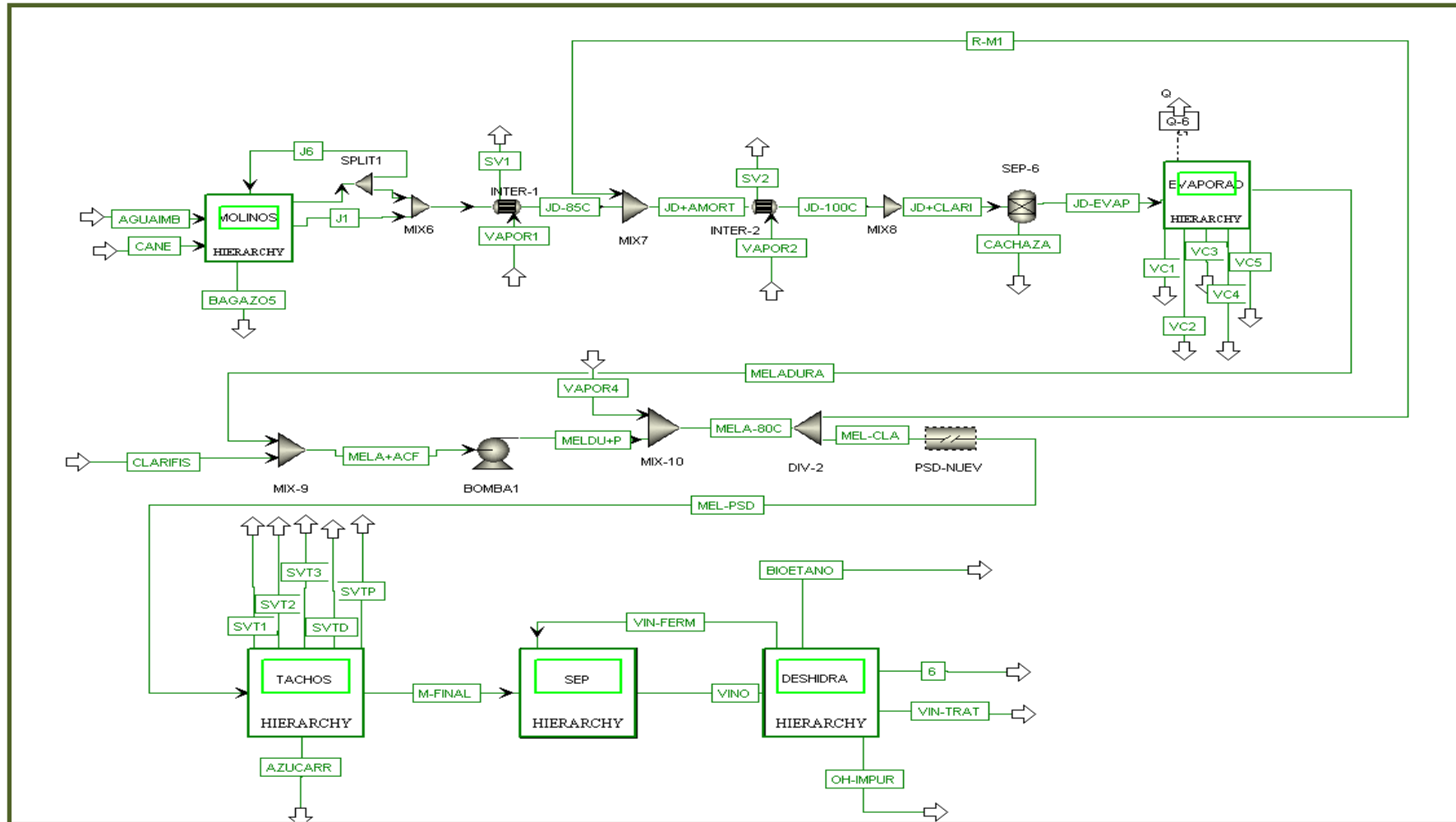
Se trabajó con el modelo termodinámico NRTL en la evaluación de las propiedades en los evaporadores, cristalizadores y columnas de separación, Ver figura 9, teniendo en cuenta un sistema con moléculas polares, bifásico (vapor- líquido) y con presiones de operación menores a 10 atmósferas. Los parámetros no conocidos en este sistema se estimaron con UNIFAC.

Figura 9. Comparación de modelos termodinámicos. (Ver Anexo1)



Fuente: Autora

Figura10. Diagrama global del proceso de producción dual trabajando como sustrato para la producción de bioetanol miel final.



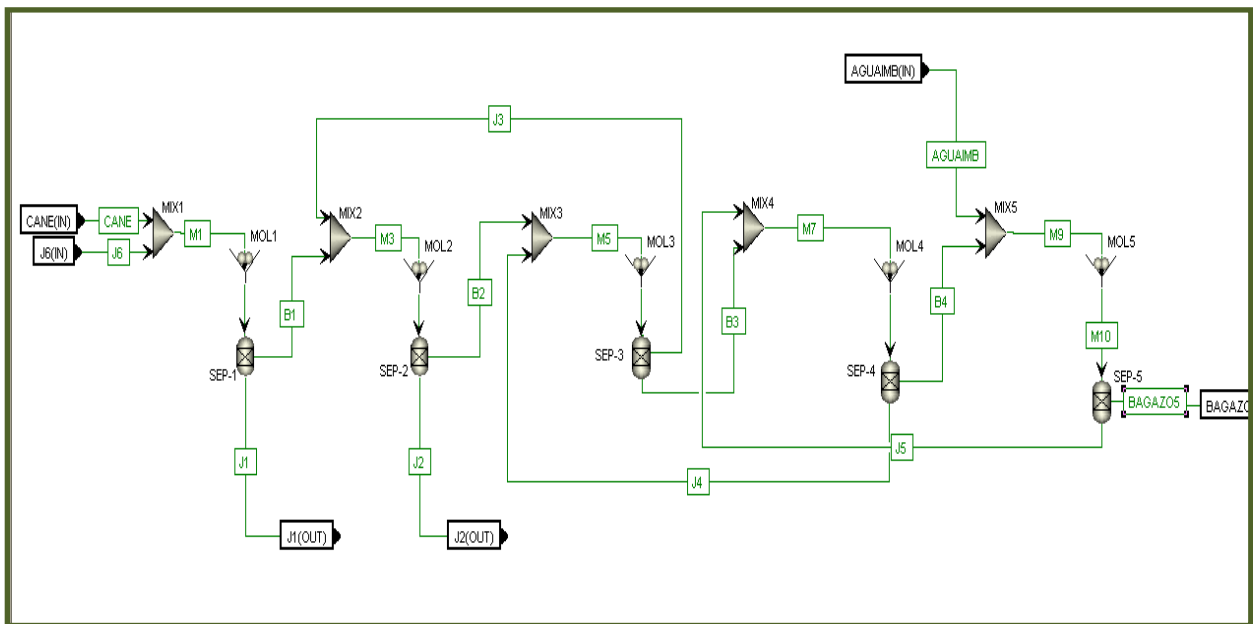
Fuente: Autora

4.4. Desarrollo del diagrama de proceso.

Los modelos existentes en la biblioteca de Aspen Plus TM permiten al usuario construir el diagrama de flujo del modelo de simulación gráficamente (Aspen Tech Manuales de Usuario, 2006). La biblioteca está equipada con una amplia gama de modelos de equipos de proceso, modificadores y conectores.

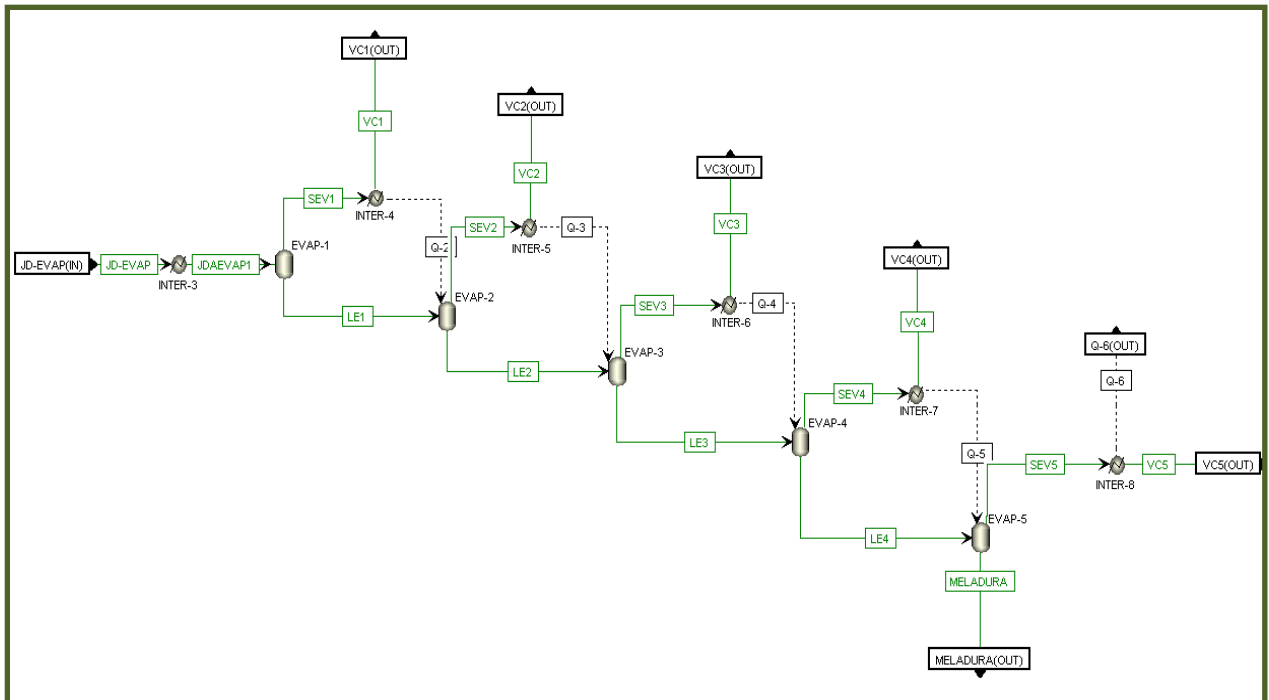
El diagrama global del proceso desarrollado para la producción dual de bioetanol combustible-azúcar se muestran en la Figura 10. La simulación del proceso se agrupo en 5 jerarquías: molinos (ver figura 11), evaporación (ver figura 12), tachos (ver figura 13), fermentación (ver figura 14) y deshidratación(ver figura 15).

Figura 11. Jerarquía de Molinos



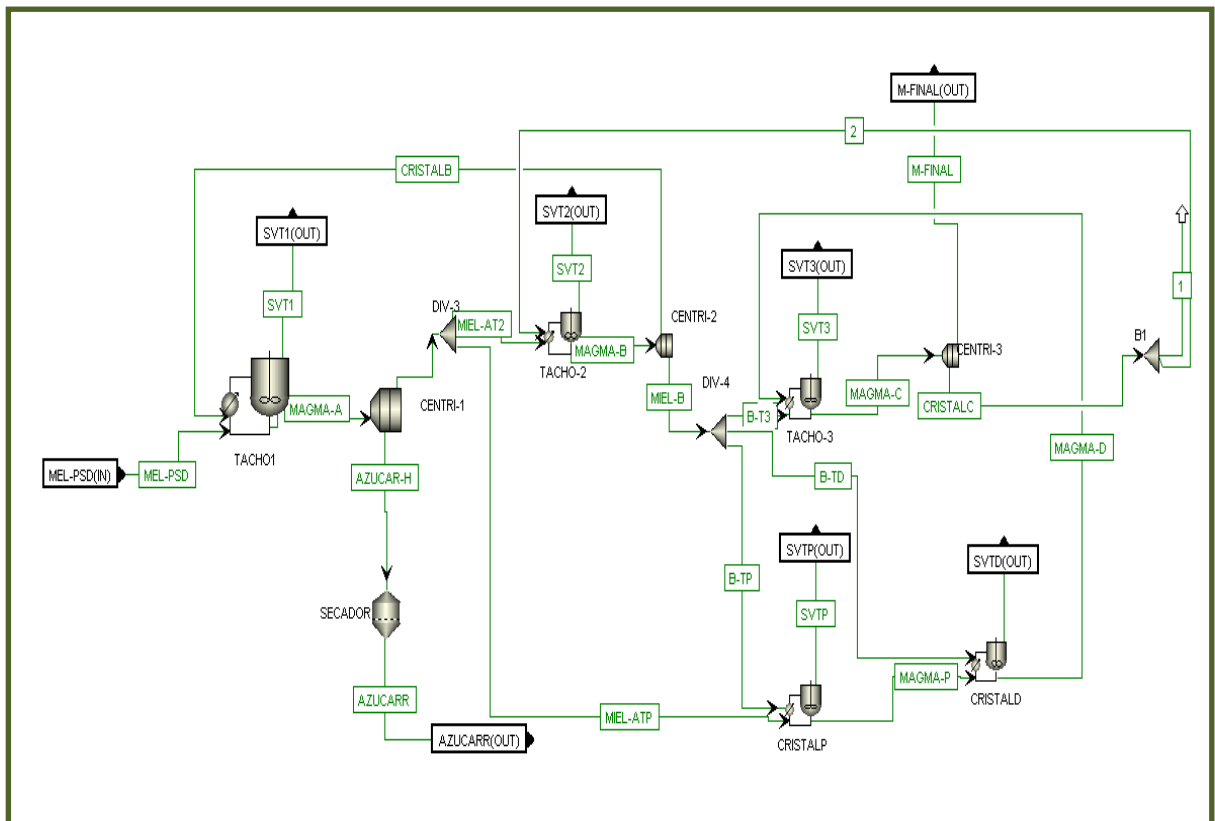
Fuente: Autora

Figura 12. Jerarquía de Evaporadores.



Fuente: Autora

Figura 13. Jerarquía de Tachos.



4.5. Especificación de variables Operación.

Las variables de operación para las corrientes de entrada a la planta, como temperatura, presión, fracción de vapor, flujo total de entrada y la composición de estas son designadas, en forma especificaciones de entrada. Ver tabla 8. Una instantánea de un formulario de Especificación se muestra en la Figura 16.

Tabla 8. Especificación de corrientes de entrada

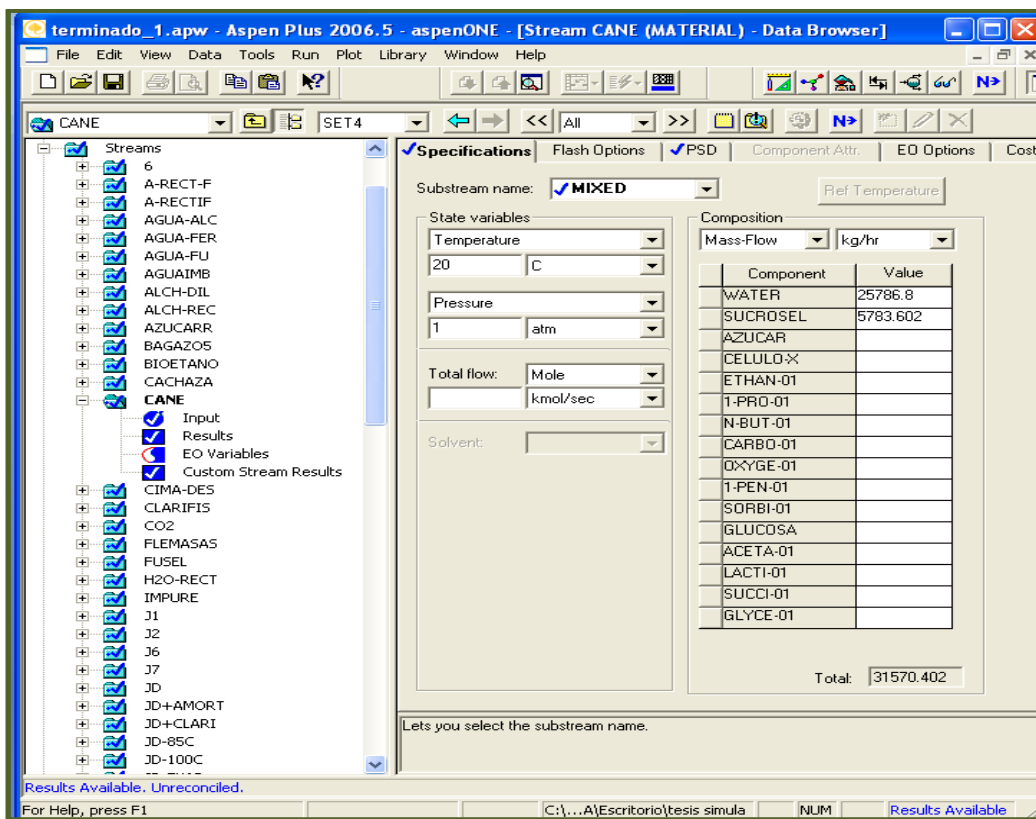
Corriente	Tipo de Corriente	Variables de Operación				Composición
		Temperatura °C	Presión atm	Fracción de Vapor	Flujo Total kg/h	
Agua-Fermentación	MIXED	32	1		100	Fracción másica de agua: 1
Agua-fussel	MIXED	40	1		50	Fracción másica de agua: 1
Agua-inhibición	MIXED	80	1			Flujo Másico: 12120 kh/h de agua
Cane	MIXED	20	1			Flujo Másico: 25786.8 kh/h de agua, 5783.60 kh/h de sacarosa.
	CIPSD	20	1			Flujo Másico: 6429.6 kg/h de sacarosa
A-clarificación	MIXED	58	1		0.343	Fracción másica de agua: 1
Vapor1	MIXED	110.45		1	3409.4	Fracción másica de agua: 1
Vapor2	MIXED	115		1	1500	Fracción

						másica de agua: 1
Vapor3	MIXED	150		1	290	Fracción másica de agua: 1

Fuente: Autora

Las proporciones de los componentes de la caña asumidos para esta simulación son de 67.86% de agua, 15.22% de sacarosa y 16.92% de celulosa.

Figura 16. Especificación de corrientes de entrada en Aspen Plus.



Fuente: Autora

4.6. BLOQUES.

Aspen Plus TM posee una librería de modelos que incluye la gran mayoría de los equipos típicos de industrias químicas y petroquímicas.

