

INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE MONTERREY

CAMPUS MONTERREY

**DIVISIÓN DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA
PROGRAMA DE GRADUADOS EN INGENIERÍA**



**TECNOLÓGICO
DE MONTERREY.**

**PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE BIOMASA LIGNOCELULÓSICA EN
MÉXICO**

TESIS

**PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO
ACADEMICO DE:**

**MAESTRO(A) EN CIENCIAS
ESPECIALIDAD EN SISTEMAS AMBIENTALES**

POR:

OLGA LYDIA RODRIGUEZ SALAS

MONTERREY, N.L.

MAYO DE 2008

CONTENIDO

1. Introducción	1
1.1 Antecedentes.....	3
1.1.1 Biomasa lignocelulósica.....	3
1.1.2 Disponibilidad de biomasa lignocelulósica en México	3
1.2 Producción de Etanol	7
1.2.1 Pretratamiento.....	7
1.2.2 Detoxificación	11
1.2.3 Hidrólisis	13
1.2.4 Fermentación	15
1.2.5 Separación	17
1.2.6 Integración de procesos	25
2. Objetivos	27
2.1 Objetivo General	27
2.2 Objetivos Específicos	27
3. Esquemas de proceso propuestos	28
3.1 Sacarificación y fermentación secuencial o separada a partir de rastrojo de maíz	28
3.2 Sacarificación y cofermentación simultáneas a partir de rastrojo de maíz....	32
3.3 Sacarificación y cofermentación secuencial o separada a partir de rastrojo de trigo	34
3.4 Sacarificación y cofermentación simultáneas a partir de rastrojo de trigo....	37
3.5 Comparación de las condiciones de operación.....	39

4. Modelación del sistema de separación	42
4.1 Destilación ordinaria	43
4.2 Destilación extractiva	47
5. Análisis económico	50
5.1 Estimación de costos involucrados en la compra e instalación del equipo	50
5.1.1 Tanques de fermentación	51
5.1.2 Sistemas de destilación y deshidratación	54
5.2 Estimación de costos de materia prima	56
5.3 Estimación de costos involucrados en la transportación de materia prima	61
5.3.1 Zonas consideradas	61
5.3.2 Estimación de costos	63
5.4 Integración de costos totales para cada esquema presentado	68
6. Configuración más adecuada para el proceso.....	71
7. Conclusiones	75
Referencias	79
Apéndice A.....	84
Apéndice B.....	101
Apéndice C.....	114
Apéndice D.....	120

ÍNDICE DE FIGURAS
ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1	Diagrama esquemático del sistema de destilación azeotrópica.....	19
Figura 1.2	Diagrama esquemático del sistema de destilación extractiva.....	21
Figura 1.3	Diagrama esquemático del sistema de destilación extractiva salina.....	22
Figura 1.4	Diagrama esquemático del sistema de pervaporación.....	24
Figura 3.1.1	Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de maíz por medio de sacarificación y fermentación secuencial o separada.....	29
Figura 3.2.1	Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de maíz por medio de sacarificación y cofermentación simultáneas.....	33
Figura 3.3.1	Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de trigo por medio de sacarificación y fermentación secuencial o separada.....	35
Figura 3.4.1	Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de trigo por medio de sacarificación y fermentación simultáneas.....	37
Figura 4.1.1	Diagrama esquemático del sistema de destilación ordinaria.....	43
Figura 4.2.1	Diagrama esquemático de la destilación extractiva con glicerina.....	47

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Mayores productores de grano a nivel nacional para el año 2005.....	4
Tabla 1.2 Relación residuo/grano para diferentes tipos de cultivo	4
Tabla 1.3 Disponibilidad de residuos agrícolas a partir de los principales cultivos.....	5
Tabla 1.4 Composición másica de los residuos agrícolas considerados.....	6
Tabla 1.5 Comparación entre las condiciones de proceso y el desempeño de tres procesos de hidrólisis de celulosa.....	15
Tabla 1.6 Desempeño de algunos microorganismos fermentantes de xilosa.....	17
Tabla 3.1.1 Reacciones y conversiones presentes en la etapa de pretratamiento con ácido diluido.....	30
Tabla 3.1.2 Microorganismo fermentador de xilosa.....	31
Tabla 3.1.3 Reacciones y conversiones presentes en la etapa de sacarificación enzimática.....	32
Tabla 3.2.1 Reacciones y conversiones presentes en la etapa de cofermentación con <i>Z. mobilis</i>	34
Tabla 3.5.1 Comparación de las condiciones de operación para la etapa de pretratamiento para cada uno de los esquemas planteados.....	39
Tabla 3.5.2 Comparación de las condiciones de operación para la etapa de sacarificación enzimática para cada uno de los esquemas planteados.....	40
Tabla 3.5.3 Comparación de las condiciones de operación para la etapa de fermentación para cada uno de los esquemas planteados	41
Tabla 4.1 Comparación de las concentraciones de etanol obtenidas en la corriente de salida para cada uno de los procesos considerados.....	42

Tabla 4.1.1 Comparación de las condiciones de operación para la torre concentradora..	44
Tabla 4.1.2 Comparación de las condiciones de operación para la torre rectificadora....	44
Tabla 4.1.3 Resultados obtenidos de la simulación del proceso en Aspen Plus para el esquema de destilación ordinaria.....	45
Tabla 4.1.4 Consumos energéticos obtenidos para cada uno de los esquemas de proceso planteados.....	45
Tabla 4.1.5 Características del adsorbente considerado en el sistema de deshidratación.....	46
Tabla 4.1.6 Dimensionamiento de las columnas empacadas empleadas en el sistema de deshidratación.....	46
Tabla 4.2.1 Comparación de las condiciones de operación de la torre deshidratadora para cada uno de los esquemas planteados.....	48
Tabla 4.2.2 Comparación de condiciones de operación de la torre recuperadora para cada uno de los esquemas planteados.....	48
Tabla 4.2.3 Resultados obtenidos de la simulación del proceso en Aspen Plus para el esquema de destilación extractiva.....	49
Tabla 4.2.4 Consumos energéticos obtenidos para cada uno de los esquemas de proceso planteados.....	49
Tabla 5.1.1.1 Productividades obtenidas para diferentes periodos de inoculación para cada uno de los esquemas planteados.....	52
Tabla 5.1.1.2 Productividades estimadas para diferentes periodos de inoculación para el esquema de cofermentación con <i>Z. mobilis</i>	52
Tabla 5.1.1.3 Estimación del volumen necesario por día para una producción de 100,000 l/día de etanol para cada uno de los esquemas de proceso planteados.....	53

Tabla 5.1.1.4 Comparación de costos para el número total de tanques de fermentación requeridos para cada esquema de proceso.....	54
Tabla 5.1.1.5 Índice de costo para el año 2007.....	54
Tabla 5.1.2.1 Comparación de costos involucrados en el sistema de destilación ordinaria.....	55
Tabla 5.1.2.2 Comparación de costos involucrados en los sistemas de deshidratación considerados.....	55
Tabla 5.1.2.3 Integración de costos para cada uno de los esquemas de destilación y deshidratación de etanol considerados.....	55
Tabla 5.2.1 Consumo anual de materia prima para cada uno de los esquemas planteados.....	56
Tabla 5.2.2 Lista de precios para insumos disponibles publicada por el Chemical Market Reporter.....	57
Tabla 5.2.3 Costo del licor dulce de maíz para 2 años diferentes.....	58
Tabla 5.2.4 Estimación del costo anual para las enzimas.....	58
Tabla 5.2.1.1 Comparación de los costos involucrados por el consumo de biomasa para cada uno de los esquemas supuestos.....	59
Tabla 5.2.5 Estimación de costos de materia prima y porcentaje de participación para los esquemas de proceso a partir de residuos de maíz.....	60
Tabla 5.2.6 Estimación de costos de materia prima y porcentaje de participación para los esquemas de proceso a partir de residuos de trigo.....	60
Tabla 5.3.1.1 Zonas de recolección consideradas para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de maíz.....	62

Tabla 5.3.1.2 Zonas de recolección consideradas para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de trigo.....	63
Tabla 5.3.2.1 Tarifas de transporte estimadas.....	64
Tabla 5.3.2.2 Estimación de distancias entre los diferentes puntos de recolección de materia prima considerados	64
Tabla 5.3.2.3 Estimación de los residuos recolectables por mes para cada uno de los municipios considerados.....	65
Tabla 5.3.2.4 Requerimientos anuales de biomasa para los diferentes esquemas de proceso considerados	65
Tabla 5.3.2.5 Costos de transportación por ferrocarril hacia los municipios de Guasave y Culiacán.....	66
Tabla 5.3.2.6 Costos de transporte por trailer hacia los municipios de Guasave y Culiacán.....	66
Tabla 5.3.2.7 Costos anuales de transportación por trailer hacia el municipio de Guasave.....	67
Tabla 5.3.2.8 Costos anuales de transporte por trailer hacia el municipio de Culiacán.....	67
Tabla 5.4.1 Estimación de los ingresos obtenidos por la venta de etanol.....	68
Tabla 5.4.2 Integración de costos para el esquema SHF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de maíz.....	68
Tabla 5.4.3 Integración de costos para el esquema SSF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de maíz.....	69

Tabla 5.4.4 Integración de costos para el esquema SHF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de trigo.....	69
Tabla 5.4.5 Integración de costos para el esquema SSF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de trigo.....	70
Tabla 6.1 Comparación de rendimientos obtenidos para el consumo de biomasa y agua para cada uno de los esquemas considerados.....	71
Tabla 6.2 Comparación de costos totales obtenidos considerando estimación de costo de equipos.....	72
Tabla 6.3 Comparación de índices de ecoeficiencia obtenidos para cada uno de los esquemas considerados.....	72

1. INTRODUCCIÓN

El consumo energético a nivel mundial ha estado basado en la explotación de recursos no renovables, los cuales se están agotando progresivamente mientras que la demanda energética sigue en aumento. Para enfrentar esta problemática se deben buscar combustibles alternos a partir de recursos renovables.

Una de las opciones más prometedoras la representa el uso de biomasa lignocelulósica para generar energía en la forma de bioetanol, considerado el biocombustible más importante ya que este se puede mezclar con la gasolina y actuar como agente oxigenante o bien usarse como combustible neto en máquinas de combustión interna. [37]

Actualmente, el etanol esta disponible en el mercado de los combustibles. Se ha introducido a gran escala en países como Brasil, EUA y algunos países europeos empleando como materia prima caña de azúcar (azúcares) o maíz (almidón). Sin embargo, dichos cultivos también se emplean para cubrir necesidades alimenticias humanas y animales.

Por lo tanto, éticamente no sería adecuado producir bioetanol a partir de estas fuentes en México ya que somos un país que no alcanza el grado de autosuficiencia de los principales productos agrícolas [19] por lo que el emplear cultivos para la generación de energía y no para cubrir las necesidades alimenticias generaría grandes problemas sociales.

Entre las ventajas que presenta el uso de biomasa lignocelulósica es que esta proviene de residuos agrícolas y forestales, por lo que se elimina el factor de competencia con la alimentación humana. Además, no contribuye a un incremento neto de dióxido de carbono en la atmósfera ya que las emisiones generadas durante la producción y uso del biocombustible son absorbidas durante el crecimiento de los materiales vegetales a partir de los cuales se produce en los subsecuentes ciclos agrícolas.

Sin embargo, actualmente la tecnología disponible para procesar este tipo de biomasa no está lo suficientemente desarrollada por lo que el proceso involucra altos costos que ocasionan que el precio del etanol producido no sea competitivo con el de las gasolinas [25]. Estudios que consideran proyecciones a largo plazo (15 años) para este tipo de tecnologías estiman que los rendimientos a etanol se incrementarán y los costos de inversión de capital se reducirán conforme se desarrollen métodos de pretratamiento más eficientes y se utilicen esquemas que integren los procesos en una menor cantidad de reactores. [10]

1.1 Antecedentes

1.1.1 Biomasa lignocelulósica

La biomasa comprende toda la materia orgánica que se deriva de organismos biológicos como plantas (compuesta de hidratos de carbono) y animales (compuesta por grasas y proteínas principalmente). Como fuentes de biomasa podemos considerar residuos agrícolas y forestales, residuos domésticos, residuos comerciales e industriales o cultivos energéticos especialmente designados a este fin. [29]

La biomasa lignocelulósica consiste principalmente de 3 componentes [4]:

- 40 – 60 % Celulosa (es un polímero de la glucosa)
- 20 – 40% Hemicelulosa (formada por cadenas de pentosas y en menor proporción hexosas)
- 20 – 40% Lignina (complejo aromático que proporciona rigidez estructural a la planta)

Por lo tanto, alrededor de dos terceras partes de la biomasa esta constituida por polisacáridos, los cuales pueden hidrolizarse y fermentarse para producir etanol. Sin embargo este no es un proceso sencillo, su complejidad se concentra en la obtención de los azúcares simples y su posterior fermentación a etanol, debido a que se presenta una compleja matriz de compuestos.

1.1.2 Disponibilidad de biomasa lignocelulósica en México

De acuerdo a la información proporcionada por la SAGARPA, tenemos que los 3 cultivos de granos básicos más importantes a nivel nacional son en el orden siguiente: el maíz, sorgo y trigo.

La mayor producción para cada uno de estos tres cultivos, se ubica dentro de los siguientes estados:

	Maíz grano	Sorgo grano	Trigo grano
1	Sinaloa 22 %	Tamaulipas 39%	Sonora 35%
2	Jalisco 14%	Guanajuato 22 %	Guanajuato 23%
3	Chiapas 7 %	Sinaloa 9%	Baja California 17%

Tabla 1.1 Mayores productores de grano a nivel nacional para el año 2005. [35]

Para realizar las estimaciones de disponibilidad se considerara el año 2005 por contar con la información completa para el año de cultivo, el cual consta de dos estacionalidades [35]:

Otoño-Invierno: Comprende desde enero 2005 hasta Septiembre 2005.

Primavera-Verano: Comprende desde Junio 2005 hasta Marzo 2006.

Para poder plantear escenarios de ubicación de la planta de producción de etanol es necesario identificar las zonas que presentan la mayor producción agrícola para cada uno de los estados. Por lo tanto, se considerarán los grupos de municipios con mayor producción a nivel estatal para estimar la biomasa disponible para producir bioetanol.

A partir de los volúmenes de producción de grano, es posible estimar la cantidad de residuos generada por estos cultivos, en base a la relación residuo a grano presentada en la siguiente tabla [8]. Para cada caso se empleo un valor promediado del rango de la relación residuo a grano.

Cultivo	Cantidad de residuo base seca (Mg/ha)	Rango de la relación de residuo a grano
Maíz	10.1	0.55 – 1.50
Sorgo	8.4	0.85 – 2.0
Trigo	5.0	1.10 – 2.57

Tabla 1.2 Relación residuo/grano para diferentes tipos de cultivo. [8]

La recolección de residuo debe realizarse de manera sostenible para preservar la calidad del suelo, controlando la erosión y preservando la productividad. De acuerdo a Miller R., esto se logra removiendo entre un 20 – 50 % del residuo disponible. En este caso se considero una recolección del 50 % de la biomasa.

En la siguiente tabla se muestra la disponibilidad total de residuos para cada uno de los cultivos considerando los criterios mencionados anteriormente, únicamente se incluyen los principales estados productores.

Cultivo	Estado	Estimación de residuos generados por estado [Mg/año]	Total [Mg/año]
Maíz	Sinaloa	2,078,227	2,980,257
	Jalisco	902,029	
Sorgo	Tamaulipas	786,965	1,162,800
	Guanajuato	375,835	
Trigo	Sonora	899,438	1,728,700
	Baja California	451,183	
	Guanajuato	378,079	

Tabla 1.3 Disponibilidad de residuos agrícolas a partir de los principales cultivos. [35]

De los resultados anteriores podemos observar, para el caso del maíz, que el estado de Sinaloa genera 2.3 veces más biomasa lignocelulósica que el estado de Jalisco. Podemos observar una tendencia similar en la diferencia de volúmenes de producción para el caso del sorgo donde hay una diferencia de 2.1 en la producción de Tamaulipas con respecto a Guanajuato y en el caso del trigo tenemos una diferencia de 2.0 y 2.4 en la producción de Sonora con respecto a Baja California y Guanajuato respectivamente.

Es importante tomar esto en consideración para determinar la mejor ubicación de la planta productora de bioetanol, ya que los costos de transportación de la materia prima son elevados. Por lo tanto, en el caso del maíz la mejor opción parece ser ubicar la planta

de proceso dentro del estado de Sinaloa y operar con materia prima generada dentro del mismo estado.

En el caso del sorgo y el trigo, la distancia entre los estados considerados es muy grande, por lo que es probable que no sea rentable operar una planta con materia prima proveniente de ambos estados. En este caso habría que analizar la rentabilidad de instalar plantas de menor capacidad o móviles de acuerdo a la estacionalidad de los cultivos.

A continuación se presenta una tabla comparativa donde podemos apreciar las diferencias en cuanto al contenido de azúcares fermentables para cada tipo de residuo:

Componente		Fracción peso		
		Maíz	Trigo	Sorgo
Celulosa	Glucosa	0.3461	0.3264	0.2248
Hemicelulosa	Arabinosa	0.0254	0.0235	0.0131
	Xilosa	0.1832	0.1922	0.1198
	Manosa	0.004	0.0031	0.0012
	Galactosa	0.0095	0.0075	0.004
	Lignina total	0.1769	0.1685	0.1134
	Cenizas	0.1024	0.1022	0.0485
	Extraíbles	0.0774	0.1295	0.4454
	Ácidos urónicos	0.0312	0.0224	0.0093

Tabla 1.4 Composición másica de los residuos agrícolas considerados. [41]

Es evidente que los residuos de maíz y trigo presentan un mayor porcentaje de azúcares fermentables en comparación con el sorgo.

1.2 Producción de Etanol

A continuación se revisará en que comprende cada una de las etapas involucradas en el proceso de producción de bioetanol a partir de residuos agrícolas:

1. Pretratamiento
2. Hidrólisis
3. Fermentación
4. Separación

1.2.1 Pretratamiento

Esta etapa es necesaria debido a la estructura celular en que están presentes la celulosa, hemicelulosa y lignina en la biomasa. Estos compuestos forman una matriz donde la celulosa y la lignina están enlazadas por cadenas de hemicelulosa.

La hemicelulosa y la lignina forman una capa protectora alrededor de la celulosa, lo cual la protege del ataque de microorganismos y sus enzimas. Por lo tanto, es necesario romper esta capa protectora para poder liberar e hidrolizar los azúcares contenidos en la celulosa. [10]

Las tecnologías de pretratamiento disponibles se pueden clasificar en 4 grupos [36]:

1) Métodos Físicos

- Pulverizado Mecánico:

Consiste en la ruptura mecánica intensa con lo cual se reduce el tamaño de la biomasa al mismo tiempo que destruye la estructura celular y reduce la cristalinidad de la celulosa. [31]

2) Métodos fisicoquímicos

- Explosión a vapor

Este método inyecta vapor a alta presión (20-50 bar) elevando rápidamente la temperatura de la biomasa, posteriormente se expone a presión atmosférica repentinamente originando una decompresión explosiva. Por lo general este tratamiento solubiliza en mayor grado a la hemicelulosa (80-100%) y se destruye parte de la xilosa obtenida. [31]

- Agua Líquida caliente (LHW)

En este proceso se hidroliza la hemicelulosa empleado agua líquida caliente a una presión arriba de su punto de saturación. Entre las ventajas que presenta se encuentran una alta recuperación de xilosa (88-98 %) y que no necesita la adición de un catalizador. Su desarrollo aun continúa en etapa de investigación. [31]

- Explosión con CO₂

Este método es similar al de explosión por vapor, solo que proporciona rendimientos para glucosa menores en la etapa de hidrólisis (75%). No genera la formación de inhibidores. [31]

3) Métodos químicos

- Hidrólisis con ácido diluido

Puede emplear ácidos sulfúrico, clorhídrico o nítrico al 1-5%. Este método hidroliza la hemicelulosa (80-100%) mientras que la celulosa y la lignina permanecen en el sólido debido a la diferencia de resistencia que presentan. El ácido presente debe ser removido o neutralizado antes de la fermentación de las pentosas. [31]

Los azúcares presentes en la solución se degradan a compuestos aldehídicos (furfural) los cuales actúan como agentes inhibidores durante la fermentación. Por

lo tanto es importante controlar que la velocidad de hidrólisis sea lo más rápida posible [31].

La temperatura y la concentración de ácido juegan un papel determinante en la formación de compuestos tóxicos, pues se ha encontrado que temperaturas moderadas (<160 °C) son más adecuadas para la hidrólisis de la hemicelulosa pues promueven una menor descomposición de azúcares. [23]

Por ejemplo, en el caso de la hidrólisis de residuos de trigo se encontró que bajo condiciones de temperatura de 140 – 160 °C no se detectaron concentraciones de furfural apreciables, sin embargo, al incrementar la temperatura a 180 °C se detectaba la formación de furfural y esta tendía a aumentar para mayores concentraciones de ácido [30].

- Hidrólisis alcalina

Este método emplea NaOH o Ca(OH)₂ diluido. Es altamente efectivo para la remoción de lignina, hidroliza en menor medida a la hemicelulosa y provoca la hinchazón de la celulosa. Estos factores ocasionan que se incremente significativamente la reactividad de la celulosa ya que se vuelve más accesible a los agentes hidrolizantes. [31]

Sin embargo, el uso de estas bases es costoso y origina altos costos de reciclado, tratamiento de aguas residuales y manejo de residuos cuando se presenta en altas concentraciones. [10]

- Proceso Organosolv

Este método emplea solventes orgánicos (como metanol, etanol, acetona, etilenglicol, trietilenglicol, entre otros) mezclados con ácido (H₂SO₄ o HCl). Produce una alta solubilización de la lignina e hidrólisis de la hemicelulosa. Sin embargo, involucra la recuperación y remoción del solvente lo cual incrementa los costos del proceso. [31]

4) Métodos Biológicos

- Pretratamiento con hongos

Se emplean hongos de la pudrición blanca, blanda y parda, los cuales producen celulasas, hemicelulasas y enzimas degradadoras de lignina. Sin embargo es un proceso demasiado lento lo cual impide su implementación. [31]

De todas las tecnologías disponibles, son 3 las opciones que parecen ser más eficientes [8]: hidrólisis ácida diluida, explosión a vapor y finalmente la hidrólisis térmica (LHW).

La hidrólisis ácida es hasta ahora el método mas desarrollado, presenta altos rendimientos de xilosa y genera menos inhibidores de la fermentación. En contraparte, involucra altos costos en el consumo de ácido, manejo de desechos (yeso) y el uso de materiales resistentes a la corrosión. En comparación, la explosión a vapor presenta menos problemas, tanto operativos como ambientales. Sin embargo, es menos efectiva pues presenta rendimientos de xilosa entre 45-65%. El proceso LHW aun sigue en etapa de investigación, pero se proyecta que genere rendimientos de xilosa entre 88-98%, sin embargo, los costos involucrados aún no están determinados. [4]

La selección de un método de pretratamiento efectivo es importante, pues se pretende remover la lignina y la hemicelulosa así como facilitar el acceso a las fibras de celulosa y reducir su cristalinidad para facilitar su posterior hidrólisis ya sea por ataque enzimático o por hidrólisis ácida [4]. Además, puede reducir significativamente los requerimientos de enzimas en el caso de hidrólisis enzimática impactando positivamente en los costos del proceso pues esto representa una parte significativa de los mismos [9].

1.2.2 Detoxificación

Durante la etapa de pretratamiento las condiciones de alta temperatura, altas presiones y en algunos casos la presencia de ácidos pueden ocasionar la degradación de los azúcares obtenidos a partir de la hidrólisis de la hemicelulosa y celulosa, generando compuestos tóxicos que inhiben las fermentaciones a realizarse en etapas posteriores. Debido a esto es necesario remover o neutralizar dichos compuestos antes de pasar a la siguiente etapa dentro del proceso. [9]

Entre los principales productos y subproductos generados en la etapa de pretratamiento tenemos que la celulosa se degrada a glucosa y en el caso de la hemicelulosa se puede generar xilosa, manosa, ácido acético, galactosa y glucosa. En el caso de la hidrólisis ácida, si el proceso se lleva a cabo a alta presión y temperatura se presenta la degradación de la glucosa y xilosa a hidroximetilfurfural y furfural respectivamente; si estos compuestos continúan degradándose originan la formación de ácido fórmico. De la degradación parcial de la lignina se obtienen compuestos fenólicos. [23]

Las fermentaciones de hidrolizados que contienen este tipo de compuestos se caracterizan por presentar rendimientos y productividades limitados debido a una cinética lenta, a diferencia de fermentaciones de azúcares comerciales o hidrolizados detoxificados [23]. Por lo tanto, la etapa de detoxificación es necesaria para lograr una mayor eficiencia en la utilización de azúcares por el organismo fermentador y favorecer la formación del producto deseado.

Para llevar a cabo este proceso generalmente se separan las fracciones líquida y sólida, lavando la fracción de sólidos para remover la mayor cantidad de inhibidores y sometiendo la fracción líquida al proceso de detoxificación.

Los métodos de detoxificación se pueden clasificar en 3 grupos [21]:

- 1) Métodos Biológicos. Se emplean enzimas específicas o microorganismos para remover los compuestos tóxicos.

- 2) Métodos físicos. Consiste en concentrar el hidrolizado por medio de evaporación al vacío reduciendo el contenido de compuestos volátiles (ácido acético, furfural, vanilina) sin embargo, la concentración de los compuestos tóxicos no volátiles se incrementa moderadamente y como consecuencia el grado de inhibición en la fermentación.
- 3) Métodos químicos. Estos métodos incluyen la precipitación de los compuestos tóxicos y absorción por medio de carbón activado, tierras diatomáceas o resinas de intercambio iónico.

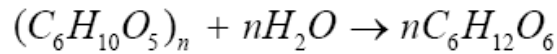
La opción más económica la representa la alcalinización, la cual consiste en agregar $\text{Ca}(\text{OH})_2$ hasta obtener un pH 10-12, se mantienen estas condiciones por un tiempo determinado y posteriormente se añade ácido para disminuir el pH a un valor de 5-5.5 adecuado para la etapa de fermentación. Este método genera la formación de cal hidratada la cual precipita al reaccionar el calcio divalente de la cal con el sulfato presente en el hidrolizado y puede retirarse por filtración removiendo los compuestos alifáticos y aromáticos. [21]

Entre los métodos de absorción, el uso de carbón activado destaca por ser un material de bajo costo y presenta una alta capacidad para absorber compuestos; sin embargo, la efectividad de este método depende de las siguientes variables: pH, temperatura, tiempo de contacto y concentración de carbón activado, las cuales deben ser manipuladas adecuadamente para obtener un porcentaje de remoción de inhibidores alto acompañada de una remoción de azúcares baja. [21]

El intercambio iónico remueve los inhibidores al quedar estos fijos en una resina de intercambio iónico [31]. El uso de resinas poliméricas muestra una mayor eficiencia en la remoción de inhibidores al compararse con otros métodos existentes, sin embargo, el costo involucrado es mayor. En algunos casos, la combinación de 2 o más de estos métodos puede originar mejores resultados ya que cada uno de estos métodos remueve específicamente cierto tipo de compuestos. [23]

1.2.3 Hidrólisis

Esta etapa consiste en la ruptura de la celulosa y/o hemicelulosa en azúcares simples (glucosa y xilosa respectivamente) mediante la adición de moléculas de agua [40]:



Esta reacción puede ser catalizada por ácido concentrado, ácido diluido o por enzimas (celulasas).

La estructura molecular de la celulosa la vuelve un polímero rígido y difícil de romper, a diferencia de la hemicelulosa que posee una estructura ramificada y amorfa por lo que su hidrólisis se vuelve relativamente sencilla [10]. Es por esto que algunos métodos de pretratamiento aprovechan esta diferencia e hidrolizan la hemicelulosa desde la etapa de pretratamiento.

A continuación se mencionan los tres procesos que pueden ser aplicados en esta etapa:

- Hidrólisis ácida concentrada

En este proceso se emplea una solución ácida concentrada para descristalizar la celulosa y volverla susceptible al ataque de los agentes hidrolizantes. Posteriormente se diluye la solución ácida logrando hidrolizar los azúcares con un rendimiento alto (90 %). La desventaja que presenta este proceso es la alta cantidad de ácido que requiere, lo que aumenta los costos de producción y ocasiona el encarecimiento de los equipos pues deben ser resistentes a la corrosión. Por lo tanto, es crítico contar con un sistema eficiente de separación, recuperación y reconcentración del ácido. [10]

- Hidrólisis ácida diluida

Este proceso ocurre en 2 etapas, la primera comprenden la hidrólisis de la hemicelulosa con una solución ácida diluida (pre-tratamiento) la cual ocurre a condiciones suaves (ej. 0.7 % de ácido, 190 °C) y una segunda etapa en la que se hidroliza la celulosa. Ocurre de esta forma, ya que de continuar la reacción en la primera etapa los azúcares liberados se

degradarían a otros productos químicos (furfural) los cuales inhiben tanto el rendimiento de la hidrólisis como el proceso de fermentación. En la segunda etapa, los sólidos remanentes se someten a condiciones más fuertes (ej. 0.4 % ácido, 215 °C) para hidrolizar la celulosa. Este método presenta un rendimiento menor para la glucosa (50%) en comparación con la hidrólisis ácida concentrada. En cada etapa se recupera el hidrolizado y se fermenta a alcohol. [10]

- Hidrólisis enzimática

La hidrólisis enzimática es un proceso de naturaleza biológica, en este caso se emplea un sistema multienzimático (celulasas) para romper específicamente las moléculas de celulosa en sus azúcares componentes. Estas enzimas son producidas por organismos que habitan en el material celulósico y se pueden producir dentro del proceso o adquirirse con un proveedor industrial. [38]

El sistema multienzimático requerido para llevar a cabo la hidrólisis enzimática consta básicamente de 3 enzimas: endoglucanasa, exoglucanasa y β -glucosidasa. La endoglucanasa ataca aleatoriamente los enlaces β -1,4-glicosídicos de la cadena de celulosa en zonas donde ésta es amorfa, la exoglucanasa libera unidades de celobiosa (dímero de la glucosa) actuando sobre los extremos no reductores de la cadena y la β -glucosidasa libera unidades de glucosa hidrolizando específicamente a la celobiosa. Las primeras dos enzimas pueden actuar de forma consecutiva o simultánea y ambas son inhibidas por la presencia de la celobiosa, por lo tanto la acción de la β -glucosidasa se vuelve el paso limitante en el proceso de degradación. [15]

Las ventajas que presenta este proceso es que a comparación de la hidrólisis ácida se lleva a cabo a condiciones suaves (pH= 4.8 y T= 45-50 °C) y presenta altos rendimientos (75 – 90 % para la glucosa) además de que no presenta problemas por corrosión. La barrera económica que presenta es el alto costo de producción enzimático, el cual se espera se supere con los avances en la investigación sobre este tema. [40]

La siguiente tabla muestra una comparación entre los tres procesos de hidrólisis presentados:

	Consumibles	Temperatura	Tiempo	Rendimiento a glucosa	Disponibilidad
Ácido diluido	< 1 % H ₂ SO ₄	215 °C	3 min	50 - 70 %	Actualmente
Ácido concentrado	30 - 70 % H ₂ SO ₄	40 °C	2 - 6 horas	90%	Actualmente
Enzimático	Celulasas	70 °C	1.5 días	75 % → 95 %	Actualmente → 2020

Tabla 1.5 Comparación entre las condiciones de proceso y el desempeño de tres procesos de hidrólisis de celulosa. [10]

1.2.4 Fermentación

Después del pretratamiento e hidrólisis se obtienen soluciones con los azúcares de interés (glucosa y xilosa principalmente) mezclados con compuestos inhibidores formados en las etapas previas del proceso. Estos carbohidratos pueden ser fermentados a etanol bajo condiciones anaerobias por una variedad de microorganismos que incluyen bacterias, levaduras u hongos. [9]

La conversión de glucosa es un método muy conocido y estudiado a diferencia del caso de las pentosas, ya que estas no pueden ser fermentadas por los organismos comúnmente usados a nivel industrial debido a que la ruta metabólica de la xilosa es diferente a la que emplea glucosa. Esto representa actualmente un importante campo de investigación, ya que la bioconversión de pentosas muestra un gran potencial para afectar significativamente los costos de producción de etanol a partir de biomasa [15]. La xilosa es la pentosa más abundante en la biomasa lignocelulósica, por lo que la investigación se ha enfocado principalmente en desarrollar organismos fermentadores de xilosa.