4.6.1 Jerarquía Molinos.

El tipo de molino empleado fue múltiple-roll. La corriente de salida de los molinos es una corriente mixta, esta es enviada a un separador donde es obtenido una corriente líquida y otra sólida. Las especificaciones de operación se pueden ver en las tablas 9. y 10.

Tabla 9. Especificaciones de Operación de molinos

Molino	Modo de Operación	Máximo diámetro de partícula (m)	Índice de Bond* (Hp h/ton)
1	Primario	0.000104	3.18
2	Secundario	0.000118	3.23
3	Secundario	0.000107	3.29
4	Secundario	0.000098	3.35
5	Secundario	0.000090	3.40

*Ver anexo 2

Fuente: Autora

Tabla 10. Especificaciones de Operación de los separadores, jerarquía molinos.

Condiciones de la Corriente de Salida				
Separador	Tipo de corriente	Corriente salida	ID	Valor
			Componente	
SEP-1	MIXED	J1	Agua	0.61
	MIXED	J1	Sacarosa	0.42
	CIPSD	B1	celulosa	0.97
SEP-2	MIXED	J2	Agua	0.63
	MIXED	J2	Sacarosa	0.64
	CIPSD	B2	celulosa	0.97
SEP-3	MIXED	J3	Agua	0.66
	MIXED	J3	Sacarosa	0.53
	CIPSD	B3	celulosa	1

SEP-4	MIXED	J4	Agua	0.67
	MIXED	J4	Sacarosa	0.48
	CIPSD	B4	celulosa	1
SEP-5	MIXED	BAGAZO5	Agua	0.32
	MIXED	BAGAZO5	Sacarosa	0.61
	CIPSD	BAGAZO5	celulosa	1

Fuente: Autora

Una fracción de la corriente J6 es recirculada hacia el primer molino, la fracción de bifurcación es de 0.046 y la otra fracción es mezclada con la corriente J1 para ser enviadas a los evaporadores.

4.6.2. Jerarquía Evaporadores.

La corriente de alimentación a los evaporadores es previamente calentada en un tren de intercambiadores de calor, en el INTER-1 (primer intercambiador) se calienta la corriente a 85 °C ,en el INTER-2 (segundo intercambiador) se calienta hasta los 105 °C. esta corriente antes de ser enviada a los evaporadores pasa por un separador para obtener la cachaza y el jugo por separado.

Para el tren de evaporadores se modela un sistema de quintuple efecto, de alimentación directa. En estos equipos se concentra la disolución (agua-azúcar). Se evapora una parte del disolvente (agua) obteniéndose una disolución concentrada. El vapor se condensa como liquido saturado. El vapor procedente de un efecto sirve como medio de calefacción para el efecto siguiente. Las condiciones de trabajo del tren de evaporadores se muestran en la tabla 11.

Tabla11. Especificaciones de Operación de los Evaporadores.

EFFECTO	Presión (atm)
1	1.48

2	1.13
3	0.77
4	0.42
5	0.17

Fuente: Autora

4.6.3. Jerarquía Cristalizadores (Tachos).

Para la formación de los cristales de azúcar de la fase homogénea sobresaturada proveniente de la anterior etapa el cristalizador modela una suspensión mezclada, MSMPR (modelo de suspensión mezclada-separación de productos mezclados), este modelo además de ejecutar los cálculos de balance de materia y energía obtiene la distribución de los tamaños de cristal de azúcar a partir de la cinética de cristalización. Para trabajar en el cristalizador se asume que el producto magma esta en equilibrio, así el licor madre del magma está saturado. El alimento al cristalizador no contiene sólidos.

El método de cálculo para la saturación es el de solubilidad, (ver figura 17). La cinética de cristalización según Sowul (Sowul,1988) es:

$$B = 1.25 \cdot 10^8 \cdot G^{0.528} \cdot M_T^{-1.03} \quad (1)$$

Donde:

B= Velocidad de nucleación, (n_o./min 100 mL).

G= Densidad de la suspensión, (g / 100 mL).

M_T= Velocidad de crecimiento del cristal, (μm/min)

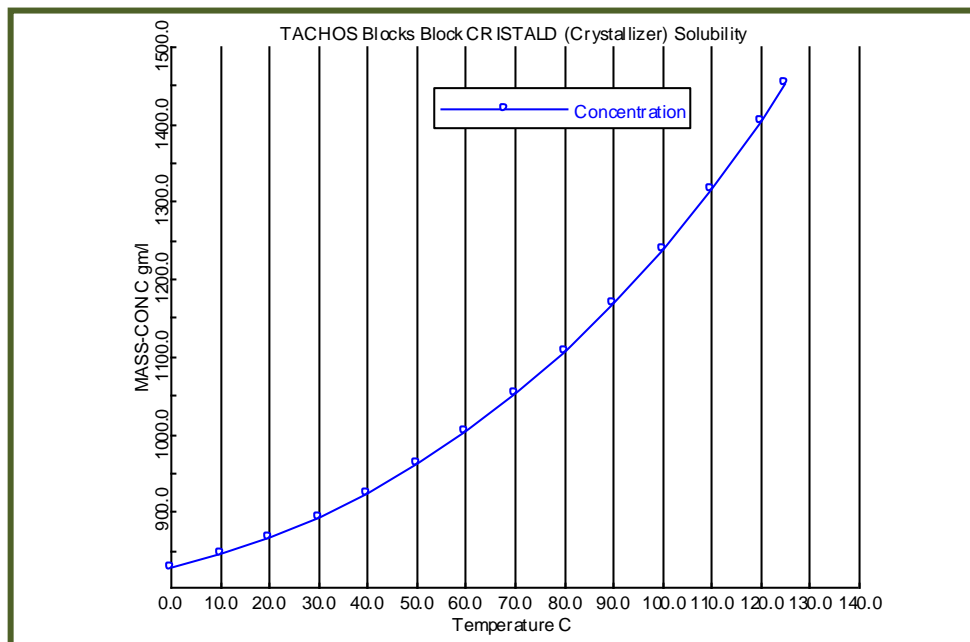
En la tabla 12 se especifican las condiciones de operación de los cristalizadores.

Tabla 12. Especificaciones de Operación de los Cristalizadores.

Condiciones de Operación		
Cristalizador	Temperatura °C	Flujo de Vapor t/h
TACHO1	62	2.4
TACHO2	60	0.3
TACHO3	57	0.2
CRISTALD	57	0.02
CRISTALP	57	0.005

Fuente: Autora

Figura 17. Datos de solubilidad agua-azúcar.



FUENTE: Autora

La corriente producto del cristalizador contiene líquidos y sólidos, la cual es enviada a través de una centrifuga (Ver tabla 13) para separar las fases y la corriente solida es llevada posteriormente a un secador el cual trabaja a una

atmosfera de presión. La fracción de separación de los divisores empleados en esta etapa se muestran en la tabla 14.

Tabla13. Especificaciones de Operación de las centrifugas, jerarquía de cristalización.

Centrifuga	Condiciones de Operación	
	Diámetro (m)	Numero de revoluciones (rpm)
CENTRI-1	1.065	1400
CENTRI-2	1.065	5000
CENTRI-3	1.065	5000

Fuente: Autora

Tabla 14. Fracción de separación en los divisores, jerarquía de cristalización.

Divisor	Condiciones de Operación	
	Corriente	Fracción de bifurcación
DIV-3	MIEL-AT2	0.98
	MIEL-ATP	0.02
DIV-4	B-T3 (miel B)	0.98
	B-TP	0.01
	B-TD	0.01
DIV-B1	1	0.005
	C-T2	0.995

Fuente: Autora

4.6.4. Jerarquía Fermentación.

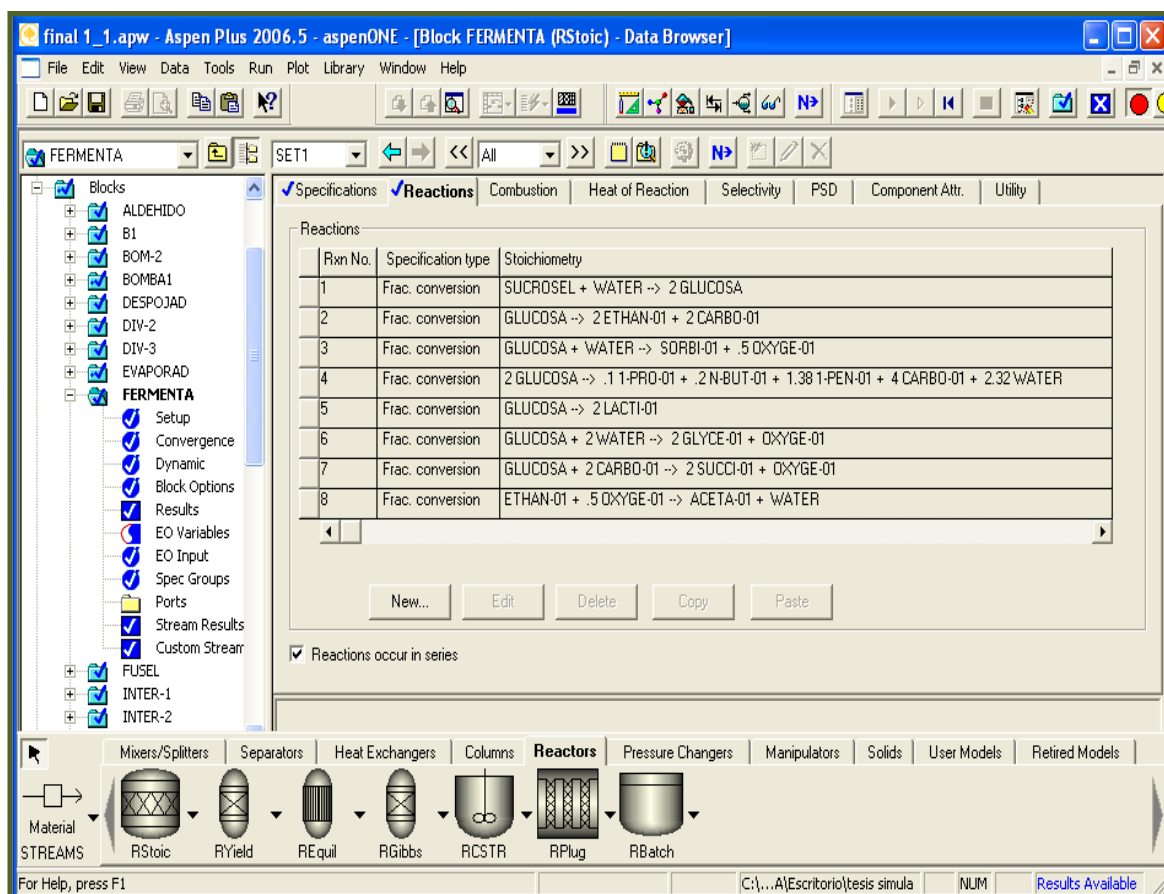
La corriente de alimentación al fermentador es calentada en un intercambiador de calor hasta los 32 °C. El modelo empleado para el fermentador es el RStoic, reactor estequiométrico basado en conversión fraccional o avance de reacción. El reactor opera a 1 atm de presión y 32 °C, Las reacciones de fermentación empleadas se muestran en la tabla 15 y figura 18. Las reacciones que se producen de forma simultánea o secuencial. Un 70% de las vinazas son recirculadas hacia el fermentador.

Tabla15. Reacciones empleadas en la fermentación y fracción de conversión.

Estequiometría			
	Reacción	Componente	Fracción de Conversión
1	$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \rightarrow 2 C_6H_{12}O_6$	$C_{12}H_{22}O_{11}$	0.8
2	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_6O + 2 CO_2$	$C_6H_{12}O_6$	0.9
3	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow C_6H_{14}O_6 + 0.5 O_2$	$C_6H_{12}O_6$	0.01
4	$2 C_6H_{12}O_6 \rightarrow 0.1 C_3H_8O + 0.2 C_4H_{10}O + 1.38 C_5H_{12}O + 4 CO_2 + 2.32 H_2O$	$C_6H_{12}O_6$	0.08
5	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_3H_6O_3$	$C_6H_{12}O_6$	0.005
6	$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O \rightarrow 2 C_3H_8O_3 + O_2$	$C_6H_{12}O_6$	0.002
7	$C_6H_{12}O_6 + 2 CO_2 \rightarrow 2 C_4H_6O_4 + O_2$	$C_6H_{12}O_6$	0.001
8	$C_2H_6O + 0.5 O_2 \rightarrow C_2H_4O + H_2O$	C_2H_6O	0.0001

Fuente: Autora

Figura 18. Reacciones utilizadas en la unidad de fermentación.



Fuente: Autora

La corriente de salida del fermentador es conducida a un lavador para retirar el exceso de CO₂, el cual opera a °C y con una fracción de vapor de 0.1.

4.6.5. Jerarquía Deshidratación.

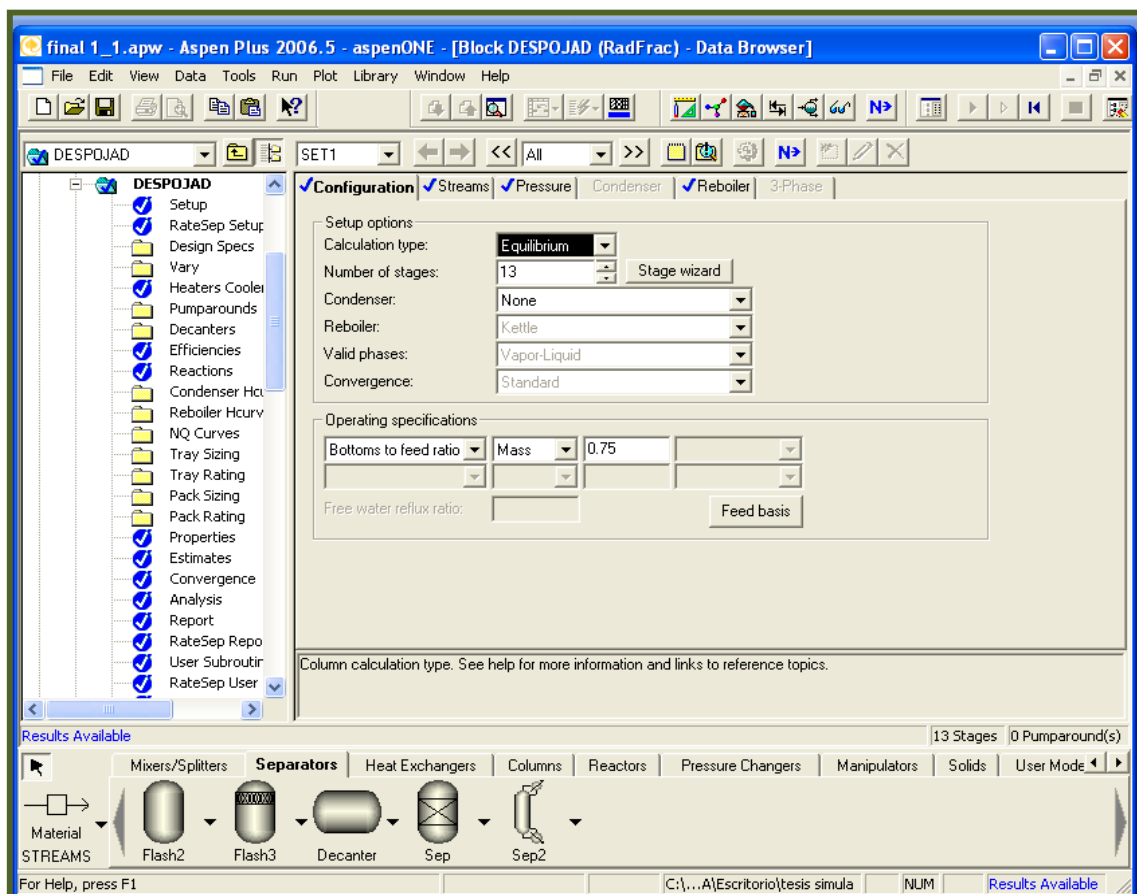
4.6.5.1. Columna Despojadora.

La corriente de entrada a la columna despojadora previamente es calentada hasta los 40 °C en un intercambiador de calor y posteriormente esta es enviada a una bomba para incrementar su presión a 1.48 atm. Para la simulación de las columnas inicialmente se aplicó el método corto DSTWU basado en el modelo de Winn- Underwood-Gilliland incorporado al Aspen Plus™, que proporcionó una estimación inicial del número mínimo de etapas

teóricas, de la relación de reflujo, la localización de la etapa de alimentación y la distribución de los componentes. El cálculo riguroso de las condiciones de operación en las columnas de destilación se desarrolló con el modelo RadFrac, modelo de fraccionamiento de 2 o 3 fases, riguroso para una columna, este modelo asume etapas en equilibrio. El número de etapas teóricas calculadas son 13 para esta columna, la relación de alimentación másica de fondos es de 0.75 y la presión del condensador es de 1 atm.

La configuración de la columna despojadora se observa en la figura 19 y tabla 16.

Figura 19. Configuración de la columna despojadora



Fuente: Autora

Tabla 16. Columna despojadora, Etapas de alimentación y productos.

Corriente		
	Nombre	Etapas
Alimentación	VINO-1AT	3
	IMPURE	2
Productos	VINAZA	13
	CIMA-DES	1
	LATE-DES	8

Fuente: Autora

La corriente producto VINAZA es calentada en un intercambiador de calor hasta los 32 °C y una parte de esta es recirculada al fermentador, la fracción de bifurcación es de 0.7.

4.6.5.2. Columna Rectificadora.

Esta columna es alimentada por la corriente lateral de la columna despojadora, la cual ha sido enfriada hasta los 82 °C. Para la simulación de la columna rectificadora inicialmente se modeló con DSTWU. El modelo riguroso para el cálculo de las condiciones de operación de la columna es RadFrac. El número de etapas teóricas son 17 para esta columna, la relación de reflujo másica es de 2, la relación de alimentación másica de fondos es de 0.2 y la presión del condensador es de 1 atm, ver figura 20. As especificaciones de las corrientes de alimentación y productos de la columna se especifican en la tabla 17.

Tabla 17. Columna rectificadora, Etapas de alimentación y productos.