La producción de etanol a partir de hexosas por lo general emplea la levadura *S. cerevisiae* ya que proporciona un alto rendimiento y productividad además de tolerancia al etanol [25]. En el caso de la xilosa, entre los organismos que la fermentan de forma natural podemos encontrar levaduras, bacterias y hongos. En el caso de la levadura destaca la cepa *Pichia stipitis* CBS 6054, sin embargo, los compuestos generados durante las etapas de pretratamiento e hidrólisis inhiben su metabolismo. La fermentación etanólica por medio de bacterias anaerobias es posible, no obstante la formación de subproductos es considerable además de que una baja concentración de azúcares y etanol inhibe la fermentación resultando en un bajo rendimiento a etanol. En el caso de los hongos estos presentan una mayor tolerancia a los compuestos inhibidores, pero el proceso es tan lento que se vuelve inviable para llevarlo a escala industrial. [9]

Debido a estas limitantes los esfuerzos en la investigación sobre este tema se han enfocado en desarrollar cepas de levadura o bacterias recombinantes capaces de fermentar xilosa o mezclas de hexosas y pentosas por medio de la ingeniería genética.

Por ejemplo, la primera cepa de *S. cerevisiae* fermentadora de pentosas se generó mediante la adición de genes para enzimas que ayudan al metabolismo de la xilosa encontradas en la *P. stipitis*. En forma similar, se han desarrollado cepas de *Escherichia coli* y *Klebsiella oxytoca* capaces de fermentar pentosas mediante la adición de genes etanologénicos contenidos en la *Zymomonas mobilis*. [3]

La *Zymomonas mobilis* presenta alto rendimiento y productividad de etanol, sin embargo, las fuentes de carbón que puede emplear se restringen a glucosa, fructosa y sucrosa. Para volverla una cepa fermentadora de xilosa se construyeron y transformaron 2 operadores codificadores de enzimas asimiladoras de xilosa y de la ruta pentosa fosfato. [25]

Sin embargo, en la mayoría de los casos los microorganismos desarrollados presentan ciertas limitaciones, ya sea que no son capaces de fermentar ambos azúcares, que proporcionen bajos rendimientos de etanol o un costo de producción alto [10].

En la siguiente tabla se muestra el rendimiento y productividad de etanol para diversos microorganismos capaces de fermentar la xilosa [25]:

Cepa	Xilosa (g/l)	Etanol (g/l)	Rendimiento (g/g)	Productividad (g/l h)
Bacteria: encontradas de forma natural				
<i>C. thermohydrosulfuricum</i> 39E	5	2.0	0.39	--
<i>Ervvinia chrysanthemii</i> B374	5	--	0.23	--
<i>Thermoanaerobacter ethanolicus</i> ATCC 31938	4	1.5	0.36	--
Bacteria: recombinante				
<i>Escherichia coli</i> B, pLO1297 (<i>pd</i> c, <i>adh</i> B)	80	39.2	0.49	0.70
<i>E. coli</i> B KO11 (<i>pd</i> c, <i>adh</i> B, <i>frd</i> -)	80	41.6	0.52	0.87
<i>Klebsiella oxytoca</i> M5A1 (<i>pd</i> c, <i>adh</i> B)	100	46.0	0.46	0.96
<i>K. pianticola</i> SDF2O (<i>pd</i> c, <i>pft</i> -)	17	7.7	0.44	0.18
<i>Zymomonas mobilis</i> CP4 (<i>pZB</i> 5)	25	11	0.44	0.57
Levaduras: encontradas de forma natural				
<i>C. shehatae</i> CBS 4705	50	24.0	0.48	0.19
<i>C. sp.</i> CSIR-62 A/2	50	20.1	0.40	0.42
<i>P. stipitis</i> CBS 5776	50	22.3	0.45	0.34
Levadura: recombinante				
<i>Schizosaccharomyces pombe</i> (<i>xyl A</i>)	50	21.0	0.42	0.19
Hongos				
<i>F. oxysporum</i> VTT-D-80134 (3)	50	25.0	0.50	0.17
<i>Paecilomyces sp.</i> NFI ATCC 20766	100	39.8	0.40	0.24

Tabla 1.6 Desempeño de algunos microorganismos fermentantes de xilosa. [25]

1.2.5 Separación

Al término de la etapa de fermentación se obtiene una corriente que contiene agua, etanol y masa celular. La mezcla está muy diluida por lo que la concentración de alcohol es muy baja ($\leq 5\%$ peso) en comparación con los procesos a partir de maíz grano [32].

De acuerdo a la bibliografía consultada, los microorganismos fermentadores toleran una concentración máxima de etanol alrededor de 10 % (w/w) a una temperatura de 30 °C y al incrementarse esta temperatura la tolerancia disminuye [10]. En el caso de los organismos recombinantes que se han creado para fermentar mezclas de pentosas y

hexosas, se ha encontrado que producen concentraciones de etanol bajas (5 – 6 % (w/w)), en este caso se requieren mejoras en tolerancia y rendimiento a etanol para incrementar las tasas de producción [41].

Esta corriente necesita concentrarse hasta valores mayores al 99% para que pueda ser usado como combustible. La primera etapa de la fase de separación incluye una columna de destilación que lleve la concentración de etanol a un 45-50% y posteriormente mediante una columna de rectificación se obtiene una concentración del 90-92% [32]. El siguiente paso es la deshidratación del etanol.

En base a la revisión bibliográfica realizada se listan los siguientes métodos aplicados a la deshidratación de etanol para su uso como combustible:

1. Destilación al vacío.

Este sistema de separación emplea presiones inferiores a la atmosférica para modificar la composición del azeótropo. Sin embargo, se requiere de un gran número de etapas (arriba de 40) y altas relaciones de reflujo. Se ven involucrados elevados costos de capital y energéticos debido al mantenimiento del vacío en columnas con gran cantidad de platos. [32]

2. Destilación homo o hetero azeotrópica

Este sistema de separación adiciona un tercer componente a la mezcla etanol-agua para formar un nuevo azeótropo facilitando de esta forma la separación en esquemas tecnológicos que involucran dos o tres columnas de destilación. En el caso del etanol, los agentes “arrastradores” que se agregan a la mezclas se utiliza principalmente el benceno, aunque también el tolueno y el n-pentano. [32]

El sistema consta de una columna de deshidratación (columna azeotrópica) que se alimenta con una mezcla de alcohol al 90% másico aproximadamente. El agente de arrastre se introduce en el plato superior de la columna, mientras que en la parte inferior se retira alcohol anhidro con una concentración de agua menor al 1% masa. El vapor de salida de la parte superior de la columna, con una composición igual o cercana a la del

azeótropo ternario, se condensa y se lleva a un separador en donde la fracción rica en agua se alimenta a una pequeña columna de lavado (columna despojadora) para la regeneración del arrastrador, mientras la otra fracción se recircula como reflujo a la parte superior de la columna azeotrópica. [10]

La ventaja que presenta es que al tratarse de una tecnología muy estudiada se encuentra disponible comercialmente y puede ser modelada y simulada fácilmente ya que hay información suficiente para esto. A pesar de esto, el proceso es difícil de operar y controlar, ya que las columnas azeotrópicas pueden exhibir múltiples estados estacionarios. Además, el uso de solventes orgánicos tóxicos o cancerígenos genera restricciones ambientales. [4]

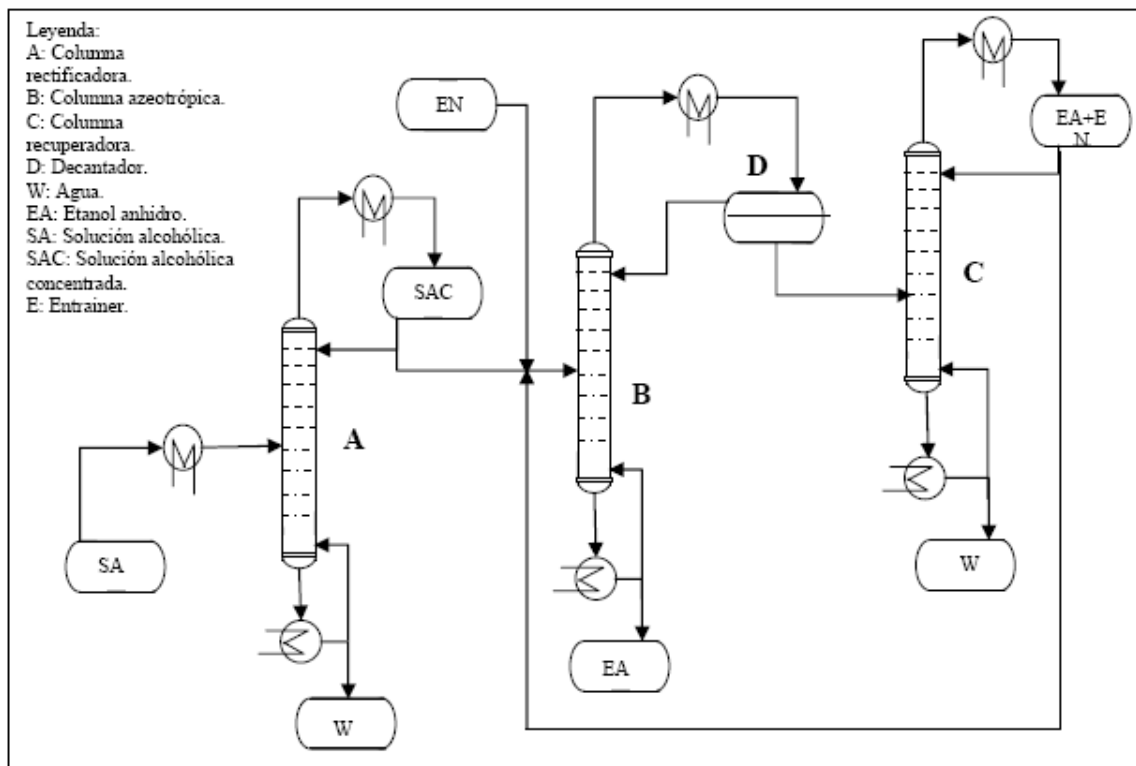


Figura 1.1 Diagrama esquemático del sistema de destilación azeotrópica.[4]

3. Destilación extractiva

En este sistema se alteran las volatilidades de los componentes claves para evitar la formación de un azeótropo. Esto se logra mediante la adición de un solvente no volátil,

de alto punto de ebullición y miscible en la mezcla de alimentación azeotrópica donde interactúa más fuertemente con uno de los componentes de la mezcla lo cual permite la separación. [32]

Consta de tres columnas de destilación fraccionada, una columna rectificadora similar a la descrita para la destilación azeotrópica; una columna extractiva, en la que el agua de la solución alcohólica rectificada es absorbida por el solvente, usualmente glicerina o etilenglicol, que se alimenta a contracorriente. En la parte superior de esta columna se obtiene el etanol anhidro como producto principal. En la tercera columna, llamada recuperadora, se separa el agua del solvente (proveniente de la columna 2) y ambos se recirculan al proceso. [4]

Como ventajas presenta un sistema de recuperación del solvente que trabaja independientemente de la operación de la columna extractiva, por lo que puede proporcionar servicio a varias columnas extractivas simultáneamente. Además, el solvente no es inflamable en condiciones ambientales, es poco tóxico, no es corrosivo ni cancerígeno. Sin embargo, la mezcla acuosa del solvente suele tener un alto calor de vaporización, lo cual constituye un mayor consumo de energía para la columna de recuperación. [4]

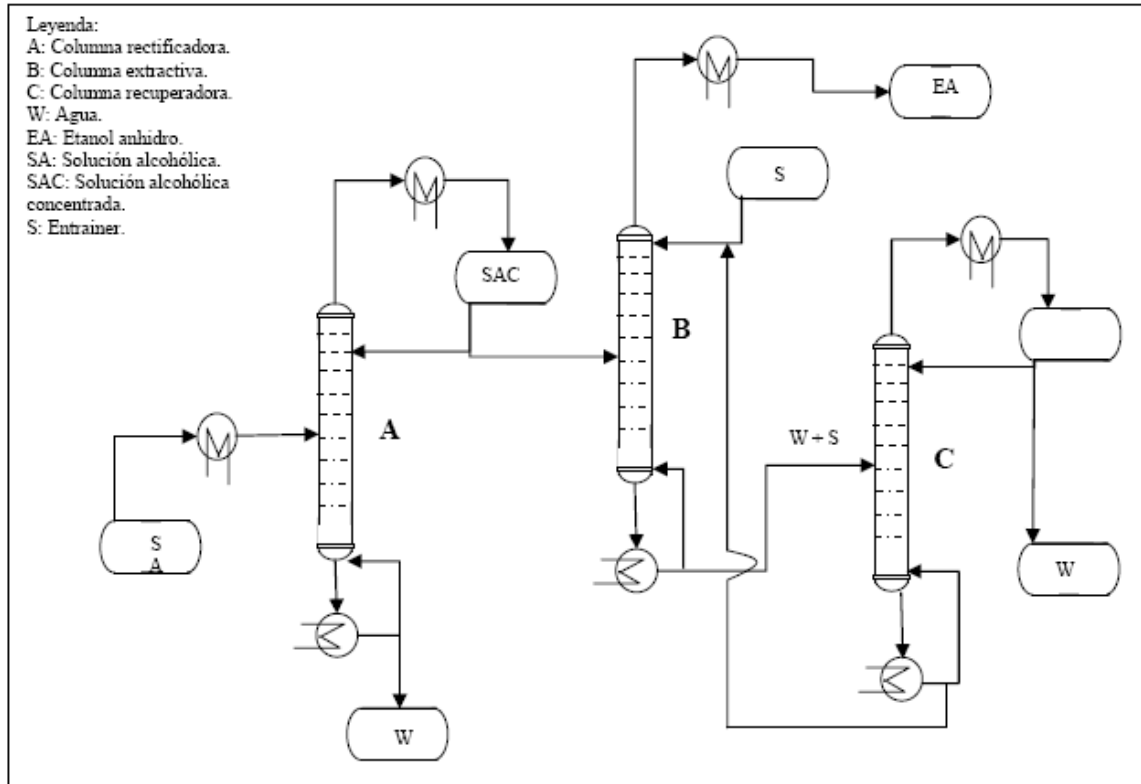


Figura 1.2 Diagrama esquemático del sistema de destilación extractiva. [4]

4. Destilación extractiva salina

Este proceso emplea como agente de extracción una sal iónica, no volátil y soluble en la mezcla de alimentación (como acetato de potasio), la cual se introduce en la columna de destilación fraccionada. De esta columna se obtiene como destilado etanol anhidro y como producto de fondos una solución concentrada de la sal. La solución salina es enviada a una etapa de recuperación, la cual consta de un secador por atomización, que permite obtener la sal en estado sólido y reciclarla a la columna destiladora salina. [32]

Tiene como ventajas la producción de un destilado libre completamente del agente de separación debido a la bajísima solubilidad que presenta la sal iónica en el destilado. Además de que al no involucrar un ciclo evaporación condensación presenta un alto ahorro de energía. [4]

Sin embargo, se necesitan nuevos modelos termodinámicos para establecer o predecir el equilibrio de fases involucrado (solución iónica-vapor) ya que se carece de la información clave suficiente para el diseño y simulación de esta operación. Además la selección de la sal iónica es complicada, pues se requiere realizar pruebas experimentales previas lo cual eleva los costos pre-operativos. Aunado a esto existe la posibilidad de aumentar la corrosión interna de los equipos y tuberías del circuito de la solución salina. [4]

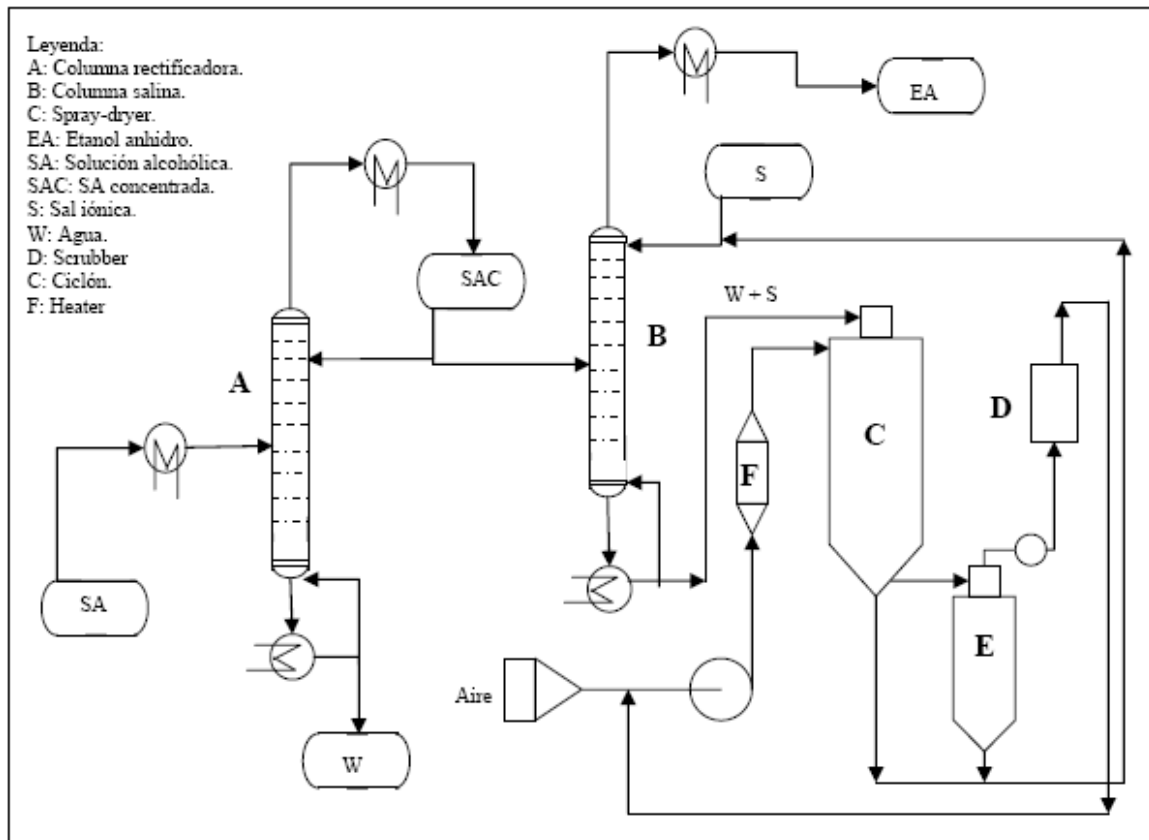


Figura 1.3 Diagrama de flujo de la Destilación extractiva salina. [4]

5. Adsorción con tamices o mallas moleculares

Su principio de operación se basa en que la molécula de agua tiene un diámetro menor que el de los caminos intersticiales de los tamices o mallas moleculares, mientras que la de Etanol no; además, el agua se adsorbe en la superficie interna de los tamices, lo que los hace muy adecuados para la separación de las mezclas etanol-agua resultantes de la

destilación convencional. Los tamices moleculares son materiales granulares rígidos de forma esférica o cilíndrica elaborados a partir de aluminosilicatos de potasio. [32]

6. Pervaporación

En este proceso la corriente alcohólica proveniente de la columna rectificadora se envía a una unidad de pervaporación, donde se pone en contacto con una membrana polimérica permeable microporosa y selectiva. Aquí se obtiene el permeado (solución alcohólica diluida) al reducir la presión del otro lado de la membrana hidrofílica, posteriormente es condensado y enviado a un tanque almacenador para su posterior reciclo a la columna rectificadora. El etanol anhidro es deshidratado y obtenido como producto de la unidad. [4]

Este sistema toma ventaja del hecho de que uno de los componentes de la mezcla es transportado preferentemente a través de la membrana, en estado vapor (permeado), siendo condensado y recuperado. La permeación es inducida por una disminución de la presión parcial del componente permeable, mediante vacío o por una corriente de un gas inerte. [4]

Entre sus ventajas se encuentra una alta selectividad en la separación la cual es independiente del equilibrio de fases termodinámico. Además presenta el mayor ahorro energético en comparación a los procesos anteriores, ya que no se necesita de procesos auxiliares para la recuperación del agente de separación. El impacto ambiental es mínimo ya que no usa solventes ni sales orgánicas. Sin embargo, el costo de las membranas es alto. [4]

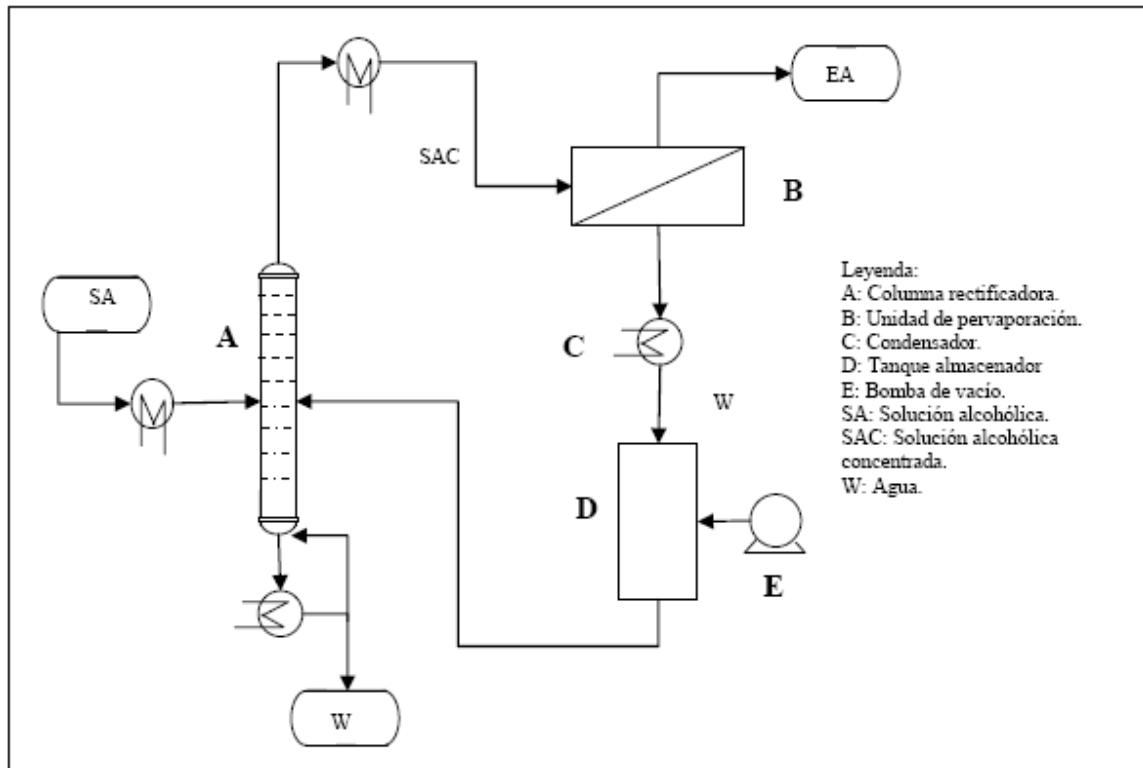


Figura 1.4 Diagrama esquemático del sistema de pervaporación.[4]

7. Extracción con fluidos supercríticos

Este sistema se basa en la gran capacidad de solubilización de un fluido a temperatura y presión superiores a las de su punto crítico líquido-vapor. La ventaja que se tiene es que pequeños cambios en temperatura y/o presión en la región crítica causan grandes cambios en la densidad del solvente y por lo tanto en su poder de disolución. Por lo tanto se puede emplear la destilación y la extracción líquida. [32]

Basándonos en los diferentes esquemas disponibles es necesario seleccionar la secuencia que nos proporcione los mejores resultados. Considerando además los costos de inversión y energéticos involucrados.

1.2.6 Integración de procesos

Por medio de la integración de los sistemas de reacción (hidrólisis y fermentación) involucrados en el proceso de producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica se pretende mejorar el desempeño del proceso global así como disminuir el número de equipos involucrados. Sin embargo, la etapa de pre tratamiento sigue siendo requerida para facilitar el acceso a la celulosa. [32]

En base a la bibliografía revisada se discuten las siguientes configuraciones:

1. Hidrólisis y fermentación secuencial o separada. [SH]

Comprende la etapa de pretratamiento, donde se obtiene un hidrolizado de pentosas. Los sólidos remanentes se someten a una hidrólisis enzimática en lugar de una ácida. Los hidrolizados obtenidos, pentosas y hexosas, se fermentan en reactores separados y el alcohol producido por ambos se mezcla en una corriente que va a la etapa de separación. [10]

2. Sacarificación y fermentación simultáneas. [SSF]

En esta configuración la hidrólisis de la celulosa y la consecuente fermentación de la glucosa producida se llevan a cabo en un mismo reactor. Las ventajas que presenta son la reducción del número de reactores además de que disminuye la concentración de glucosa en el medio pues esta se consume tan pronto como se forma, de esta forma la hidrólisis no se ve afectada por el efecto inhibitorio que la glucosa tiene sobre las enzimas. [32]

3. Sacarificación y cofermentación simultáneas. [SSCF]

En esta configuración se pretende llevar a cabo dentro de un mismo reactor tanto la hidrólisis de la celulosa como la fermentación tanto de glucosa como xilosa. Por lo tanto, requiere de microorganismos capaces de fermentar tanto hexosas como pentosas. Actualmente se encuentra en etapa de investigación. [32]

4. Conversión Microbiana directa. [CMD]

A largo plazo se pretende que la integración de los sistemas de reacción culmine en esto, donde una sola comunidad microbiana sea capaz de producir las celulasas necesarias para la hidrólisis enzimática y al mismo tiempo fermentara tanto las pentosas como las hexosas. [10]

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo General

Estimar el potencial de México para producir bioetanol a partir de biomasa lignocelulósica, específicamente residuos agrícolas, considerando 2 de los 3 principales cultivos de grano en el país.

2.2 Objetivos Específicos

1. Determinar las condiciones de proceso más adecuadas para una capacidad de producción de 100,000 l/día de bioetanol para 2 diferentes esquemas de proceso.
2. Realizar una estimación económica para cada uno de los esquemas de proceso considerados.
3. Con base en los resultados obtenidos realizar una comparación para determinar que esquema de proceso representaría la opción más viable.
4. Una vez seleccionado el esquema de proceso más adecuado, estimar cual sería la ubicación más conveniente para una planta de proceso con base en datos de producción agrícola a nivel nacional.

3. ESQUEMAS DE PROCESO PROPUESTOS

Considerando las ventajas ofrecidas por la integración de procesos se han elegido 2 esquemas para realizar una comparación sobre su implementación en una planta productora de etanol a partir de biomasa lignocelulósica. Se eligieron solo 2 esquemas debido a que los datos de proceso y organismos fermentadores encontrados en la literatura se refieren principalmente a dichos esquemas. La conversión microbiana directa es un esquema de integración que se espera desarrollar a largo plazo.

Esquemas planteados:

1. Hidrólisis y fermentación/cofermentación secuencial o separada.
2. Sacarificación y cofermentación simultáneas.

A continuación se presentan las descripciones de los procesos propuestos considerando 2 tipos de materia prima: residuos de maíz y residuos de trigo. Los balances de materia correspondientes a cada proceso se incluyen en el apéndice B, la capacidad de producción considerada es de 100,000 l/día de etanol anhidro para cada uno de los casos.

En cada uno de los esquemas planteados se considera que una parte del proceso se realiza por lotes, desde la etapa de molienda hasta la fermentación, posteriormente los flujos de salida de los tanques de fermentación se envían a un tanque acumulador desde donde se enviara un flujo continuo a la etapa de destilación y deshidratación.

3.1 Sacarificación y fermentación secuencial o separada a partir de rastrojo de maíz

La figura 3.1.1 representa el diagrama de flujo para el proceso de producción correspondiente a este caso.

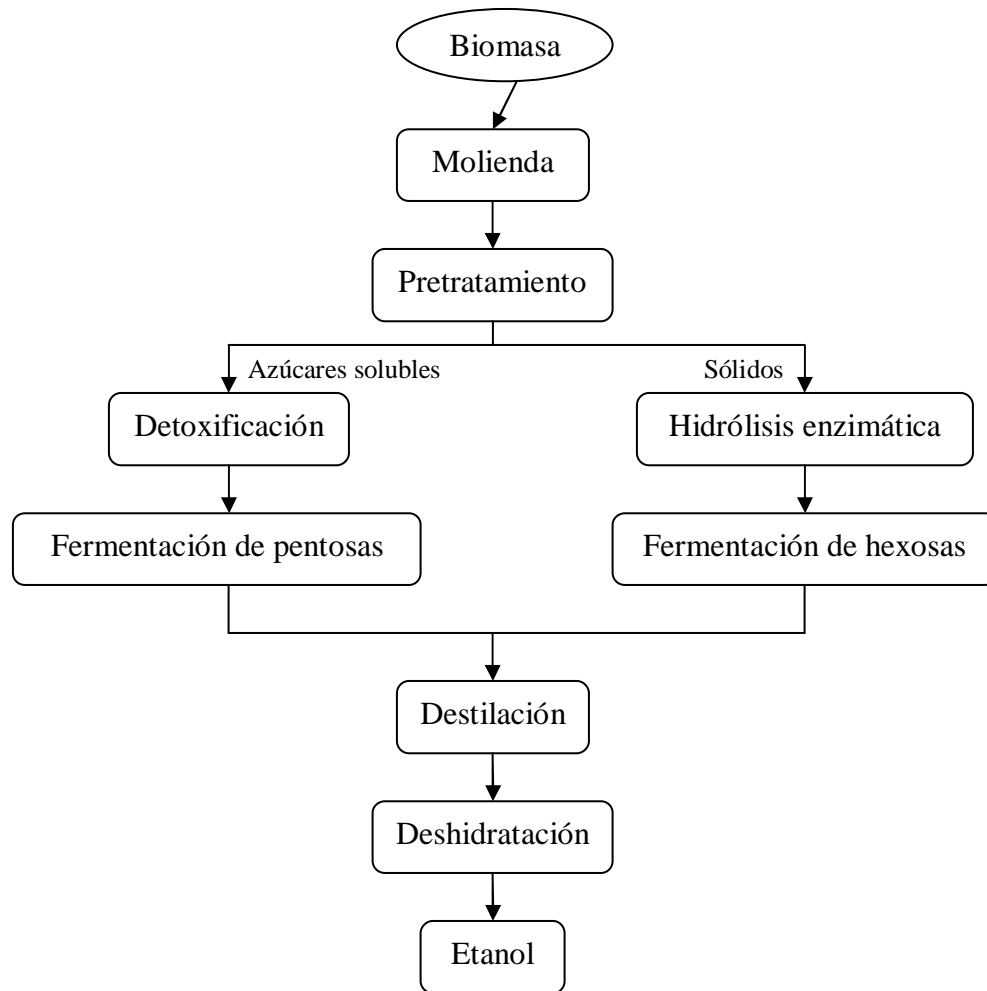


Figura 3.1.1 Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de maíz por medio de sacarificación y fermentación secuencial o separada.