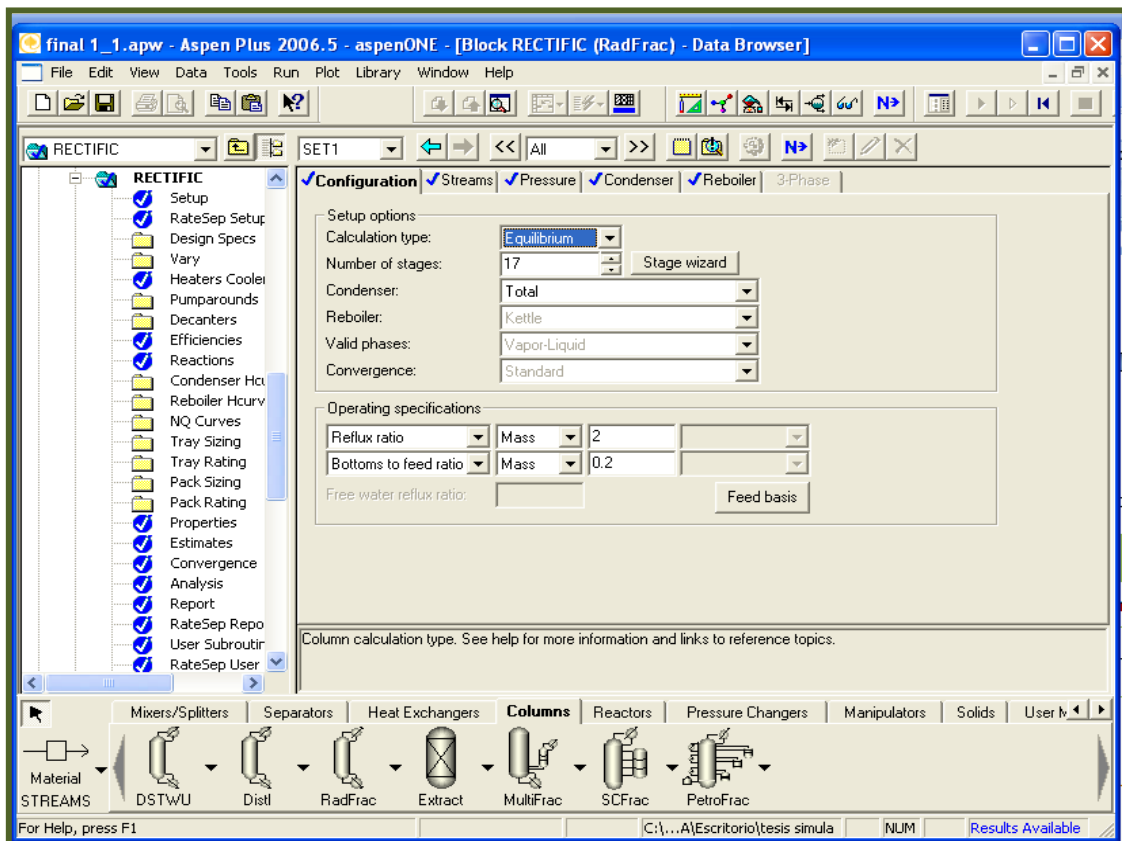
Corriente		
	Nombre	Etapas
Alimentación	RECTI	13
Productos	ALCH-REC	1

	ALCH-DIL	6
	FLEMAZAS	17

Fuente: Autora

La corriente lateral producto ALCH-DIL es enviada a un decantador el cual trabaja a 1 atm y 40 °C, para separar el Fusel y el agua con etanol, esta ultima corriente es recirculada a la columna rectificadora.

Figura 20. Configuración de la columna Rectificadora



Fuente: Autora

4.6.5.3. Columna Aldehidos.

La columna de aldehídos es alimentada por la corriente CIMA-DES la cual proviene de la cima de la columna despojadora. En la simulación de la columna de aldehídos inicialmente se aplicó el modelo DSTWU, modelo riguroso de la columna es RadFrac. El número de etapas teóricas es 10, ver figura 21, la

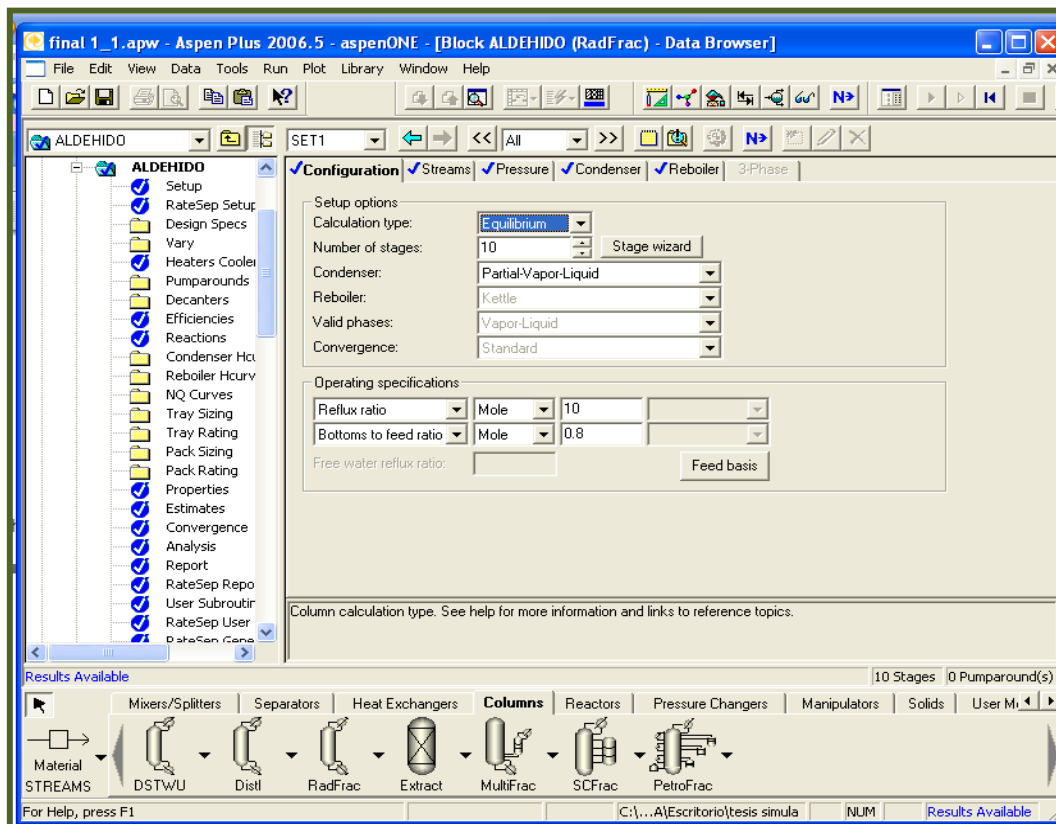
relación de reflujo molar 10, la relación de alimentación molar de fondos es de 0.8, la presión del condensador es de 1 atm y tu temperatura de operación es de 40 °C. Las especificaciones de las corrientes de entrada y salida de la columna se muestran en la tabla 18.

Tabla 18. Columna de aldehídos, Etapas de alimentación y productos.

Corriente		
	Nombre	Etapas
Alimentación	CIMA-DES	9
Productos	H2O-RECT	10
	OH-IMPUR	1
	6	1

Fuente: Autora

Figura 21. Configuración de la columna de Aldehídos



Fuente: Autora

La corriente H2O-RECT es recirculada hacia la columna de rectificación.

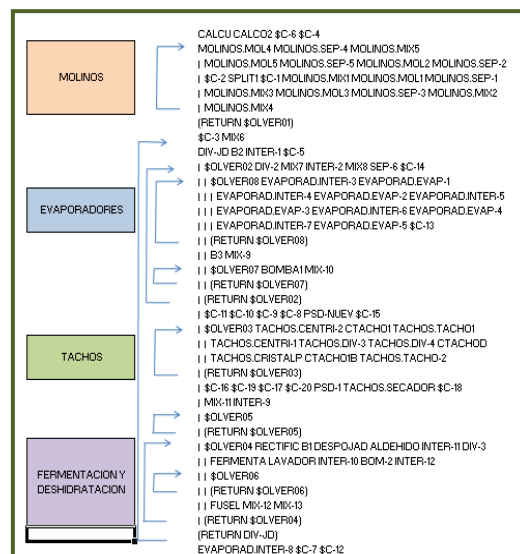
4.6.5.4. Tamices Moleculares

En la deshidratación por adsorción con tamices moleculares, se emplea el modelo de separador de componentes, SEP, el cual se alimenta con la corriente proveniente de la cima de la columna despojadora, ALCH-REC, se obtienen dos corrientes de salida en una se con bioetanol al 99.99% y la corriente IMPURE que se compone de agua con trazas de bioetanol, la cual es recirculada a la columna despojadora. El SEP opera a 1 atm de presión y 79°C.

4.7 Orden de Cálculo.

Se utiliza por omisión la secuencia de menor número de corrientes de corte, como se puede observar en la figura 22, las secciones del modelo se encuentran acopladas en balances de materia y energía, esto debido a la presencia del reciclo DIV-JD que cubre las jerarquías de evaporadores, tachos, y fermentación-deshidratación y a su vez dentro de él aparecen más reciclos como \$olver02 que tiene el reciclo interno \$olver08; lo anterior implica que existen reciclos anidados de tercer orden lo cual incrementa el esfuerzo computacional para obtener una solución con una tolerancia específica en las corrientes de corte, lo cual dificulta la rapidez y convergencia del modelo de simulación.

Figura 22 . Secuencia de cálculo de las unidades del modelo de simulación



Fuente: Autora

4.8. Algoritmos De Solución Del Flowsheet

Para resolver el diagrama de flujo se usaron como algoritmos de solución de las columnas el método Inside-out que trae el simulador, y como algoritmo de reciclos se empleó el método de Wegstein (con parámetro -5), la tolerancia manejada fue de 0.001 en las corrientes de corte.

4.9. Análisis de Sensibilidad.

El análisis de sensibilidad permite estudiar el efecto en variables de proceso al hacer cambios en una o varias variables de entrada. Es importante destacar que las variables que se perturban deben de ser de entradas asignadas por el usuario, no pueden ser variables calculadas durante la simulación.

La herramienta de análisis de sensibilidad se utilizó en este trabajo para analizar y predecir el comportamiento del modelo a los cambios en el funcionamiento debido a las variaciones de flujo y sustratos para la producción de bioetanol en la producción de azúcar, bioetanol y los subproductos del proceso, teniendo en cuenta la calidad de los productos principales. Estos estudios son útiles en los escenarios estudiados para analizar una serie de variables de operación y proporcionar soluciones en un análisis "what-if".

5. RESULTADOS

Después del desarrollo del modelo de simulación, se presenta a continuación los resultados, los cuales serán comparados con datos reales de un ingenio colombiano.

5.1. Salidas del Caso Base.

La salida del modelo se presenta en forma de gráficos y tablas.

El caso base es trabajado con una combinación de tres sustratos: jugo, meladura y miel B, los cuales alimentan al fermentador. La fracciones de estos flujos que son enviadas al fermentador, se presenta en la tabla 19.

Tabla 19. Fracción de separación de jugo hacia la fermentación y evaporación.

Divisor	Condiciones de Operación	
	Corriente	Fracción de bifurcación
DIV-B1	JD-BIOET	0.1
	JD-AZUCA	0.9
DIV-B2	MELA-FERM	0.1
	MEL-AZUC	0.9

Fuente: Autora

Los sustratos empleados para la producción de etanol deben tener un adecuado tratamiento térmico, para obtener una buena reducción de microorganismos contaminantes, lo que podría originar inhibición en la fermentación. Razón por la cual no se debe trabajar grandes fracciones de jugo y meladura hacia la fermentación.

5.1.1 Jerarquía Molinos

Aunque el objetivo principal de trabajar con molinos es la reducción de tamaño, en la industria azucarera se persigue es extraer el máximo contenido, de agua y compuestos azucarados del material, contenido en la caña, por lo que se emplea una serie de molinos para la reducción de la caña de azúcar, la cual es rociada con agua y jugos claros a medida que sale de cada molino, esto ayuda a que se diluya la sacarosa que queda en el bagazo a la salida de cada molino obteniéndose así un mayor rendimiento en la extracción. En esta forma se extrae más del 90% de la sacarosa presente en la caña, quedando una parte remanente en el bagazo. Otra función de la molienda es entregar el bagazo en condiciones adecuadas para ser enviado a las calderas o pre tratamiento para obtener bioetanol de segunda generación.

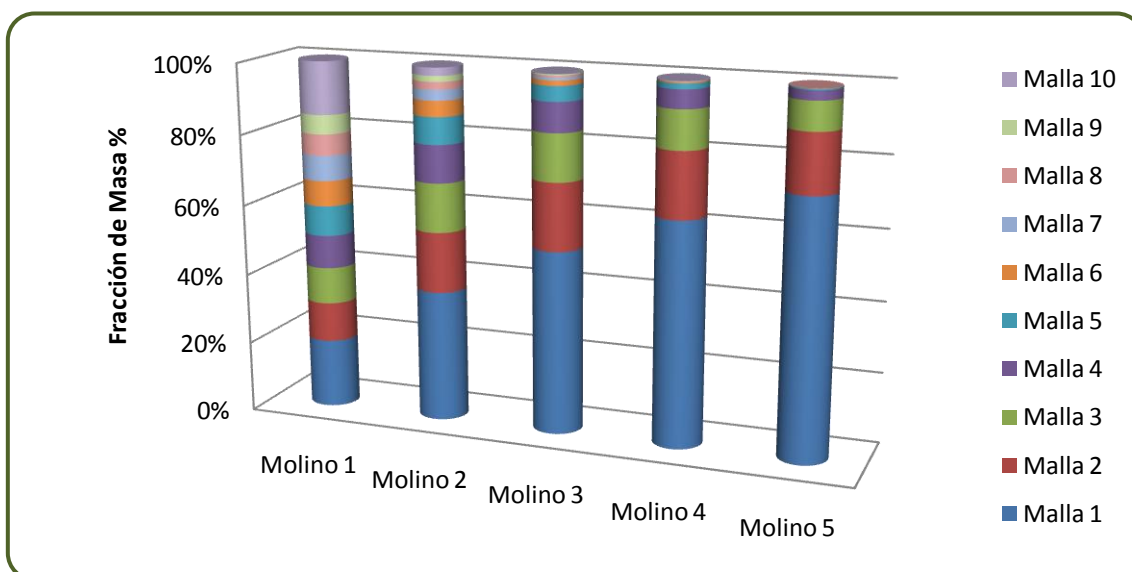
La distribución de tamaño del producto de cada molino se presenta en la tabla 20 y figura 23.

Tabla 20. Datos de Distribución de Partícula en la Salida de los Molinos.

Malla			Fracciones de masa a la salida de los Molinos				
	Limite inferior (m)	Limite superior (m)	Molino 1	Molino 2	Molino 3	Molino 4	Molino 5
1	0.00000	0.00002	0.19530875	0.37192049	0.51886799	0.63446712	0.72577263
2	0.00002	0.00004	0.11194161	0.17112875	0.19080294	0.18464313	0.16490207
3	0.00004	0.00006	0.10379585	0.13876784	0.13345867	0.10846734	0.07893219
4	0.00006	0.00008	0.09415822	0.10692161	0.08362059	0.05145105	0.02579821
5	0.00008	0.00010	0.08570954	0.07668019	0.04228375	0.01474302	0.00346174
6	0.00010	0.00012	0.0726356	0.0447408	0.01427625	0.00342145	0.00072564
7	0.00012	0.00014	0.07135973	0.02948648	0.0081123	0.00174604	0.00031887
8	0.00014	0.00016	0.06099203	0.02159545	0.00508819	0.00090348	8.86E-05
9	0.00016	0.00018	0.05429366	0.01628761	0.00316917	0.00015736	0
10	0.00018	0.00020	0.149805	0.02247075	0.00032013	0	0

Fuente: Autora

Figura 23. Fracciones de masa en la molienda.



Fuente: Autora

El bagazo obtenido presenta un contenido de humedad que es la propiedad más importante desde el punto de vista de la producción de vapor. Cuando el trabajo de los molinos es deficiente, es decir, existe un mal ajuste en la presión del último de los molinos, el contenido de humedad del bagazo será superior a 50 %; mientras que con un buen trabajo su contenido será de 48 %; normalmente oscila en un rango estrecho 44-50 %. En la tabla 21 se observa el flujo y composición del bagazo a la salida del último molino.

Tabla 21. Datos de corrientes de salida, jerarquía molinos.

	JD	BAGAZO5	JD	BAGAZO5
	Flujo Másico (kg/h)		Fracción Másica	
Sub-corriente: MIXED/ compuesto				
Agua	31809.480	6097.323	0.856	0.933
SACAROSA	5344.152	439.298	0.144	0.067
Sub-corriente: CIPSD / compuesto				
Celulosa	371.934	6057.667	1.000	1.000

Flujo Total (kg/h)	37525.566	12594.288		
--------------------	-----------	-----------	--	--

Fuente: Autora

Antes del que el jugo sea enviado a etapa de concentración, se filtra, en esta etapa se obtiene la cachaza de caña de azúcar también conocida como torta de filtro.

Tabla 22. Datos de corrientes de salida, de la filtración de jugo.

	CACHAZA	JD	CACHAZA	JD
	Flujo Másico (kg/h)		Fracción Másica	
Sub-corriente: MIXED/ compuesto				
Agua	4311.026	24429.15	0.988	0.831
SACAROSA	49.8749	4937.615	0.012	0.168
Sub-corriente: CIPSD / compuesto				
Celulosa	334.7401	0	1.00	0
Flujo Total (kg/h)	4695.641	29366.76		

Fuente: Autora

La cachaza al ser un residuo muy abundante, y por su composición química y precio relativamente bajo es atractivo frente a otros productos orgánicos como abono. Sin embargo la presencia de malos olores en él, su alto contenido de humedad y por tomar combustión espontánea en estado seco al exponerse al sol, genera problemas de almacenamiento, transporte y manejo, por ello no es totalmente aprovechado y se presentan dificultades para su eliminación. El flujo de cachaza y composición se ve en la tabla 22.