A continuación se explican a detalle las condiciones de cada una de las etapas que conforman este proceso.

La materia prima se recibe en forma de pacas, ya sea cuadradas o circulares. Una vez que se desenvuelven, se rompen y se dispersan sobre mesas de lavado donde se rocían con agua para remover la suciedad y/o arena que pudieran estar presentes. Se transporta sobre una superficie inclinada para permitir el drenado del agua de lavado y posteriormente se transporta el material a una trituradora para disminuir el residuo a un tamaño adecuado

para la etapa de prehidrólisis, en este caso se considera que se emplea un molino de cuchillas hasta obtener un tamaño de partícula promedio de 3.2 mm. [37]

Posteriormente se coloca en el reactor donde se llevará a cabo el pretratamiento con una carga de sólidos del 30% que se mezcla con ácido sulfúrico diluido al 1%. El reactor se presuriza a 12.1 atm y la temperatura se mantiene en 190 °C. El tiempo estimado de duración para esta etapa es de 10 minutos [24].

En la tabla 3.1 se muestran las reacciones presentes en esta etapa del proceso así como las conversiones obtenidas para cada uno de los compuestos.

Reacción	Reactivo	Fracción convertida a producto
$(\text{Glucan})_n + n \text{H}_2\text{O} \rightarrow n \text{Glucosa}$	Glucan	0.07
$(\text{Glucan})_n + 1/2n \text{H}_2\text{O} \rightarrow 1/2n \text{Celobiosa}$	Glucan	0.007
$(\text{Xilan})_n + n \text{H}_2\text{O} \rightarrow n \text{Xilosa}$	Xilan	0.90
$(\text{Xilan})_n + n \text{H}_2\text{O} \rightarrow n \text{Furfural} + 2n \text{H}_2\text{O}$	Xilan	0.05
Aetato \rightarrow Ácido acético	Acetato	1.0
$(\text{Lignina})_n \rightarrow n \text{Lignina soluble}$	Lignina	0.05

Tabla 3.1.1 Reacciones y conversiones presentes en la etapa de pretratamiento con ácido diluido. [24]

Posteriormente el efluente del tanque de pretratamiento se enfría en un separador flash que opera a 1 atm de presión, en este equipo se remueven 7.8% del ácido acético y el 61 % del furfural presentes [24]. El efluente de salida se centrifuga para separara el hidrolizado de pentosas del residuo sólido rico en celulosa.

El hidrolizado de pentosas se somete a una etapa de detoxificación para disminuir el contenido de compuestos inhibidores. El método empleado es la alcalinización, donde se agrega $\text{Ca}(\text{OH})_2$ hasta lograr un pH de 10 y se ajusta la temperatura a 50 °C. Como resultado se origina la formación de un precipitado de CaSO_4 donde se remueven aproximadamente el 51% de los furanos contenidos. Este método también ocasiona una pérdida aproximada del 8.7 % de los azúcares fermentables [23]. Se mantienen estas

condiciones por una hora y posteriormente se procede a reacidificar el hidrolizado, esto se logra ajustando el pH a un valor de 4.5 agregando ácido sulfúrico y se deja reposar por 4 horas para facilitar la cristalización y el retiro del CaSO_4 formado. El precipitado es removido de la corriente por medio de un filtro rotatorio con un porcentaje de humedad de aproximadamente 20%. [24]

El hidrolizado de pentosas obtenido es enviado a la etapa de fermentación, donde se controla el pH en un valor de 6.5 y se agrega el inóculo y fosfato dibásico de amonio como nutriente. La adición de nutrientes es necesaria debido a que la cinética y economía del proceso se verán influenciados por los componentes del medio en el hidrolizado, ya que estos deben satisfacer los requerimientos básicos de los microorganismos como carbón, oxígeno, nitrógeno, fósforo y azufre; la adición de metales, factores de crecimiento y vitaminas también puede ser útil. Por lo tanto, se debe optimizar la adición de nutrientes de acuerdo a las características del hidrolizado. [25]

El organismo fermentador seleccionado es la bacteria E. Coli cepa K011. Esta etapa se lleva a cabo a una temperatura de 35 ° C y el tiempo estimado de fermentación es de 48 horas. A continuación se presentan las características de este organismo fermentador:

	Cepa	Productividad (g etOH/l h)	Tiempo de fermentación (h)	Tiempo de fermentación (días)
Bacteria recombinante	E. Coli B K011	0.87	48.00	2.00

Tabla 3.1.2 Microorganismo fermentador de xilosa. [25]

Una vez concluida la etapa de fermentación, se obtiene un efluente con una concentración de etanol del 3.17 % (w/w).

El residuo sólido rico en celulosa obtenido en la etapa de pretratamiento pasa a la etapa de sacarificación enzimática donde se liberarán los azúcares contenidos para su posterior fermentación.

En esta etapa se agrega agua hasta obtener una carga de sólidos del 20% y posteriormente se agrega una carga enzimática de 12 FPU por cada gramo de celulosa alimentado al tanque de sacarificación. La celulosa se hidroliza enzimáticamente con una eficiencia de conversión del 90%. El tiempo estimado para esta etapa es de 36 horas y la temperatura se mantiene en 65 °C. [24]

La siguiente tabla muestra las reacciones y rendimientos obtenidos en esta etapa del proceso:

Reacción	Reactivo	Fracción convertida a producto
$(\text{Glucan})_n + 1/2n \text{H}_2\text{O} \rightarrow 1/2n \text{Celobiosa}$	Glucan	0.012
$(\text{Glucan})_n + n \text{H}_2\text{O} \rightarrow n \text{Glucosa}$	Glucan	0.90
$\text{Celobiosa} + n \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2 \text{Glucosa}$	Celobiosa	1.0

Tabla 3.1.3 Reacciones y conversiones presentes en la etapa de sacarificación enzimática. [24]

Una vez concluida esta etapa, se envía el hidrolizado a la etapa de fermentación de hexosas, donde se ajusta el pH a un valor de 4.5 y posteriormente se agrega el inóculo y fosfato dibásico de amonio (0.33 g/l) como nutriente. El organismo fermentador es *S. Cerevisiae* y el inóculo corresponde al 0.1 % (v/v) [16], después de un tiempo de fermentación de 48 horas aproximadamente se obtiene una corriente con una concentración del 5.34 % (w/w) de etanol.

Posteriormente se juntan las corrientes obtenidas de los tanques de fermentación y se mandan a un tanque de almacenamiento del cual se alimenta el sistema de separación.

3.2 Sacarificación y fermentación simultáneas a partir de rastrojo de maíz

La figura 3.2.1 representa el diagrama de flujo para el proceso de producción correspondiente a este caso.

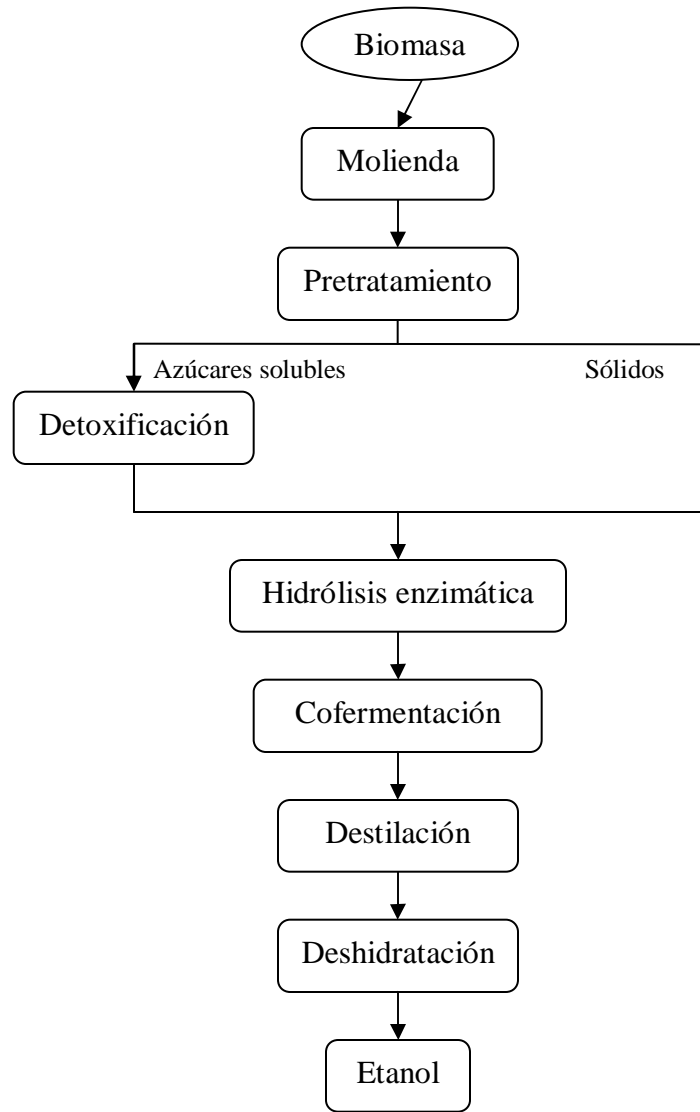


Figura 3.2.1 Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de maíz por medio de sacarificación y cofermentación simultáneas.

Para este caso se consideraron las mismas condiciones de molienda, pretratamiento, y detoxificación presentadas en el esquema anterior (SHF). La diferencia consiste en que ambos hidrolizados se fermentan simultáneamente por el mismo organismo: *Z. mobilis*.

En este esquema de proceso nuevamente se separan el hidrolizado de pentosas y la fracción sólida rica en celulosa. El hidrolizado se somete a la etapa de detoxificación y posteriormente se mezcla nuevamente con la fracción sólida, se agrega agua para dilución

de forma que la concentración de sólidos totales sea del 20 % antes de pasar al tanque de sacarificación enzimática donde se agrega una carga enzimática de 12 FPU/g celulosa. Dicha etapa se lleva a cabo a una temperatura de 65 °C y tarda aproximadamente 36 horas [24]. Las conversiones obtenidas corresponden a las presentadas en el esquema anterior.

Una vez concluida esta etapa se envía el hidrolizado al tanque de fermentación donde se agregan el inóculo (10% v/v) y como nutrientes licor dulce de maíz a un 0.25% (v/v) y fosfato de diamonio a una concentración de 0.33 g/L. [24]

La siguiente tabla muestra las reacciones efectuadas y las conversiones obtenidas en esta etapa.

Reacción	Reactivo	Fracción convertida a producto
Glucosa → 2 Etanol + 2 CO ₂	Glucosa	0.95
Glucosa → 3 Ácido acético	Glucosa	0.015
3 Xilosa → 5 Etanol + 5 CO ₂	Xilosa	0.85
2 Xilosa → 5 Ácido acético	Xilosa	0.014

Tabla 3.2.1 Reacciones y conversiones presentes en la etapa de cofermentación con *Z. mobilis*. [24]

Después de un tiempo de fermentación de 36 horas se obtiene una corriente con una concentración del 5.19 % (w/w).

3.3 Sacarificación y fermentación secuencial o separada a partir de rastrojo de trigo

La figura 3.3.1 representa el diagrama de flujo para el proceso de producción correspondiente a este caso.

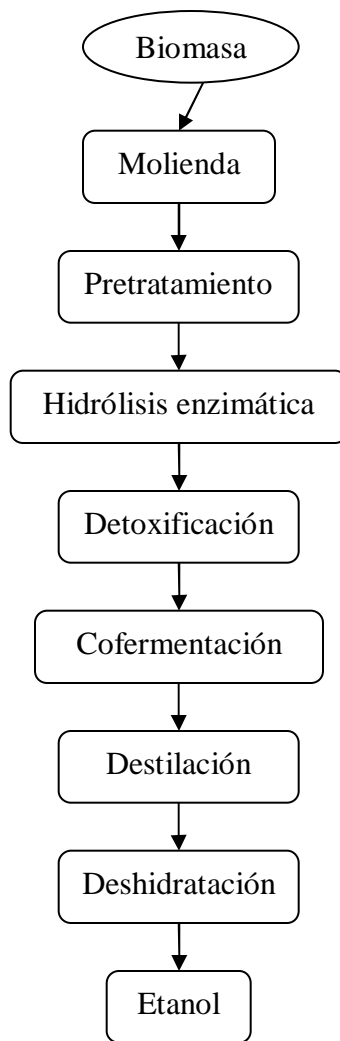


Figura 3.3.1 Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de trigo por medio de sacarificación y fermentación secuencial o separada.

A continuación se explican a detalle las condiciones de cada una de las etapas que conforman este proceso.

La materia prima se recibe en forma de pacas, ya sea cuadradas o circulares. Una vez que se desenvuelven, se rompen y se dispersan sobre mesas de lavado donde se rocían con agua para remover la suciedad y/o arena que pudieran estar presentes. Se transporta sobre una superficie inclinada para permitir el drenado del agua de lavado y posteriormente se transporta el material a una trituradora para disminuir el residuo a un tamaño adecuado

para la etapa de pretratamiento, en este caso se considera que se emplea un molino de cuchillas hasta obtener un tamaño de partícula promedio de 1.5 pulgadas. [24]

En base a la fuente consultada, las condiciones de pretratamiento óptimas se determinaron experimentalmente y corresponden al esquema de experimentación que libero la mayor cantidad de azúcares fermentables. La carga de sólidos empleada se ajusto a un 20 % (w/v) para obtener una concentración mayor de etanol al final del proceso. Para el pretratamiento se empleo ácido sulfúrico diluido a una concentración de 0.75% (w/v) y una temperatura de 121 °C por un periodo de 10 minutos. En esta etapa se obtuvieron conversiones de 92 % de hemicelulosa a xilosa y 47% de celulosa a glucosa con una formación de inhibidores casi indetectable (>0.001% w/v). [30]

Posteriormente, se ajusta el pH del hidrolizado obtenido a un valor de 5 agregando NaOH con el fin de acondicionar el efluente para la etapa de sacarificación. A continuación se agrega la carga enzimática que en este caso corresponde a una dosis de 2 ml/100 g de sólido seco de residuo de trigo. Se emplearon celulasas comerciales (Celluclast, Novozyme 188) y esta etapa tiene una duración aproximada de 72 horas manteniendo la temperatura en 45 °C. [30]

Al término de esta etapa el siguiente paso consiste en la detoxificación del efluente obtenido antes de pasar a la etapa de fermentación. El método empleado es la alcalinización, se agrega $\text{Ca}(\text{OH})_2$ hasta obtener un pH de 10.5 con una temperatura de 90 °C, estas condiciones se mantienen por 30 minutos y finalmente se ajusta nuevamente el pH a un valor de 5.0 en el tanque de reacidificación. Antes de pasar a la etapa de fermentación, el efluente pasa por un filtro rotatorio para remover el precipitado de CaSO_4 obtenido así como los sólidos presentes en dicha corriente. [30]

Finalmente, la corriente líquida obtenida se pasa a la etapa de fermentación la cual se lleva a cabo a una temperatura de 35 °C y el organismo fermentador empleado es la cepa E. coli FBR5 la cual es capaz de fermentar mezclas de pentosas y hexosas. El tiempo de

fermentación es de aproximadamente 39 horas y el inóculo es del 10% (v/v), al final tenemos un efluente con una concentración de etanol del 5 % peso. [30]

3.4 Sacarificación y fermentación simultáneas a partir de rastrojo de trigo.

La figura 3.4.1 representa el diagrama de flujo para el proceso de producción correspondiente a este caso.

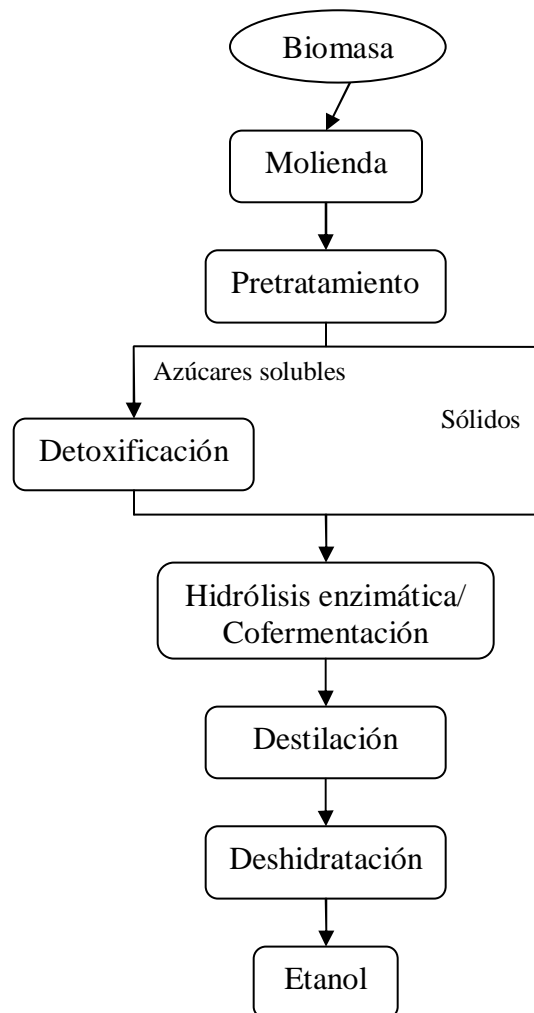


Figura 3.4.1 Diagrama de flujo para el esquema de producción de etanol a partir de residuos de trigo por medio de sacarificación y fermentación simultáneas.

A continuación se explican a detalle las condiciones de cada una de las etapas que conforman este proceso.

Es este caso las etapas de molienda y pretratamiento se realizan de la misma forma como se explico en el caso correspondiente a la sacarificación y fermentación secuencial o separada. Posteriormente el efluente del tanque de pretratamiento se enfría en un separador flash que opera a 1 atm de presión y el efluente de salida se centrifuga para separara el hidrolizado de pentosas del residuo sólido rico en celulosa.

El hidrolizado de pentosas obtenido se acondiciona por medio de alcalinización, la cual se lleva a cabo bajo las mismas condiciones que en el esquema anterior: se agrega $\text{Ca}(\text{OH})_2$ hasta obtener un pH de 10.5 con una temperatura de 90 °C, estas condiciones se mantienen por 30 minutos. Después de esto, se reacidifica el hidrolizado y se retira el CaSO_4 formado por medio de un filtro rotatorio. [30]

Posteriormente se mezcla el hidrolizado detoxificado con la fracción sólida rica en celulosa que se separo anteriormente. Se agrega agua para dilución hasta obtener un porcentaje de sólidos del 20 % y en la siguiente etapa se ajusta el efluente a un pH de 6.0 antes de agregar la carga enzimática y el inóculo de E. coli FBR5, que corresponden a los mismos valores del esquema anterior, es decir 2ml/100 g de sólido seco de residuo de trigo y 10 % (v/v) respectivamente. Para este caso tenemos un tiempo de fermentación de 112 horas y los rendimientos obtenidos son muy similares a los alcanzados por el método anterior, 0.21 g etanol/g sólido seco de residuo de trigo. [30]

3.5 Comparación de las condiciones de operación

A continuación se muestran las condiciones de operación para tres etapas del proceso de producción de bioetanol: pretratamiento, hidrólisis enzimática y fermentación.

En la etapa de pretratamiento con ácido diluido observamos que en el caso de los procesos a partir de residuos de trigo la temperatura de operación y la concentración de ácido son menores, obteniendo con esto una menor formación de compuestos inhibidores.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Temperatura [°C]	190	190	121	121
Presión [atm]	12.1	12.1	n.d.	n.d.
Carga de sólidos [%]	30	30	20	20
Concentración de ácido [%]	1.1	1.1	0.75	0.75
Tiempo [minutos]	10	10	10	10

Tabla 3.5.1 Comparación de las condiciones de operación para la etapa de pretratamiento para cada uno de los esquemas planteados

En el caso de la sacarificación enzimática observamos en la tabla 3.5.2 que hay diferencias en la temperatura del proceso y el tiempo requerido para cada caso. En los esquemas a partir de residuos de maíz tenemos una temperatura de operación más alta en comparación con los esquemas a partir de residuos de trigo. En los esquemas 1 y 2 la sacarificación enzimática se realiza separada de la fermentación, lo cual permite que se lleve a cabo a una alta temperatura, obteniendo como ventaja un incremento en la actividad enzimática reduciendo de esta forma el tiempo y la cantidad de enzima requerida.

En el esquema 3, la sacarificación también se realiza separada de la fermentación, solo que en este caso la fuente consultada menciona que la actividad enzimática óptima se encuentra dentro del rango de temperatura de 45 – 50 °C. [30]

El esquema 4 presenta el mayor tiempo de sacarificación, esto se debe a que este caso corresponde a una sacarificación y fermentación simultánea. Debido a esto se debe trabajar con una temperatura más baja para poder llevar a cabo la fermentación (35 °C), dicha temperatura se encuentra fuera del rango óptimo de actividad enzimática mencionado anteriormente y como consecuencia el proceso se vuelve más lento.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Temperatura [°C]	65	65	45	35
Tiempo [horas]	36	36	72	112
Carga de sólidos [%]	20	20	20	20

Tabla 3.5.2 Comparación de las condiciones de operación para la etapa de sacarificación enzimática para cada uno de los esquemas planteados.

La tabla 3.5.3 nos muestra las condiciones de fermentación presentes en cada uno de los esquemas de proceso planteados. En el caso de la temperatura podemos observar que se tienen valores muy similares para los esquemas que emplean cepas de *E.coli* y *S. cerevisiae*, en el caso de la *Z. mobilis* se muestra una mayor tolerancia a la temperatura. En cuanto a los tiempos de fermentación, tenemos que éstos son menores para los esquemas de cofermentación en comparación con los esquemas que fermentan hexosas y pentosas por separado.

Esquema de proceso	Organismo fermentador	Temperatura [°C]	Tiempo [horas]	Carga de sólidos [%]	pH
1. SHF Maíz					
Pentosas	E. Coli cepa K011	35	48	20	6.5
Hexosas	S. Cerevisiae	30	48	20	4.5
2. SSF Maíz					
Cofermentación	Z. mobilis recombinante	41	36	20	---
3. SHF Trigo					
Cofermentación	E. coli FBR5	35	39	20	6.5
4. SSF Trigo					
Sacarificación y cofermentación simultáneas	E. coli FBR5	35	112	20	6

Tabla 3.5.3 Comparación de las condiciones de operación para la etapa de fermentación para cada uno de los esquemas planteados.

4. MODELACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN

Una vez concluida la etapa de fermentación se procede a separar de dicha corriente el producto de interés, etanol. Se considera que el efluente que se envía a la etapa de purificación pasa por una etapa de filtración donde se remueven los sólidos contenidos en dicha corriente. Para facilitar la simulación del sistema de destilación se considera que se tiene un sistema binario etanol-agua.

La capacidad de las plantas simuladas fue de 100,000 l/día de etanol anhidro. De acuerdo a las condiciones de operación y rendimientos considerados para los diferentes procesos se obtuvieron los siguientes requerimientos de materia prima y corrientes de salida para cada caso:

	1.SHF Maíz	2.SSF Maíz	3.SHF Trigo	4.SSF Trigo
Flujo de biomasa [Mg/día]	378	354	398	404
Flujo de alimentación a torre de destilación [kg/h]	76,700	61,680	70,520	84,790
Porcentaje masa de etanol [w/w]	0.04	0.06	0.05	0.04

Tabla 4.1 Comparación de las concentraciones de etanol obtenidas en la corriente de salida para cada uno de los procesos considerados.

Los sistemas de separación que se consideraran en este trabajo comprenden:

- Destilación convencional seguida de deshidratación con tamices moleculares.
- Destilación extractiva.

Para ambos casos se utilizó el paquete computacional ASPEN plus para simular el proceso de destilación. En el apéndice C se muestra el proceso de diseño que se siguió para simular esta etapa del proceso, a continuación se presentan los resultados obtenidos para cada caso.

4.1 Destilación ordinaria

El sistema de separación comprende las torres de destilación previas a la etapa de deshidratación del alcohol. La simulación se realizó usando el simulador de procesos Aspen Plus.

Se consideran 2 torres de destilación, la primera corresponde a una columna concentradora en la cuál se concentra la mezcla etanol – agua hasta un 63% (w/w) en el destilado y eliminando aproximadamente el 90 % del agua en el residuo. El destilado obtenido se envía a una torre rectificadora donde se obtiene en el destilado una mezcla etanol-agua cercana a la concentración azeotrópica de este sistema, es decir 92.5 % (w/w). Para el cálculo de los coeficientes de actividad se empleó el modelo termodinámico NRTL. La siguiente figura representa el esquema de destilación planteado.

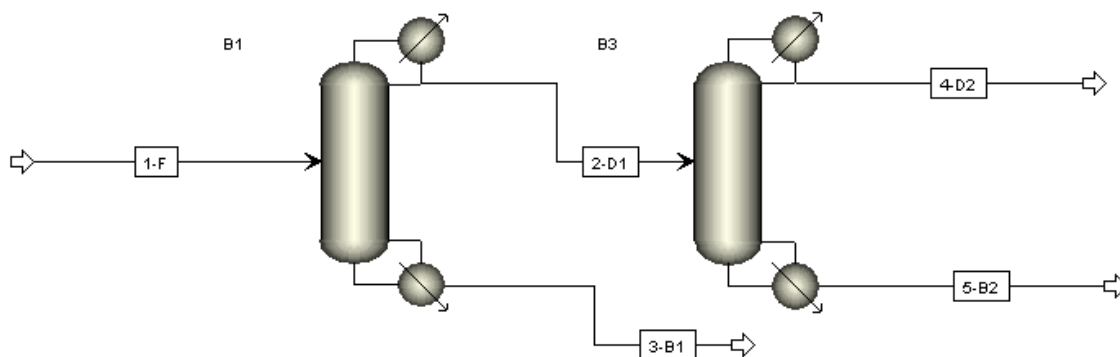


Figura 4.1.1 Diagrama esquemático del sistema de destilación ordinaria

Se considero una presión de operación de 1 atm para cada torre de destilación. En la siguiente tabla se muestran las condiciones de operación de cada torre para cada uno de los esquemas de proceso planteados bajo los cuales se obtienen las concentraciones de etanol deseadas.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Diámetro [m]	1.8	2.1	2.2	2.2
Altura [m]	6.9	6.2	6.9	6.9
Espaciamiento entre platos [m]	0.6	0.6	0.6	0.6
Número de etapas	10	9	10	10
Plato de alimentación	6	6	6	6
Relación másica de reflujo	2.9	3.7	3.9	3.9
Relación molar destilado/alimentación	0.038	0.06	0.05	0.04

Tabla 4.1.1 Comparación de condiciones de operación para la torre concentradora.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Diámetro [m]	1.1	1.3	1.2	1.2
Altura [m]	14.5	14.5	14.5	13.8
Espaciamiento entre platos [m]	0.6	0.6	0.6	0.6
Número de etapas	21	21	21	20
Plato de alimentación	17	17	17	15
Relación molar de reflujo	1.7	1.7	1.7	1.8
Relación molar destilado/alimentación	0.49	0.49	0.49	0.48

Tabla 4.1.2 Comparación de condiciones de operación para la torre rectificadora.

Bajo las condiciones anteriores se obtuvieron los siguientes flujos y concentraciones:

	1. SHF Maíz		2. SSF Maíz		3. SHF Trigo		4. SSF Trigo	
	D1	D2	D1	D2	D1	D2	D1	D2
Flujo total [kg/hr]	4,624	3,173	5,797	3,979	5,553	3,809	5,344	3,618
Fracción másica								
Etanol	0.632	0.921	0.632	0.921	0.631	0.920	0.625	0.922
Agua	0.368	0.079	0.368	0.079	0.369	0.080	0.375	0.078
Flujo total [kmol/hr]	158	77	198	97	190	93	184	88
Fracción molar								
Etanol	0.402	0.820	0.402	0.820	0.401	0.818	0.395	0.823
Agua	0.598	0.180	0.598	0.180	0.599	0.182	0.605	0.177

Tabla 4.1.3 Resultados obtenidos de la simulación del proceso en Aspen Plus para el esquema de destilación ordinaria.

Esquema	Columna concentradora		Columna rectificadora	
	Condensador [GJ/h]	Rehervidor [GJ/h]	Condensador [GJ/h]	Rehervidor [GJ/h]
1. SHF Maíz	-25.25	24.97	-8.23	8.35
2. SSF Maíz	-38.16	37.88	-11.08	11.24
3. SHF Trigo	-38.14	37.89	-9.89	10.04
4. SSF Trigo	-36.94	36.68	-9.72	9.87

Tabla 4.1.4 Consumos energéticos obtenidos para cada uno de los esquemas de proceso planteados.

Finalmente, el efluente rico en etanol obtenido del sistema de destilación se manda a la etapa de deshidratación. El sistema considerado emplea tamices moleculares para remover el agua de la mezcla. En este sistema el destilado obtenido se envía a un vaporizador, de donde se obtiene una corriente con condiciones aproximadas de presión y temperatura de 50 psig y 149 °C. Dicha corriente se alimenta a una cama empacada de zeolita donde el agua es adsorbida y se obtiene un flujo de alcohol deshidratado (99.5 % w/w) el cual se condensa y enfría al salir de la columna [13].

En el esquema planteado se consideran 2 columnas empacadas en el sistema de deshidratación, de forma que se lleve a cabo la regeneración de una columna mientras la otra se emplea para llevar a cabo el proceso. Para la zeolita considerada en este caso se considera un porcentaje de saturación del 70 % y la regeneración se realiza mediante una bomba de vacío que provoca que la mezcla etanol agua contenida en la columna se vaporice debido al calor de adsorción liberado por el sistema. [13]

A continuación se presentan las características del adsorbente considerado en este sistema:

Aluminosilicatos tipo 3A	
Porosidad interna [%]	~30
Densidad de bulto [kg/l]	0.62-0.68
Capacidad de sorción [kg/kg]	0.21-0.23

Tabla 4.1.5 Características del adsorbente considerado. [28]

Con esta información se estimo el volumen de zeolita necesario para llevar a cabo la deshidratación del efluente obtenido en cada uno de los esquemas de proceso presentados y en base a ese dato se estimo las dimensiones de las columnas requeridas. En la siguiente tabla se presentan los resultados obtenidos para cada esquema.

	1. SHF Maíz	2.SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Flujo de etanol anhidro [kg/h]	3,335	3,336	3,335	3,336
Volumen ocupado por la zeolita [m3]	2.5	2.7	2.7	3.1
Longitud [m]	2.3	2.4	2.4	2.5
Diámetro [m]	1.2	1.2	1.2	1.3
Relación L/D	2	2	2	2

Tabla 4.1.6 Dimensionamiento de las columnas empacadas empleadas en el sistema de deshidratación.

4.2 Destilación extractiva

Se selecciono este método de destilación ya que puede realizarse empleando un agente de separación que presenta menos restricciones en comparación con la destilación azeotrópica, el agente seleccionado es la glicerina. El sistema de deshidratación simulado se compone de 2 columnas de destilación, una deshidratadora y una de recuperación de glicerina. [42]

El flujo de etanol obtenido de la destilación ordinaria se alimenta al sistema de deshidratación, del cual se obtiene etanol anhidro como destilado en la primera columna. El residuo rico en glicerina se envía a una torre de recuperación de la cual se obtiene como producto en el fondo una corriente de glicerina libre de agua con el fin de poder recircular dicha corriente al sistema. Como destilado se obtiene una mezcla de etanol-agua con una composición similar a la alimentada a la columna rectificadora por lo tanto puede ser recirculada. La siguiente figura representa el esquema de destilación planteado.