5.1.2 Jerarquía Evaporación.

El objetivo de esta etapa es concentrar la solución, se dispuso de un tren de evaporadores (5 efectos) en los que se empleo el vapor generado en un evaporador como medio de calentamiento del siguiente, la especificación de salida de estos está en la tabla 23 y 24. En el primer efecto, se introduce el

vapor vivo y la presión es la más elevada, en el último efecto se tiene la presión mínima. La presión en cada efecto es menor que la del efecto del cual recibe el vapor de agua y superior a la del efecto al cual suministra vapor, ver figura 24. Cada efecto, por sí solo, actúa como un evaporador de un solo efecto, y cada uno de ellos tiene una caída de temperatura a través de su superficie de calefacción correspondiente a la caída de presión en dicho efecto.

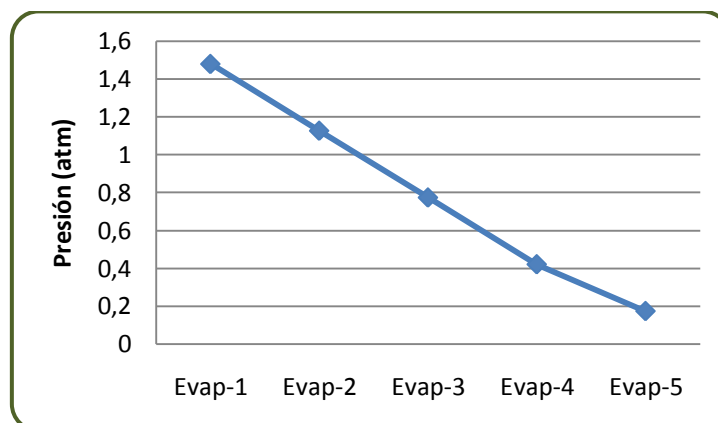
La concentración de la disolución concentrada solamente se puede modificar cambiando la velocidad de flujo de la alimentación.

Tabla 23. Especificaciones de salida de los Evaporadores.

EFEECTO	Temperatura (°C)	Fracción de Vapor
1	111.78	0.15
2	103.85	0.19
3	93.54	0.26
4	78.22	0.37
5	59.15	0.62

Fuente: Autora

Figura24. Perfil de Presión en el tren de evaporadores



Fuente: Autora

Tabla 24. Especificaciones de las corrientes de salida de los Evaporadores.

Corriente salida/efecto		Flujo (kg/h)	Fracción Másica	
			Agua	Sacarosa
LIQUIDA	1	25674.298	0.808	0.192
	2	21655.140	0.772	0.228
	3	17309.470	0.715	0.285
	4	12629.280	0.609	0.391
	5-MELADURA	7716.244	0.360	0.640
VAPOR	1	3692.464	1.000	0.000
	2	4019.155	1.000	0.000
	3	4345.678	1.000	0.000
	4	4680.190	1.000	0.000
	5	4913.031	1.000	0.000

Fuente: Autora

La concentración de sacarosa en esta etapa debe oscilar entre un 60- 65 % para poder pasar a la cristalización, en nuestro caso fue de un 64%.

5.1.3. Jerarquía Cristalizadores.

En la etapa de cristalización se presenta la formación de partículas sólidas, puras en el seno de solución sobresaturada la cual posee una distribución de partícula en cada cristizador, ver tabla 25. El tamaño medio que deben tener los cristales está determinado por el uso final de estos. En cuanto a menor sea el tamaño de los cristales menor aglomeración y oclusión de aguas madres se presenta. La distribución de partícula en los cristalizadores se presenta en la figura 25.

Tabla 25. Relaciones de distribución de tamaños para la suspensión mezclada.

Tamaño de Partícula Promedio (M)	Fracción Másica Tacho 1	Fracción Másica Tacho 2	Fracción Másica Tacho P
0	0	0	0
5.00E-06	2.32E-05	0.00023758	0.13058674
1.50E-05	0.00051858	0.00456886	0.49293156
3.50E-05	0.0135797	0.08832933	0.36718788
6.00E-05	0.02853113	0.12700478	0.00901289
8.50E-05	0.07611744	0.23188469	0.00028091
0.00015	0.41180011	0.46797446	1.44E-08
0.00025	0.29196204	0.07278099	1.90E-16
0.00035	0.12269089	0.00670913	1.49E-24
0.00045	0.03993518	0.00047904	9.02E-33
0.00055	0.01116668	2.94E-05	4.70E-41
0.00065	0.00282294	1.63E-06	2.22E-49
0.00075	0.00066417	8.41E-08	9.73E-58
0.00085	0.00014807	4.11E-09	4.05E-66
0.00095	3.17E-05	1.93E-10	1.61E-74
0.00105	6.55E-06	8.76E-12	6.23E-83
0.00115	1.32E-06	3.87E-13	2.34E-91
0.00125	2.59E-07	1.67E-14	1.00E-99
0.00135	5.00E-08	7.06E-16	1.00E-99
0.00145	9.49E-09	2.94E-17	1.00E-99
0.00155	1.78E-09	1.21E-18	1.00E-99

Fuente: Autora

Para el proceso de producción de azúcar, la etapa de cristalización empieza cuando la corriente de meladura llega a los tachos (cristalizadores), los tachos son evaporadores al vacío, donde se evaporará una cantidad de el agua que contiene la meladura hasta

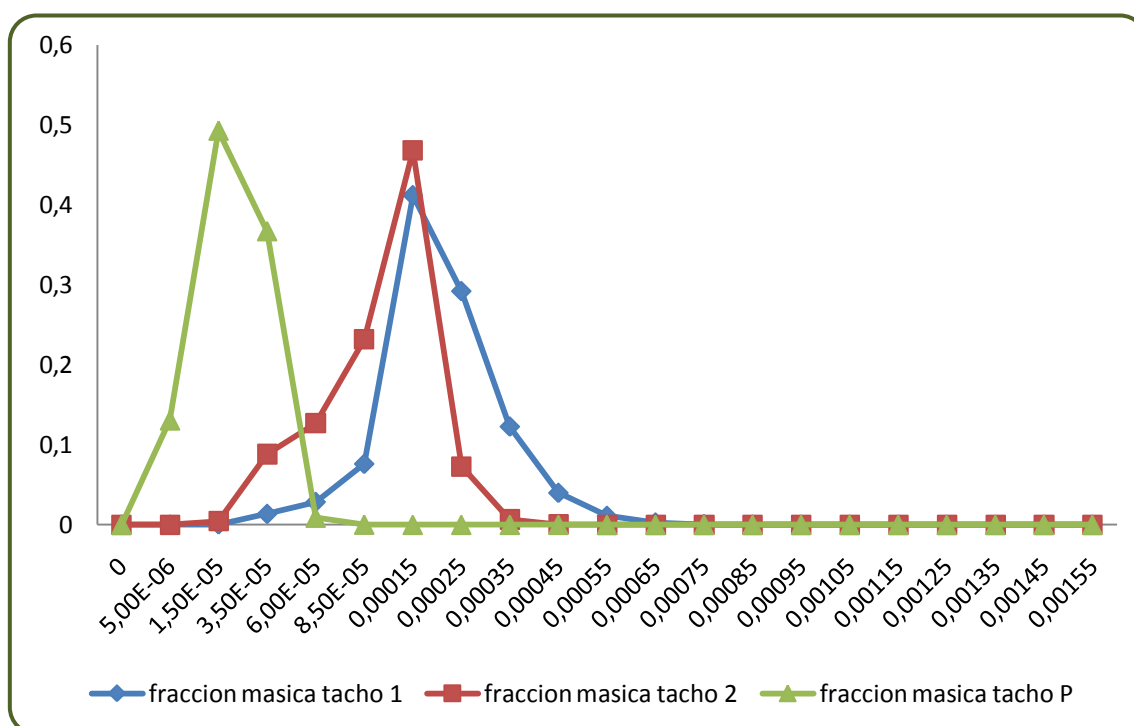
llevarla a la sobresaturación. Cuando el jugo se concentra de un 77 a 80 % de sacarosa en la solución, su viscosidad aumenta comienzan a aparecer las partículas solidas (cristales), Cuando alcanza la condición de sobresaturación el tacho es alimentado con una corriente polvillo de azúcar finamente molido los cuales servirán como núcleos para los cristales de azúcar, y el tacho es nuevamente alimentado con nueva meladura para hacer crecer los cristales manteniendo las condiciones de sobresaturación este crecimiento continua hasta que el tacho se encuentre totalmente lleno. El material dentro del tacho ha perdido su fluidez rápidamente y se ha convertido en un mezcla de cristales y miel que se conoce como masa magma. En la tabla 26 se observa las especificaciones de las corrientes de salida de los cristalizadores.

Tabla 26. Especificaciones de las corrientes de salida de los Cristalizadores.

	MAGMA- A	MAGMA- B	MAGMA- P	SVT1	SVT2	SVTP	AZUCARR	MIEL B
Sub-corriente: MIXED/ componente	Flujo (kg/h)							
Agua	279.711	137.757	1.181	2402.159	99.982	5.000	0.3876	134.001
Sacarosa	939.104	447.298	3.672	0.005	0.000	0.000	0.000	435.103
	Fracción Másica							
Agua	0.229	0.235	0.243	1.000	1.000	1.000	0.000	0.235
Sacarosa	0.771	0.765	0.757	0.000	0.000	0.000	1	0.765
Sub-corriente: CIPSD- AZUCAR/ componente	Flujo (kg/h)							
azúcar	3702.295	367.523	16.932	0.000	0.000	0.000	3869.295	0.000
Total Flow kg/hr	4921.110	952.577	21.785	2402.165	99.982	5.000	3869.299	569.104
	Fracción Másica							
azúcar	1.000	1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000

Fuente: Autora

Figura 25. Distribución de partícula en los cristalizadores.



Fuente: Autora

5.1.4. Jerarquía Fermentación.

En la etapa de fermentación ocurre la transformación de los azúcares fermentables contenidos en el jugo, en alcohol etílico, gas carbónico, propanol, butanol, oxígeno, pentanol entre otros. La eficiencia de la fermentación es de un 90%. Los flujos de los compuestos a la salida del fermentador se muestran en la tabla 27 y figura 26.

La corriente fermentada con presencia de gas carbónico es enviada a una columna absorbadora. Por la cima de la columna se inyecta agua en una proporción de 1:1. El CO₂, ya removido del arrastre de etanol, se ventea a la atmósfera. La masa fermentada sigue hacia la siguiente etapa.

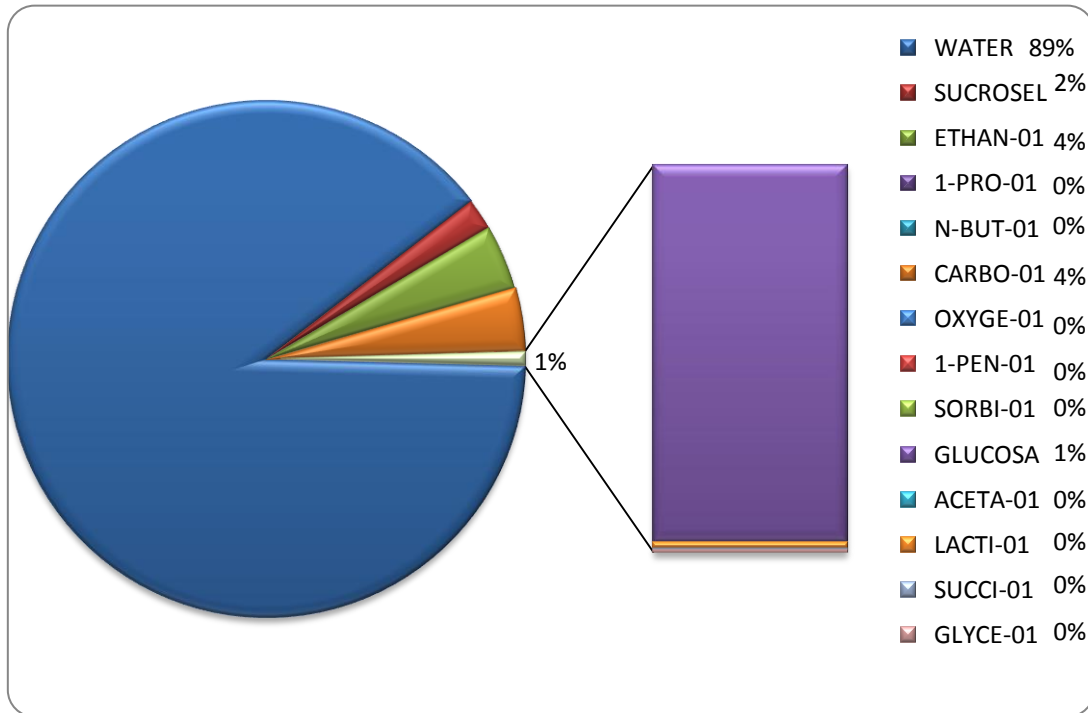
Tabla 27. Especificaciones de las corrientes de salida de jerarquía fermentación.

	VINO+CO2	VINO	CO2
Sub-corriente:			
MIXED/			
Componente			
	Flujo Másico (kg/h)		

AGUA	15417.15	15393.19	23.96
SACAROSA	340.30	340.30	0.00
BIOETANOL	703.75	688.52	15.24
PROPANOL	0.26	0.26	0.01
BUTANOL	0.66	0.65	0.01
DIOXIDO DE CARBONO	678.91	96.95	581.96
OXIGENO	0.18	0.01	0.17
PENTANOL	6.23	6.14	0.09
SORBITOL	5.15	5.15	0.00
GLUCOSA	135.00	135.00	0.00
ACETALDEHIDO	0.07	0.05	0.01
ACIDO LACTICO	2.26	2.26	0.00
ACIDO SUCCINICO	0.59	0.59	0.00
GLICEROL	0.92	0.92	0.00
Sub-corriente: CIPSD/ Componente			
	Flujo Másico (kg/h)		
CELULO-X	123.98	123.98	0.00
Temperatura °C	32.00	40.00	40.00
Presion (atm)	1.	0.8	0.8
Flujo Total (kg/h)	17415.40	16793.96	621.44

Fuente: Autora

Figura 26. Fracción másica de la sub-corriente MIXED, VINO+CO₂, en la salida del fermentador.



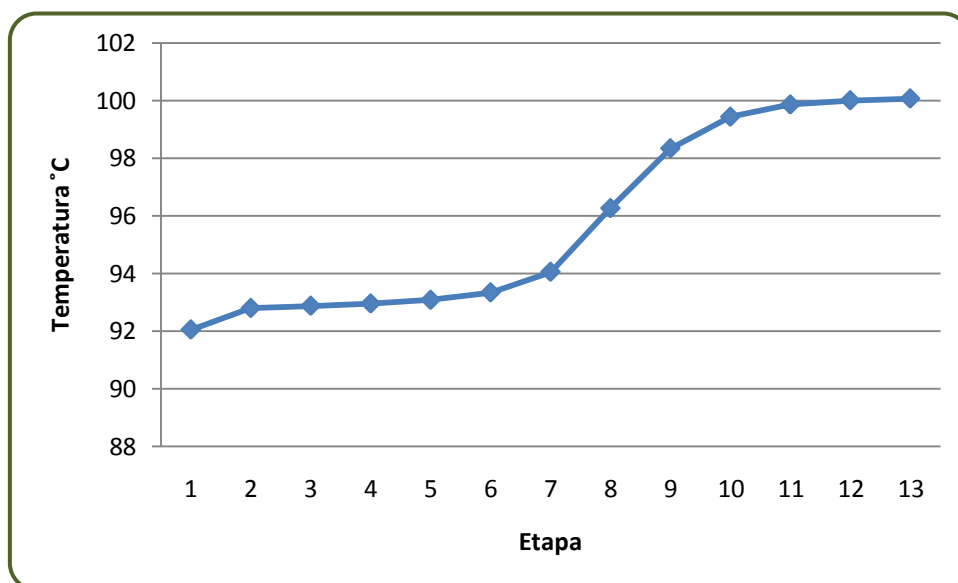
Fuente: Autora

5.1.4 Jerarquía Deshidratación.

5.1.4.1. Columna Despojadora.

El proceso de destilación aprovecha que cada material tiene su volatilidad o punto de ebullición a una determinada temperatura, por lo cual los alcoholes que tienen menor volatilidad que los sólidos e impurezas que venían en el jugo, meladura y miel B, salen por la parte superior de la columna; mientras que la mayor cantidad de impurezas sale por la parte inferior de la misma en forma de vinaza. La corriente lateral de la columna alimenta a la rectificadora. Los flujos de las corrientes se especifican en la tabla 5.8

Figura 27.Perfil de Temperaturas en la columna despojadora



Fuente: Autora

Tabla 28. Especificaciones de las corrientes de salida de la despojadora.

	CIMA-DES	LATE-DES	VINAZA
Sub-corriente: MIXED/ Componente	Flujo Másico (kg/h)		
AGUA	656.293	2134.539	14319.500
SACARORA	0.000	0.000	340.297
BIOETANOL	388.082	362.003	1.163
PROPANOL	2.719	5.216	0.012
BUTANOL	8.976	24.935	0.055
DIOXIDO DE CARBONO	96.998	0.000	0.000
OXIGENO	0.012	0.000	0.000
PENTANOL	274.890	980.788	1.603
SORBITOL	0.000	0.000	5.148
GLUCOSA	0.000	0.000	134.999
ACETALDEHIDO	0.054	0.000	0.000

ACIDO LACTICO	0.001	0.002	2.259
ACIDO SUCCINICO	0.000	0.000	0.590
GLICEROL	0.000	0.000	0.923
Sub-corriente: CIPSD/ Componente	Flujo Másico (kg/h)		
CELULO-X	0	0	123.9778
Flujo Total (kg/h)	1428.024	3507.483	14930.52
Temperatura °C	92.04703	96.25853	99.93424

Fuente: Autora

5.1.4.2. Columna Rectificadora.

La corriente de vapor lateral de la columna despojadora alimenta a la rectificadora cuyo propósito es hacer una rectificación y obtener una solución acuosa de etanol azeotrópico con presencia en muy bajas concentraciones de otros componentes como el bióxido de carbono. Se presenta una concentración de alcoholes pesados en el interior de esta columna. Estos alcoholes son normalmente denominados como “Fusel Oils” y retirados en por una corriente lateral. Por el fondo de la columna salen otras impurezas llamadas flemazas.