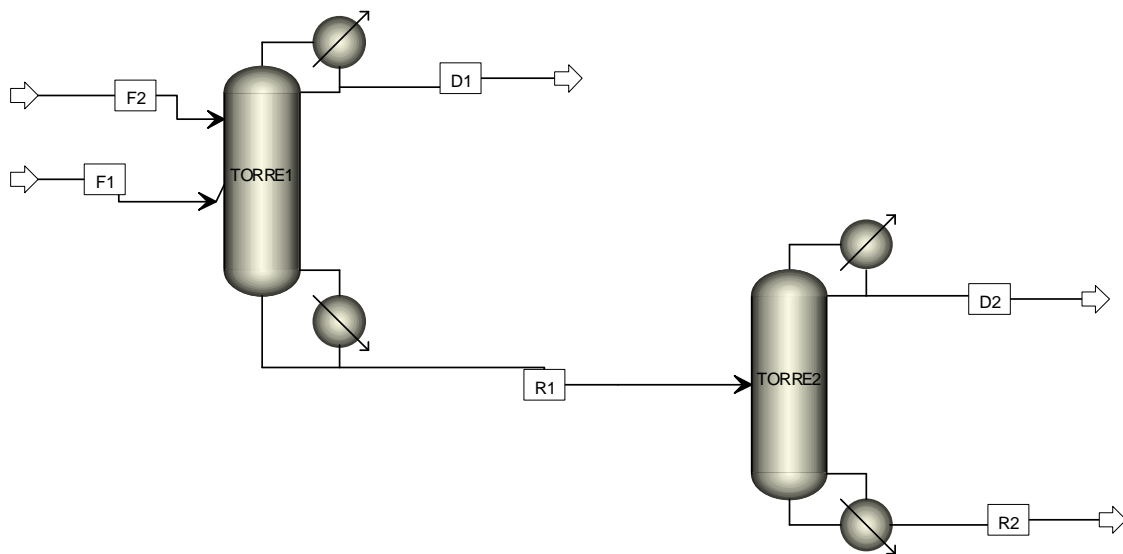


Figura 4.2.1 Diagrama esquemático de la destilación extractiva con glicerina.

A continuación se presentan las condiciones de operación consideradas para cada uno de los esquemas de proceso planteados.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Diámetro [m]	0.65	0.65	0.65	0.65
Altura [m]	7.9	7.9	7.9	7.9
Espaciamiento entre platos [m]	0.46	0.46	0.46	0.46
Número de etapas	15	15	15	15
Relación solvente/alimento	0.4	0.4	0.4	0.4
Plato de alimentación	11	11	11	11
Plato de alimentación solvente	3	3	3	3
Relación molar de reflujo	0.28	0.28	0.28	0.28
Relación molar destilado/alimentación	0.5	0.5	0.5	0.5

Tabla 4.2.1 Comparación de las condiciones de operación de la torre deshidratadora para cada uno de los esquemas planteados.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Diámetro [m]	1.32	1.59	1.51	1.52
Altura [m]	3.45	3.45	3.45	3.45
Espaciamiento entre platos [m]	0.6	0.6	0.6	0.6
Número de etapas	5	5	5	5
Plato de alimentación	2	2	2	2
Flujo de destilado [kmol/h]	23.3	23.3	23.3	23.3
Relación molar de reflujo	0.05	0.05	0.05	0.05

Tabla 4.2.2 Comparación de condiciones de operación de la torre recuperadora para cada uno de los esquemas planteados.

	1. SHF Maíz		2. SSF Maíz		3. SHF Trigo		4. SSF Trigo	
	D1	R2	D1	R2	D1	D2	D1	D2
Flujo total [kg/hr]	2,480	2,855	3,118	3,490	2,989	3,417	2,829	3,186
Fracción másica								
Etanol	0.998	0	0.998	0	0.998	0	0.998	0
Agua	0.002	0	0.002	0	0.002	0	0.002	0
Glicerina	0	1	0	1	0	1	0	1
Flujo total [kmol/hr]	54	31	68	38	65	37	62	35
Fracción molar								
Etanol	0.995	0	0.995	0	0.995	0	0.995	0
Agua	0.005	0	0.005	0	0.005	0	0.005	0
Glicerina	0	1	0	1	0	1	0	1

Tabla 4.2.3 Resultados obtenidos de la simulación del proceso en Aspen Plus para el esquema de destilación extractiva

Esquema	Columna deshidratadora		Columna recuperadora	
	Condensador [GJ/h]	Rehervidor [GJ/h]	Condensador [GJ/h]	Rehervidor [GJ/h]
1. SHF Maíz	-2.69	2.91	-1.17	1.43
2. SSF Maíz	-3.38	3.66	-1.78	2.08
3. SHF Trigo	-3.25	3.51	-1.56	1.82
4. SSF Trigo	-3.07	3.32	-1.57	1.91

Tabla 4.2.4 Consumos energéticos obtenidos para cada uno de los esquemas de proceso planteados.

5. ANÁLISIS ECONÓMICO

Dentro del análisis económico se busca obtener una estimación del costo para cada una de las configuraciones consideradas en base a la cantidad y tamaño de los principales equipos necesarios y la cantidad de insumos del proceso para los cuales se cuente con información de costo.

Para el dimensionamiento de estos equipos se siguieron reglas heurísticas para dimensionamiento de torres de destilación y tanques [39]. El costo de los equipos se obtuvo con ayuda del Capcost, el cuál es un programa que ayuda a calcular los costos de capital fijo para una planta química basado en los costos del equipo que se necesita adquirir. En la industria química se emplean varios índices para ajustar el efecto de la inflación en la estimación de costos de equipo, uno de los índices aceptados generalmente es el índice de costo de planta publicado por el Journal Chemical Engineering, (CEPCI por sus siglas en inglés) y será el que se use en este caso para realizar la estimación económica de costeo de equipo.

Dentro de este análisis también se hará una estimación de costos de transportación de materia prima y de producto, y con base en esto establecer cual sería la mejor ubicación para la planta de etanol propuesta.

En base a las condiciones de proceso planteadas se busca comparar cada uno de los esquemas de proceso en base a la información disponible para dicho fin. Por lo tanto, no será posible incluir en la estimación económica el 100% de los insumos y equipos que involucra este tipo de plantas.

5.1 Estimación de costos involucrados en la compra e instalación del equipo

El equipo considerado en esta estimación corresponde a los tanques de fermentación y torres de destilación necesarios para cada esquema planteado.

5.1.1 Tanques de fermentación

Para cada uno de los casos que se están comparando se considera que se trabaja bajo un esquema de fermentación por lotes. El volumen de fermentación se puede estimar a partir de la producción diaria deseada de etanol y la productividad que presente el organismo fermentador, esta productividad será diferente dependiendo del intervalo de inoculación considerado.

Para poder estimar el volumen de fermentación necesario para obtener una producción diaria de 100,000 litros de etanol se estimó la tasa de generación de etanol obtenida en los procesos de fermentación en base a la información presentada por las curvas de fermentación obtenidas en la literatura para cada uno de los organismos fermentadores considerados [5, 32, 27]. Para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de maíz únicamente se cuenta con la tasa de generación correspondiente a un intervalo de inoculación de 12 horas.

En el apéndice A se muestran las gráficas de rapidez de generación de alcohol con respecto al tiempo para cada uno de los esquemas de proceso planteados para 4 diferentes intervalos de inoculación: 4, 8, 10 y 12 horas. En base al balance de materia planteado se ajustaron los requerimientos de materia prima para obtener una producción de 100,000 l/día de etanol anhidro.

A continuación se presenta una tabla comparativa con las productividades obtenidas para cada uno de los esquemas de proceso considerando 4 diferentes intervalos de inoculación.

Organismo Fermentador	[g/l h] 4 horas	[g/l h] 8 horas	[g/l h] 10 horas	[g/l h] 12 horas
S. Cerevisiae (Hexosas)	21.22	10.61	8.60	7.07
E. Coli K011 (Pentosas)	11.80	5.90	4.64	3.93
Z. Mobilis (Cofermentación)	---	---	---	1.35
E. Coli FBR5 (SHF)	5.22	2.61	2.14	1.75
E. Coli FBR5 (SSF)	3.53	1.76	1.43	1.17

Tabla 5.1.1.1 Productividades obtenidas para diferentes periodos de inoculación para cada uno de los esquemas planteados.

En base a los resultados obtenidos en la tabla anterior, podemos observar que al incrementar de 4 a 8 horas el periodo de inoculación, la tasa de productividad se reduce en un 50 % para cada uno de los casos. En cambio, cuando dicho periodo se incrementa de 8 a 10 horas y de 10 a 12 horas tenemos reducciones entre 18 – 19 % para cada uno de los casos a excepción de la fermentación de pentosas que presenta reducciones del 21 y 15 % respectivamente.

En base a esta información podemos estimar valores de productividad para el caso de cofermentación con *Z. mobilis* tomando el valor promedio del porcentaje de reducción para cada intervalo. Bajo esta suposición obtenemos el siguiente resultado:

Organismo fermentador	[g/l h] 4 horas	[g/l h] 8 horas	[g/l h] 10 horas	[g/l h] 12 horas
Z. Mobilis (Cofermentación)	4.08	2.04	1.65	1.35

Tabla 5.1.1.2 Productividades estimadas para diferentes periodos de inoculación para el esquema de cofermentación con *Z. mobilis*.

La tabla 5.1.1.3 presenta el volumen de fermentación necesario por día calculado para cada uno de los esquemas planteados. Estos volúmenes representan el volumen de

fermentación y se considerara que éste representa el 80% del volumen total del tanque, por lo tanto el volumen total es un 20 % más grande.

		Volumen [m ³ /día]			
		4 horas	8 horas	10 horas	12 horas
Maíz	Esquema 1 (Hexosas)	95	191	235	286
	Esquema 1 (Pentosas)	114	229	291	344
	Esquema 2 (Cofermentación)	827	1,654	2,045	2,500
Trigo	Esquema 3 (SHF)	647	1,293	1,577	1,929
	Esquema 4 (SSF)	956	1,918	2,360	2,885

Tabla 5.1.1.3 Estimación del volumen necesario por día para una producción de 100, 000 l/día de etanol para cada uno de los esquemas de proceso planteados.

Para realizar la comparación económica de costos de equipo se considerara como caso base un periodo de inoculación de 8 horas ya que este intervalo representa un valor típico en procesos de fermentación industriales.

Los volúmenes presentados en la tabla 5.1.1.3 representan el volumen total diario de fermentación, por lo tanto, si se considera un periodo de inoculación de 8 horas dicho volumen se dividiría en 3 lotes por día. Se realizó una tabla de tiempos para cada uno de los esquemas planteados, en la que se consideran los periodos de fermentación y sacarificación para poder estimar el número total de tanques necesarios para operar una planta sin tiempos muertos, es decir, que cada 8 horas se encuentre un tanque disponible para llevar a cabo la fermentación y/o sacarificación. Los resultados se muestran en la tabla 5.1.1.4, la cual contiene el número total de unidades requeridas para cada esquema, el volumen unitario de dichos tanques y su costo correspondientes para cada uno de los esquemas planteados.

Esquema		Unidades totales	Volumen por unidad [m ³]	Costo unitario [USD\$]	Total [USD\$]
1. SHF Maíz	Pentosas	7	80	\$347,000	\$2,429,000
	Hexosas	7	95	\$413,000	\$2,891,000
	Total	14			\$5,320,000
2. SSF Maíz		18	230	\$971,000	\$17,478,000
3. SHF Trigo		18	180	\$769,000	\$13,842,000
4. SSF Trigo		60	200	\$850,000	\$51,000,000

Tabla 5.1.1.4 Comparación de costos para el número total de tanques de fermentación requeridos para cada esquema de proceso.

Las dimensiones de los taques de fermentación se estimaron siguiendo las reglas heurísticas presentadas en la tabla 9.6 del libro Análisis, síntesis y diseño de procesos químicos [39] y la estimación económica se realizó empleando el Capcost utilizando el valor de CEPCI más reciente obtenido para el año 2007.

Año	CEPCI
2007	531.8

Tabla 5.1.1.5 Índice de costo para el año 2007 [6].

5.1.2 Sistemas de destilación y deshidratación

En esta sección se estiman los costos involucrados tanto por el sistema de destilación como por los sistemas de deshidratación considerados. Las dimensiones de las torres de destilación se obtuvieron por medio de Aspen Plus y en el caso del sistema de deshidratación con zeolitas, éste se estimó a partir del volumen de zeolita necesario para llevar a cabo la deshidratación del efluente obtenido en cada uno de los esquemas de proceso presentados. Las dimensiones de estos equipos se estimaron en el capítulo III.

La tabla 5.1.2.1 presenta los costos estimados para el sistema de destilación ordinaria para cada esquema de proceso. Como resultado tenemos que el esquema 3 presenta la configuración más costosa.

Equipo	1. SHF Maíz [USD\$]	2. SSF Maíz [USD\$]	3. SHF Trigo [USD\$]	4. SSF Trigo [USD\$]
Columna concentradora	\$110,000	\$126,000	\$149,000	\$149,000
Columna rectificadora	\$101,200	\$126,000	\$113,000	\$109,000
Total	\$211,200	\$252,000	\$262,000	\$258,000

Tabla 5.1.2.1 Comparación de costos involucrados en el sistema de destilación ordinaria.

En el caso de los sistemas de deshidratación considerados, tenemos que la destilación extractiva implicaría un costo mayor.

Sistema	Equipo	1. SHF Maíz [USD\$]	2. SSF Maíz [USD\$]	3. SHF Trigo [USD\$]	4. SSF Trigo [USD\$]
Tamices moleculares	Columnas zeolita	\$55,000	\$56,200	\$56,200	\$62,800
Destilación Extractiva	Columna deshidratadora	\$40,500	\$40,500	\$40,500	\$40,500
	Columna recuperadora	\$43,100	\$54,100	\$50,700	\$50,700
	Total	\$83,600	\$94,600	\$91,200	\$91,200

Tabla 5.1.2.2 Comparación de costos involucrados en los sistemas de deshidratación considerados.

Esquema	1. SHF Maíz [USD\$]	2. SSF Maíz [USD\$]	3. SHF Trigo [USD\$]	4. SSF Trigo [USD\$]
Destilación ordinaria / Tamices moleculares	\$266,200	\$308,200	\$318,200	\$320,800
Destilación ordinaria / Destilación Extractiva	\$294,800	\$346,600	\$353,200	\$349,200

Tabla 5.1.2.3 Integración de costos para cada uno de los esquemas de destilación y deshidratación de etanol considerados.

5.2 Estimación de costos de materia prima

En esta sección se realiza una estimación de los costos involucrados en cada uno de los esquemas de proceso considerados en base a información publicada en la literatura. Los costos de operación variables que se considerarán para esta estimación son los siguientes:

- Biomasa
- Enzimas
- Ácido
- Base
- Nutrientes

La tabla 5.2.1 muestra una comparación entre los insumos consumidos por cada uno de los esquemas de proceso planteados que servirían para estimar los costos anuales para cada uno de ellos. Para estimar los costos anuales es necesario definir la fracción de tiempo que la planta opera en un año, a esta fracción se le conoce como Stream factor y los valores típicos se encuentran el rango de 0.96 – 0.90 [39]. En este trabajo se tomara un valor promedio de estos valores y se fijara el Stream factor en un valor de 0.93.

Insumo	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Ácido sulfúrico [kg/año]	4,521,474	4,268,923	11,020,584	5,820,889
Cal hidratada [kg/año]	3,242,426	3,032,646	6,020,485	4,268,923
Licor dulce de maíz [kg/año]	--	140,532	--	191,450
Enzima celulasa [kg/año]	818,753	765,799	1,079,451	1,091,671
Fosfato dibásico de amonio [kg/año]	193,487	191,450	146,642	217,927
Disposición de yeso [kg/año]	9,788,380	9,152,930	14,051,193	12,829,173

Tabla 5.2.1 Consumo anual de materia prima para cada uno de los esquemas planteados.

De la tabla anterior podemos apreciar que el esquema que presenta los menores consumos de materia prima (H_2SO_4 , $Ca(OH)_2$, licor dulce de maíz y enzimas) y generación de yeso corresponde a la sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de maíz por lo que se esperaría que este esquema representara la menor cantidad

de costos variables. Por otra parte, el esquema que muestra los mayores consumos de materias primas (a excepción del fosfato dibásico de amonio) y la mayor generación de yeso corresponde al esquema 3.

En general el comportamiento que se observa es que los procesos a partir de residuo de maíz tendrían requerimientos menores en comparación con los procesos a partir de trigo.

El Chemical Market Reporter es una publicación que sirvió como fuente de información por varios años para los precios actuales para diversos químicos importantes y materias primas. Sin embargo, en el año 2006 la lista de químicos se redujo considerablemente y ahora solo se reportan commodities (aceites y grasas), los cuales se pueden actualizar regularmente. [5]

La última lista completa de precios se publicó el 28 de agosto de 2006 en el sitio web de ICIS, de dicha lista se obtuvieron los siguientes precios:

Químico	Precio
Ácido sulfúrico	87.00 USD/Mg
Cal hidratada	69.50 USD/Mg
Fosfato dibásico de amonio	227.50 USD/Mg

Tabla 5.2.2 Lista de precios para insumos disponibles publicada por el Chemical Market Reporter [12].

En ausencia de información actualizada, se emplearán estos datos para realizar la estimación de costos involucrada por estos químicos.

En el caso del licor dulce de maíz, no se cuenta con un registro de precios disponible sin embargo, en base a la bibliografía consultada se encontró información para poder estimar su costo.

Año	Precio [USD/Mg]
2000 ^a	177.25
2007 ^b	83

Tabla 5.2.3 Costo del licor dulce de maíz para 2 años diferentes. ^{a)}[24], ^{b)} [26]

En el caso de las enzimas, se considera que estas se compran de un proveedor. Anteriormente el costo de las enzimas representaba el principal obstáculo para la rentabilidad de los procesos de producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica. Debido a esto, el Laboratorio Nacional de Energía Renovable y el Departamento de Energía de los Estados Unidos contrataron a las compañías productoras de enzimas más grandes (Genecor International y Novozymes) para que los costos de producción de celulasas se redujeran a un promedio de \$0.10- 0.20 USD/galón de etanol. Actualmente se ha logrado esta meta. [17]

Novozymes presenta una gráfica donde compara los costos involucrados por el proceso de producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica para los años 1999 y 2005, mostrando una reducción del costo de enzimas de 5.3 a 1.1 USD/galón de etanol. [11]

En ausencia de un costo directo para estimar el costo anual para enzimas, se empleara el dato publicado por Novozymes y se estimara dicho costo a partir de la producción anual de etanol.

Producción anual de etanol [gal/año]	8,967,320
Costo de enzimas [USD/gal]	0.1
Costo anual [USD/año]	896,782

Tabla 5.2.4 Estimación del costo anual para las enzimas.

En el caso de la biomasa tenemos que involucra principalmente 2 fuentes de costos directos, el embalaje y montaje del residuo y los costos de transportación a la planta productora de etanol.

De acuerdo a las referencias consultadas, para el caso Estados Unidos se estima un costo para el residuo de maíz de \$48 USD/Mg [24]. Para el caso del trigo, el rango de costos varia entre los 20 y 50 USD/Mg dependiendo de la producción de residuo por acre [14].

Sin embargo, estas estimaciones corresponden a la situación de Estados Unidos la cuál difiere en mucho de la situación mexicana. En base a la información proporcionada por la Asociación ganadera del norte de Sinaloa, tenemos que los precios tanto para el rastrojo de maíz como el de trigo es de 600 MXN/Mg. Tomando una tasa de cambio promedio de 10.8538 MXN/USD para el último trimestre del año 2007 en base a datos reportados por el Banco de México [2] se obtiene un costo de 55.28 USD/Mg de rastrojo el cual es un poco más alto que los precios estimados en Estados Unidos.

Considerando este precio, podemos estimar el costo total involucrado por cada uno de los esquemas a comparar.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Flujo de materia prima [Mg/día]	378	354	398	404
Costo materia prima [USD/Mg]	\$55.28	\$55.28	\$55.28	\$55.28
Costo [USD/día]	\$20,896	\$19,569	\$22,001	\$22,333
Costo anual [USD/año]	\$7,093,093	\$6,642,738	\$7,468,389	\$7,580,978

Tabla 5.2.1.1 Comparación de los costos involucrados por el consumo de biomasa para cada uno de los esquemas supuestos.

Algunos de los factores que afectan el precio de los residuos son el clima, la demanda y mejoras en los métodos de cosecha. El costo de la biomasa representa un porcentaje considerable de los costos totales involucrados en este tipo de proyectos, en una de las

fuentes consultadas se encontró que estos costos representan alrededor del 30% de los costos totales. [24]

A continuación se muestra la integración de costos para cada uno de los esquemas planteados considerando los costos involucrados en la compra de materia prima.

Insumo	1. SHF Maíz		2. SSF Maíz	
	Costo Anual	%	Costo Anual	%
Ácido sulfúrico	\$393,368	4.55%	\$371,396	4.54%
Cal hidratada	\$225,349	2.60%	\$210,769	2.58%
Licor dulce de maíz	--		\$12,226	0.15%
Fosfato dibásico de amonio	\$44,018	0.51%	\$43,555	0.53%
Enzima celulasa	\$896,782	10.36%	\$896,782	10.97%
Biomasa	\$7,093,093	81.98%	\$6,642,738	81.23%
Total	\$8,652,610	100%	\$8,177,466	100%

Tabla 5.2.5 Estimación de costos de materia prima y porcentaje de participación para los esquemas de proceso a partir de residuos de maíz.

Insumo	3. SHF Trigo		4. SSF Trigo	
	Costo Anual	%	Costo Anual	%
Ácido sulfúrico	\$958,791	9.81%	\$506,417	5.42%
Cal hidratada	\$418,424	4.28%	\$296,690	3.17%
Licor dulce de maíz	--		\$16,656	0.18%
Fosfato dibásico de amonio	\$33,361	0.34%	\$49,578	0.53%
Enzima celulasa	\$896,782	9.17%	\$896,782	9.59%
Biomasa	\$7,468,389	76.40%	\$7,580,978	81.11%
Total	\$9,775,747	100%	\$9,347,101	100%

Tabla 5.2.6 Estimación de costos de materia prima y porcentaje de participación para los esquemas de proceso a partir de residuos de trigo.

En las tablas anteriores podemos observar que la biomasa representa el principal costo dentro de los insumos considerados seguida por la enzima celulasa. En el caso de los procesos a partir de maíz tenemos una distribución de costos similar; en cambio, es notable que el esquema 3 involucra el mayor costo en comparación con los demás

esquemas, sus consumos de H_2SO_4 y cal hidratada son mayores modificando de esta forma la distribución porcentual dándole mayor peso al H_2SO_4 en lugar de la enzima celulasa como en el resto de los casos.

5.3 Estimación de costos involucrados en la transportación de biomasa

5.3.1 Zonas consideradas

Para determinar las zonas más adecuadas para la ubicación de una planta productora de etanol se consideraron los municipios con mayor producción a nivel estatal así como los municipios colindantes de manera que se obtuviera una mayor cantidad de biomasa con distancias de recolección lo más cortas posible.

Se consideran los municipios con mayor producción dentro de un mismo estado. A continuación se mencionan las zonas consideradas y los municipios que las conforman, en el apéndice D se muestran los mapas estatales con las zonas de interés.

Estado	Zona	Municipios	% Producción estatal
Sinaloa	Zona 1	Ahome, Guasave, Sinaloa Angostura, Salvador Alvarado	59.0
	Zona 2	Culiacán, Navolato, Elota	36.0
Jalisco	Región Ciénega	Atotonilco el alto, Ayotlán, La Barca, Chapala, Degollado, Jamay, Jocotepec, Ocotlán, Poncitlán, Tizapán el alto, Tototlán, Tuxcuenca, Zapotlán del rey	33.0

	Región Centro	Acatlán de Juárez, Cuquío, Guadalajara, Ixtlahuacán de los Membrillos, Ixtlahuacán del Río, Juanacatlán, El Salto, San Cristobál de la Barranca, Tlajomulco de Zúñiga, Tlaquepaque, Tonalá, Villa Corona, Zapopan, Zapotlanejo	17.0
	Región Valles	Ahualulco de Mercado, Amatitlán, Ameca, San Juanito de Escobedo, El Arenal, Cocula, Etzatlán, Hostotipaquillo, Magdalena, San Marcos, San Martín Hidalgo, Tala, Tequila, Teuchitlán	13.0
	Región Sur	Amacueca, Atemajac de Brizuela, Atoyac, Zapotlán el grande, Gómez Farías, Sayula, Tapalpa, Techaluta de Montenegro, Teocuitatlán de corona, Tolimán, Tonila, Tuxpan, San Gabriel, Zacoalco de torres, Zapotiltic, Zapotitlán de vadillo	10.0

Tabla 5.3.1.1 Zonas de recolección consideradas para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de maíz.

Estado	Zona	Municipios	% Producción estatal
Sonora	Zona 1	Navojoa, Etchojoa, Benito Juárez, Huatabampo	44
	Zona 2	Cajeme, BÁCUM, Guaymas	35
Baja California	Zona 1	Mexicali	98
Guanajuato	Zona 1	Pénjamo, Cuéramaro, Abasolo, Irapuato, Salamanca	56
	Zona 2	Salvatierra, Valle de Santiago, Cortazar, Villagrán	17

Tabla 5.3.1.2 Zonas de recolección consideradas para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de trigo.

5.3.2 Estimación de costos

Las ubicaciones consideradas para la planta de bioetanol se encuentran en los estados de Sinaloa y Sonora y los medios de transporte que se consideraron para el acopio de los residuos a procesar fueron ferrocarril y tráileres.

Para establecer la tarifa de transportación por ferrocarril se estimó un valor promedio de las tarifas de carga regular vigentes a partir del 16 de enero de 2007 de 5 diferentes proveedores: Kansas City Southern de Mexico, Ferrocarril Mexicano, Línea Coahuila Durango, Ferrosur y Compañía de Ferrocarriles Chiapas-Mayab. Para estimar la tarifa promedio de transporte de los residuos se seleccionaron los factores de cobro variables por tonelada para los cultivos de maíz y trigo. Esta información se obtuvo de la Consulta de Tarifas publicada por la Secretaria de Comunicaciones y Transportes [34].

Para estimar la tarifa de transporte por camión, se consideró un costo promedio de los costos variables de transporte por tonelada por kilómetro fijados por 8 empresas

diferentes, considerando una capacidad máxima del camión de 26 toneladas. Esta información se obtuvo del reporte Estado Superficial y Costos de Operación en carreteras de José Antonio Arroyo Osorno y Roberto Aguerrebere Salido de la Secretaría de Comunicaciones y Transportes [16]. Los valores calculados se presentan a continuación:

Medio de transporte	Tarifa [USD/km Mg residuo]
Ferrocarril	0.0338
Camión	0.0399

Tabla 5.3.2.1 Tarifas de transporte estimadas.

El estado de Sinaloa es el que presenta un mayor potencial para desarrollar este tipo de proyecto en base a la cantidad de residuos generados, a continuación se presenta la estimación de distancias que hay entre los diferentes puntos de recolección de materia prima considerados para cada zona señalada en dicho estado.

Región Sinaloa								
	Distancias estimadas en km							
	Ahome	Guasave	Sinaloa	Angostura	Salvador Alvarado	Culiacán	Navolato	Elota
Ahome	0	86	-	-	-	-	-	-
Guasave	86	0	42	41	44	-	-	-
Sinaloa	-	-	0	-	-	208	-	-
Angostura	-	41	-	0	15	-	-	-
Salvador Alvarado	-	44	-	15	0	-	-	-
Culiacán	-	-	-	-	107	0	40	125
Navolato	-	-	-	-	-	-	0	-
Elota	-	-	-	-	-	125	-	0

Tabla 5.3.2.2 Estimación de distancias entre los diferentes puntos de recolección de materia prima considerados [33].

De acuerdo a la tabla anterior, las ubicaciones más adecuadas para la planta de etanol a partir de residuos de maíz corresponderían a Guasave y Culiacán, ya que estas ubicaciones representan la menor distancia de transportación entre las zonas establecidas.

En la siguiente tabla se muestran la disponibilidad mensual de residuos por municipio de acuerdo a la estacionalidad del cultivo.

Residuos Recolectables (50 %) [Mg/mes]								
Mes	Sinaloa							
	Ahome	Guasave	Sinaloa	Angostura	Salvador Alvarado	Culiacán	Navolato	Elota
Ene-05	0	0	0	0	0	0	0	0
Feb-05	239	274	84	0	0	239	0	0
Mar-05	569	654	199	0	0	569	0	0
Abr-05	1,982	2,280	694	3,565	327	1,982	5,871	611
May-05	64,575	74,261	22,601	27,413	2,385	64,575	45,150	4,452
Jun-05	106,609	122,601	37,313	6,117	824	106,609	10,075	1,539
Jul-05	12,846	14,772	4,496	0	104	12,846	0	195
Ago-05	2,258	2,597	790	0	0	2,258	0	0
Sep-05	1,429	1,643	500	0	0	1,429	0	0
Oct-05	63	72	22	0	0	63	0	0
Nov-05	441	507	154	0	0	441	0	0
Dic-05	809	930	283	0	0	809	0	0
Ene-06	1,208	1,390	423	0	0	1,208	0	0
Feb-06	348	401	122	0	0	348	0	0
Mar-06	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	193,376	222,382	67,681	37,094	3,641	193,376	61,096	6,797

Tabla 5.3.2.3 Estimación de los residuos recolectables por mes para cada uno de los municipios considerados. [35]

De acuerdo a la tabla anterior es evidente que la disponibilidad de residuos es mucho mayor a la demanda anual de biomasa que presentan los 4 esquemas de proceso planteados para los municipios de Ahome, Guasave y Culiacán por lo tanto estos municipios podrían satisfacer los requerimientos de una planta productora de etanol con una capacidad de 100,000 L/día sin necesidad de transportar biomasa de un municipio a otro.

	SHF Maíz	SSF Maíz	SHF Trigo	SSF Trigo
Materia prima requerida [Mg/día]	378	354	398	404
Materia prima requerida [Mg/año]	128,312	120,165	135,101	137,138

Tabla 5.3.2.4 Requerimientos anuales de biomasa para los diferentes esquemas de proceso considerados.

En el caso donde se considere incrementar la capacidad de la planta de producción al máximo permisible por la disponibilidad de biomasa se tendría que transportar toda la biomasa disponible en los municipios considerados hacia un punto común. La siguiente tabla muestra los costos que involucraría realizar dicha acción tomando como centros de producción los municipios de Guasave y Culiacán.

Costos de transporte por ferrocarril [USD/año]								
Mes	Sinaloa							
	Ahome	Guasave	Sinaloa	Angostura	Salvador Alvarado	Culiacán	Navolato	Elota
Ene-05	\$0	\$0	\$0	\$0	0	0	0	0
Feb-05	\$694	\$0	\$119	\$0	0	0	0	0
Mar-05	\$1,654	\$0	\$283	\$0	0	0	0	0
Abr-05	\$5,762	\$0	\$985	\$4,940	\$487	0	\$7,938	\$2,582
May-05	\$187,706	\$0	\$32,085	\$37,988	\$3,547	0	\$61,043	\$18,810
Jun-05	\$309,891	\$0	\$52,970	\$8,477	\$1,226	0	\$13,621	\$6,501
Jul-05	\$37,340	\$0	\$6,382	\$0	\$155	0	\$0	\$822
Ago-05	\$6,564	\$0	\$1,122	\$0	0	0	0	0
Sep-05	\$4,153	\$0	\$710	\$0	0	0	0	0
Oct-05	\$183	\$0	\$31	\$0	0	0	0	0
Nov-05	\$1,281	\$0	\$219	\$0	0	0	0	0
Dic-05	\$2,351	\$0	\$402	\$0	0	0	0	0
Ene-06	\$3,512	\$0	\$600	\$0	0	0	0	0
Feb-06	\$1,012	\$0	\$173	\$0	0	0	0	0
Mar-06	\$0	\$0	\$0	\$0	0	0	0	0
Total	\$562,104	\$0	\$96,081	\$51,405	\$5,415	\$0	\$82,602	\$28,715

Tabla 5.3.2.5 Costos de transportación por ferrocarril hacia los municipios de Guasave y Culiacán.

Costos de transporte por camión [USD/año]								
Mes	Sinaloa							
	Ahome	Guasave	Sinaloa	Angostura	Salvador Alvarado	Culiacán	Navolato	Elota
Ene-05	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Feb-05	\$819	\$0	\$140	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Mar-05	\$1,953	\$0	\$334	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Abr-05	\$6,802	\$0	\$1,163	\$5,832	\$575	\$0	\$9,371	\$3,048
May-05	\$221,582	\$0	\$37,875	\$44,844	\$4,187	\$0	\$72,060	\$22,205
Jun-05	\$365,819	\$0	\$62,529	\$10,007	\$1,447	\$0	\$16,079	\$7,674
Jul-05	\$44,079	\$0	\$7,534	\$0	\$183	\$0	\$0	\$971
Ago-05	\$7,749	\$0	\$1,324	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Sep-05	\$4,902	\$0	\$838	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Oct-05	\$216	\$0	\$37	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Nov-05	\$1,513	\$0	\$259	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Dic-05	\$2,775	\$0	\$474	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Ene-06	\$4,146	\$0	\$709	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Feb-06	\$1,195	\$0	\$204	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Mar-06	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Total	\$663,549	\$0	\$113,421	\$60,682	\$6,392	\$0	\$97,510	\$33,898

Tabla 5.3.2.6 Costos de transporte por trailer hacia los municipios de Guasave y Culiacán.

Por lo tanto, los costos totales de transportación anual serian los siguientes:

Origen	Destino	Costo Anual [USD/año]	%
Ahome	Guasave	\$663,549	78.62%
Sinaloa		\$113,421	13.44%
Angostura		\$60,682	7.19%
Salvador Alvarado		\$6,392	0.76%
	Total	\$844,044	100.00 %

Tabla 5.3.2.7 Costos anuales de transportación por trailer hacia el municipio de Guasave.

Origen	Destino	Costo Anual [USD/año]	%
Navolato	Culiacán	\$97,510	74.20%
Elota		\$33,898	25.80%
	Total	\$131,407	100.00 %

Tabla 5.3.2.8 Costos anuales de transporte por trailer hacia el municipio de Culiacán.

Sin embargo, este cálculo se realiza bajo el supuesto de que se desea incrementar la capacidad de producción de las plantas ubicadas en dichos municipios. Para continuar con la comparación de los 4 diferentes esquemas se supondrá que la planta se ubica en cualquiera de los 3 municipios que pueden cubrir la demanda de biomasa, por lo tanto no se incluirá el costo de transportación de materia prima en la integración de costos.

5.4 Integración de costos totales para cada esquema presentado

El precio de venta del etanol se estima en base a la tendencia presentada por el DTN Ethanol Center [7] donde el precio para el mes de enero de 2008 se mantiene en 2 US\$/galón. En base a esto se calculan los ingresos anuales obtenidos para una capacidad de 100,000 L/día correspondientes a una producción anual de 33,950 m³/año.

Producción anual [gal/año]	8,967,348
Precio de venta [USD/gal]	\$2.00
Ingresos [USD/año]	\$17,934,696

Tabla 5.4.1 Estimación de los ingresos obtenidos por la venta de etanol. [7]

En las siguientes tablas se presenta la integración de costos totales considerados para los diferentes esquemas que consideran destilación ordinaria y deshidratación por tamices moleculares. Los resultados correspondientes al sistema de destilación extractiva tienen una diferencia mínima con respecto a estos resultados, es por eso que para fines comparativos se presentan únicamente estas tablas.

Producción : 27,495,534 kg por año		Ventas Anuales 17,927,088					
Precio de Venta 0.6520 \$/kg		Inversión en Maquinaria y Equipo 5,634,900					
Descripción	Unidad	Cantidad	Cantidad	Costo	Costos	Costo por	Porcentaje
		p/kg prod.	Anual	Unitario	Anuales	Masa producto	sobre
		(kg/kg)		(\$/un.)	(\$/año)	(\$/kg)	Ventas
Materia Prima							
Ácido sulfúrico	kg	0.1665	4,578,006	0.087	398,287	0.0145	2.22%
Cal hidratada	kg	0.1194	3,282,966	0.0695	228,166	0.0083	1.27%
Licor dulce de maíz	kg	--		0.083	0	0.0000	0.00%
Fosfato dibásico de amoni	kg	0.0301	828,990	0.2275	188,595	0.0069	1.05%
Enzima celulasa	kg	0.0071	195,906		896,782	0.0326	5.00%
Biomasa	kg	4.7250	129,916,297	0.05528	7,181,773	0.2612	40.06%
Total					8,893,603	0.3235	49.61%
Cargos Fijos							
Depreciación					563,490	0.0205	3.14%
Gran Total					9,457,093	0.3440	52.75%

Tabla 5.4.2 Integración de costos para el esquema SHF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de maíz.

Producción : 27,495,534 kg por año		Ventas Anuales 17,927,088					
Precio de Venta 0.6520 \$/kg		Inversión en Maquinaria y Equipo 17,786,200					
Descripción	Unidad	Cantidad	Cantidad	Costo	Costos	Costo por	Porcentaje
		p/kg prod.	Anual	Unitario	Anuales	Masa producto	sobre
		(kg/kg)		(\$/un.)	(\$/año)	(\$/kg)	Ventas
Materia Prima							
Ácido sulfúrico	kg	0.1572	4,322,298	0.087	376,040	0.0137	2.10%
Cal hidratada	kg	0.1117	3,070,563	0.0695	213,404	0.0078	1.19%
Licor dulce de maíz	kg	0.0004		0.083	0	0.0000	0.00%
Fosfato dibásico de amoni	kg	0.0282	775,374	0.2275	176,398	0.0064	0.98%
Enzima celulasa	kg	0.0071	193,844		896,782	0.0326	5.00%
Biomasa	kg	4.4250	121,667,434	0.05528	6,725,776	0.2446	37.52%
Total					8,388,399	0.3051	46.79%
Cargos Fijos							
Depreciación					1,778,620	0.0647	9.92%
Gran Total					10,167,019	0.3698	56.71%

Tabla 5.4.3 Integración de costos para el esquema SSF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de maíz.

Producción : 27,495,534 kg por año		Ventas Anuales 17,927,088					
Precio de Venta 0.6520 \$/kg		Inversión en Maquinaria y Equipo 14,160,200					
Descripción	Unidad	Cantidad	Cantidad	Costo	Costos	Costo por	Porcentaje
		p/kg prod.	Anual	Unitario	Anuales	Masa producto	sobre
		(kg/kg)		(\$/un.)	(\$/año)	(\$/kg)	Ventas
Materia Prima							
Ácido sulfúrico	kg	0.4058	11,158,375	0.087	970,779	0.0353	5.42%
Cal hidratada	kg	0.2217	6,095,760	0.0695	423,655	0.0154	2.36%
Licor dulce de maíz	kg			0.083		0.0000	
Fosfato dibásico de amoni	kg	0.0398	1,092,947	0.2275	248,646	0.0090	1.39%
Enzima celulasa	kg	0.0054	148,475		896,782	0.0326	5.00%
Biomasa	kg	4.9750	136,790,180	0.05528	7,561,761	0.2750	42.18%
Total					10,101,623	0.3674	56.35%
Cargos Fijos							
Depreciación					1,416,020	0.0515	7.90%
Gran Total					11,517,643	0.4189	64.25%

Tabla 5.4.4 Integración de costos para el esquema SHF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de trigo.

Producción : 27,495,534 kg por año		Ventas Anuales 17,927,088					
Precio de Venta 0.6520 \$/kg		Inversión en Maquinaria y Equipo 51,320,800					
Descripción	Unidad	Cantidad	Cantidad	Costo	Costos	Costo por	Porcentaje
		p/kg prod.	Anual	Unitario	Anuales	Masa producto	sobre
		(kg/kg)		(\$/un.)	(\$/año)	(\$/kg)	Ventas
Materia Prima							
Ácido sulfúrico	kg	0.2144	5,893,668	0.087	512,749	0.0186	2.86%
Cal hidratada	kg	0.1572	4,322,298	0.0695	300,400	0.0109	1.68%
Licor dulce de maíz	kg	0.0006		0.083		0.0000	
Fosfato dibásico de amoní	kg	0.0402	1,105,320	0.2275	251,460	0.0091	1.40%
Enzima celulasa	kg	0.0080	220,652		896,782	0.0326	5.00%
Biomasa	kg	5.0500	138,852,649	0.05528	7,675,774	0.2792	42.82%
Total					9,637,166	0.3505	53.76%
Cargos Fijos							
Depreciación					5,132,080	0.1867	28.63%
Gran Total					14,769,246	0.5372	82.39%

Tabla 5.4.5 Integración de costos para el esquema SSF con destilación ordinaria y tamices moleculares a partir de residuos de trigo.

A partir de los resultados anteriores observamos que el costo de la biomasa representa el mayor porcentaje sobre las ventas de etanol, ya que para todos los casos su participación se encuentra entre 37 – 42 %.

Los esquemas que representan un mayor costo corresponden a los que emplean residuos de trigo como materia prima, ya que dichos esquemas tienen mayor consumo de materia prima además de menores tasas de productividad, lo que incrementa el volumen de los equipos de fermentación y por consiguiente su costo.

6. CONFIGURACIÓN MÁS ADECUADA PARA EL PROCESO

En esta sección se definirá cual es el esquema de proceso más adecuado, para esto se compararan los costos involucrados así como algunos índices de ecoeficiencia para cada uno de los mismos.

Los índices a considerar se definen a continuación [16]:

Índice de conversión de materia prima:

$$IE_{CMP} = \frac{\text{Masa del producto o productos}}{\text{Suma de masas de materias primas}}$$

Índice de disminución de gases de efecto invernadero:

$$IE_{DGI} = \frac{\text{Masa del producto o productos}}{\text{Suma de masa de gases invernadero dispersados}}$$

En la siguiente tabla se muestra el rendimiento mostrado por cada uno de los procesos para el consumo de biomasa y agua.

	SHF Maíz	SSF Maíz	SHF Trigo	SSF Trigo
Rendimiento [kg etanol/kg biomasa]	0.2116	0.2260	0.2010	0.1980
Consumo de agua [kg agua/ kg etanol]	24.09	19.38	19.77	27.25

Tabla 6.1 Comparación de rendimientos obtenidos para el consumo de biomasa y agua para cada uno de los esquemas considerados.

En este caso observamos que el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas para residuos de maíz nos da el mayor rendimiento de biomasa a etanol y al mismo tiempo tiene el menor requerimiento de agua por kg de etanol producido. También observamos que los esquemas a base de residuos de maíz presentan rendimientos de biomasa a etanol mayores en comparación con los residuos de trigo.

En la siguiente tabla se muestran los costos totales de equipo considerando los 2 esquemas de deshidratación propuestos.

	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
Destilación ordinaria y tamices moleculares	\$5,586,200	\$17,786,200	\$14,160,200	\$51,320,800
Destilación extractiva	\$5,634,900	\$17,853,500	\$14,222,200	\$51,374,400

Tabla 6.2 Comparación de costos totales obtenidos considerando estimación de costo de equipos.

En la tabla anterior podemos observar que el esquema que implica una menor inversión económica corresponde a la sacarificación y fermentación secuencial a partir de residuos de maíz y la más costosa corresponde a la sacarificación y fermentación simultánea a partir de residuos de trigo. Los esquemas a base de residuos de maíz representan inversiones menores en comparación con los que son a base de residuos de trigo para configuraciones equivalentes.

A continuación se presentan los índices de ecoeficiencia obtenidos para cada uno de los esquemas supuestos.

Índice	1. SHF Maíz	2. SSF Maíz	3. SHF Trigo	4. SSF Trigo
IE _{CMP}	0.0313	0.0378	0.0361	0.0280
IE _{DGI}	0.9531	0.9507	1.0229	1.009

Tabla 6.3 Comparación de índices de ecoeficiencia obtenidos para cada uno de los esquemas considerados.

Para la estimación del índice de conversión de materia prima se consideraron todas las entradas al proceso: biomasa, ácido sulfúrico, cal, inóculo, nutrientes, enzimas y agua. Para este proceso tenemos índices bajos pues solo se convierte a producto del 2.8 – 3.7 % de las materias primas que son procesadas. En este caso lo que se quiere es que el índice sea mayor, por lo que en base a este criterio el esquema 2 (SSF Maíz) representa el mejor proceso seguido del esquema 3 (SHF Trigo).

El consumo de agua se puede minimizar, pues es posible diseñar el proceso para generar cero descargas al sistema de tratamiento local, mediante el tratamiento y recirculación de los efluentes generados. En un proceso similar diseñado por el Laboratorio nacional de energía renovable de EUA se alcanza este objetivo y los requerimientos de agua de reposición representan alrededor del 30% del flujo total que circula en el sistema. [24]

Los residuos sólidos generados comprenden lignina, celulosa y hemicelulosa no convertidas, yeso y masa celular. El yeso podría adquirir valor como un acondicionador de suelos agrícolas mientras que el resto de los sólidos podrían emplearse para producir calor y electricidad [10]. De acuerdo al balance de materia realizado se obtienen estos sólidos residuales con porcentajes de humedad entre 10 y 18 % de humedad aproximadamente. Un porcentaje de humedad del 15 % se requiere para poder quemar estos sólidos a un sistema de generación de energía [4]. Para una producción a pequeña escala (<30 MWe) podría emplearse una caldera con turbina de vapor y para una mayor escala el emplear un gasificador de ciclo combinado sería más eficiente. [10]

Esta claro que realizar estas modificaciones al proceso involucra costos de inversión considerables, por lo que sería adecuado realizar un estudio costo beneficio para determinar si los ahorros obtenidos por la disminución de costos de eliminación de residuos y requerimientos de energía externa al proceso ameritan este tipo de inversión. Sin embargo, existen estudios donde se concluye que la integración de una planta de cogeneración con una planta productora de etanol es rentable para ambas. [18]

En el caso del índice de disminución de gases de efecto invernadero este se estimo considerando únicamente al CO₂ generado durante la fermentación en base a los balances de materia realizados. Nuevamente el mejor escenario lo representa el índice con el valor más alto y este caso corresponde al esquema 3 (SHF Trigo). En este caso podemos observar que los procesos a base de residuo de maíz tienen mayor emisión de CO₂ en comparación con los procesos a base de residuo de trigo.

Sin embargo, el desempeño bajo este criterio también puede ser mejorado, pues alrededor de un 70 – 80 % del CO₂ producido durante las etapas de fermentación puede ser recuperado [3]. En este caso la corriente de CO₂ obtenida de los tanque de fermentación pasa por una torre de absorción en la que se alimenta agua y esta retira el etanol presente en la corriente gaseosa, obteniendo de esta forma un efluente de etanol-agua que puede ser alimentado a la torre de destilación [24] y una corriente de CO₂ este se puede almacenar en cilindros o comprimirse ya sea en forma sólida o líquida. Entre los usos que se le pueden dar están la industria de bebidas carbonatadas, extintores y procesos de refrigeración. [3]

En base a los resultados obtenidos tenemos que el esquema 2 (SSF Maíz) presenta un mayor rendimiento de biomasa a etanol, menores consumos de agua por kg de etanol obtenido y un mejor índice de ecoeficiencia para la conversión de materias primas. Por otra parte, el esquema 3 (SHF Trigo) presenta un mayor costo de inversión y la menor generación de residuos y gases de efecto invernadero en comparación con el resto de los esquemas.

Como se comento anteriormente la generación de residuos se puede minimizar para cada uno de los esquemas si se introducen proyectos de cogeneración, tratamiento de aguas residuales y recuperación de CO₂. Además, se espera que a largo plazo mejoren las eficiencias de conversión enzimática y de fermentación por lo que un esquema que considera integración de procesos tiene un mayor potencial para incrementar su eficiencia de producción que uno que opera en forma secuencial [10]. Por lo tanto, considero que el esquema 2 (SSF Maíz) representa una mejor opción en comparación con el resto de los esquemas supuestos.

En cuanto a los esquemas de deshidratación tenemos que la diferencia en precio no es significativa ya que no se consideran todos los costos involucrados. Sin embargo, el método más sencillo lo representa el sistema que emplea tamices moleculares, ya que la regeneración del agente de separación, la zeolita, se lleva a cabo con una evaporación.

7. CONCLUSIONES

Con la aprobación de la "Ley de Promoción y Desarrollo de los Bioenergéticos" se diversificaron las fuentes a partir de las cuales es posible producir biocombustibles en México y ahora la biomasa lignocelulósica esta incluida.

Los residuos agrícolas muestran un gran potencial para la producción de etanol, es por esto que Estados Unidos, el mayor productor mundial de etanol a partir de maíz grano, esta poniendo mayor énfasis en desarrollar fuentes de biocombustibles que no compitan con la alimentación humana.

Es importante mencionar que actualmente no existen plantas de producción de etanol a partir de biomasa en operación comercial pero existen proyectos en etapa avanzada de planeación o buscando financiamiento. En México se han presentado propuestas de producción de etanol a partir de caña de azúcar, sorgo y maíz grano más no a partir de residuos agrícolas.

En base al trabajo realizado podemos mencionar que la viabilidad económica para producir etanol a partir de residuos agrícolas depende de los siguientes aspectos:

- Costo de la materia prima a emplear. Bajo las suposiciones que se hicieron sobre el precio considerado para la materia prima tenemos que esta representa un porcentaje considerable de los costos totales, por lo que es indispensable contar con precios que garanticen la competitividad de este tipo de proceso. Además, también es importante definir el radio de recolección de residuos que se considerara en la planeación de la planta ya que el costo se incrementara conforme lo haga la distancia.
- Escala de producción. La capacidad supuesta en este trabajo para la planta de etanol es pequeña por lo que se espera que el costo total del proyecto sea alto. Este tipo de plantas se comportan como una economía de escala por lo

que al incrementar su capacidad los costos de inversión y producción disminuirán; a excepción del precio de la biomasa, puesto que al requerirse un mayor volumen será necesario ampliar el radio de recolección de la misma. En el caso de Estados Unidos, una capacidad de procesamiento de biomasa dentro de un rango de 2,000 – 4,000 Mg/día genera costos competitivos [24]. En el caso de México sería necesario estimar el rango de capacidad de procesamiento más adecuado.

- Buscar la autosuficiencia energética mediante la implementación de sistemas de cogeneración. Para volver el proceso más atractivo económicamente es necesario disminuir la demanda de energía externa al proceso, ya que por lo general se trata de combustibles fósiles. En base a la bibliografía revisada, la operación conjunta con plantas de cogeneración resulta rentable para ambos procesos puesto que el proceso se vuelve autosuficiente energéticamente y la planta de cogeneración puede vender la energía excedente producida.
- Impulso de la biotecnología en México. Actualmente el método con mayor potencial para la hidrólisis de los azúcares contenidos en la biomasa lignocelulósica requiere de enzimas industriales. México prácticamente no produce enzimas de este tipo, por lo tanto sería necesario importarlas resultando en un costo alto.
- Creación del mercado para comercializar el biocombustible. De acuerdo a la Ley de biocombustibles aprobada por el congreso, PEMEX esta obligado a añadir a sus gasolinas un porcentaje de etanol. Sin embargo, PEMEX no cuenta con los recursos para realizar las adecuaciones necesarias que le permitan cumplir con ese requisito. Por lo tanto, no hay demanda del producto ya que PEMEX es el único autorizado para vender gasolina en el país.

- Reconversión de la industria automotriz. Los autos producidos en México no están diseñados para usar etanol como combustible, por lo que es necesario realizar modificaciones en sus partes plásticas para poder operar con mezclas gasolina – etanol. Se estima que estas modificaciones tendrían un costo de 6 mil pesos por auto. [27]

Debido a la situación nacional actual, es posible que en un mediano plazo (10 – 15 años) pueda pensarse en una implementación masiva de mezclas de gasolina-etanol, por lo que es importante considerar otras aplicaciones industriales para la comercialización del etanol, ya que puede emplearse como combustible en industrias que operen motores de combustión interna, como base para pinturas, mezclarse con solventes industriales, o aplicaciones en cosmética y perfumería.

Actualmente se están desarrollando proyectos para producir etanol a partir de maíz grano, y se espera que uno de ellos comience a operar durante el año 2008. Sin embargo, un país deficitario en granos como México debería enfocarse en desarrollar tecnologías que no reduzcan y encarezcan el suministro de alimentos. De acuerdo a información presentada por la CEPAL, la producción de etanol a partir de grano en Estados Unidos es viable debido a los subsidios que recibe por parte del gobierno.

La tecnología a partir de biomasa lignocelulósica representa una opción viable para producir biocombustibles en México pues tendría un impacto social importante al proporcionar una fuente de empleo en zonas rurales además de no competir con las necesidades alimenticias de la población. De acuerdo a la comparación de esquemas de proceso realizada, se recomienda optar por esquemas que simplifique el proceso y busquen integrar los residuos generados en proyectos destinados a suplir los requerimientos energéticos del proceso. Aún se trata de una tecnología joven pero se pronostican resultados prometedores conforme ésta madure.

México requiere invertir en desarrollo científico y tecnológico para impulsar la implementación de este tipo de proyectos en el país. Es importante considerar la

diversificación de materia prima para un proceso de este tipo pues de esta manera podría incrementarse el potencial de producción nacional sin que este restringido solo a la producción de los principales granos.

Se pretende que los resultados presentados en este trabajo sirvan como un punto de partida general hacia estudios más detallados que determinen la factibilidad de operar una planta de este tipo en México.

REFERENCIAS

- [1] Arroyo, J., Y Aguerrebere, R. (2002). Estado superficial y costos de operación en carreteras. *Secretaría de comunicaciones y transportes*.
- [2] Banco de México. (2007). Tipos de cambio. Consultado el 27 de enero de 2007 en: <http://www.banxico.org.mx/PortalesEspecializados/tiposCambio/indicadores.html>
- [3] Castañeda, A. (1996). Tesis: Fermentación alcohólica a partir de melazas (estudio preliminar). 13-14.
- [4] Cerpa, M. Producción del etanol anhidro como aditivo para la gasolina a partir de la caña de azúcar de la región del río huallaga. Universidad de Valladolid, Facultad de Ciencias, Dpto. de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente.
- [5] Chemical Engineering: Plant/Process Design and Economics. (2007). Consultado el 27 de enero de 2008, University of Texas Libraries: <http://www.lib.utexas.edu/chem/info/chemengecon.html#tech>
- [6] Chemical Engineering Journal. Chemical Engineering Plant Cost Index. Abril 2007.
- [7] DTN Ethanol Center. E100 Profitability. Obtenida el 22 de enero de 2008, de <http://www.dtnethanolcenter.com/index.cfm?show=10&mid=38>
- [8] Girard, P., Fallot, A., Y Dauriac, F. Technology state-of-the-art. Review of existing and emerging technologies for the large scale production of biofuels and identification of promising innovations for developing countries. Forest Department of CIRAD.
- [9] Hahn-Haegerdal, B., Galbe, M., Gorwa-Grauslund, M.F., Lidén, G. Y Zacchi, G. (2006). Bio-ethanol – the fuel of tomorrow from the residues of today. *Trends Biotechnol.*, 24(12), 549-56.

-
- [10] Hamelinck, C., N. Van Hooijdonk, Geertje Y Faaji, A. (2003). Prospects for ethanol from lignocellulosic biomass: Techno-economic performance as development progresses. Utrecht University. Copernicus Institute. Science Technology Society.
- [11] Harris, P., Teter, S. and Cherry, J. (2005). The path to commercialization: Planting the enzymes for biomass business. Consultado el 20 de octubre de 2007 en: www.eere.energy.gov/biomass/progs/biogeneral/obp_gate/novozymes.pdf
- [12] ISIS. (2006). INDICATIVE CHEMICAL PRICES A-Z. Consultado el 27 de enero de 2008 en: <http://www.icis.com/StaticPages/a-e.htm>
- [13] Kampen, W. (1993). Ethanol Dehydration at Usina da Pedra. *Sugar y azucar*, 32-35.
- [14] Kerstetter, J., Y Lyons, J. (2001). Wheat Straw for Ethanol Production in Washington: A Resource, Technical, and Economic Assessment.
- [15] Lee, J. (1997). Biological conversion of lignocellulosic biomass to ethanol. *Journal of Biotechnology*, 56, 1-24.
- [16] Lozano, F. (2007). Análisis de Procesos Ecoeficientes. Capítulo 2, 112-120.
- [17] Mae-Wan Ho. (2006). Biocombustibles: etanol producido de biomasa de celulosa, ni sustentable, ni ambientalmente benigno. Consultado el 27 de noviembre de 2007 en: <http://www.ecoport.net/content/view/full/60915>.
- [18] Magnusson, H. Master Thesis in Energy Engineering: Process Simulation in Aspen Plus of an Integrated Ethanol and CHP plant. Universitet Umea, Department of Applied Physics and Electronics.
- [19] México. Secretaría de Energía. (2006). Potenciales y Viabilidad del Uso de Bioetanol y Biodiesel para el Transporte en México.

-
- [20] Miller, R. (2005). DuPont Bio Based Materials.
- [21] Mohagheghi, A., Ruth, M., Y Schell, D. (2006). Conditioning hemicellulose hydrolysates for fermentation: Effects of overliming pH on sugar and ethanol yields. *Process Biochemistry*, 41, 1806–1811.
- [22] Murphy, J. Y Mccarthy, K. (2005). Ethanol production from energy crops and wastes for use as a transport fuel in Ireland. *Applied Energy*, 82, 148-166.
- [23] Mussatto, S., Y Roberto, I. (2004). Alternatives for detoxification of diluted-acid lignocellulosic hydrolyzates for use in fermentative processes: a review. *Bioresource Technology*, 93, 1–10.
- [24] National Renewable Energy Laboratory. (2002). Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover.
- [25] Olsson, L. Y Hahn-Haegerdal, B. (1996). Fermentation of lignocellulosic hydrolysates for ethanol production. *Enzyme and Microbial Technology*, 18, 312-331.
- [26] Okuda, N., Ninomiya, K., Katakura, Y. and Shioya, S. (2008). Strategies for Reducing Supplemental Medium Cost in Bioethanol Production from Waste House Wood Hydrolysate by Ethanologenic *Escherichia coli*: Inoculum Size Increase and Coculture with *Saccharomyces cerevisiae*. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 105, 90-96.
- [27] Panorama Agropecuario. (2007). El etanol no es utilizable en autos mexicanos: UAEM. Editorial Panorama, 17.
- [28] Perry, R., Y Green, D. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Tabla 16.5 Propiedades físicas de adsorbentes.

-
- [29] Ramachandra, T., Kamakshi, G. Y Shruthi, B. (2004). Bioresource status in Karnataka. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 8, 1–47.
- [30] Saha, B., Iten, L., Cotta, M., Y Wu, V. (2005) Dilute acid pretreatment, enzymatic saccharification and fermentation of wheat straw to ethanol. *Process Biochemistry*, 40, 3693 – 3700.
- [31] Sanchez, O. Y Cardona, C. (2005). Producción biotecnológica de alcohol carburante I: obtención a partir de diferentes materias primas.. *Interciencia*, 30(11), 671-678.
- [32] Sanchez, O. Y Cardona, C. (2005). Producción biotecnológica de alcohol carburante II: integración de procesos. *Interciencia*, 30(11), 679-686.
- [33] Secretaría de comunicaciones y transportes. (2007). Atlas por entidad federativa. Consultada en: <http://dgp.sct.gob.mx/index.php?id=440>
- [34] Secretaría de Comunicaciones y transportes. Consulta de Tarifas. Consultada en: <http://dgtfm.sct.gob.mx/index.php?id=546>
- [35] Servicio de información agroalimentaria y pesquera. (2007). Estadística Básica. Consultada en: www.siap.gob.mx
- [36] Sudhagar, M., Lope, T., Y Shahab, S., (2004).Grinding performance and physical properties of wheat and barley straws, corn stover and switchgrass. *Biomass and Bioenergy*, 27, 339 – 352.
- [37] Sun, Y., Y Cheng, J. (2002). Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technol.* 83, 1-11.
- [38] Szczodrak, J., Y Fiedurek, J. (1996). Technology for conversion of lignocellulosic biomass to ethanol. *Biomass and Bioenergy*, 10, 367-375.

-
- [39] Turton, R. (2003). Analysis, Síntesis, and design of chemical processes. Prentice Hall, 2nd Edition.
- [40] United Nations Environment Programme. (2005). Chapter IX. Single-cell protein and ethanol production.
- [41] U.S. Department of Energy. (2006). Sugar fermentation to ethanol. Office of Science and Office of Energy Efficiency and Renewable Energy. Biofuels Joint Roadmap, 122-123.
- [42] Uyazán, A.M., Gil, I.D., Aguilar, J.L., Rodríguez, G., Caicedo, L.A. Producción de alcohol carburante por destilación azeotrópica homogénea con glicerina. Universidad Nacional de Colombia, Departamento de Ingeniería Química.
- [43] Vessia, Ø. (2005). Biofuels from lignocellulosic material - In the Norwegian context 2010 – Technology, Potential and Costs. Norwegian University of Science and Technology.

Apéndice A

Gráficas de rapidez de generación de etanol.

Esquema 1

Fermentación de hexosas

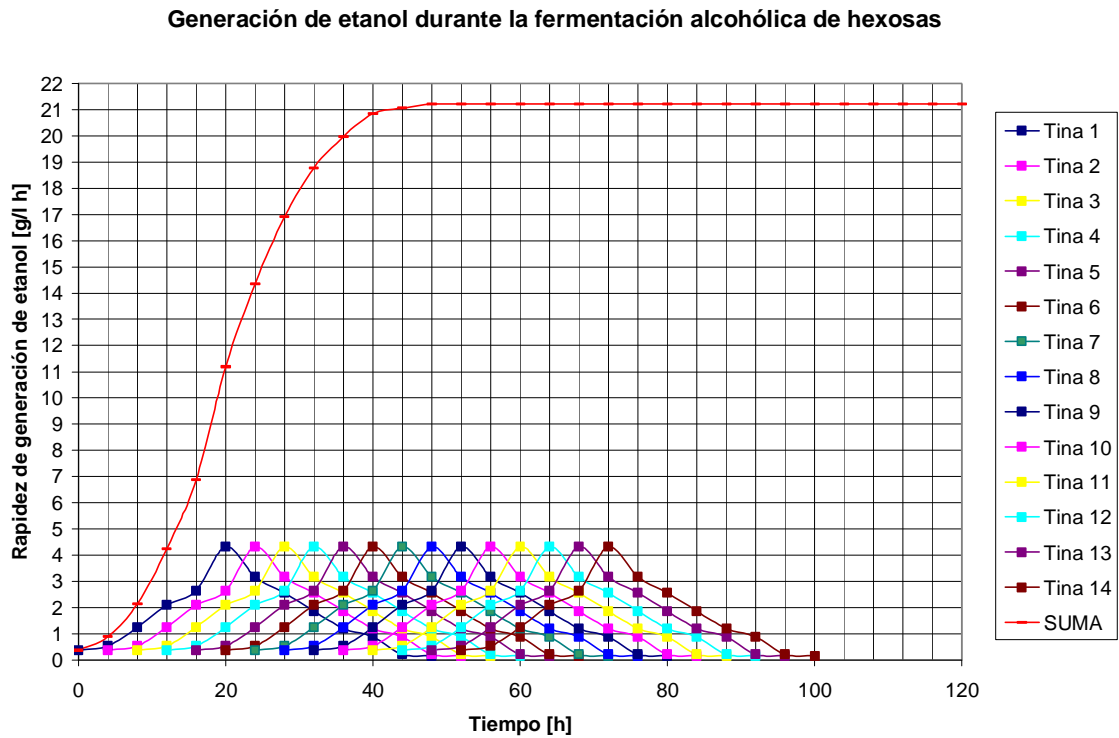


Tabla A.1 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de hexosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuenciales a partir de residuos de maíz por la levadura *S. cerevisiae* para un intervalo de inoculación de 4 horas.