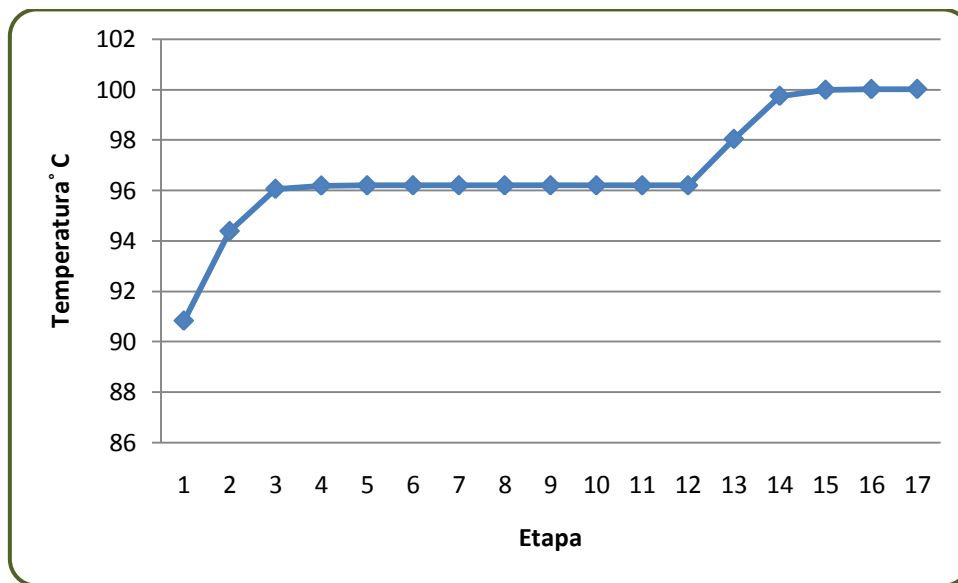
Tabla 29. Especificaciones de las corrientes de salida de la rectificadora.

	ALCH-REC	ALCH-DIL	FLEMAZAS
Sub-corriente: MIXED/ Componente			
	Flujo Másico (kg/h)		
AGUA	1717.135	550.2134	1010.819
SACARORA	2.02E-66	3.20E-40	1.10E-04
BIOETANOL	448.0829	9.333865	2.01E-03
PROPANOL	7.691231	0.1541605	2.45E-05
BUTANOL	33.31636	0.6892963	1.08E-04
DIOXIDO DE CARBONO	0.048703	1.68E-05	5.21E-18

OXIGENO	1.25E-04	2.91E-08	7.66E-22
PENTANOL	1251.144	25.49817	3.13E-03
SORBITOL	0	0	0
GLUCOSA	1.23E-99	8.76E-61	1.25E-07
ACETALDEHIDO	6.62E-05	2.79E-07	4.41E-14
ACIDO LACTICO	4.15E-22	8.59E-14	2.74E-03
ACIDO SUCCINICO	9.65E-49	2.11E-30	7.02E-06
GLICEROL	4.62E-41	1.32E-25	4.16E-05
Flujo Total (kg/h)	3457.419	585.8889	1010.827
Temperatura C	90.82902	96.19555	100.0168

Fuente: Autora

Figura 28. Perfil de Temperaturas en la rectificadora.



Fuente: Autora

5.1.4.3. Columna de Aldehídos.

En esta columna se reduce la concentración de aldehídos, para cumplir con los requerimientos de calidad del producto y ambientales. Los fondos de esta columna son enviados a rectificadora.

Tabla 30. Especificaciones de las corrientes de salida de columna de aldehídos.

	H2O-RECT	OH-IMPUR
Sub-corriente: MIXED/ Componente	Flujo Másico (kg/h)	
AGUA	630.79	25.50
SACARORA	0.00	0.00
BIOETANOL	91.10	296.98
PROPANOL	2.59	0.13
BUTANOL	8.97	0.00
DIOXIDO DE CARBONO	0.05	96.95
OXIGENO	0.00	0.01
PENTANOL	274.89	0.00
SORBITOL	0.00	0.00
GLUCOSA	0.00	0.00
ACETALDEHIDO	0.00	0.05
ACIDO LACTICO	0.00	0.00
ACIDO SUCCINICO	0.00	0.00
GLICEROL	0.00	0.00
Flujo Total (kg/h)	1008.39	419.64

Fuente: Autora

5.1.4.4. Tamices Moleculares.

En esta operación, la mezcla etanol-agua pasa a través de un lecho de material adsorbente. Debido a la diferencia de afinidad de las moléculas del etanol y del agua con respecto al adsorbente, esta última queda atrapada en el, mientras que el etanol pasa a través del mismo aumentando su concentración en la corriente de salida del tamiz.

La adsorción de agua empleando tamices moleculares ha sido la tecnología que más se ha desarrollado en los últimos años en la industria del bioetanol para deshidratar el etanol. Para la deshidratación de etanol se emplean tamices con un diámetro promedio de los caminos intersticiales de 3 Angstroms . La molécula de agua tiene un diámetro menor que el de los caminos intersticiales de este tipo de tamices, mientras que la de etanol no; además, el agua puede adsorberse en la superficie interna de los caminos de la estructura del tamiz molecular. Las moléculas de agua pueden invadir la estructura interior de los tamices a diferencia de las moléculas de etanol que, debido a su mayor tamaño, pasan a través del espacio entre las partículas de los tamices y abandonan el lecho sin adsorberse.

La alimentación del sistema se lleva a cabo con los vapores de la columna de rectificación, y las impurezas del sistema son recirculadas hacia la columna despojadora.

Tabla 31. Especificaciones de las corrientes de salida de la deshidratación.

	BIOETANO	IMPURE	BIOETANO	IMPURE
Sub-corriente: MIXED/ Componente				
	Flujo Másico (kg/h)		Fracción Másica	
AGUA	0.00	1717.14	0.00	0.56
SACARORA	0.00	0.00	0.00	0.00
BIOETANOL	385.35	62.73	1.00	0.02
PROPANOL	0.00	7.69	0.00	0.00
BUTANOL	0.00	33.32	0.00	0.01
DIOXIDO DE CARBONO	0.00	0.05	0.00	0.00
OXIGENO	0.00	0.00	0.00	0.00
PENTANOL	0.00	1251.14	0.00	0.41
SORBITOL	0.00	0.00	0.00	0.00
GLUCOSA	0.00	0.00	0.00	0.00

ACETALDEHIDO	0.00	0.00	0.00	0.00
ACIDO LACTICO	0.00	0.00	0.00	0.00
ACIDO SUCCINICO	0.00	0.00	0.00	0.00
GLICEROL	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo Total (kg/h)	385.35	3072.07		

Fuente: Autora

5.2. Salida del Caso II, alimentación de miel final hacia la producción de bioetanol.

Para todos los casos se trabajo con el mismo flujo de alimentación de caña, lo que vario en este caso fue la alimentación hacia el fermentador, para esta topología se trabajo con miel final como sustrato para la fermentación.

Se presentan cambios de flujo en algunas etapas del proceso debido al manejo de un solo sustrato, la entrada de los evaporadores presenta un aumento de flujo del jugo claro ya que no hay ninguna desviación de este, todo el jugo es alimentado hacia esta etapa, el flujo total de meladura es alimentada hacia los cristalizadores, presentándose en esta sección ahora una serie de cinco cristalizadores en donde se obtiene el azúcar y la miel final.

Tabla 32. Especificaciones de las corrientes de bagazo, cachaza y jugo en el caso II de estudio.

	CACHAZA	BAGAZO5	JD-EVAP	CACHAZA	BAGAZO5	JD-EVAP
Sub-corriente: MIXED/ Componente						
	Flujo Másico (kg/h)			Fracción Másica		
AGUA	4791.761	6097.323	27153.3177	0.988	0.932	0.831
SACAROSA	55.645	439.297	5508.860	0.012	0.068	0.169
Sub-corriente: CIPSD/						

Componente						
	Flujo Másico (kg/h)			Fracción Másica		
CELULO-X	2.293	37.359	0	1	1	0
Flujo Total (kg/h)	5219.340	12594.287	32662.178			

Fuente: Autora

Tabla 33. Especificaciones de las corrientes de salida de los Evaporadores. Caso II.

Corriente salida/efecto	Flujo total (kg/h)
LE1	28560.833
LE2	24096.185
LE3	19268.320
LE4	14068.175
MELADURA	8608.589
SEV1	4101.345
SEV2	4464.648
SEV3	4827.865
SEV4	5200.145
SEV5	5459.585

Fuente: Autora

Tabla 34. Flujo de corrientes de salida en la cristalización. Caso II.

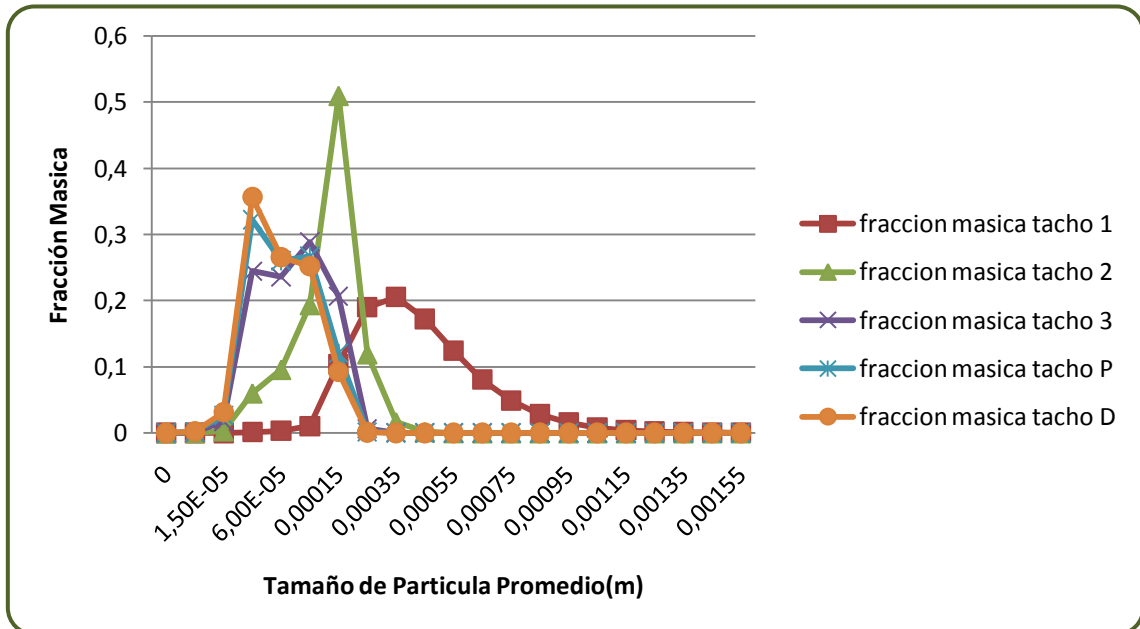
Corriente salida/efecto	Flujo (kg/h)
MIEL-A	3642.090
MIEL-B	2194.512
M-FINAL	1238.191
AZUCARR	4375.846
SVT1	2399.994
SVT2	299.996

SVT3

199.996

Fuente: Autora

Figura 29. Distribución de partícula en los cristalizadores. Caso II.



Fuente: Autora

Tabla 35. Especificaciones de las corrientes de salida de la jerarquía de deshidratación. Caso II

	VINO+CO2	VINAZA	FLEMAZAS	BIOETANO
Sub-corriente: MIXED/				
Componente	Flujo Másico (kg/h)			
AGUA	1948.2920	1762.2470	140.9128	0.0000
SACARORA	217.8487	217.8487	0.0000	0.0000
BIOETANOL	457.1991	10.2834	0.0011	338.4000
PROPANOL	0.2216	0.0860	0.0000	0.0000
BUTANOL	0.4813	0.1186	0.0000	0.0000
DIOXIDO DE CARBONO	434.6170	0.0000	0.0000	0.0000
OXIGENO	0.1171	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANOL	3.6555	0.5535	0.0000	0.0000

SORBITOL	3.2956	3.2956	0.0000	0.0000
GLUCOSA	86.4222	86.4222	0.0000	0.0000
ACETALDEHIDO	0.0437	0.0000	0.0000	0.0000
ACIDO LACTICO	1.4503	1.4496	0.0007	0.0000
ACIDO SUCCINICO	0.3780	0.3780	0.0000	0.0000
GLICEROL	0.5908	0.5908	0.0000	0.0000
Flujo Total (kg/h)	3154.6130	2083.2740	140.9147	338.4000
Temperatura C	32.0000	99.7095	100.0159	79.0276

Fuente: Autora

5.3. Salida del Caso III, alimentación de miel B y Jugo hacia la producción de bioetanol.

En esta topología se emplea miel B y jugo como sustratos para la etapa de fermentación. Al igual que el caso anterior se presenta una variación de flujos en el proceso.

Tabla 36. Especificaciones de las corrientes de bagazo, cachaza y jugo en el caso III de estudio.

	CACHAZA	BAGAZO5	JD-EVAP
Sub-corriente: MIXED/ Componente			
	Flujo Másico (kg/h)		
AGUA	4312.76269	6097.32345	24438.9886
SACAROSA	50.0805487	439.297576	4957.97432
Sub-corriente: CIPSD/ Componente			
CELULO-X	334.740106	6057.66656	0
Flujo Total (kg/h)	4697.58335	12594.2876	29396.9629

Fuente: Autora

Tabla 37. Especificaciones de las corrientes de salida de los Evaporadores. Caso III.

Corriente salida/efecto	Flujo total (kg/h)
LE1	25705.63
LE2	21687.35
LE3	17342.17
LE4	12661.94
MELADURA	7748.188
SEV1	3691.33
SEV2	4018.287
SEV3	4345.174
SEV4	4680.229
SEV5	4913.755

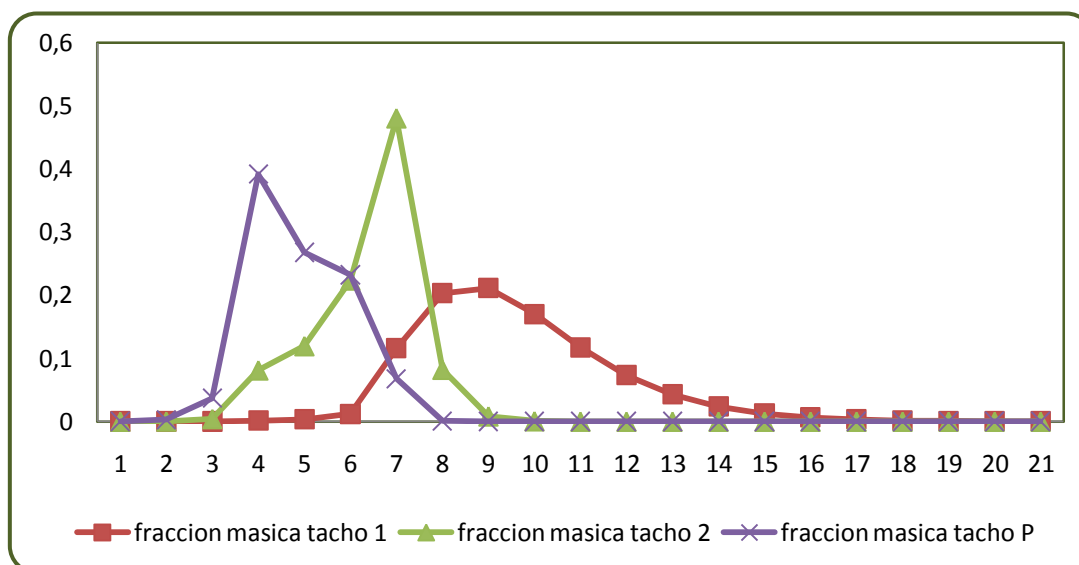
Fuente: Autora

Tabla 38. Flujo de corrientes de salida en la cristalización. Caso III.

Corriente salida/efecto	Flujo (kg/h)
MIEL-A	2281.86
MIEL-B	1786.50
MAGMA-P	58.50
AZUCARR	3440.96
SVT1	2401.91
SVT2	100.00
SVTP	5.00

Fuente: Autora

Figura 30. Distribución de partícula en los cristalizadores. Caso III.



Fuente: Autora

Tabla 39. Especificaciones de las corrientes de salida de la jerarquía de deshidratación. Caso III.

	VINO+CO2	VINAZA	FLEMAZAS	BIOETANO
Sub-corriente:				
MIXED/ Componente	Flujo Másico (kg/h)			
AGUA	15796.62	14657.84	1044.54	0.00
SACARORA	438.74	438.74	0.00	0.00
BIOETANOL	907.63	1.90	0.00	585.24
PROPANOL	0.34	0.03	0.00	0.00
BUTANOL	0.86	0.08	0.00	0.00
DIOXIDO DE CARBONO	875.31	0.00	0.00	0.00
OXIGENO	0.24	0.00	0.00	0.00
PENTANOL	7.99	2.01	0.00	0.00
SORBITOL	6.64	6.64	0.00	0.00
GLUCOSA	174.05	174.05	0.00	0.00
ACETALDEHIDO	0.09	0.00	0.00	0.00
ACIDO LACTICO	2.92	2.91	0.00	0.00

ACIDO SUCCINICO	0.76	0.76	0.00	0.00
GLICEROL	1.19	1.19	0.00	0.00
Sub-corriente: MIXED/ Componente				
CELU-X	123.98	123.98	0.00	0.00
Flujo Total (kg/h)	18337.36	15410.14	1044.549	585.2352
Temperatura C	32.00	99.92	100.02	99.31

Fuente: Autora

5.3. Validación.

En esta etapa se ha verificado la consistencia entre el modelo realizado y las condiciones del sistema real.

Se ha validado los flujos y calidades de corrientes intermedias de las cuales se posee información real, como de algunas salidas del proceso. El modelo que se ha validado es el del caso de estudio y esto es en base a:

- La especificación de la carga en el modelo es base a la caracterización de la planta real.
- La topología del proceso es consistente.
- Los modelos empleados para representar las unidades del proceso, se les ha ingresado la información necesaria que representar la unidad real.

En las tablas 40 y 41 se muestran las especificaciones de las corrientes comparadas.

Tabla 40. Flujos de corrientes de salida e Intermedias del caso base.