Generación de etanol durante la fermentación alcohólica de hexosas

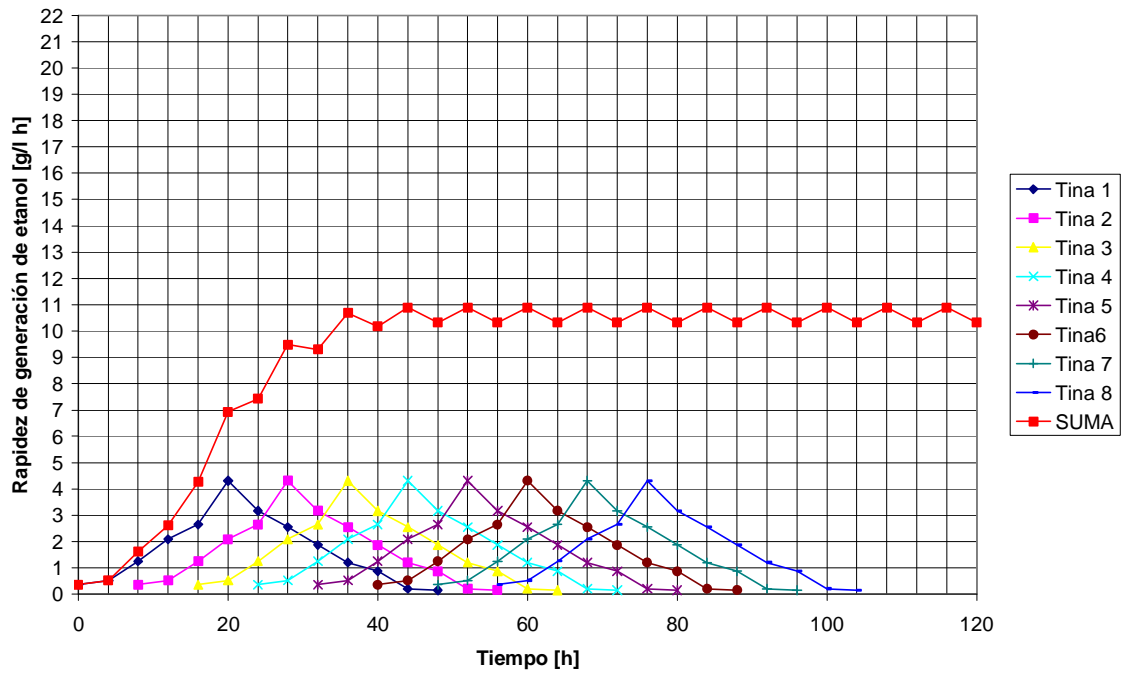


Tabla A.2 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de hexosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuenciales a partir de residuos de maíz por la levadura *S. cerevisiae* para un intervalo de inoculación de 8 horas.

Generación de etanol durante la fermentación alcohólica de hexosas

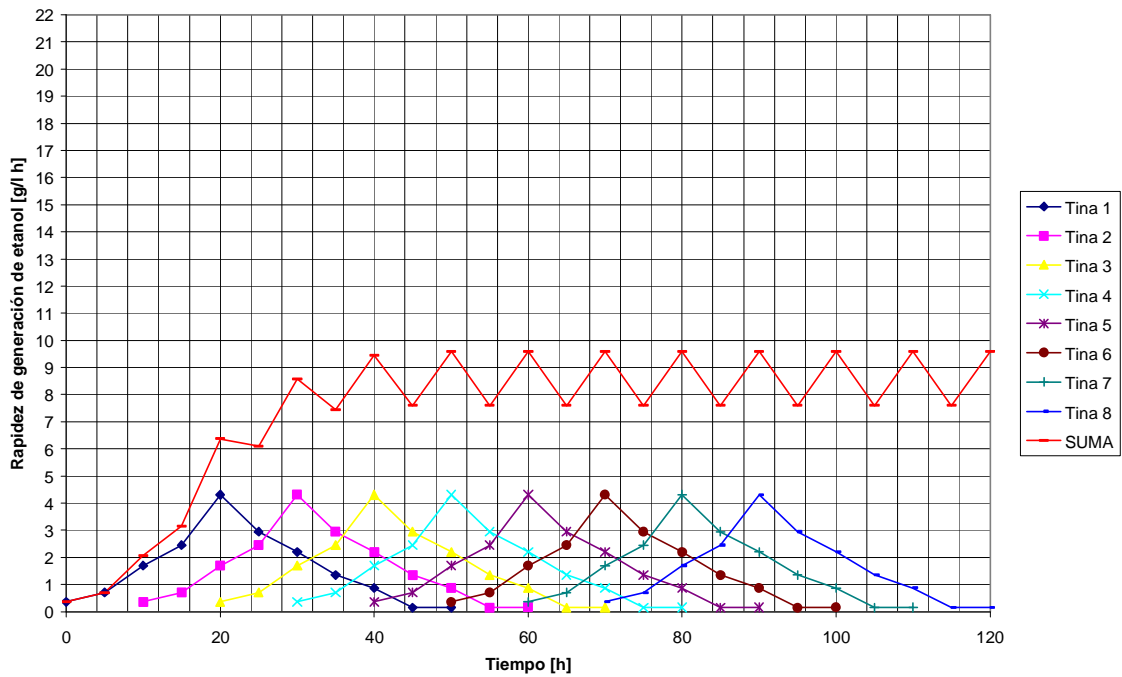


Tabla A.3 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de hexosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuenciales a partir de residuos de maíz por la levadura *S. cerevisiae* para un intervalo de inoculación de 10 horas.

Generación de etanol durante la fermentación alcohólica de hexosas

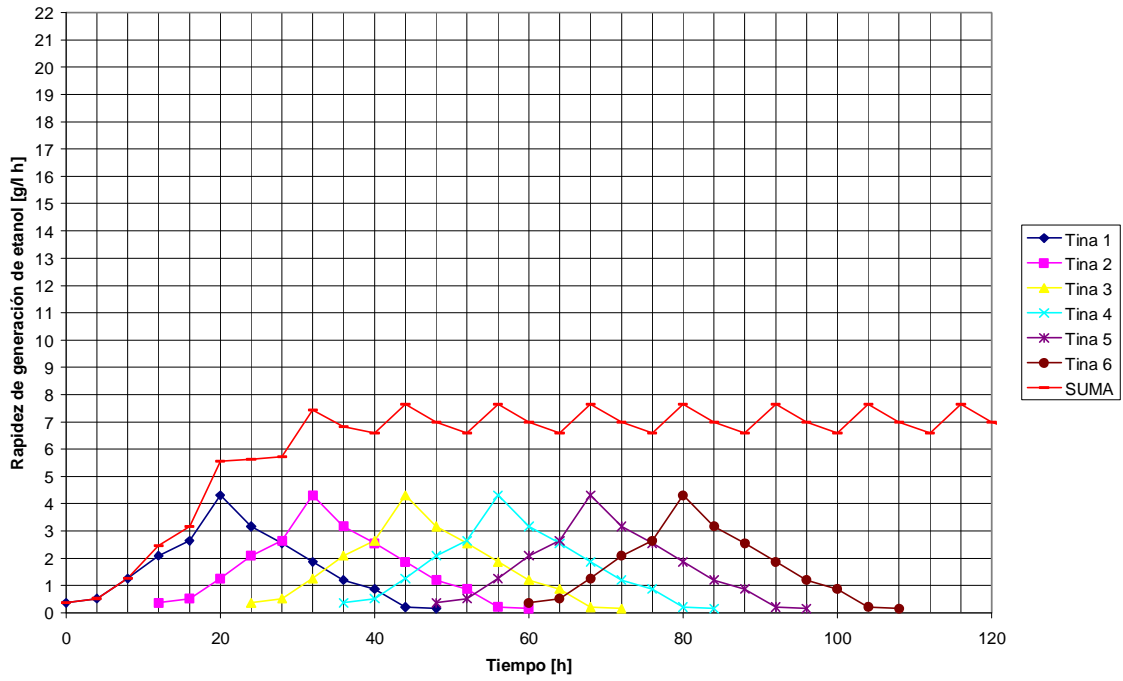


Tabla A.4 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de hexosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuenciales a partir de residuos de maíz por la levadura *S. cerevisiae* para un intervalo de inoculación de 12 horas.

Esquema 1

Fermentación de pentosas

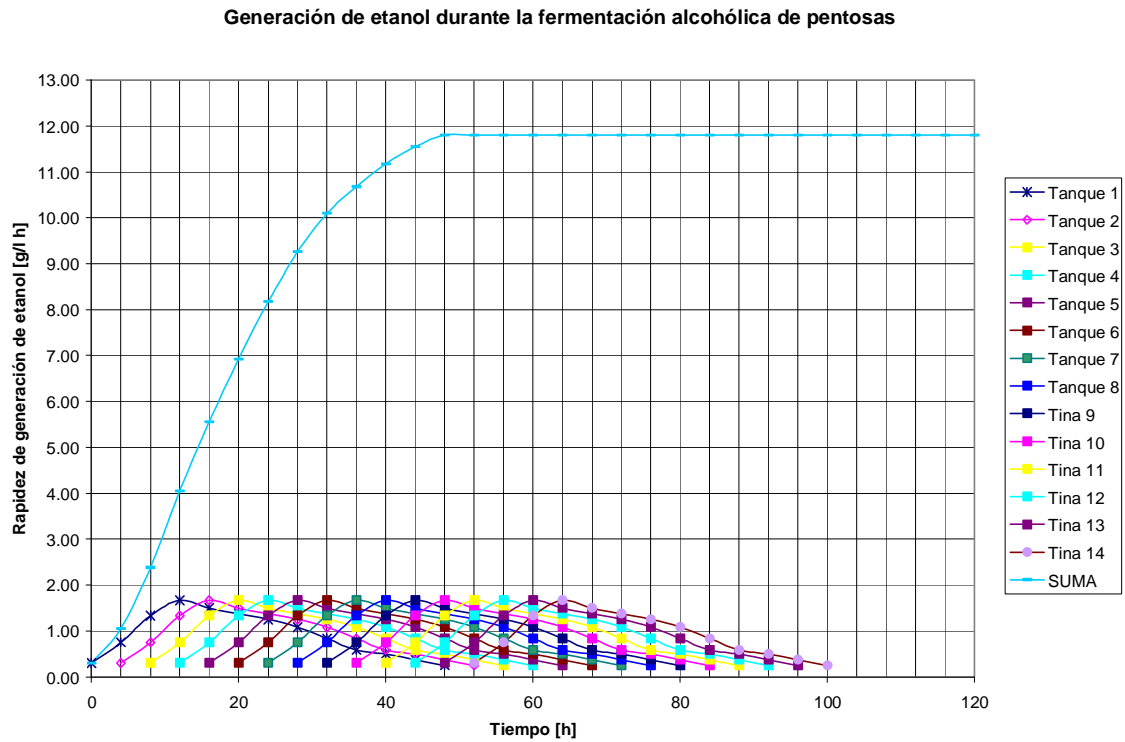


Tabla A.5 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de maíz por la bacteria *E. coli* K011 para un intervalo de inoculación de 4 horas.

Generación de etanol durante la fermentación alcohólica de pentosas

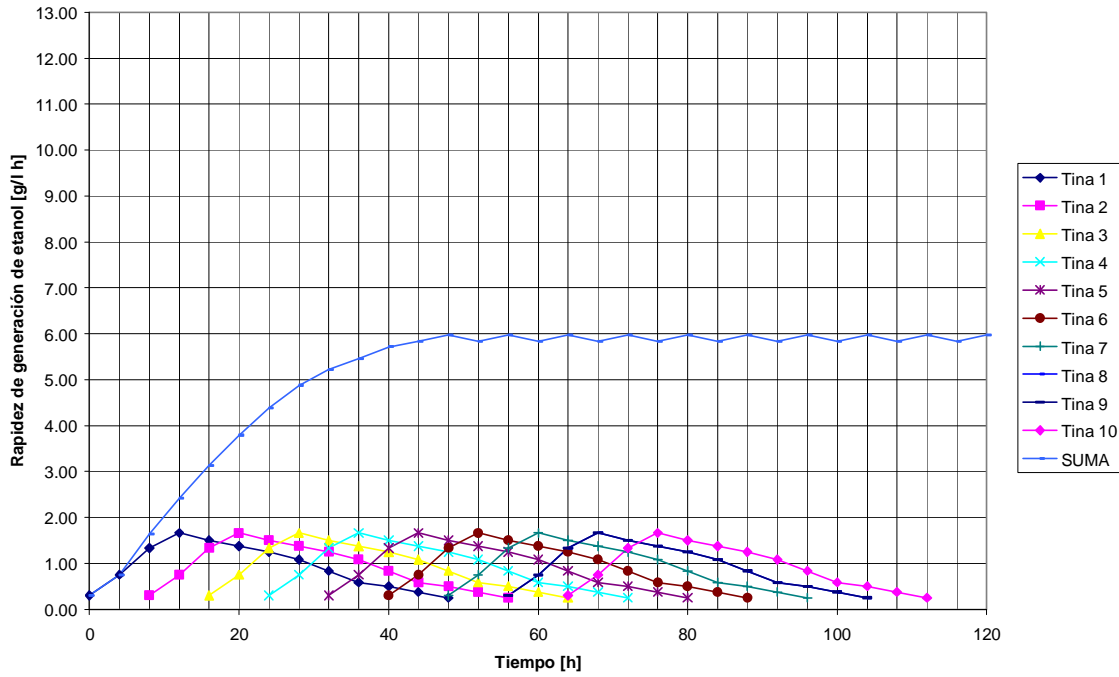


Tabla A.6 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de maíz por la bacteria *E. coli* K011 para un intervalo de inoculación de 8 horas.

Generación de etanol durante la fermentación alcohólica de pentosas

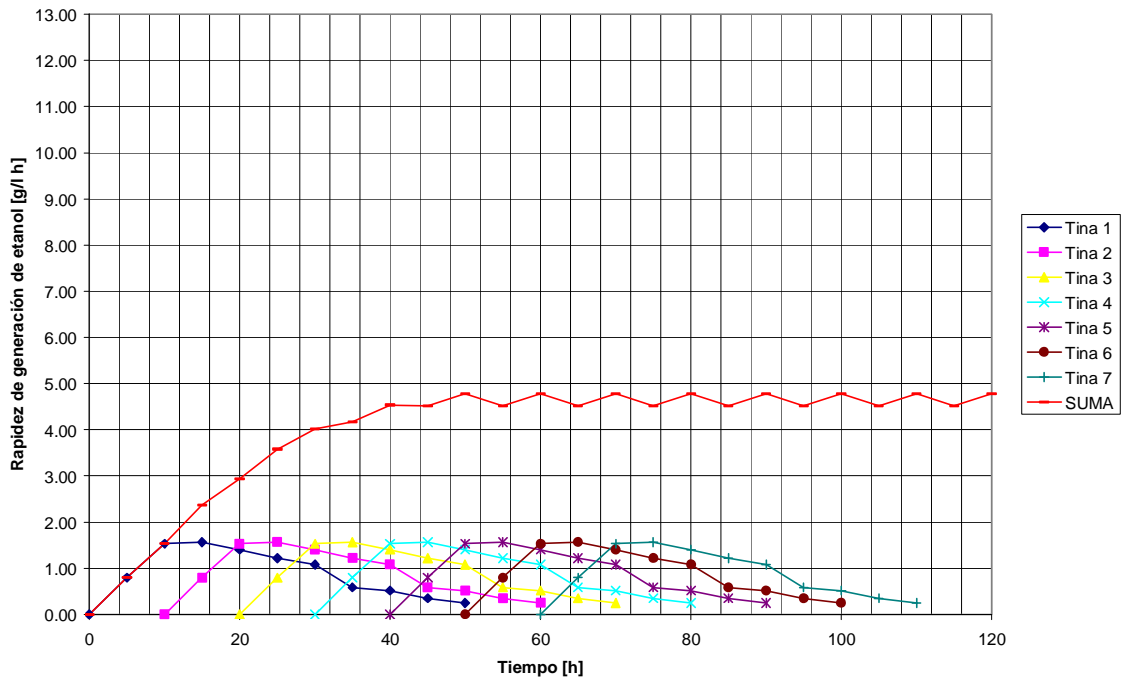


Tabla A.7 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de maíz por la bacteria E. coli K011 para un intervalo de inoculación de 10 horas.

Generación de etanol durante la fermentación alcohólica de pentosas

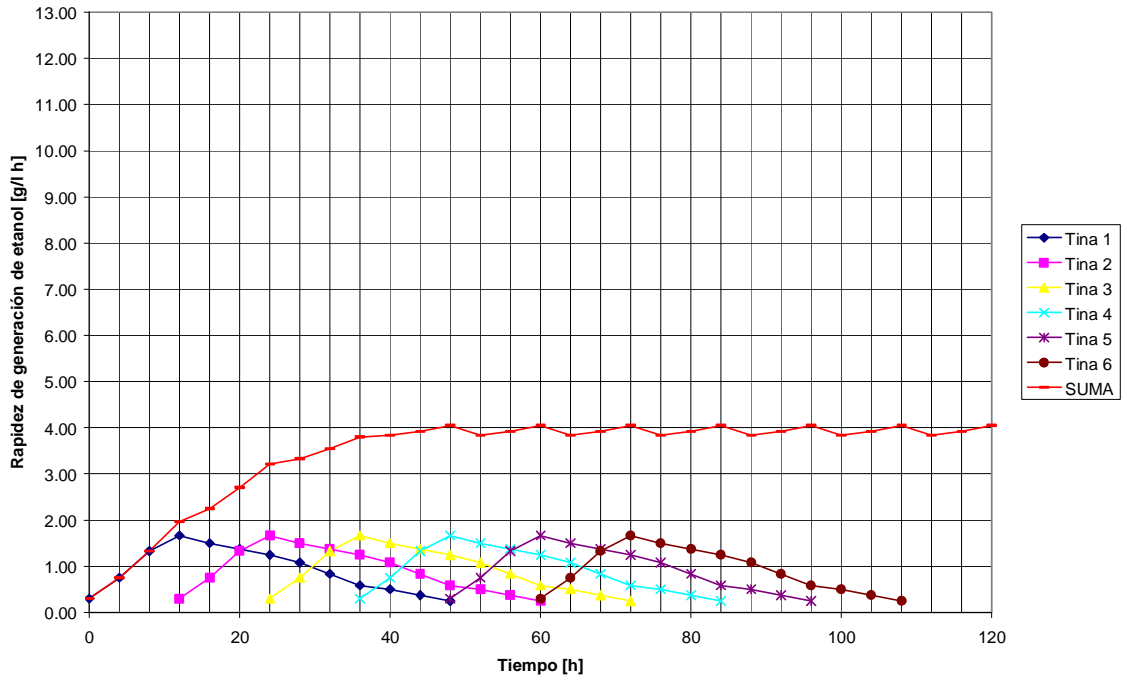


Tabla A.8 Curva de rapidez de generación de etanol durante la fermentación de pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de maíz por la bacteria E. coli K011 para un intervalo de inoculación de 12 horas.

Esquema 3

Cofermentación

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

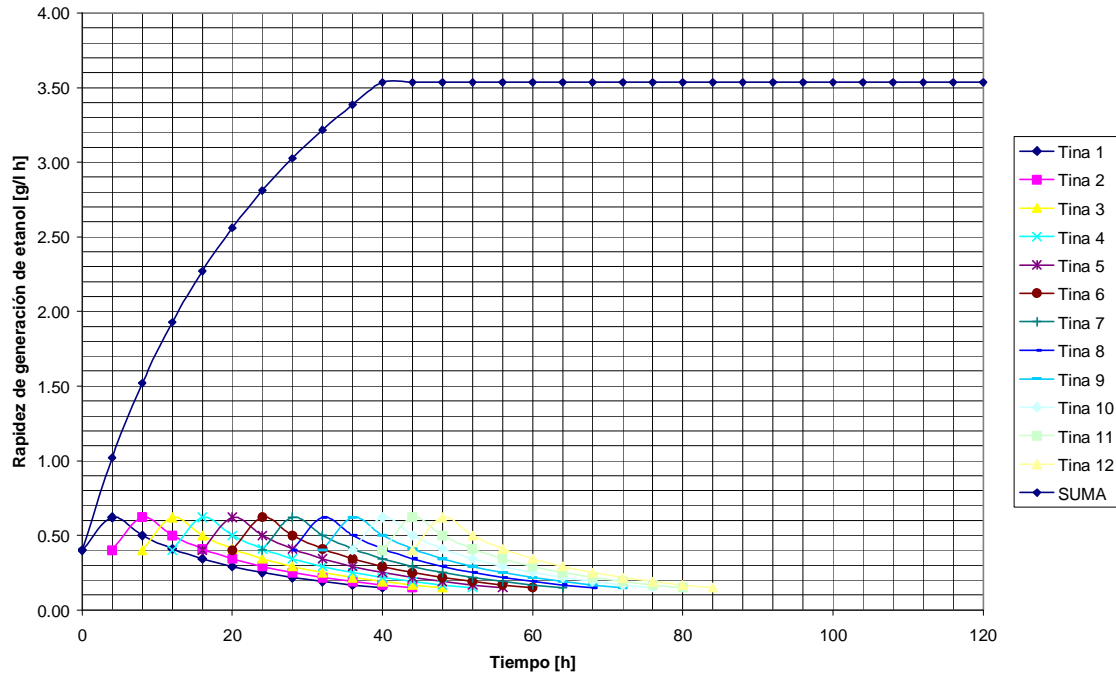


Tabla A.9 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuencial a partir de residuos de trigo por la bacteria E. coli FBR5 para un intervalo de inoculación de 4 horas.

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

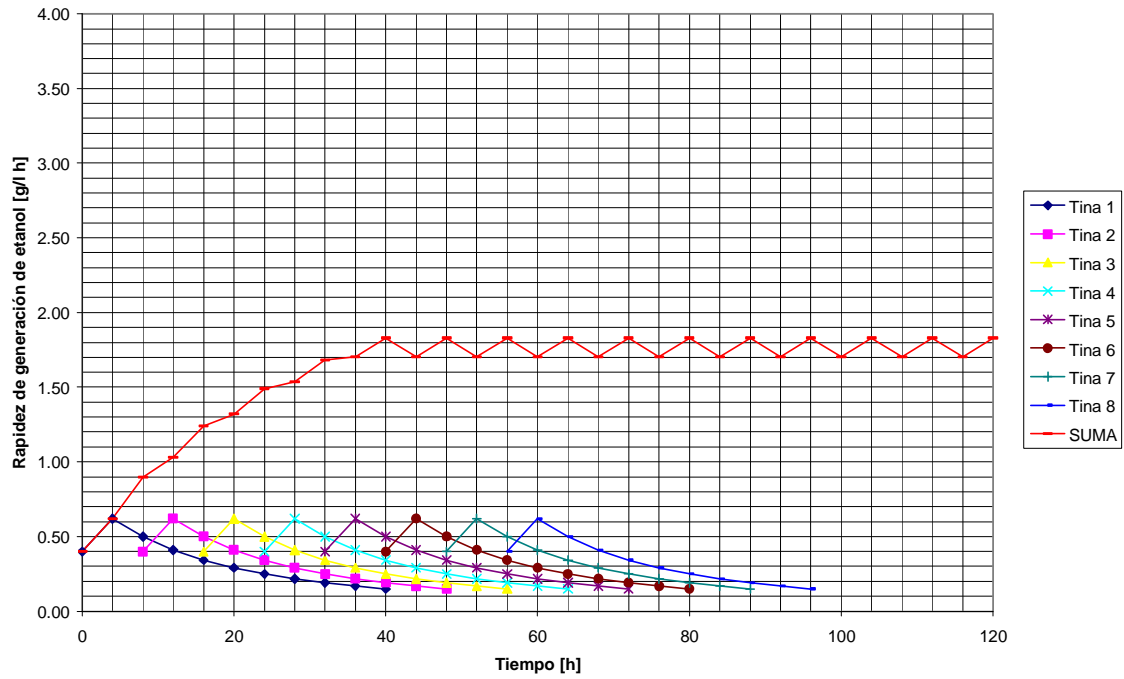


Tabla A.10 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuencial a partir de residuos de trigo por la bacteria E. coli FBR5 para un intervalo de inoculación de 8 horas.

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

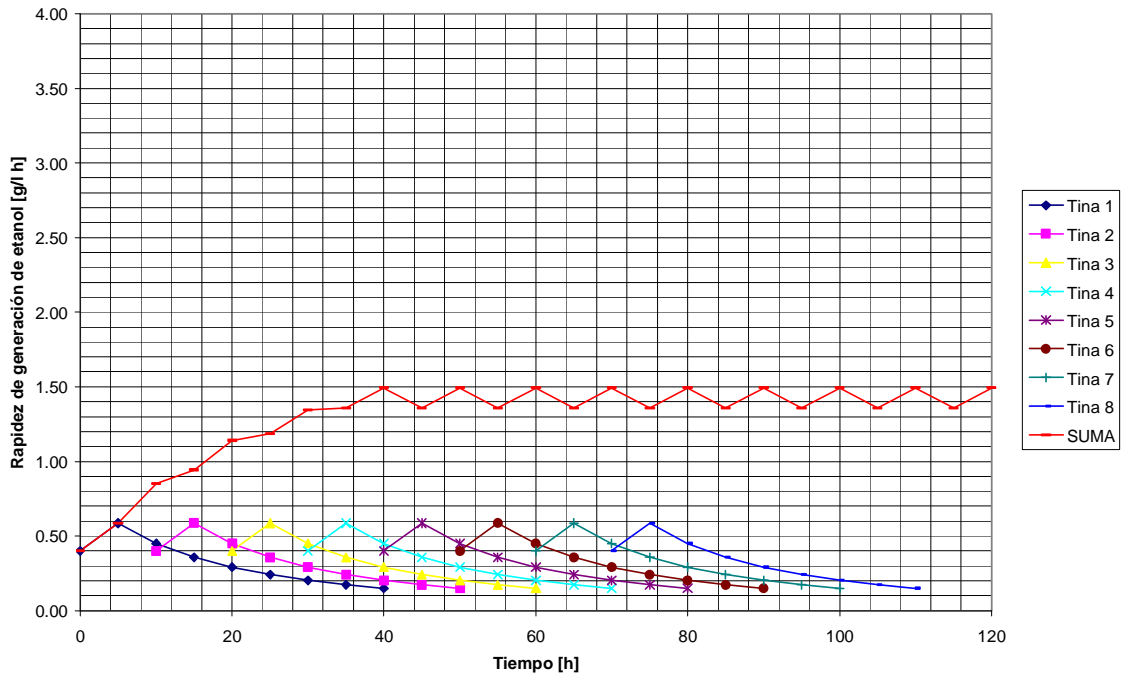


Tabla A.11 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuencial a partir de residuos de trigo por la bacteria E. coli FBR5 para un intervalo de inoculación de 10 horas.

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

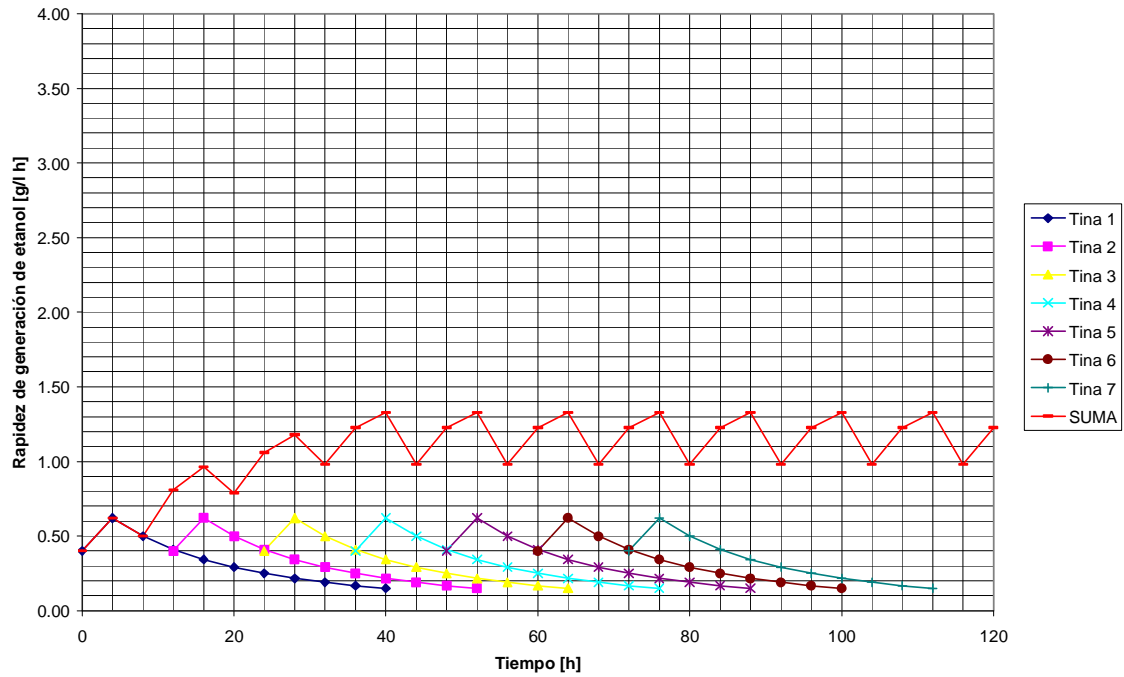


Tabla A.12 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación secuencial a partir de residuos de trigo por la bacteria E. coli FBR5 para un intervalo de inoculación de 12 horas.

Esquema 4

Cofermentación

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

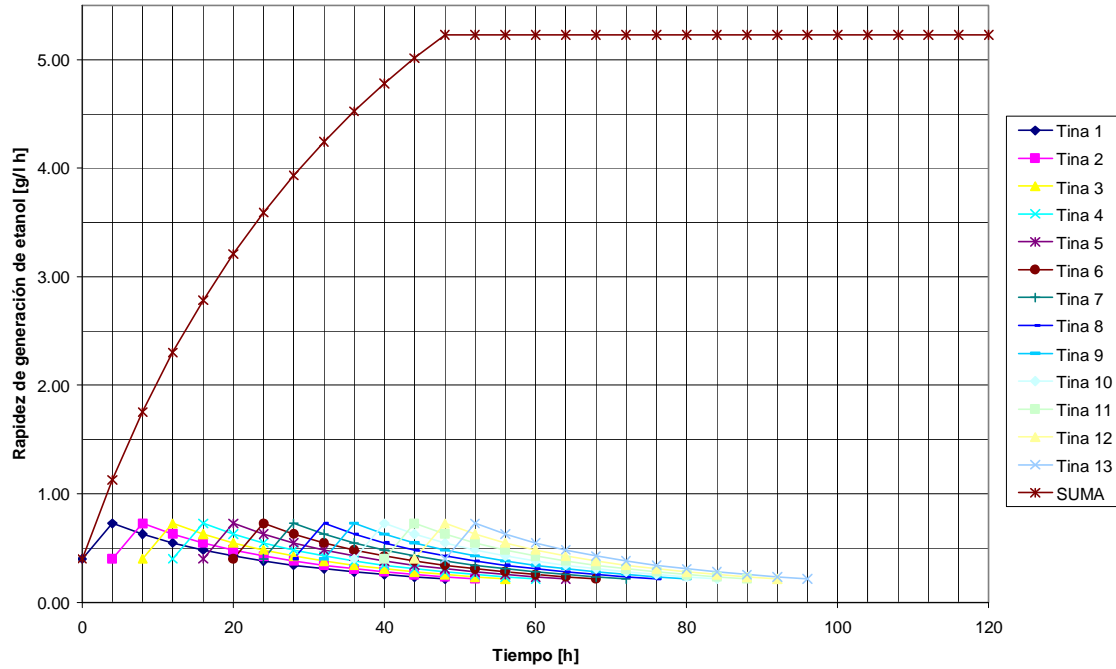


Tabla A.13 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de trigo por la bacteria *E. coli* FBR5 para un intervalo de inoculación de 4 horas.

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

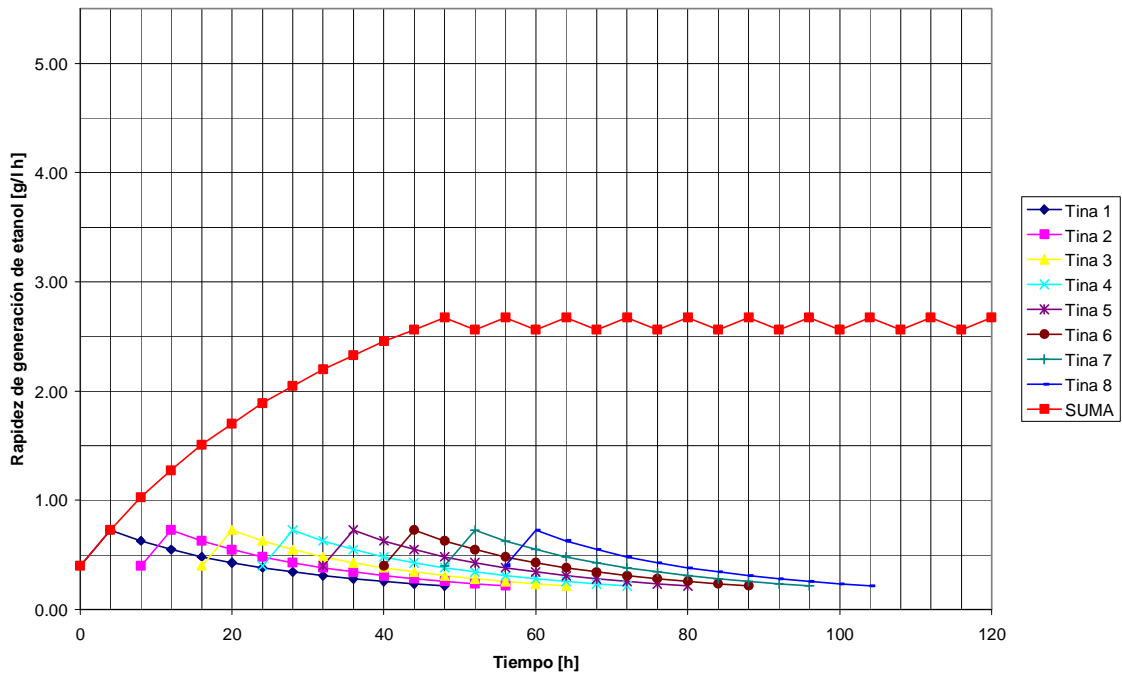


Tabla A.14 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de trigo por la bacteria E. coli FBR5 para un intervalo de inoculación de 8 horas.

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

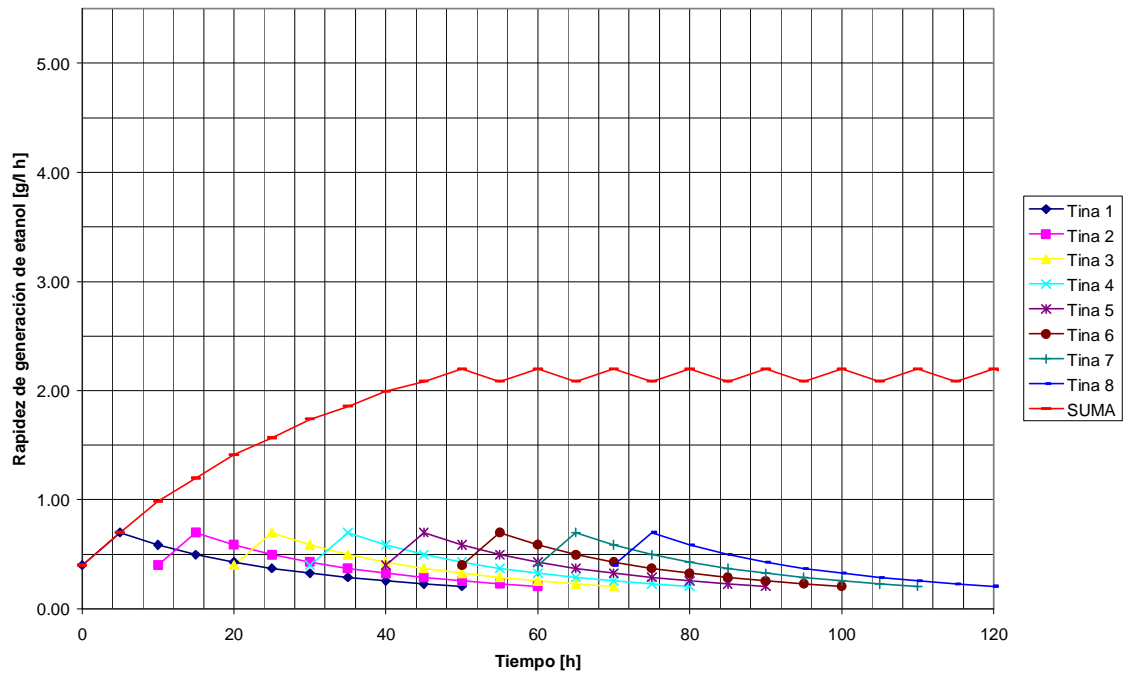


Tabla A.15 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de trigo por la bacteria E. coli FBR5 para un intervalo de inoculación de 10 horas.

Generación de etanol durante la cofermentación alcohólica

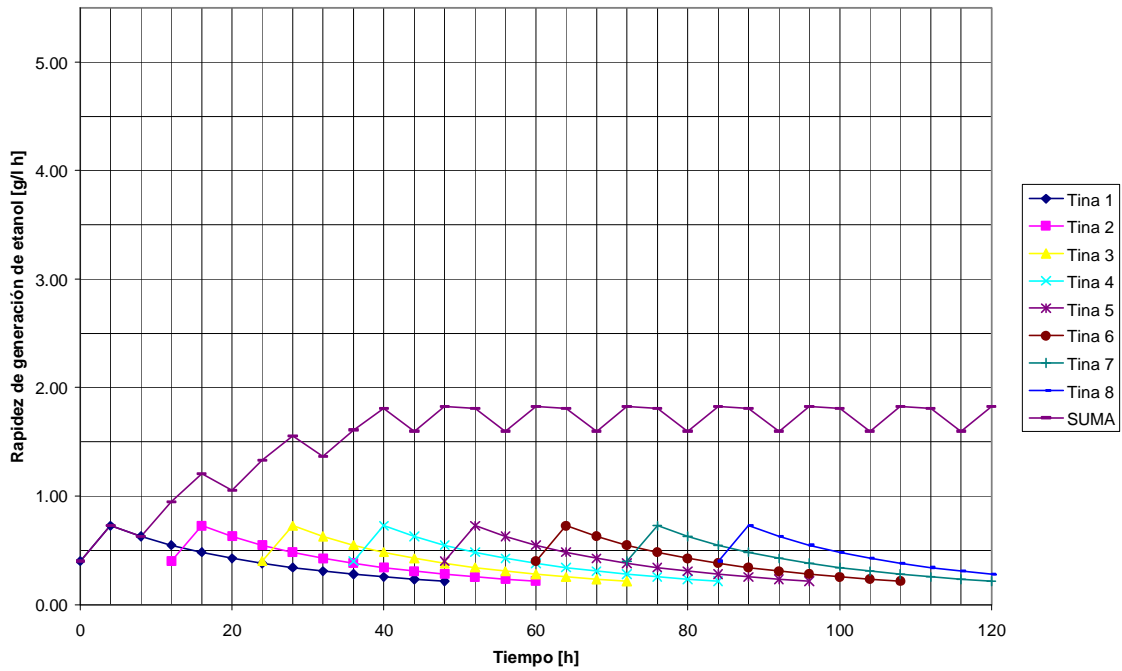


Tabla A.16 Curva de rapidez de generación de etanol durante la cofermentación de hexosas y pentosas para el esquema de sacarificación y fermentación simultáneas a partir de residuos de trigo por la bacteria E. coli FBR5 para un intervalo de inoculación de 12 horas.

Apéndice B
Balances de materia

		Corriente 1 Rastrojo	Corriente 2 H ₂ SO ₄ diluido	Suma 1 + 2	Corriente 3 Salida pretratamiento	Corriente 4 Salida superior tanque	Corriente 5 Salida inferior tanque	Corriente 6 Agua de lavado	Corriente 7 Hidrolizado de pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 9 Ca(OH) ₂	Corriente 10 Salida tanque de alcalinizacion
Masa	Unidad kg	63,050	147,117	210,167	207,345	45,494	161,851	77,688	178,856	60,811	1,592	180,445
							0,2077					
Glucan	% masa	0.3461	--	--	0.0979	--	0.1254	--	0.0006	0.3321	--	0.00056
Xilan	% masa	0.1832	--	--	0.0063	--	0.0081	--	0.00004	0.0215	--	0.00004
Arabinan	% masa	0.0254	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Manosan	% masa	0.004	--	--	0.0012	--	0.0016	--	0.00007	0.0041	--	0.00001
Galactan	% masa	0.0095	--	--	0.0029	--	0.0037	--	0.00002	0.0098	--	0.00002
Lignina	% masa	0.1769	--	--	0.0538	--	0.0689	--	0.0003	0.1825	--	0.0003
Cenizas	% masa	0.052	--	--	0.0158	--	0.0203	--	0.0167	0.0049	--	0.0165
Extraibles	% masa	0.047	--	--	0.0143	--	0.0183	--	0.0154	0.0034	--	0.0153
Acetatos	% masa	0.029	--	--	0.0000	--	0.0000	--	0.0000	0.0000	--	0.0000
Xilosa	% masa	--	--	--	0.0571	--	0.0731	--	0.0615	0.0139	--	0.0609
Furfural	% masa	--	--	--	0.0023	0.0064	0.0012	--	0.0010	0.0002	--	0.0010
Glucosa	% masa	--	--	--	0.0074	--	0.0094	--	0.0079	0.0018	--	0.0079
Ácido sulfúrico ácido acético	% masa	--	0.0110	--	0.0078	--	0.0100	--	0.0084	0.0019	--	--
Agua	% masa	0.1	0.9890	--	0.724391893	0.0031	0.0104	1.0000	0.8794	0.4200	--	0.8717
Cal	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	1.0000	0.0025
yeso	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	0.0146
E. Coli K011	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Etanol	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Enzima celulasa FPU	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Enzima celulasa	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
S. cerevisiae ATCC 4124	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
CO ₂	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Fosfato dibásico de amonio	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
1												
		Corriente 1 Rastrojo	Corriente 2 H ₂ SO ₄ diluido	Suma 1 + 2	Corriente 3 Salida pretratamiento	Corriente 4 Salida superior tanque	Corriente 5 Salida inferior tanque	Corriente 6 Agua de lavado	Corriente 7 Hidrolizado de pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 9 Ca(OH) ₂	Corriente 10 Salida tanque de alcalinizacion
Glucan	kg	21,822	--	21,822	20,294	--	20,294	--	101	20,193	--	101
Xilan	kg	11,551	--	11,551	1,315	--	1,315	--	7	1,309	--	7
Arabinan	kg	1,601	--	1,601	--	--	--	--	--	--	--	--
Manosan	kg	252	--	252	252	--	252	--	1	251	--	1
Galactan	kg	599	--	599	599	--	599	--	3	596	--	3
Lignina	kg	11,154	--	11,154	11,154	--	11,154	--	56	11,098	--	56
Cenizas	kg	3,279	--	3,279	3,279	--	3,279	--	2,984	295	--	2,984
Extraibles	kg	2,963	--	2,963	2,963	--	2,963	--	2,756	207	--	2,756
Acetatos	kg	1,828	--	1,828	0	--	0	--	0	0	--	0
Xilosa	kg	--	--	--	11,837	--	11,837	--	10,994	843	--	10,994
Furfural	kg	--	--	--	479	292	187	--	174	13	--	174
Dextrosa/Glucosa	kg	--	--	--	1,528	--	1,528	--	1,421	107	--	1,421
Ácido sulfúrico ácido acético	kg	--	1,618	1,618	1,618	--	1,618	--	1,505	113	--	--
Agua	kg	--	--	--	1,828	143	1,686	--	1,568	118	--	1,568
Agua	kg	6,305	145,498	151,803	150,199	45,060	105,139	77,688	157,287	25,541	--	157,287
Cal	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	1,592	455
Yeso	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	2,640
E. Coli K011	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Etanol	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Enzima celulasa	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Enzima celulasa	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
S. cerevisiae ATCC 4124	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
CO ₂	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Fosfato dibásico de amonio	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Total	kg		147,117	208,471	207,345	45,494	161,851	77,688	178,856	60,683		180,445

Tabla B.1 Balance de materia para el esquema 1, SHF a partir de residuos de maíz.

Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 15 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 16 Entrada tanque fermentacion pentosas	Corriente 17 Inoculo	Suma 16 + 17	Corriente 18 CO2	Corriente 19 Salida tanque fermentacion pentosas		Corriente 20 Entrada tanque de sacarificacion	Corriente 21 Flujo de agua para dilucion
									170,689			
602	181,046	4,806	176,240	17,624	158,616	17,659	176,275	5,585	172,220		60,683	97,950
--	0,0006	0,0211	0	0	0	0	0	--	0,0000		0,3328	--
--	0,0000	0,0014	0	0	0	0	0	--	0,0000		0,0216	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--		--	--
--	0,0000	0,0003	0	0	0	0	0	--	0,0000		0,0041	--
--	0,0000	0,0006	0	0	0	0	0	--	0,0000		0,0098	--
--	0,0003	0,0116	0	0	0	0	0	--	0,0000		0,1829	--
--	0,0165	0,0025	0,0169	0,0169	0,0169	0,0168	0,0169	--	0,0173		0,0049	--
--	0,0152	0,0017	0,0156	0,0156	0,0156	0,0156	0,0156	--	0,0160		0,0034	--
--	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	--	0,0000		0,0000	--
--	0,0607	0,0092	0,0621	0,0621	0,0621	0,0050	0,0564	--	0,0000		0,0139	--
--	0,0010	0,0001	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0000	0,0010		0,0002	--
--	0,0078	0,0009	0,0080	0,0080	0,0080	0,0002	0,0073	--	0,0074		0,0018	--
1	--	--	--	--	--	--	--	--	--		0,0019	--
--	0,0087	0,0007	0,0089	0,0089	0,0089	0,0089	0,0089	0,0005	0,0091		0,0019	--
--	0,8688	0,1850	0,8874	0,8874	0,8874	0,9466	0,8933	0,0288	0,9134		0,4209	1,0000
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--		--	--
--	0,0204	0,7650	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	--	0,0001		--	--
--	--	--	--	--	--	0,0029	0,0003	--	0,0031		--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	0,0288	0,0317		--	--
--	--	--	--	0	--	0	0	--	--		--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--		--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	0,9418	0,0006	--	--	--
--	--	--	--	--	--	0,0029	0,0003	--	0,0003	--	--	--

Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 15 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 16 Entrada tanque fermentacion pentosas	Corriente 17 Inoculo	Suma 16 + 17	Corriente 18 CO2	Corriente 19 Salida tanque fermentacion pentosas		Corriente 20 Entrada tanque de sacarificacion	Corriente 21 Flujo de agua para dilucion
--	101	101	0	0	0	0	0	--	0		20,193	--
--	7	7	0	0	0	0	0	--	0		1,309	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	0		--	--
--	1	1	0	0	0	0	0	--	0		251	--
--	3	3	0	0	0	0	0	--	0		596	--
--	56	56	0	0	0	0	0	--	0		11,098	--
--	2,984	12	2,972	297	2,674	297	2,972	--	2,972		295	--
--	2,756	8	2,748	275	2,473	275	2,748	--	2,748		207	--
--	0	0	0	0	0	0	0	--	0		0	--
--	10,994	44	10,950	1,095	9,855	88	9,943	--	0		843	--
--	174	0,5	173	17	156	17	173	0	173		13	--
--	1,421	4	1,416	142	1,275	4	1,279	--	1,279		107	--
602	--	--	--	--	--	--	--	--	0		113	--
--	1,568	3	1,565	156	1,408	156	1,565	3	1,562		118	--
--	157,287	889	156,398	15,640	140,758	16,715	157,473	161	157,312		25,541	97,950
--	--	--	--	--	--	--	--	--	0		--	--
--	3,695	3,677	18	2	17	2	18	--	18		--	--
--	--	--	--	--	--	52	52	--	534		--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	161	5,463		--	--
--	--	--	--	0	--	0	--	--	0		--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	0		--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	0		--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	5,260	107		--	--
602	181,046	4,806	176,240	17,624	158,616	943	176,275	5,585	172,220		60,683	97,950

Tabla B.1 Balance de materia para el esquema 1, SHF a partir de residuos de maíz. (cont.)

Corriente 22 Enzimas	Suma 20 + 21 + 22	Corriente 23 Salida tanque de sacarificacion	Corriente 24 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 25 Flujo de entrada tanque de fermentacion	Corriente 26 Inoculo y nutrientes	Suma 25 + 26	Corriente 27 CO2	Corriente 28 Flujo de salida tanque de fermentacion
						160,982		
4,846	163,479	161,326	16,133	145,194	15,788	160,982	8,410	153,160
--	0.1235	0.0110	0.0110	0.0110	0.0113	0.0110	--	0.0116
--	0.0080	0.0081	0.0081	0.0081	0.0083	0.0081	--	0.0085
--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	0.0015	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016	--	0.0016
--	0.0036	0.0037	0.0037	0.0037	0.0038	0.0037	--	0.0039
--	0.0679	0.0688	0.0688	0.0688	0.0703	0.0689	--	0.0725
--	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0019	0.0018	--	0.0019
--	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013	--	0.0014
--	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	--	0.0000
--	0.0052	0.0052	0.0052	0.0052	0.0004	0.0048	--	0.0050
--	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0005	0.0001
--	0.0007	0.1142	0.1142	0.1142	0.0035	0.1033	--	0.0003
--	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	--	0.0007
--	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.0048	0.0005
0.917	0.7826	0.7803	0.7803	0.7803	0.8893	0.7910	0.0287	0.8298
--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	0.0287	0.0534
--	--	--	--	--	--	--	--	--
0.083	--	--	--	--	0.0025	0.0025	--	0.0026
--	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0014	0.0001	--	0.0047
--	--	--	--	--	0.0000	0.0000	0.9374	0.0011
--	--	--	--	--	0.0029	0.0003	--	0.0003

Corriente 22 Enzimas	Suma 20 + 21 + 22	Corriente 23 Salida tanque de sacarificacion	Corriente 24 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 25 Flujo de entrada tanque de fermentacion	Corriente 26 Inoculo y nutrientes	Suma 25 + 26	Corriente 27 CO2	Corriente 28 Flujo de salida tanque de fermentacion
--	20,193	1,777	178	1,599	178	1,777	--	1,777
--	1,309	1,309	131	1,178	131	1,309	--	1,309
--	--	--	--	--	--	--	--	0
--	251	251	25	226	25	251	--	251
--	596	596	60	536	60	596	--	596
--	11,098	11,098	1,110	9,988	1,110	11,098	--	11,098
--	295	295	30	266	30	295	--	295
--	207	207	21	187	21	207	--	207
--	0	0	0	0	0	0	--	0
--	843	843	84	759	7	765	--	765
--	13	13	1	12	1	13	4	9
--	107	18,416	1,842	16,574	55	16,629	--	50
--	113	113	11	102	11	113	--	113
--	118	118	12	106	12	118	40	78
4,444	127,935	125,888	12,589	113,300	14,040	127,340	241	127,099
--	--	--	--	--	--	--	--	0
--	--	--	--	--	--	--	--	0
--	--	--	--	--	--	--	--	0
--	--	--	--	--	--	--	241	8,186
242,311,466	--	--	--	--	--	--	--	0
402	402	402	40	362	40	402	--	402
--	--	--	0	0	23	23	--	719
0	0	0	0	0	0	0	7,883	161
					45	45	--	45
4,846	163,479	161,326	16,133	145,194	1,748	160,982	8,410	153,160

Tabla B.1 Balance de materia para el esquema 1, SHF a partir de residuos de maíz. (cont.)

	Unidad	Corriente 1 Rastrojo	Corriente 2 H ₂ SO ₄ diluido	Suma 1 + 2	Corriente 3 Salida pretratamiento	Corriente 4 Salida superior tanque	Corriente 5 Salida inferior tanque	Corriente 6 Agua de lavado	Corriente 7 Hidrolizado de pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 9 Ca(OH) ₂	Corriente 10 Salida tanque de alcalinización
Masa	kg	59,000	137,667	196,667	194,026	42,572	151,454	72,698	167,248	56,905	1,489	168,734
							0,2077					
Glucan	% masa	0.3461	--	0.1038	0.0979	--	0.1254	--	0.0006	0.3321	--	0.00056
Xilan	% masa	0.1832	--	0.0550	0.0063	--	0.0081	--	0.00004	0.0215	--	0.00004
Arabinan	% masa	0.0254	--	0.0076	--	--	--	--	--	--	--	--
Manosan	% masa	0.004	--	0.0012	0.0012	--	0.0016	--	0.00007	0.0041	--	0.00001
Galactan	% masa	0.0095	--	0.0029	0.0029	--	0.0037	--	0.00002	0.0098	--	0.00002
Lignina	% masa	0.1769	--	0.0531	0.0538	--	0.0689	--	0.0003	0.1825	--	0.0003
Cenizas	% masa	0.052	--	0.0156	0.0158	--	0.0203	--	0.0165	0.0054	--	0.0164
Extraíbles	% masa	0.047	--	0.0141	0.0143	--	0.0183	--	0.0153	0.0039	--	0.0151
Acetatos	% masa	0.029	--	0.0087	0.0000	--	--	--	--	0.0000	--	0.0000
Xilosa	% masa	--	--	--	0.0571	--	0.0731	--	0.0615	0.0139	--	0.0610
Furfural	% masa	--	--	--	0.0023	0.0064	0.0012	--	0.0010	0.0002	--	0.0010
Glucosa	% masa	--	--	--	0.0074	--	0.0094	--	0.0079	0.0020	--	0.0078
Ácido sulfúrico	% masa	--	0.0110	0.0077	0.0078	--	0.0100	--	0.0083	0.0022	--	--
ácido acético	% masa	--	--	--	--	0.0031	0.0104	--	0.0086	0.0024	--	0.0085
Agua	% masa	0.1	0.9890	0.7223	0.7244	0.9904	0.6496	1.0000	0.8800	0.4200	--	0.8723
Cal	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	1.0000	0.0026
yeso	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	0.0144
Z. mobilis	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Etanol	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Enzima celulasa FPU	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	0	--	--
Enzima celulasa	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Licor de maíz	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
CO ₂	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Fosfato dibásico de amonio	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--

	Unidad	Corriente 1 Rastrojo	Corriente 2 H ₂ SO ₄ diluido	Suma 1 + 2	Corriente 3 Salida pretratamiento	Corriente 4 Salida superior tanque	Corriente 5 Salida inferior tanque	Corriente 6 Agua de lavado	Corriente 7 Hidrolizado de pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 9 Ca(OH) ₂	Corriente 10 Salida tanque de alcalinización
Glucan	kg	20,420	--	20,420	18,991	--	18,991	--	95	18,896	--	95
Xilan	kg	10,809	--	10,809	1,231	--	1,231	--	6	1,225	--	6
Arabinan	kg	1,499	--	1,499	--	--	--	--	--	--	--	--
Manosan	kg	236	--	236	236	--	236	--	1	235	--	1
Galactan	kg	561	--	561	561	--	561	--	3	558	--	3
Lignina	kg	10,437	--	10,437	10,437	--	10,437	--	52	10,385	--	52
Cenizas	kg	3,068	--	3,068	3,068	--	3,068	--	2,761	307	--	2,761
Extraíbles	kg	2,773	--	2,773	2,773	--	2,773	--	2,551	222	--	2,551
Acetatos	kg	1,711	--	1,711	0	--	0	--	0	0	--	0
Xilosa	kg	--	--	--	11,077	--	11,077	--	10,288	789	--	10,288
Furfural	kg	--	--	--	448	273	175	--	161	14	--	161
Glucosa	kg	--	--	--	1,429	--	1,429	--	1,315	114	--	1,315
Ácido sulfúrico	kg	--	1,514	1,514	1,514	--	1,514	--	1,389	126	--	--
ácido acético	kg	--	--	--	1,711	--	1,578	--	1,442	136	--	1,442
Agua	kg	5,900	136,152	142,052	140,551	42,165	98,386	72,698	147,184	23,900	--	147,184
Cal	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	1,489	439
Yeso	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	2,435
Z. mobilis	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Etanol	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Enzima celulasa	FPU	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Enzima celulasa	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Licor de maíz	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
CO ₂	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Fosfato dibásico de amonio	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Total	kg		137,667	195,080	194,026	42,572	151,454	72,698	167,248	56,905	1,489	168,734

Tabla B.2 Balance de materia para el esquema 2, SSF a partir de residuos de maíz.

Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 15 Agua para dilucion	Corriente 16 Salida tanque de mezclado/ Entrada tanque de sacarificacion	Corriente 17 Enzimas	Suma 16 + 17	Corriente 18 Salida tanque de sacarificacion
582	169,314	4,494	164,820	56,905	49,507	271,232	4,535	275,767	273,852
--	0.0006	0.0211	--	0.3321	--	0.0697	--	0.0685	0.0061
--	0.0000	0.0014	--	0.0215	--	0.0045	--	0.0044	0.0045
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	0.0000	0.0003	--	0.0041	--	0.0009	--	0.0009	0.0009
--	0.0000	0.0006	--	0.0098	--	0.0021	--	0.0020	0.0020
--	0.0003	0.0116	--	0.1825	--	0.0383	--	0.0377	0.0379
--	0.0163	0.0025	0.0167	0.0054	--	0.0113	--	0.0111	0.0112
--	0.0151	0.0017	0.0154	0.0039	--	0.0102	--	0.0100	0.0101
--	--	--	--	0.0000	--	--	--	--	--
--	0.0608	0.0092	0.0622	0.0139	--	0.0407	--	0.0400	0.0403
--	0.0009	0.0001	0.0010	0.0002	--	0.0006	--	0.0006	0.0006
--	0.0078	0.0009	0.0080	0.0020	--	0.0053	--	0.0052	0.0681
1	--	--	--	0.0022	--	0.0005	--	0.0005	0.0005
--	0.0085	0.0006	0.0087	0.0024	--	0.0058	--	0.0057	0.0058
--	0.8693	0.1850	0.8880	0.4200	1.0000	0.8102	0.9170	0.8120	0.8107
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	0.0204	0.7650	0.0001	--	--	0.0001	--	0.0001	0.0001
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	0.083	0.0014	0.0014
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 15 Agua para dilucion	Corriente 16 Salida tanque de mezclado/ Entrada tanque de sacarificacion	Corriente 17 Enzimas	Suma 16 + 17	Corriente 18 Salida tanque de sacarificacion
--	95	95	0	18,896	--	18,896	--	18,896	1,663
--	6	6	0	1,225	--	1,225	--	1,225	1,225
--	--	--	0	0	--	0	--	0	0
--	1	1	0	235	--	235	--	235	235
--	3	3	0	558	--	558	--	558	558
--	52	52	0	10,385	--	10,385	--	10,385	10,385
--	2,761	11	2,750	307	--	3,057	--	3,057	3,057
--	2,551	8	2,544	222	--	2,765	--	2,765	2,765
--	0	0	0	0	--	0	--	0	0
--	10,288	41	10,247	789	--	11,036	--	11,036	11,036
--	161	0.5	160	14	--	174	--	174	174
--	1,315	4	1,311	114	--	1,425	--	1,425	18,658
582	--	--	0	126	--	126	--	126	126
--	1,442	3	1,439	136	--	1,575	--	1,575	1,575
--	147,184	831	146,352	23,900	49,507	219,759	4,159	223,918	222,003
--	--	--	0	0	--	0	--	0	--
--	3,455	3,438	17	0	--	17	--	17	17
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	226,746.654	--	--
--	--	--	--	--	--	--	376	376	376
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	0	--	--	--	--	0
--	--	--	--	0	--	--	--	--	--
582	169,314	4,494	164,820	56,905	49,507	271,232	4,535	275,767	273,852

Tabla B.2 Balance de materia para el esquema 2, SSF a partir de residuos de maíz. (cont.)

Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 15 Agua para dilucion	Corriente 16 Salida tanque de mezclado/ Entrada tanque de sacarificacion	Corriente 17 Enzimas	Suma 16 + 17	Corriente 18 Salida tanque de sacarificacion
582	169,314	4,494	164,820	56,905	49,507	271,232	4,535	275,767	273,852
--	0.0006	0.0211	--	0.3321	--	0.0697	--	0.0685	0.0061
--	0.0000	0.0014	--	0.0215	--	0.0045	--	0.0044	0.0045
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	0.0000	0.0003	--	0.0041	--	0.0009	--	0.0009	0.0009
--	0.0000	0.0006	--	0.0098	--	0.0021	--	0.0020	0.0020
--	0.0003	0.0116	--	0.1825	--	0.0383	--	0.0377	0.0379
--	0.0163	0.0025	0.0167	0.0054	--	0.0113	--	0.0111	0.0112
--	0.0151	0.0017	0.0154	0.0039	--	0.0102	--	0.0100	0.0101
--	--	--	--	0.0000	--	--	--	--	--
--	0.0608	0.0092	0.0622	0.0139	--	0.0407	--	0.0400	0.0403
--	0.0009	0.0001	0.0010	0.0002	--	0.0006	--	0.0006	0.0006
--	0.0078	0.0009	0.0080	0.0020	--	0.0053	--	0.0052	0.0681
1	--	--	--	0.0022	--	0.0005	--	0.0005	0.0005
--	0.0085	0.0006	0.0087	0.0024	--	0.0058	--	0.0057	0.0058
--	0.8693	0.1850	0.8880	0.4200	1.0000	0.8102	0.9170	0.8120	0.8107
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	0.0204	0.7650	0.0001	--	--	0.0001	--	0.0001	0.0001
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	0.083	0.0014	0.0014
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--

Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 15 Agua para dilucion	Corriente 16 Salida tanque de mezclado/ Entrada tanque de sacarificacion	Corriente 17 Enzimas	Suma 16 + 17	Corriente 18 Salida tanque de sacarificacion
--	95	95	0	18,896	--	18,896	--	18,896	1,663
--	6	6	0	1,225	--	1,225	--	1,225	1,225
--	--	--	0	0	--	0	--	0	0
--	1	1	0	235	--	235	--	235	235
--	3	3	0	558	--	558	--	558	558
--	52	52	0	10,385	--	10,385	--	10,385	10,385
--	2,761	11	2,750	307	--	3,057	--	3,057	3,057
--	2,551	8	2,544	222	--	2,765	--	2,765	2,765
--	0	0	0	0	--	0	--	0	0
--	10,288	41	10,247	789	--	11,036	--	11,036	11,036
--	161	0.5	160	14	--	174	--	174	174
--	1,315	4	1,311	114	--	1,425	--	1,425	18,658
582	--	--	0	126	--	126	--	126	126
--	1,442	3	1,439	136	--	1,575	--	1,575	1,575
--	147,184	831	146,352	23,900	49,507	219,759	4,159	223,918	222,003
--	--	--	0	0	--	0	--	0	--
--	3,455	3,438	17	0	--	17	--	17	17
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	226,746.654	--	--
--	--	--	--	--	--	--	376	376	376
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	0	--	--	--	--	0
--	--	--	--	0	--	--	--	--	--
582	169,314	4,494	164,820	56,905	49,507	271,232	4,535	275,767	273,852

Tabla B.2 Balance de materia para el esquema 2, SSF a partir de residuos de maíz. (cont.)