	AZUCARR	JD	MIEL B	meladura	VINO	FLEMAZAS	VINAZA	BIOETANO
Sub-corriente: MIXED/ Componente								
	Flujo Másico (kg/h)							
AGUA	0.3869	24429.15	134.001	2778.649	15393.19	1010.819	14319.5	0
SACARORA	0	4937.615	435.103	4937.595	340.30	1.10E-04	340.297	0

BIOETANOL					688.52	2.01E-03	1.163	385.35
Sub-corriente: CIPSD/ Componente								
AZUCAR	3869.299							
CELULO-X							123.9778	
Total (kg/h)	3869.6859	29366.765	569.104	7716.244	16422.01	1.01E+03	14536.9822	385.35

Fuente: Autora

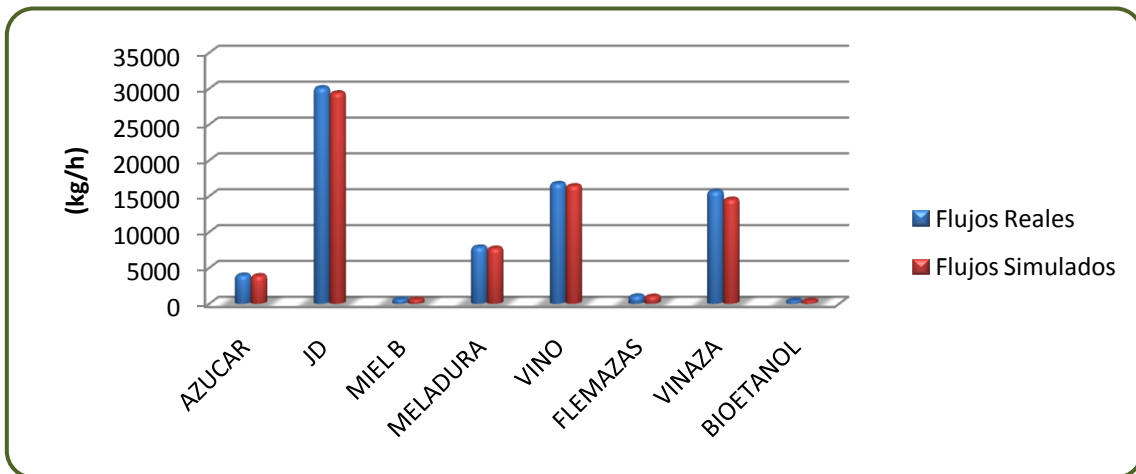
Tabla 41. Flujos de corrientes de salida e Intermedias de un ingenio Colombiano.

	AZUCARR	JD	MIEL B	meladura	VINO	FLEMAZAS	VINAZA	BIOETANO
Sub-corriente: MIXED/ Componente								
	Flujo Másico (kg/h)							
AGUA	0	25023	137	2831	15679	1057	15163	0
SACARORA	0	5058	443	5031	347	0	360	0
BIOETANOL					701	0	1	414
Sub-corriente: CIPSD/ Componente								
AZUCAR	3947							
CELULO-X							15371	
Total (kg/h)	3947	30081	580	7863	16727	1057	30895	414

Fuente: Autora

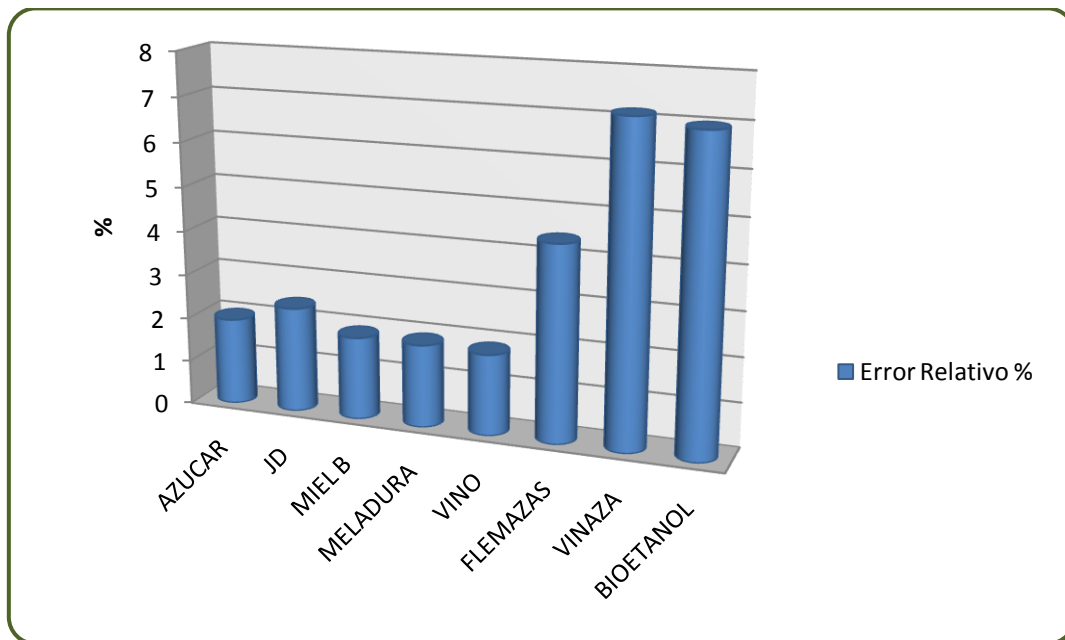
En la validación del modelo se comparan los flujos intermedios usados como sustratos y el flujo de vino a la salida del fermentador, los productos de salida: azúcar y bioetanol, y los subproductos: flemazas y vinazas (ver figura 31), al comparar los márgenes de error se aprecia que estos son relativamente bajos, ver figura 32, lo que demuestra que el modelo representa un alto grado de exactitud.

Figura 31. Comparación de los datos simulados y reales



Fuente: Autora

Figura 32. Error Relativo



Fuente: Autora

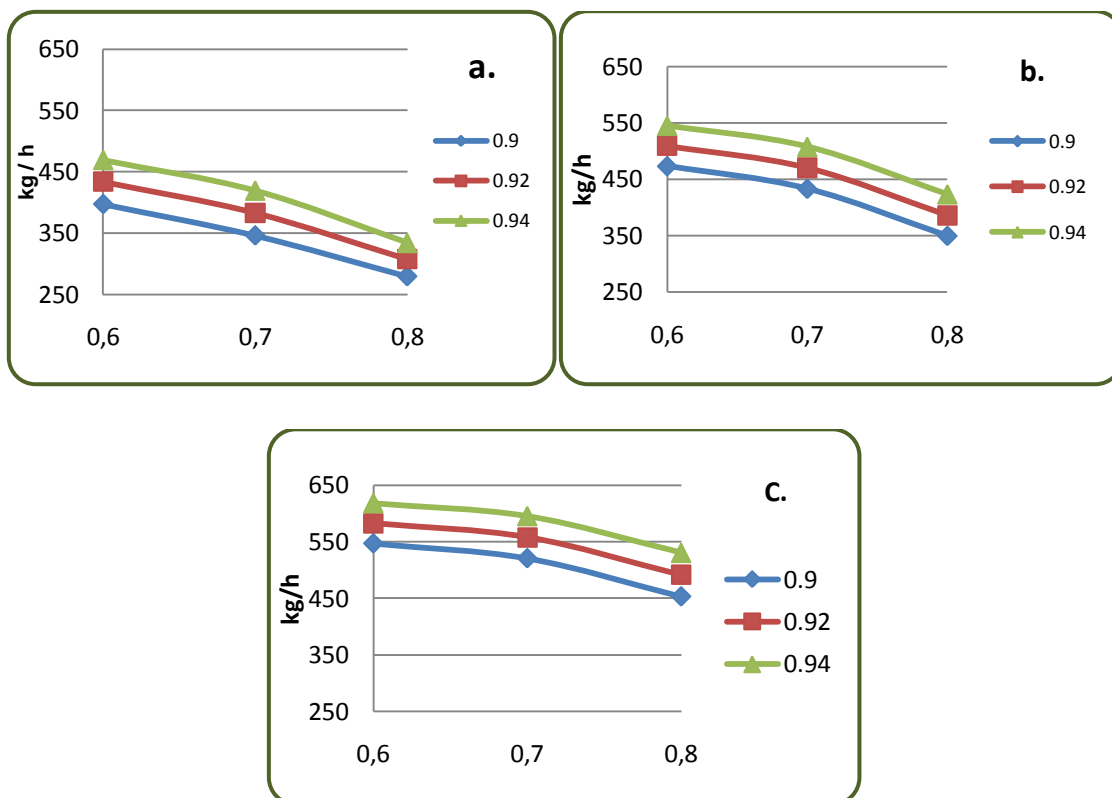
5.4. Análisis de Sensibilidad

A continuación se presentan las graficas de los resultados al realizar el análisis de sensibilidad, sobre la influencia del tipo de combinación de sustrato y su flujo hacia la etapa de fermentación. Los valores numéricos del análisis de sensibilidad se encuentran en el anexo 4.

5.4.1 Análisis de Sensibilidad caso Base

Al realizar el análisis se pueden especificar intervalos de reflujo para esta topología en cuanto a sustratos y recirculación de vinaza, la bifurcación de jugo enviada a la etapa de evaporación se trabaja entre 0.89 y 0.91, la bifurcación de meladura hacia los cristalizadores entre 0.9 y 0.94 y la recirculación de vinaza entre un 60 a 80%. En estos intervalos se asegura una correcta operación del proceso viendo afectado solamente la cantidad de productos y subproductos a obtener.

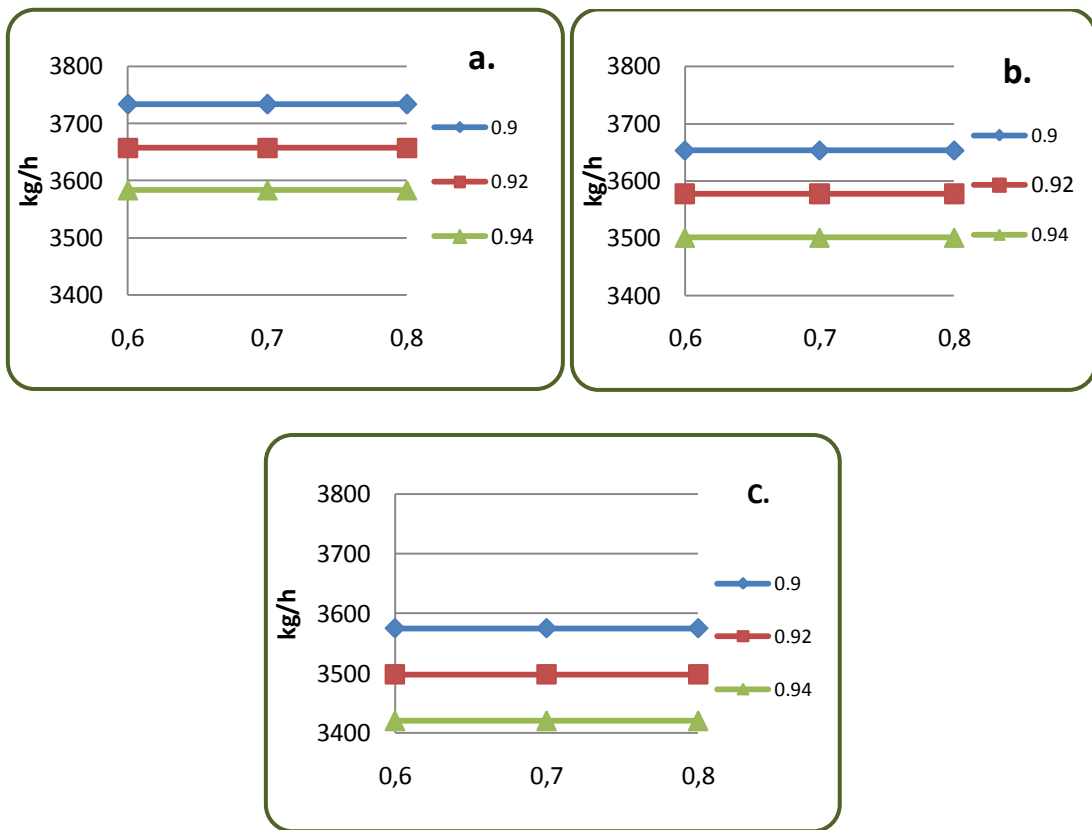
Figura 33. Flujo de bioetanol en kg/h, variando la fracción de vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de meladura, a) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.89, b) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.91, c) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.93.



Fuente: Autora

De la figura 33, podemos ver que el flujo de bioetanol, en función del manejo de bifurcaciones de sustratos y vinaza, presenta una mayor cantidad de flujo es al manejar una menor recirculación de vinazas, con una mayor fracción de jugo y meladura enviada hacia la evaporación y cristalización respectivamente.

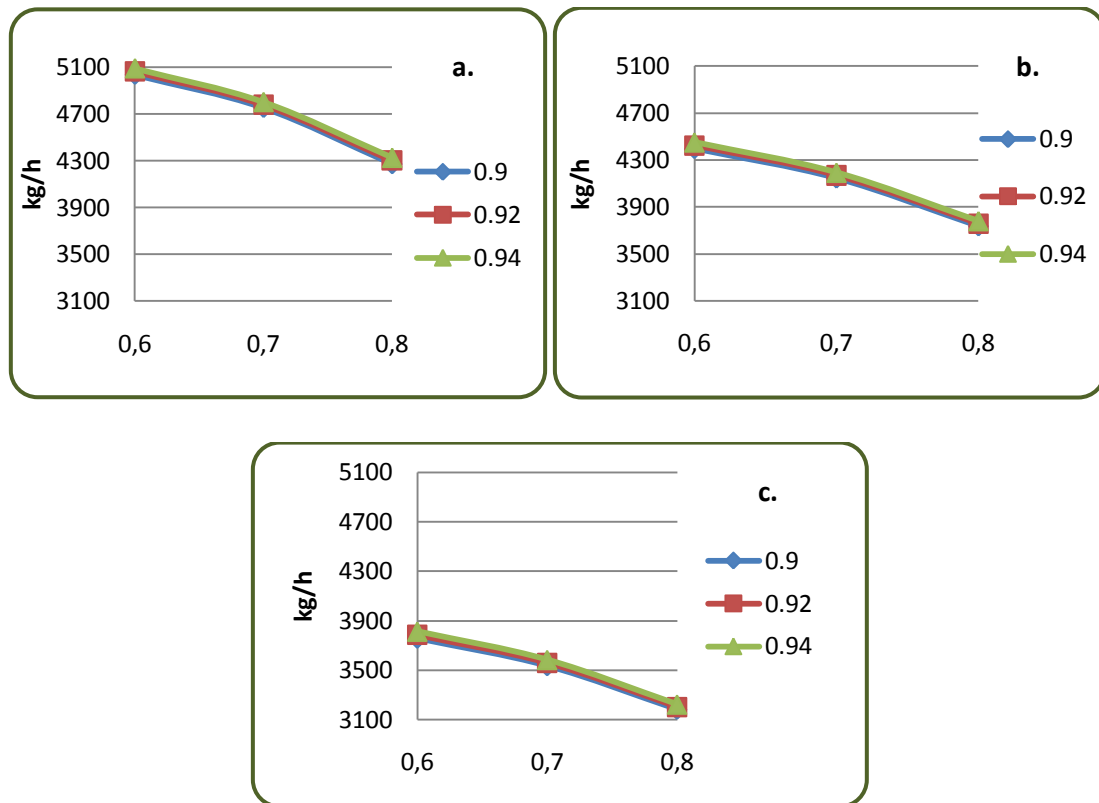
Figura 34 . Flujo de Azúcar en kg/h, variando la fracción de vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de meladura, a) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.89, b) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.91, c) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.93.



Fuente: Autora

De la figura 34, se puede observar, que no hay una variación en el flujo de azúcar si hay una mayor o menor recirculación de vinaza hacia el fermentador, y que se presenta una mayor cantidad de esta, si se maneja la menor fracción de jugo y meladura hacia la etapa de evaporación y cristalización.

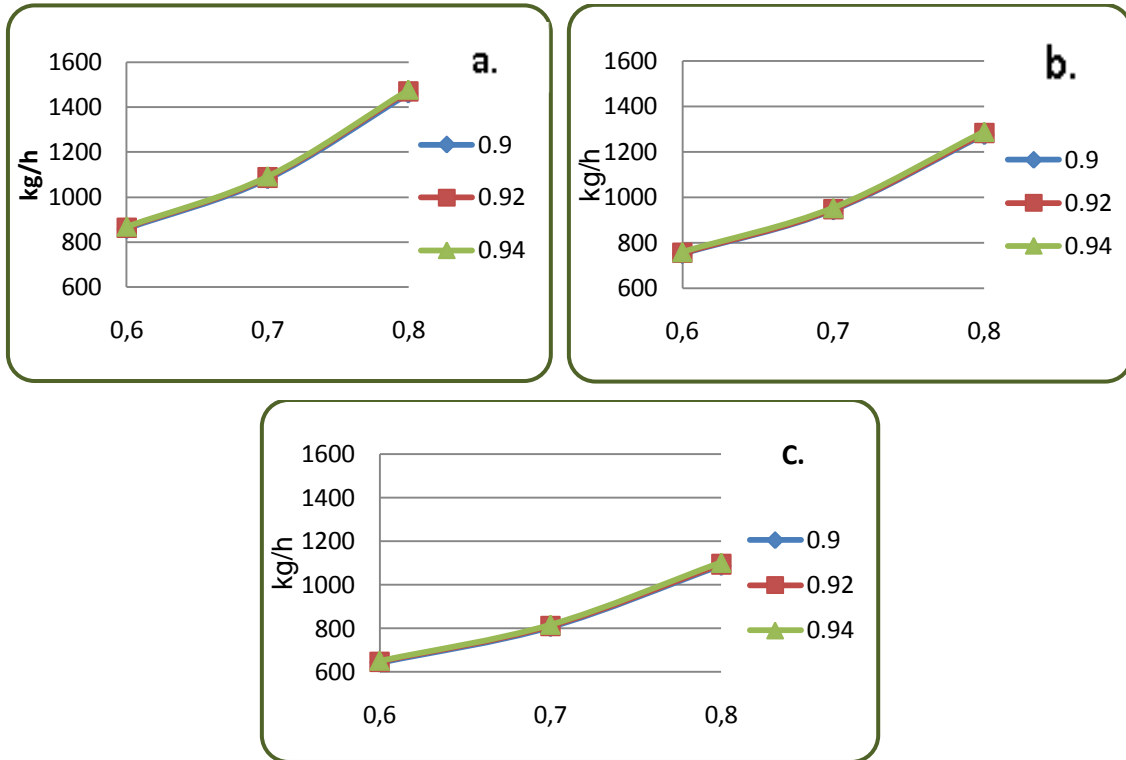
Figura 35. Flujo de Vinaza en kg/h, variando la fracción de vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de meladura, a) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.89, b) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.91, c) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.93.



Fuente: Autora

En la figura 35 se observa que la cantidad de vinaza obtenida no depende de la fracción de meladura que se envía hacia la etapa de fermentación o cristalización, pero que si disminuye si se aumenta la recirculación de vinazas hacia el fermentador y aumenta en función del jugo enviado a la etapa de evaporación.

Figura 36. Flujo de Flemaza en kg/h, variando la fracción de vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de meladura, a) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.89, b) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.91, c) fracción de jugo hacia la producción de azúcar de 0.93.



Fuente: Autora

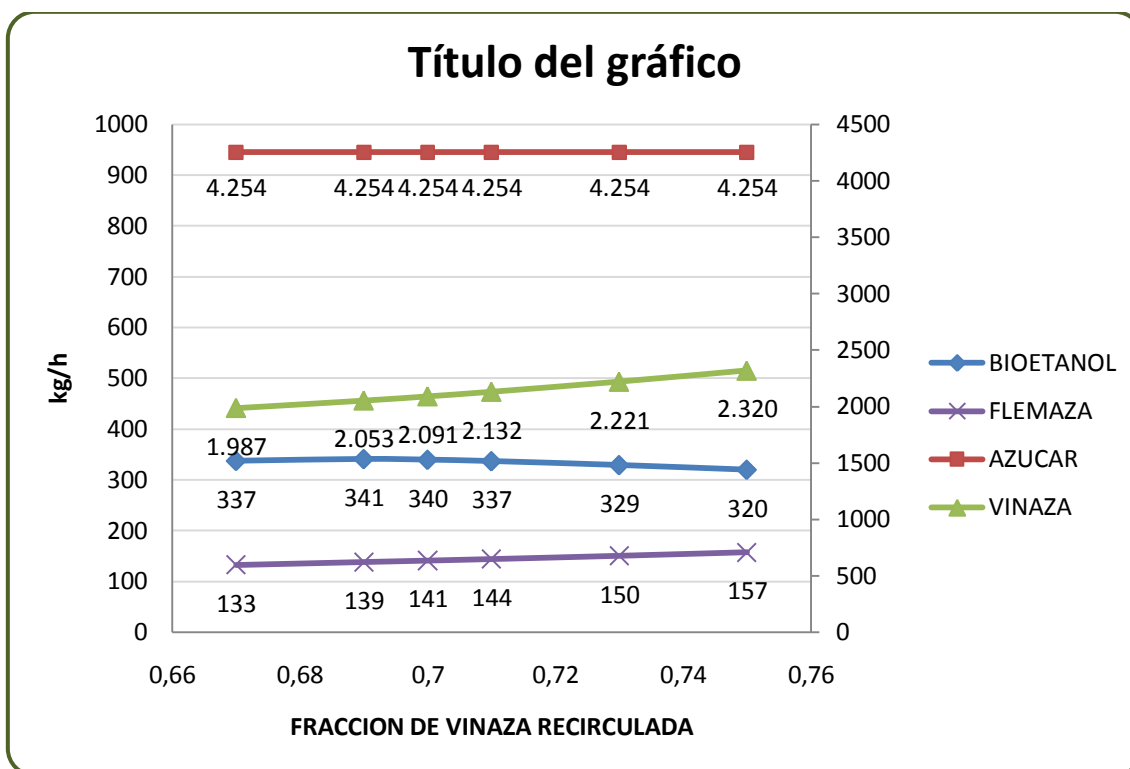
El flujo de flemazas al igual que el de vinazas no depende de la fracción de meladura que se envié a la etapa de cristalización o fermentación, ver figura 36, pero al contrario que las vinazas, aumenta si se aumenta la recirculación de vinazas al fermentador y disminuye al aumentar el flujo de jugo hacia la evaporación.

Si se mira cual es la corriente que posee el flujo máximo de bioetanol dentro del análisis de sensibilidad y a la vez que la cantidad de subproductos sea baja, se obtiene que las relaciones de bifurcación son: de jugo hacia evaporación igual a 0.93, de meladura hacia cristalización de 0.94 con una recirculación del 60% de vinazas hacia la fermentación. Ahora si lo que se desea es obtener mas azúcar que biocombustible la relación de bifurcación seria: de jugo hacia evaporación igual a 0.89, de meladura hacia cristalización de 0.99 con una recirculación del 60% de vinazas hacia la fermentación.

5.4. Análisis de Sensibilidad Caso II

En este caso se estudio la variación del flujo de bioetanol, azúcar, vinazas finales y flemazas, al cambiar la fracción de recirculación de las vinazas, ver figura 37. Se trabajo con recirculaciones desde el 66% hasta un 76%.

Figura 37 . Flujo de productos y subproductos de la producción dual bioetanol-azúcar, variando la recirculación de vinaza hacia el fermentador.



Fuente: Autora

Para el caso II, las relaciones de bifurcación obteniendo la mayor cantidad de bioetanol y minimizando subproductos son: una bifurcación de jugo hacia evaporación de 0.93 y un 70% de recirculación de vinazas. Ahora nos damos cuenta que si se maneja como sustrato la miel final no me afecta la producción de azúcar si recirculo mayor o menor cantidad de vinazas.

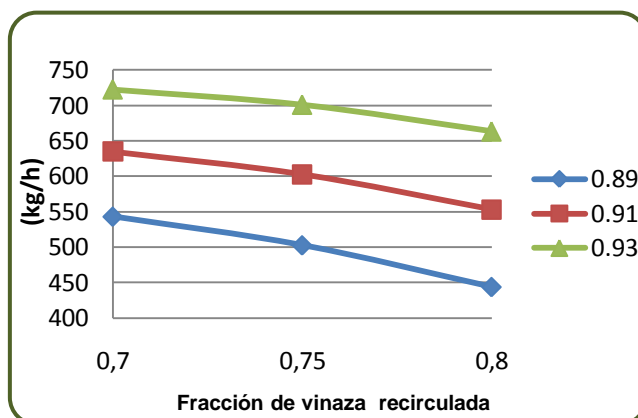
5.4.3 Análisis de Sensibilidad Caso III

Para este caso se realizo el análisis de sensibilidad variando los flujos de jugo enviados a la etapa de evaporación y la cantidad de vinaza a recircular.

Se trabajo con una recirculación del 70 al 80% de vinazas y una bifurcación de jugo hacia la etapa de evaporación de 0.89 al 0.93.

En la figura 38. se observa una mayor producción de bioetanol si se disminuye la cantidad de vinaza a recircular y se aumenta la cantidad de jugo hacia el proceso de producción de azúcar.

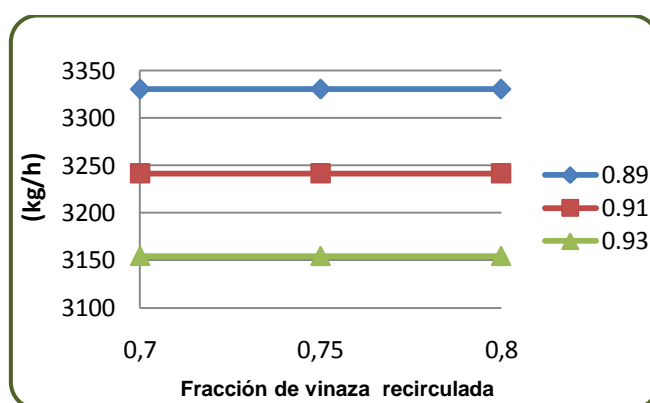
Figura 38. Flujo de bioetanol en kg/h, variando la fracción de vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de jugo.



Fuente: Autora

En la figura 39. Se aprecia que la cantidad de azúcar producida no varía si se aumenta o disminuye la cantidad de vinaza a recircular, pero que se obtiene la mayor cantidad de esta si se trabaja con un 89 % de la corriente de jugo hacia la etapa de evaporación.

Figura 39. Flujo de Azúcar en kg/h, variando la fracción de vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de jugo.

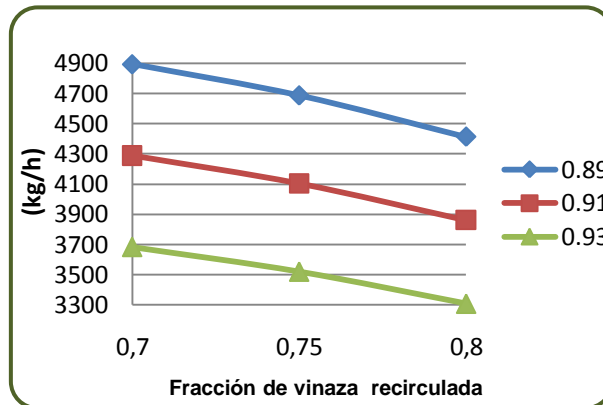


Fuente: Autora

En las figuras 40 y 41 se ve la variación del flujo de vinazas y flemazas, y cabe anotar que se maneja la mayor cantidad de estas entre menor sea la fracción de recirculación de jugo hacia la etapa de evaporación pero en el caso de

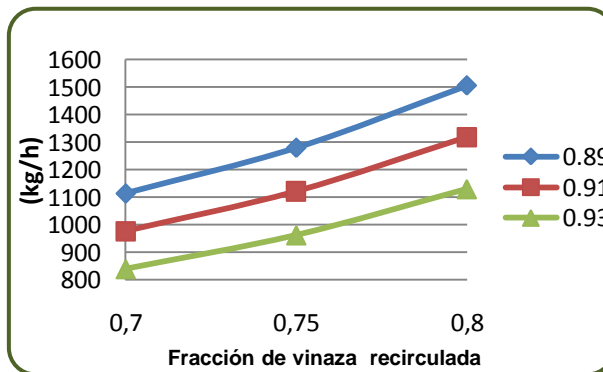
como esta se recircula entre mayor sea la recirculación menor cantidad de ellas se obtendrán al final, en cambio las flemazas aumentan si se aumenta la recirculación de vinazas.

Figura 40. Flujo de Vinaza en kg/h, variando la fracción de recirculación vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de jugo.



Fuente: Autora

Figura 41. Flujo de Flemaza en kg/h, variando la fracción de vinaza entre 0.6 y 0.8 a diferentes fracciones de jugo.



Fuente: Autora

Para el caso III, con una menor cantidad de subproductos pero logrando un mayor flujo de bioetanol la relación de recirculación es del 69% de vinazas. Ahora si lo que se desea es obtener más azúcar que bioetanol las relaciones de bifurcación son: una bifurcación de jugo hacia evaporación de 0.89 y un 70% de recirculación de vinazas.

CONCLUSIONES.

- Se generó un modelo de simulación en estado estable para la producción dual bioetanol combustible - azúcar en el simulador AspenPlus, que representa diversas topologías del proceso y se convierte en una base que permite evaluar y/o predecir el comportamiento del sistema, para la facilitación de la implementación de acciones correctivas, mejoras y/o definir estrategias de operación.
- La selección de las tecnologías del proceso de producción dual a nivel nacional deben proporcionar una buena flexibilidad para producir bioetanol carburante y/o azúcar de acuerdo a los requerimientos de estos mismos, bajo la restricción de la producción de subproductos.
- En el modo de operación de una planta dual para producción de bioetanol se deben seguir las siguientes indicaciones: producción reducida de bioetanol, se debe manejar como sustrato la corriente intermedia de miel B y jugo; para producción media de bioetanol, se usaran los sustratos miel B, jugo y meladura; para una mayor producción el sustrato será miel final.
- Para el caso base, maximizando bioetanol y minimizando subproductos se obtiene que las relaciones de bifurcación son: de jugo hacia evaporación igual a 0.93, de meladura hacia cristalización de 0.94 con una recirculación del 60% de vinazas hacia la fermentación. De forma similar para el caso II: una bifurcación de jugo hacia evaporación de 0.93 y un 70% de recirculación de vinazas. Y para el caso III, una recirculación del 69% de vinazas.
- Para el caso base, maximizando azúcar y minimizando subproductos se obtiene que las relaciones de bifurcación son: de jugo hacia evaporación igual a 0.89, de meladura hacia cristalización de 0.99 con una recirculación del 60% de vinazas hacia la fermentación. De forma similar para el caso III: una bifurcación de jugo hacia evaporación de 0.89 y un 70% de recirculación de vinazas.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda usar simulación orientada a ecuaciones, si se quiere elevar el nivel de complejidad del modelo (al agregar varios ciclos de otras corrientes), ya que puede incrementarse demasiado el número de ciclos anidados, impidiendo que la simulación secuencial sea eficiente; mientras que, con la simulación orientada a ecuaciones, el modelo sería resuelto completamente de forma simultánea sin necesidad del cálculo secuencial que obligaría el uso de corrientes de corte, además, facilitaría el proceso de optimización.
- Se debe tener en cuenta las restricciones de diseño (diámetros de columnas y volúmenes de equipos) si se desea manejar flujos por fuera de los intervalos establecidos.
- Si se desea recircular una corriente intermedia de la producción de bioetanol hacia la molienda, se debe asegurar con datos experimentales que los compuestos provenientes de ésta, no afecten la calidad y cantidad del azúcar a producir.
- Si se desea recircular alguna otra corriente intermedia (e.g. miel A) hacia la producción de bioetanol (fermentación), se debe asegurar con datos experimentales que los microorganismos aun existentes en estas corrientes, que no han sido eliminados en el proceso térmico, no inhiban la producción de bioetanol ni alteren su calidad.

BIBLIOGRAFIA

Acosta A. 2003. El gran Desafío. Cali, Colombia.

<http://www.amylkaracosta.com/html/01-2003.htm>. Consultada en mayo de 2009.

Anónimo. Instituto Colombiano de Normas Técnicas (ICONTEC). 1994. NTC 587, Industrias Alimentarias e Industrias de bebidas: Melaza de caña. Bogotá, Colombia.

AspenTech Manuales de Usuario, 2006. Aspen Technology: Cambridge, Massachusetts.

Brown S. 2002. http://www.herc.ucla.edu/BIOS-2006/BrownS-2006BIO_short.html. Consultada en abril 2009

Cabello A.,1985. La industria de los derivados de la caña de azúcar. Ed. Científico Técnica, La Habana

Cardona C.A., Quintero J.A., Montoya M.I., 2004. Selección de tecnologías apropiadas para la producción de etanol carburante. *Revista Eidenar*, pp. 71-96

Carlson E. 1996. Don't gamble with physical properties for simulations. *Chemical Engineering Progress*, pp. 35-46.

Conferencia Biofuels. 2008. Brasil.

<http://www.biodieselpain.com/2008/11/20/biofuels2008-brasil-la-produccion-mundial-de-etanol-crecera-casi-200-hacia-2015/>. Consultada en julio 2009

Conferencia Protesting S.A. en: Biofuels América. 2007.

Estudio De Alternativas Tecnológicas Para La Producción De Alcohol Carburante. 2006. Centro de Análisis de Procesos. Facultad de Química-Farmacología. Universidad Central Marta Abreu de Las Villas.

Honing P. 1974. Principios de Tecnología Azucarera. Segunda Edición. Compañía Editorial Continental. México.

Informe Anual de Asocaña. 2006-2007. Aspectos Generales del Sector Azucarero.

Jornada en Energía y Desarrollo Sostenible: Oportunidades Energéticas en el Contexto Colombiano. 2005. Bucaramanga, Colombia.

Kosaric, N. 1987. Ethanol. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Vol A9, bajo la edición de Hans-Jürgen Arpe. Weinheim .Alemania.

La Mer V.K., 1952. A new understanding of the relationship between solubility and particle size. *Ind. Eng. Chem.*, pp 521-531

Leeson S. Y., Summers J., 2000. Nutrición aviar comercial. Editorial le'Print Club Express Ltda. Bogotá, Colombia. pp 43-45.

Lyons, T.P., 1995. The Alcohol Textbook. Nottingham University. Nottingham. Reino Unido.

Ospina A., Palacios M., 1994. Efecto del cultivo de levaduras sobre la carga orgánica de los efluentes de Sucromiles S.A., Tesis de pregrado Microbiología. Facultad de Ingeniería. Universidad del Valle, Cali, Colombia.

Quintero J.A., Montoya M.I., 2005. Esquema tecnológico integral de la producción de bioetanol carburante. Trabajo de grado Ingeniería Química. Universidad Nacional de Colombia: Manizales.

Randolph A.D., 1965. The Mixed Suspension: mixed Product Removal Crystallizer a as concept in Crystallizer Desing. *AIChE Journal*. pp 424-430.

Reuters, 2008. Brazilian Sugar Cane Ethanol - Private Equity, Investors es. <http://www.reuters.com/article/pressRelease/idUS134171+01-Oct2008+BW20081001> . Consultada en Julio 2009

Romero, 2005. Producción industrial de bioetanol y biomasa de levadura empleando el substrato mezcla de jugos de caña energética más miel final. Observatorio de la Economía Latinoamericana, Universidad de Málaga, España. Revista electrónica No. 64.

Sánchez, O. J. Cardona, C. A.2005. Analysis of fuel ethanol production processes using lignocellulosic biomass and starch as feedstocks. 7th World Congress of Chemical Engineering,. Glasgow, Scotland, UK

Sowul, 1988. Crystallization kinetics of sucrose in a CMSMPR evaporative crystallizer. *Ind. Eng. Chem. Process Des.* pp 197-203.

Swan H., Karalazos A., 1990. Las melazas y sus derivados. *Revista Tecnológica Geplacea*. No.19. España. pp 78-82.

Teresa, M. 2007.Tendencias actuales en la producción de bioetanol. Facultad de Ingeniería. Universidad Rafael Landívar. Boletín Electrónico No. 08

ANEXOS

ANEXO 1

EQUILIBRIOS LIQUIDO-VAPOR

SISTEMA ETANOL AGUA A 1 ATM⁵

Experimental

Temperatura de saturación ° F	CONCENTRACIÓN			
	LIQUIDO MASSFRAC	LIQUIDO MASSFRAC	VAPOR MASSFRAC	VAPOR MASSFRAC
	Agua	Etanol	Agua	Etanol
212	1	0	1	0
210.1	0,99	0,01	0,897	0,103
208.5	0,98	0,02	0,808	0,192
206.9	0,97	0,03	0,737	0,263
204.8	0,96	0,04	0,675	0,325
203.4	0,95	0,05	0,623	0,377
197.2	0,9	0,1	0,473	0,527
189.2	0,8	0,2	0,344	0,656
184.5	0,7	0,3	0,287	0,713
181.7	0,6	0,4	0,254	0,746
179.6	0,5	0,5	0,229	0,771
177.8	0,4	0,6	0,206	0,794
175.2	0,3	0,7	0,178	0,822
174.3	0,2	0,8	0,142	0,858
174.0	0,18	0,82	0,132	0,868
173.7	0,16	0,84	0,123	0,877
173.4	0,14	0,86	0,112	0,888
173.2	0,12	0,88	0,1	0,9
173.02	0,1	0,9	0,088	0,912
172.9	0,08	0,92	0,074	0,926
172.8	0,06	0,94	0,058	0,942
172.7	0,04	0,96	0,041	0,959
172.6	0,02	0,98	0,022	0,978
173.0	0	1	0	1

⁵ Cornell y Montonna, Ind. Eng. Chem., 25, 1331 (1933); Noyer y Warfel, J.Am. Chem. Soc., 23, 463 (1901)

SISTEMA ETANOL AGUA A 1 ATM

NRTL⁶

Temperatura de saturación ° F	CONCENTRACIÓN			
	VAPOR MASSFRAC	VAPOR MASSFRAC	LIQUIDO MASSFRAC	LIQUIDO MASSFRAC
	Agua	Etanol	Agua	Etanol
212.0319	1	0	1	0
206.899	0.7670042	0.2329958	0.975	0.025
202.7409	0.6308073	0.3691927	0.95	0.05
199.3064	0.541478	0.458522	0.925	0.075
196.4244	0.4784356	0.5215644	0.9	0.1
193.9774	0.4316191	0.5683809	0.875	0.125
191.88	0.3955237	0.6044763	0.85	0.15
190.0686	0.3668799	0.6331201	0.825	0.175
188.4978	0.3436809	0.6563191	0.8	0.2
187.1229	0.3244525	0.6755475	0.775	0.225
185.9155	0.3082837	0.6917163	0.75	0.25
184.8502	0.294494	0.7055061	0.725	0.275
183.9058	0.2825811	0.7174189	0.7	0.3
183.0647	0.2721646	0.7278354	0.675	0.325
182.3115	0.262949	0.737051	0.65	0.35
181.6331	0.2546996	0.7453004	0.625	0.375
181.018	0.2472255	0.7527745	0.6	0.4
180.4562	0.2403678	0.7596322	0.575	0.425
179.9386	0.2339914	0.7660086	0.55	0.45
179.4575	0.2279784	0.7720216	0.525	0.475
179.0056	0.2222239	0.7777761	0.5	0.5
178.5768	0.2166315	0.7833685	0.475	0.525
178.1653	0.211111	0.788889	0.45	0.55
177.7663	0.205576	0.794424	0.425	0.575
177.3756	0.1999411	0.8000589	0.4	0.6
176.9895	0.1941206	0.8058794	0.375	0.625
176.6052	0.1880268	0.8119732	0.35	0.65
176.2205	0.1815676	0.8184324	0.325	0.675
175.8343	0.1746453	0.8253547	0.3	0.7
175.4463	0.1671543	0.8328457	0.275	0.725
175.0574	0.1589789	0.8410211	0.25	0.75
174.6698	0.1499909	0.8500091	0.225	0.775
174.2875	0.1400465	0.8599535	0.2	0.8

⁶ FUENTE: Autora

173.9165	0.128983	0.871017	0.175	0.825
173.5654	0.116614	0.883386	0.15	0.85
173.2464	0.1027246	0.8972754	0.125	0.875
172.9719	0.0870537	0.9129463	0.1	0.9
172.7728	0.0693355	0.9306645	0.075	0.925
172.6741	0.0492063	0.9507936	0.05	0.95
172.7164	0.0262567	0.9737433	0.025	0.975
172.9586	0	1	0	1

SISTEMA ETANOL AGUA A 1 ATM

NRTL-HOC⁷

Temperatura de saturación ° F	CONCENTRACIÓN			
	VAPOR MASSFRAC	VAPOR MASSFRAC	LIQUIDO MASSFRAC	LIQUIDO MASSFRAC
	Agua	Etanol	Agua	Etanol
212.0317	1	0	1	0
206.994	0.7729468	0.2270532	0.975	0.025
202.8794	0.6378838	0.3621162	0.95	0.05
199.4585	0.5484635	0.4515365	0.925	0.075
196.5756	0.4849989	0.515001	0.9	0.1
194.12	0.4377008	0.5622992	0.875	0.125
192.0104	0.4011495	0.5988505	0.85	0.15
190.1852	0.3720995	0.6279005	0.825	0.175
188.5966	0.3484862	0.6515138	0.8	0.2
187.2067	0.3289318	0.6710682	0.775	0.225
185.9849	0.3124796	0.6875204	0.75	0.25
184.906	0.2984428	0.7015572	0.725	0.275
183.949	0.2863134	0.7136866	0.7	0.3
183.0961	0.2757062	0.7242938	0.675	0.325
182.3319	0.2663213	0.7336787	0.65	0.35
181.6435	0.2579204	0.7420796	0.625	0.375
181.0191	0.2503094	0.7496906	0.6	0.4
180.4487	0.2433269	0.7566731	0.575	0.425
179.9232	0.2368354	0.7631646	0.55	0.45
179.4346	0.2307151	0.7692849	0.525	0.475
178.9757	0.2248591	0.7751409	0.5	0.5
178.5403	0.2191694	0.7808306	0.475	0.525
178.1226	0.2135547	0.7864453	0.45	0.55
177.7176	0.2079267	0.7920733	0.425	0.575
177.3212	0.2021992	0.7978008	0.4	0.6

⁷ FUENTE: Autora

176.9296	0.1962853	0.8037147	0.375	0.625
176.54	0.1900959	0.8099041	0.35	0.65
176.1504	0.1835381	0.8164619	0.325	0.675
175.7596	0.1765131	0.8234869	0.3	0.7
175.3672	0.1689143	0.8310857	0.275	0.725
174.9745	0.1606251	0.8393749	0.25	0.75
174.5838	0.1515162	0.8484838	0.225	0.775
174.1992	0.1414431	0.8585569	0.2	0.8
173.8272	0.1302419	0.8697581	0.175	0.825
173.4768	0.1177256	0.8822744	0.15	0.85
173.1606	0.1036783	0.8963217	0.125	0.875
172.8957	0.0878495	0.9121505	0.1	0.9
172.7055	0.0699457	0.9300543	0.075	0.925
172.6213	0.0496213	0.9503786	0.05	0.95
172.6824	0.0264642	0.9735358	0.025	0.975
172.9586	0	1	0	1

SISTEMA ETANOL AGUA A 1 ATM

UNIFAC⁸

Temperatura de saturación ° F	CONCENTRACIÓN			
	VAPOR MASSFRAC	VAPOR MASSFRAC	LIQUIDO MASSFRAC	LIQUIDO MASSFRAC
	Agua	Etanol	Agua	Etanol
212.0315	1	0	1	0
206.0801	0.7415106	0.2584894	0.975	0.025
201.4675	0.6016206	0.3983794	0.95	0.05
197.8215	0.5147199	0.4852801	0.925	0.075
194.8926	0.4559182	0.5440818	0.9	0.1
192.5075	0.4137246	0.5862754	0.875	0.125
190.5421	0.3821098	0.6178902	0.85	0.15
188.9049	0.3576086	0.6423914	0.825	0.175
187.5272	0.3380878	0.6619122	0.8	0.2
186.356	0.3221615	0.6778385	0.775	0.225
185.35	0.3088887	0.6911113	0.75	0.25
184.4767	0.2976064	0.7023936	0.725	0.275
183.7097	0.2878327	0.7121673	0.7	0.3
183.0279	0.2792068	0.7207932	0.675	0.325
182.4139	0.2714521	0.7285479	0.65	0.35
181.8536	0.2643511	0.7356489	0.625	0.375
181.335	0.2577294	0.7422706	0.6	0.4

⁸ FUENTE: Autora

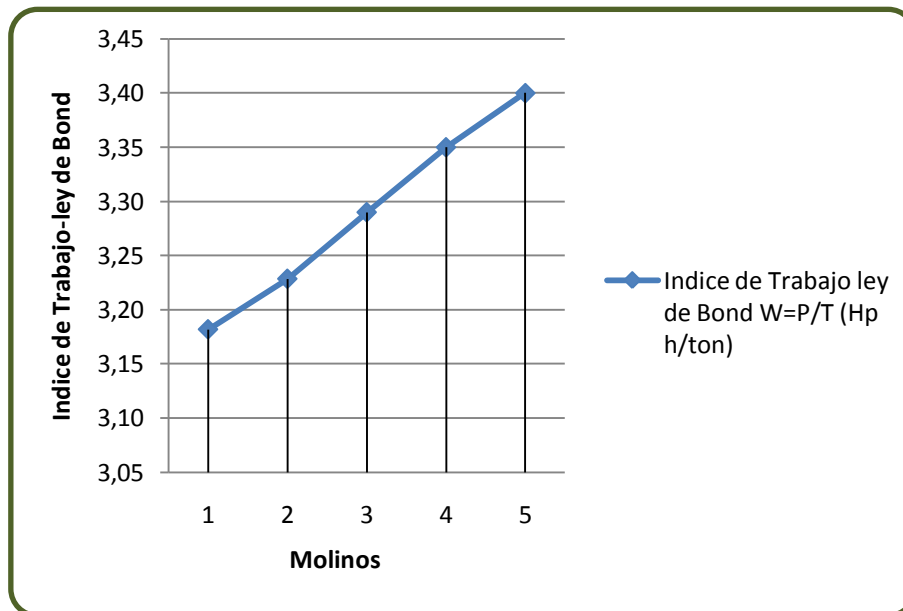
180.8485	0.2514434	0.7485566	0.575	0.425
180.3859	0.2453731	0.7546269	0.55	0.45
179.9404	0.2394157	0.7605843	0.525	0.475
179.5066	0.2334812	0.7665188	0.5	0.5
179.0797	0.2274896	0.7725104	0.475	0.525
178.6561	0.2213681	0.7786319	0.45	0.55
178.233	0.215049	0.784951	0.425	0.575
177.8081	0.2084682	0.7915318	0.4	0.6
177.38	0.2015641	0.7984359	0.375	0.625
176.9478	0.194276	0.805724	0.35	0.65
176.5115	0.1865434	0.8134566	0.325	0.675
176.0715	0.1783046	0.8216954	0.3	0.7
175.6293	0.1694958	0.8305042	0.275	0.725
175.187	0.1600495	0.8399505	0.25	0.75
174.748	0.1498929	0.8501071	0.225	0.775
174.3167	0.1389454	0.8610546	0.2	0.8
173.8996	0.1271141	0.8728859	0.175	0.825
173.5049	0.1142876	0.8857124	0.15	0.85
173.1445	0.1003239	0.8996761	0.125	0.875
172.835	0.0850277	0.9149723	0.1	0.9
172.6009	0.0681054	0.9318946	0.075	0.925
172.4823	0.0490686	0.9509313	0.05	0.95
172.5506	0.0270081	0.9729918	0.025	0.975
172.9586	0	1	0	1

ANEXO 2
INDICE DE TRABAJO
LEY DE BOND⁹

Tabla 1. Valores para obtener el índice de trabajo en los molinos

MOLINO	Pot. Acc. (HP)	T (t/h)	Indice de Trabajo ley de Bond $W=P/T$ (Hp h/ton)
1	120.91	38	3.18
2	116.16	35.98	3.23
3	112.89	31.12	3.29
4	110.93	27.82	3.35
5	113.10	25.58	3.40

Figura 1. Índice de trabajo en los molinos.



⁹ Fuente: Autora

ANEXO 3

CRISTALIZADOR MSMPR.

Cristalizador continuo que reúne los siguientes requisitos de operación¹⁰:

1. Operación en estado transitorio.
2. En todo momento el cristalizador contiene un magma de suspensión mezclada.
3. En todo momento hay una suspensión uniforme en todo el magma.
4. Cumple la ley del ΔL para el crecimiento de cristales.
5. No utiliza ningún sistema de retirada de tamaños clasificados.
6. No hay cristales en la alimentación.
7. El magma producto abandona el cristalizador en equilibrio, de forma que las aguas madres del magma producto están saturadas.
8. No hay rotura de cristales en partículas en partículas de tamaño finito.

Ley ΔL del crecimiento de cristalino.¹¹

Si todos los cristales del magma crecen en un campo de sobresaturación uniforme y a la misma temperatura, y si todos los cristales progresan desde su nacimiento de acuerdo a la velocidad de nucleación para sustancias inorgánicas hidratadas ecuación 1 o para un cristal orgánico ecuación 2, resultara que todos los cristales no solo serán invariantes sino que crecerán con la misma velocidad, que es independiente del tamaño. Esta generalización recibe el nombre de Ley del ΔL ecuación 3.

$$G = K_1 \cdot s \quad (1)$$

$$G = C_1 \cdot e^{\frac{-K_2}{s}} \quad (2)$$

$$\Delta L = G \cdot \Delta t \quad (3)$$

¹⁰ Randolph, A.D.: AICHE, J., 11:424 (1965)

¹¹ La Mer, V.K.: Ind. Eng. Chem., 44:1270 (1952)

ANEXO 4

DATOS DE CORRIDAS DEL ANALISIS DE SENSIBILIDAD.¹²

Tabla 1. Datos del análisis de sensibilidad para el caso base.

Row / Case	VARY FRACC DE JD A AZUCAR	VARY FRACC DE MELADURA A AZUCAR	VARY FRACC DE VINAZA A FERMENTACION	BIOETA	AZUCAR	VINAZA	FLEMAZ
				(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
1	0.89	0.9	0.6	397.195302	3733.59556	5032.83881	859.189719
2	0.89	0.9	0.7	345.93559	3733.59556	4750.91454	1080.87268
3	0.89	0.9	0.8	279.285456	3733.59556	4272.05357	1461.07736
4	0.89	0.92	0.6	433.747212	3657.41438	5061.52986	864.263779
5	0.89	0.92	0.7	383.033636	3657.41439	4776.78384	1086.88416
6	0.89	0.92	0.8	307.555314	3657.41439	4300.47115	1470.02868
7	0.89	0.94	0.6	469.230587	3583.47373	5088.51875	869.061094
8	0.89	0.94	0.7	419.393686	3583.47373	4800.90088	1092.50651
9	0.89	0.94	0.8	334.29438	3583.47373	4326.02391	1477.79157
10	0.91	0.9	0.6	473.587563	3653.39007	4396.25487	751.16609
11	0.91	0.9	0.7	433.347504	3653.39007	4144.68642	943.544992
12	0.91	0.9	0.8	349.735825	3653.39007	3737.64358	1275.66191
13	0.91	0.92	0.6	509.493828	3577.97048	4423.54044	755.986258
14	0.91	0.92	0.7	470.573376	3577.97048	4168.82988	949.21396
15	0.91	0.92	0.8	386.020525	3577.97048	3758.93067	1282.8852
16	0.91	0.94	0.6	545.466453	3501.85888	4451.40886	760.880655
17	0.91	0.94	0.7	508.138462	3501.85888	4193.43799	955.035709
18	0.91	0.94	0.8	423.525185	3501.85888	3780.27408	1290.25274
19	0.93	0.9	0.6	546.61193	3574.88738	3757.91137	642.621584
20	0.93	0.9	0.7	520.311012	3574.88738	3535.72597	805.679665
21	0.93	0.9	0.8	452.80758	3574.88738	3183.94871	1087.15901
22	0.93	0.92	0.6	582.451583	3497.98645	3785.5741	647.441828
23	0.93	0.92	0.7	557.777799	3497.98645	3560.13245	811.41331
24	0.93	0.92	0.8	491.375273	3497.98645	3204.48396	1094.30958
25	0.93	0.94	0.6	618.376339	3420.37557	3813.81705	652.337427
26	0.93	0.94	0.7	595.462023	3420.37557	3585.04836	817.222561
27	0.93	0.94	0.8	530.701668	3420.37557	3225.39353	1101.65363
28	0.9	0.9	0.7	389.287432	3693.89902	4447.79634	1012.17146

¹² Fuente: Autora

Tabla 2. Datos del análisis de sensibilidad para el caso II.¹³

Row / Case	VARY FRACC DE JD A AZUCAR	VARY FRACC DE VINAZA A FERMEN	BIOETA	AZUCAR	VINAZA	FLEMAZ
			(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
1	0.89	0.7	542.981423	3330.6055	4894.27884	1114.34151
2	0.89	0.75	502.568043	3330.6055	4687.37985	1280.17062
3	0.89	0.8	443.756583	3330.6055	4413.19676	1506.17045
4	0.91	0.7	634.774595	3241.80779	4289.21059	977.410237
5	0.91	0.75	602.709626	3241.80779	4104.60291	1121.85855
6	0.91	0.8	553.070389	3241.80779	3862.32372	1318.81088
7	0.93	0.7	722.469632	3154.52547	3682.65955	839.834679
8	0.93	0.75	700.836862	3154.52547	3519.73558	962.857584
9	0.93	0.8	663.088235	3154.52547	3308.3409	1130.65142
10	0.9	0.7	591.483892	3281.3776	4595.13803	1046.68481

Tabla 3. Datos del análisis de sensibilidad para el caso III.¹⁴

Row / Case	VARY FRACC DE VINAZA A FERMEN	BIOETA	AZUCAR	VINAZA	FLEMAS
		(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
1	0.67	337.488253	4254.13828	1986.90803	133.077368
2	0.69	341.008206	4254.13828	2053.3585	138.685957
6	0.7	339.635912	4254.13828	2090.91043	141.43022
3	0.71	336.891044	4254.13828	2131.66335	144.299946
4	0.73	329.229188	4254.13828	2221.06908	150.450917
5	0.75	320.178173	4254.13828	2319.94147	157.185929

¹³ Y ¹⁰ FUENTE: Autora