Corriente 19 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 20 Flujo de entrada tanque de cofermentacion	Corriente 21 Inoculo y nutrientes	Suma 20 + 21	Corriente 22 CO2	Corriente 23 Flujo de salida tanque de fermentacion
27,385	246,467	27,615	274,082	14,037	263,400
0.0061	0.0061	0.0060	0.0061	--	0.0063
0.0045	0.0045	0.0044	0.0045	--	0.0046
--	--	--	0.0000	--	--
0.0009	0.0009	0.0009	0.0009	--	0.0009
0.0020	0.0020	0.0020	0.0020	--	0.0021
0.0379	0.0379	0.0376	0.0379	--	0.0394
0.0112	0.0112	0.0111	0.0112	--	0.0116
0.0101	0.0101	0.0100	0.0101	--	0.0105
--	--	0.0000	0.0000	--	--
0.0403	0.0403	0.0032	0.0366	--	0.0052
0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0005	0.0006
0.0681	0.0681	0.0020	0.0615	--	0.0022
0.0005	0.0005	0.0005	0.0005	--	0.0005
0.0058	0.0058	0.0057	0.0057	0.0048	0.0074
0.8107	0.8107	0.9035	0.8200	0.0287	0.8517
--	--	--	--	--	--
0.0001	0.0001	--	0.0001	--	0.0001
--	--	0.0050	0.0005	--	0.0018
--	--	--	--	0.0287	0.0519
--	--	--	--	--	--
0.0014	0.0014	0.0014	0.0014	--	0.0014
--	--	0.0025	0.0003	--	0.0003
--	--	0.0000	0.0000	0.9374	0.0010
--	--	0.0031	0.0003	--	0.0003

Corriente 19 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 20 Flujo de entrada tanque de cofermentacion	Corriente 21 Inoculo y nutrientes	Suma 20 + 21	Corriente 22 CO2	Corriente 23 Flujo de salida tanque de fermentacion
166	1,497	166	1,663	--	1,663
122	1,102	122	1,225	--	1,225
0	0	0	0	--	0
23	211	23	235	--	235
56	502	56	558	--	558
1,038	9,346	1,038	10,385	--	10,385
306	2,751	306	3,057	--	3,057
277	2,489	277	2,765	--	2,765
--	0	0	0	--	0
1,104	9,932	88	10,020	--	1,363
17	157	17	174	7	167
1,866	16,792	56	16,848	--	590
13	113	13	126	--	126
157	1,417	157	1,575	67	1,948
22,200	199,803	24,950	224,752	403	224,350
--	--	--	--	--	0
2	16	16	31	--	31
--	0	138	138	--	476
--	--	--	--	403	13,664
--	--	--	--	--	0
38	339	38	376	--	376
--	0	69	69	--	69
--	0	0	0	13,158	269
--	0	85	85	--	85
27,385	246,467	2,665	274,082	14,037	263,400

Tabla B.2 Balance de materia para el esquema 2, SSF a partir de residuos de maíz. (cont.)

		Corriente 1	Corriente 2	Suma 1 + 2	Corriente 3	Corriente 4	Suma 3 + 4	Corriente 5	Corriente 6	Corriente 7	Corriente 8	Corriente 9
		Rastrojo	H ₂ SO ₄ diluido		Salida tanque de pretratamiento/ Entrada sacarificación	Enzimas		Flujo de salida tanque de sacarificación	Ca(OH) ₂	Salida tanque de alcalinización	H ₂ SO ₄	Salida tanque de neutralización
Masa	Unidad	66,400	265,600	332,000	328,900	3,187	332,087	332,087	2,956	335,014	1,961	337,003
	kg											
Glucan	% masa	0.4100	--	0.0820	0.0797	--	0.0790	0.0360	--	0.0357	--	0.0355
Xilan	% masa	0.1900	--	0.0380	0.0077	--	0.0076	0.0000	--	0	--	0.0
Arabinan	% masa	0.0350	--	0.0070	0.0030	--	0.0030	0.0004	--	0.0004	--	0.0004
Manosan	% masa	0.0000	--	0	0	--	0	0	--	0	--	0
Galactan	% masa	0.0220	--	0.0044	0	--	0	0	--	0	--	0
Lignina	% masa	0.1800	--	0.036	0.0363	--	0.0360	0.0360	--	0.0357	--	0.0355
Cenizas	% masa	0.0720	--	0.0144	0.0145	--	0.0144	0.0144	--	0.0143	--	0.0142
Sólidos solubles	% masa	0.091	--	0.0182	0.0184	--	0.0182	0.0182	--	0.0180	--	0.0179
Acetatos	% masa	0.0000	--	0	0	--	0	0	--	0	--	0
Glucosa	% masa	--	--	0	0.0030	--	0.0030	0.0460	--	0.0456	--	0.0453
Xilosa	% masa	--	--	0	0.0307	--	0.0304	0.0444	--	0.0440	--	0.0437
Arabinosa	% masa	--	--	0	0.0040	--	0.0040	0.0066	--	0.0065	--	0.0065
Galactosa	% masa	--	--	0	0.0000	--	0	0	--	0	--	0
Furfural	% masa	--	--	0	0.0001	--	0.0001	0.0001	--	0.0001	--	0.0001
Ácido sulfúrico	% masa	--	0.0075	0.0060	0.0061	--	0.0060	0.0060	--	0	--	0
Ácido acético	% masa	--	--	0	0	--	0	0	--	0	--	0
Agua	% masa	--	0.9925	0.7940	0.7964	0.834	0.7967	0.7903	--	0.7834	--	0.7788
Cal	% masa	--	--	0	0	--	0	0	1.000	0.0043	--	0.0000
Yeso	% masa	--	--	0	0	--	0	0	--	0.0104	--	0.0206
E. Coil FBR5 Recombinante	% masa	--	--	0	0	--	0	0	--	0	--	0
Etolanol	% masa	--	--	0	0	--	0	0	--	0	--	0
Celluclast	% masa	--	--	0	0	0.083	0.0008	0.0008	--	0.0008	--	0.0008
Novozyme 188	% masa	--	--	0	0	0.083	0.0008	0.0008	--	0.0008	--	0.0008
CO ₂	% masa	--	--	0	0	--	0	0	--	0	--	0
Fosfato dibásico de amonio y l	% masa	--	--	0	0	--	0	0	--	0	--	0

		Corriente 1	Corriente 2	Suma 1 + 2	Corriente 3	Corriente 4	Suma 3 + 4	Corriente 5	Corriente 6	Corriente 7	Corriente 8	Corriente 9
		Rastrojo	H ₂ SO ₄ diluido		Salida tanque de pretratamiento/ Entrada sacarificación	Enzimas		Flujo de salida tanque de sacarificación	Ca(OH) ₂	Salida tanque de alcalinización	H ₂ SO ₄	Salida tanque de neutralización
Glucan	kg	27,224	--	27,224	26,228	0	26,228	11,952	--	11,952	--	11,952
Xilan	kg	12,616	--	12,616	2,523	0	2,523	0.00	--	0	--	0
Arabinan	kg	2,324	--	2,324	996	0	996	133	--	133	--	133
Manosan	kg	0	--	0	0.00	0	0	0	--	0	--	0
Galactan	kg	1,461	--	1,461	0.00	0	0	0	--	0	--	0
Lignina	kg	11,952	--	11,952	11,952	0	11,952	11,952	--	11,952	--	11,952
Cenizas	kg	4,781	--	4,781	4,781	0	4,781	4,781	--	4,781	--	4,781
Sólidos solubles	kg	6,042	--	6,042	6,042	0	6,042	6,042	--	6,042	--	6,042
Acetatos	kg	0	--	0	0	0	0	0	--	0	--	0
Glucosa	kg	0	--	996	996	0	996	15,272	--	15,272	--	15,272
Xilosa	kg	0	--	0	10,093	0	10,093	14,741	--	14,741	--	14,741
Arabinosa	kg	0	--	0	1,328	0	1,328	2,191	--	2,191	--	2,191
Galactosa	kg	0	--	0	0.00	0	0	0.00	--	0	--	0
Furfural	kg	0	--	0	45,91	0	46	46	--	20	--	20
Ácido sulfúrico	kg	0	1,992	1,992	1,992	0	1,992	1,992	--	0	--	0
Ácido acético	kg	0	--	0	0	0	0	0	--	0	--	0
Agua	kg	0	263,608	263,608	261,923	2,658	264,581	262,456	--	262,456	--	262,456
Cal	kg	0	--	0	0	0	0	0	2,956	1,451	--	0
Yeso	kg	0	--	0	0	0	0	0	--	3,494	--	6,934
E. Coil FBR5 Recombinante	kg	0	--	0	0	0	0	0	--	0	--	0
Etolanol	kg	0	--	0	0	0	0	0	--	0	--	0
Celluclast	kg	0	--	0	0	265	265	265	--	265	--	265
Novozyme 188	kg	0	--	0	0	265	265	265	--	265	--	265
CO ₂	kg	0	--	0	0	0	0	0	--	0	--	0
Fosfato dibásico de amonio	kg	0	--	0	0	0	0	0	--	0	--	0
Total	kg	66,400	265,600	332,000	328,900	3,187	332,087	332,087	2,956	335,014	1,961	337,003

Tabla B.3 Balance de materia para el esquema 3, SHF a partir de residuos de trigo.

Corriente 10 Precipitado	Corriente 11 Salida centrífuga	Corriente 12 Flujo para cultivo de inóculo	Corriente 13 Entrada tanque fermentacion	Corriente 14 Inóculo y nutrientes	Suma 13 + 14	Corriente 15 CO2	Corriente 16 Salida tanque fermentacion
39,374	297,550	29,755	267,795	28,962	296,757	13,848	283,164
0.3035	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
0.0034	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
0.3035	0	0	0	0	0	0	0
0.0005	0.0160	0.0160	0.0160	0.0164	0.0160	0	0.0168
0.0006	0.0202	0.0202	0.0202	0.0208	0.0203	0	0.0213
0	0	0	0	0	0	0	0
0.0017	0.0511	0.0511	0.0511	0.0016	0.0463	0	0.0001
0.0019	0.0493	0.0493	0.0493	0.0041	0.0449	0	0.00009
0.0002	0.0073	0.0073	0.0073	0.0006	0.0067	0	0.0070
0	0	0	0	0	0	0	0
0.000002	6.8E-05	6.8E-05	6.8E-05	6.9E-05	6.8E-05	0.0005	0.0001
0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
0.198	0.8559	0.8559	0.8559	0.9529	0.8653	0.0288	0.9055
0	0	0	0	0	0	0	0
0.1752	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.00012	0	0.0001
0	0	0	0	0.0010	0.00009	0	9.80214E-05
0	0	0	0	0	0	0.0288	0.0478
0.0067	0	0	0	0	0	0	0
0.0067	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0.9419	0.0009
				0.0025	0.0002	0	0.0003

Corriente 10 Precipitado	Corriente 11 Salida centrífuga	Corriente 12 Flujo para cultivo de inóculo	Corriente 13 Entrada tanque fermentacion	Corriente 14 Inóculo y nutrientes	Suma 13 + 14	Corriente 15 CO2	Corriente 16 Salida tanque fermentacion
11,952	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
133	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
11,952	0	0	0	0	0	0	0
19.12	4,762	476	4,286	476	4,762	0	4,762
24.17	6,018	602	5,416	602	6,018	0	6,018
0	0	0	0	0	0	0	0
66.43	15,206	1,521	13,685	46	13,731	0	41
73.70	14,667	1,467	13,200	117	13,318	0	3
8.76	2,182	218	1,964	17	1,982	0	1,982
0	0	0	0	0	0	0	0
0.0909	20	2	18	2	20	7	20
0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0
7.796	254,660	25,466	229,194	27,598	256,792	399	256,393
0	0	0	0	0.00	0	0	0
6,899	35	3	31	3.47	35	0	35
0	0	0	0	27.76	28	0	28
0	0	0	0	0	0	399	13,545
265	0	0	0	0	0	0	0
265	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	13,043	266
				72	72	0	72
39,453	297,550	29,755	267,795	1,364	296,757	13,848	283,164

Tabla B.3 Balance de materia para el esquema 3, SHF a partir de residuos de trigo (cont.)

		Corriente 1 Rastrojo	Corriente 2 H ₂ SO ₄ diluido	Suma 1 + 2	Corriente 3 Salida pretratamiento	Corriente 4 Salida superior tanque	Corriente 5 Salida inferior tanque	Corriente 6 Agua de lavado	Corriente 7 Hidrolizado de pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 9 Ca(OH) ₂
Masa	Unidad kg/lote	67,350	202,050	269,400	267,477	59,769	207,708	99,700	235,483	71,802	2,096
0.1911											
Glucan	% masa	0.4100	--	0.1025	0.0960	--	0.1236	--	0.0005	0.3559	--
Xilan	% masa	0.1900	--	0.0475	0.0057	--	0.0073	--	0.00003	0.0210	--
Arabinan	% masa	0.0350	--	0.0088	--	--	--	--	--	--	--
Manosan	% masa	0.0000	--	0.0000	0.0000	--	0.0000	--	0.000000	0.0000	--
Galactan	% masa	0.0220	--	0.0055	0.0014	--	0.0018	--	0.00001	0.0051	--
Lignina	% masa	0.1800	--	0.0450	0.0453	--	0.0584	--	0.0003	0.1680	--
Cenizas	% masa	0.0720	--	0.0180	0.0181	--	0.0233	--	0.0185	0.0068	--
Sólidos solubles	% masa	0.0910	--	0.0228	0.0229	--	0.0295	--	0.0239	0.0068	--
Acetatos	% masa	0.0000	--	0.0000	0.0000	--	--	--	--	0.0000	--
Xilosa	% masa	--	--	--	0.0510	--	0.0657	--	0.0538	0.0135	--
Furfural	% masa	--	--	--	0.0004	0.0011	0.0002	--	0.0002	0.0000	--
Glucosa	% masa	--	--	--	0.0072	--	0.0093	--	0.0076	0.0022	--
Galactosa	% masa	--	--	--	0.0042	--	0.0054	--	0.0043	0.0012	--
Ácido sulfúrico	% masa	--	0.0050	0.0038	0.0038	--	0.0049	--	0.0039	0.0012	--
ácido acético	% masa	--	--	--	--	0.0000	0.0000	--	0.0000	0.0000	--
Agua	% masa	0	0.9950	0.7463	0.7440	0.9989	0.6707	1.0000	0.8869	0.4200	--
Cal	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	1.0000
yeso	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
E. Coli FBR5 recombinante	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Etanol	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Celluclast	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	0	--
Novozyme 188	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Licor de maíz	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
CO ₂	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Fosfato dibásico de amonio	% masa	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
1.00											
		Corriente 1 Rastrojo	Corriente 2 H ₂ SO ₄ diluido	Suma 1 + 2	Corriente 3 Salida pretratamiento	Corriente 4 Salida superior tanque	Corriente 5 Salida inferior tanque	Corriente 6 Agua de lavado	Corriente 7 Hidrolizado de pentosas	Corriente 8 Torta	Corriente 9 Ca(OH) ₂
Glucan	kg	27,614	--	27,614	25,681	--	25,681	--	128	25,552	--
Xilan	kg	12,797	--	12,797	1,515	--	1,515	--	8	1,508	--
Arabinan	kg	2,357	--	2,357	--	--	--	--	--	--	--
Manosan	kg	0	--	0	0	--	0	--	0	0	--
Galactan	kg	1,482	--	1,482	370	--	370	--	2	369	--
Lignina	kg	12,123	--	12,123	12,123	--	12,123	--	61	12,062	--
Cenizas	kg	4,849	--	4,849	4,849	--	4,849	--	4,364	485	--
Sólidos solubles	kg	6,129	--	6,129	6,129	--	6,129	--	5,639	490	--
Acetatos	kg	0	--	0	0	--	0	--	0	0	--
Xilosa	kg	--	--	--	13,638	--	13,638	--	12,667	971	--
Furfural	kg	--	--	--	110	67	43	--	40	3	--
Glucosa	kg	--	--	--	1,933	--	1,933	--	1,778	155	--
Galactosa	kg	--	--	--	1,111	--	1,111	--	1,022	89	--
Ácido sulfúrico	kg	--	1,010	1,010	1,010	--	1,010	--	926	84	--
ácido acético	kg	--	--	--	0	0	0	--	0	0	--
Agua	kg	0	201,040	201,040	199,007	59,702	139,305	99,700	208,848	30,157	--
Cal	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	2,096
Yeso	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
E. Coli FBR5 recombinante	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Etanol	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Celluclast	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Novozyme 188	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Licor de maíz	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
CO ₂	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Fosfato dibásico de amonio	kg	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Total	kg	67,350	202,050	269,400	267,477	59,769	207,708	99,700	235,483	71,925	--

Tabla B.4 Balance de materia para el esquema 3, SSF a partir de residuos de trigo.

Corriente 10 Salida tanque de alcalinizacion	Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 15 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 8 Torta	Corriente 16 Entrada tanque de mezclado	Corriente 17 Agua para dilución	Corriente 18 Salida tanque de mezclado/ Entrada tanque de sacarificacion
237,577	1,848	239,422	6,299	233,123	23,312	71,802	209,823	62,574	344,322
0.00054	--	0.0005	0.0204	--	--	0.3559	0	--	0.0742
0.00003	--	0.0000	0.0012	--	--	0.0210	0	--	0.0044
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
0.00000	--	0.0000	0.0000	--	--	0.0000	0	--	0
0.00001	--	0.0000	0.0003	--	--	0.0051	0	--	0.0011
0.0003	--	0.0003	0.0096	--	--	0.1680	0	--	0.0350
0.0184	--	0.0182	0.0021	0.0187	0.0187	0.0068	0.0187	--	0.0128
0.0237	--	0.0236	0.0022	0.0241	0.0241	0.0068	0.0241	--	0.0161
0.0000	--	--	--	--	--	0.0000	--	--	--
0.0533	--	0.0529	0.0070	0.0541	0.0541	0.0135	0.0541	--	0.0358
0.0002	--	0.0002	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002	--	0.0001
0.0075	--	0.0074	0.0008	0.0076	0.0076	0.0022	0.0076	--	0.0051
0.0043	--	0.0043	0.0005	0.0044	0.0044	0.0012	0.0044	--	0.0029
--	1	--	--	--	--	0.0012	--	--	0.0002
0.0000	--	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000	--	--	0.0000
0.8791	--	0.8723	0.1850	0.8909	0.8909	0.4200	0.8908	1.0000	0.8122
0.0059	--	--	--	--	--	--	--	--	--
0.0068	--	0.0203	0.7685	0.0001	0.0001	--	0.0001	--	0.0001
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	0	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--

Corriente 10 Salida tanque de alcalinizacion	Corriente 11 H2SO4	Corriente 12 Salida tanque de neutralizacion	Corriente 13 Retenido en el Filtro yeso	Corriente 14 Salida hidrolizado pentosas	Corriente 15 Flujo para cultivo de inoculo	Corriente 8 Torta	Corriente 16 Entrada tanque de mezclado	Corriente 17 Agua para dilución	Corriente 18 Salida tanque de mezclado/ Entrada tanque de sacarificacion
128	--	128	128	0	0	25,552	0	--	25,552
8	--	8	8	0	0	1,508	0	--	1,508
--	--	--	--	0	0	0	0	--	0
0	--	0	0	0	0	0	0	--	0
2	--	2	2	0	0	369	0	--	369
61	--	61	61	0	0	12,062	0	--	12,062
4,364	--	4,364	13	4,351	435	485	3,916	--	4,401
5,639	--	5,639	14	5,624	562	490	5,062	--	5,552
0	--	0	0	0	0	0	0	--	0
12,667	--	12,667	44	12,623	1,262	971	11,361	--	12,332
40	--	40	0.1	39	4	3	36	--	39
1,778	--	1,778	5	1,773	177	155	1,596	--	1,750
1,022	--	1,022	3	1,019	102	89	917	--	1,006
--	1,848	--	--	0	0	84	0	--	84
0	--	0	0	0	0	0	0	--	0
208,848	--	208,848	1,165	207,682	20,768	30,157	186,914	62,574	279,645
1,396	--	--	--	0	0	0	0	--	0
1,625	--	4,865	4,841	24	2	0	22	--	22
--	--	--	--	--	0	--	0	--	0
--	--	--	--	--	0	--	0	--	0
--	--	--	--	--	0	--	0	--	0
--	--	--	--	--	0	--	0	--	0
--	--	--	--	--	0	--	0	--	0
--	--	--	--	--	0	--	0	--	0
237,577	1,848	239,422	6,285	233,137	23,314	71,925	209,823	62,574	344,322

Tabla B.4 Balance de materia para el esquema 3, SSF a partir de residuos de trigo. (cont.)

Corriente 19 Enzimas	Corriente 20 Inoculo y nutrientes	Suma 18 + 19 + 20	Corriente 21 CO2	Corriente 22 Flujo de salida tanque de fermentacion
	0,0402075	0,1728888		
3,233	37,704	385,260	14,040	385,178
--	0	0,0663	--	0,0663
--	0	0,0039	--	0,0039
--	0	0	--	0
--	0	0	--	0
--	0	0,0010	--	0,0010
--	0	0,0313	--	0,0313
--	0,0115	0,0126	--	0,0126
--	0,0149	0,0159	--	0,0159
--	0	0	--	0
--	0,0027	0,0323	--	0,0002
--	0,0001	0,0001	0,00005	0,0001
--	0,0001	0,0046	--	0,0000
--	0,0027	0,0029	--	0,0029
--	0	0,0002	--	0,0002
--	0	0	--	0
0,8340	0,9572	0,8265	0,02884	0,8257
--	0	0	--	0,0000
--	6,5E-05	0,0001	--	0,0001
--	0,005	0,0005	--	0,0016
--	0	0	0,02884	0,0357
0,083	0	0,0007	--	0,0007
0,083	0	0,0007	--	0,0007
--	0,0025	0,0002	--	0,0002
--	0	0	0,94226	0,0007
--	0,0032	0,0003	--	0,0003

Corriente 19 Enzimas	Corriente 20 Inoculo y nutrientes	Suma 18 + 19 + 20	Corriente 21 CO2	Corriente 22 Flujo de salida tanque de fermentacion
0	0	25,552	--	25,552
0	0	1,508	--	1,508
0	0	0	--	0
0	0	0	--	0
0	0	369	--	369
0	0	12,062	--	12,062
0	435	4,836	--	4,836
0	562	6,115	--	6,115
0	0	0	--	0
0	101	12,433	--	62
0	4	43	1	42
0	5	1,756	--	2
0	102	1,108	--	1,108
0	0	84	--	84
0	0	0	--	0
2,696	36,090	318,431	405	318,027
0	0	0	--	0
0	2	24	--	24
0	189	189	--	628
0	0	0	405	13,739
268	0	268	--	268
268	0	268	--	268
0	94	94	--	94
0	0	0	13,229	270
0	119	119	--	119
3,233	1,614	385,260	14,040	385,178

Tabla B.4 Balance de materia para el esquema 3, SSF a partir de residuos de trigo. (cont.)

Apéndice C

Proceso de diseño para las columnas de destilación

Destilación Ordinaria

Para simplificar el proceso se considera que se tiene una mezcla binaria de etanol agua. El modelo termodinámico apropiado se selecciona siguiendo la guía para elegir un método de propiedades presentada en la guía de usuario de Aspen Plus 11.1. Se trata de un sistema polar no electrolito con presión de operación menor a 10 bar, por lo tanto el modelo NRTL es apropiado para simular este proceso.

En este caso se considera que se obtiene una composición másica en el destilado de 0.63 en la columna concentradora para posteriormente llevar esta corriente a una concentración cercana a la concentración azeotrópica en una columna rectificadora. Ambas columnas operan a una presión de 1 atm.

Columna concentradora

En este caso la restricción principal se refiere al contenido de etanol en la corriente de fondos obtenida, ya que se desea que prácticamente todo el etanol se recupere en la corriente de destilado. Por lo tanto, se espera obtener una concentración másica de agua mayor a 0.995 en esta corriente.

Inicialmente se suponen el número de etapas en la columna, el plato de alimentación, relación de reflujo másica y la relación molar de destilado/alimentación. Por medio de un análisis de sensibilidad se determina el número de etapas necesarias para obtener la concentración deseada en el fondo de la columna.

De la misma forma se determina el efecto de la relación molar de destilado/alimentación sobre la composición de etanol en el destilado y el consumo energético del proceso. El resultado muestra que pequeños aumentos en esta relación producen decrementos importantes en la composición del destilado e incrementos considerables en los requerimientos energéticos del proceso. Por lo tanto, un valor bajo proporcionara una alta composición en el destilado con un mínimo consumo de energía.

Posteriormente se realiza un análisis de sensibilidad para determinar el efecto de la relación de reflujo sobre la composición de etanol en el destilado y la composición de agua en el fondo, se selecciona la relación de reflujo que cumpla con la concentración requerida en el fondo.

Columna rectificadora

En este caso la restricción principal se refiere a la concentración másica de etanol en el destilado. El azeótropo se forma en una concentración másica de etanol de 0.925, por lo tanto se busca que el destilado con una concentración lo más cercana posible a este valor.

Inicialmente se supone el número de etapas en la columna, el plato de alimentación, relación de reflujo molar y la relación molar de destilado/alimentación. Por medio de una especificación de diseño (Design Specs) se encuentra la relación de reflujo que produce una concentración másica de 0.92 en la corriente de destilado obtenido.

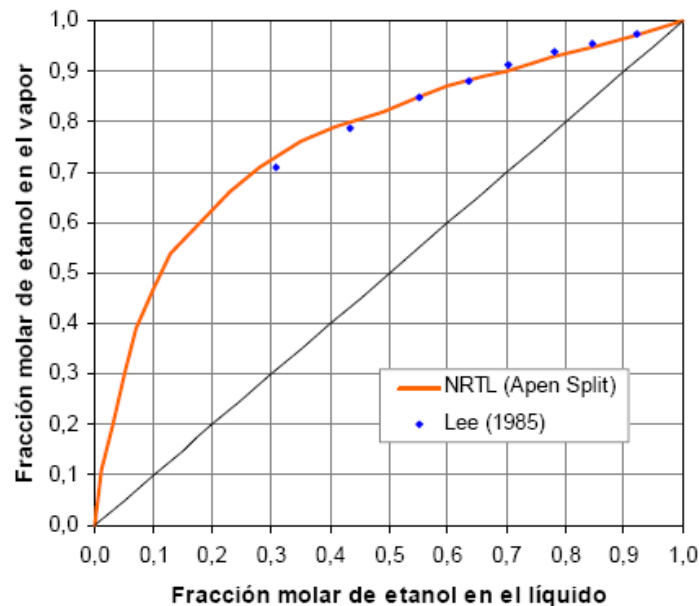
Por medio de análisis de sensibilidad se determina la relación molar de destilado/alimentación más adecuada, en este caso se tiene un rango muy pequeño para ajustar este valor (0.47 – 0.49), el comportamiento observado es que conforme aumenta esta relación la concentración de etanol en el destilado disminuye ligeramente, la concentración másica de etanol en el residuo se reduce (0.073 – 0.0001) y el consumo energético se incrementa ligeramente. Por lo tanto, una relación de 0.49 cumple con la concentración deseada en el destilado y muestra una mayor recuperación de etanol.

Para el reflujo, se encontró que a partir de un valor de 1.7 para la relación molar de reflujo se tiene prácticamente la misma concentración de etanol en el destilado, por lo tanto se selecciona este valor pues es el que satisface la especificación de diseño y muestra el menor consumo energético.

Destilación Extractiva

En este proceso se pretende obtener una corriente de etanol con una concentración molar máxima de 99.5 % con un consumo energético bajo. Por lo tanto, se realizó un análisis de sensibilidad para determinar las condiciones de operación más adecuadas que cumplieran con estas restricciones.

La simulación se realizó con el modelo termodinámico NRTL para este proceso, ya que de acuerdo a la información encontrada en la literatura éste es el que mejor correlaciona los datos experimentales, como se muestra en la siguiente gráfica. [42]



Gráfica C.1 Ajuste de los datos experimentales del equilibrio pseudobinario etanol-agua-glicerol a 1 atm de presión. [42]

Columna deshidratadora

Inicialmente se determina el número de etapas y la etapa de alimentación de la corriente azeotrópica, mediante el análisis de sensibilidad encontramos que el número mínimo de etapas ideales necesarias para obtener la concentración deseada es de 15 etapas.

Para definir el plato de alimentación de la corriente azeotrópica se observa que conforme esta se aproxima al rehervidor, la fracción molar de etanol en el destilado se incrementa de la misma forma que el consumo energético de la columna. Por lo tanto, esta etapa se fija en el plato número 11, a partir de este plato se obtiene la concentración deseada en el destilado con el mínimo consumo energético en el rehervidor.

De la misma forma se determina el efecto de la etapa de alimentación de la glicerina, en este caso la tendencia que se observa es que entre más se aleje esta etapa de alimentación del condensador la composición de etanol del destilado disminuye, por lo tanto se elige la etapa 3 ya que cumple con la composición molar de 0.995.

En el caso de la relación de reflujo molar, se determino que para valores superiores a 0.28 se obtiene la concentración molar deseada en el destilado. Por lo tanto, se fijara en el valor mínimo posible para evitar altos consumos energéticos en la operación.

Otra variable a determinar en este caso es la cantidad mínima de solvente que debe ser alimentada para obtener el grado deseado de separación. Del análisis de sensibilidad realizado se concluye que la relación molar solvente/alimento mínima necesaria es de 0.4 ya que para valores inferiores no se obtiene la concentración deseada en el destilado y para valores mayores tenemos un incremento en el consumo energético del sistema.

Por último, se evaluó el efecto que tiene la temperatura de entrada del solvente sobre el comportamiento de la composición del destilado y el consumo energético. Para el valor de reflujo mínimo que se manejo en el diseño tenemos que la temperatura óptima es de 80 °C, ya que se obtiene la composición deseada en el destilado con el menor consumo energético.

El comportamiento que se observa es que para temperaturas inferiores a 80 °C se obtienen composiciones de destilado favorables, pues la composición molar se incrementa al igual que lo hace el consumo energético. En cambio, para valores de

temperatura superiores a 80 °C se observa que el consumo energético disminuye, sin embargo, no se alcanza el grado de separación deseado.

Columna recuperadora

En este caso la principal restricción se refiere al contenido de agua en la corriente de fondos obtenida, ya que se desea que el solvente recuperado se encuentre libre de agua para que pueda ser recirculado a la columna deshidratadora sin afectar la pureza del destilado obtenido.

De acuerdo a la fuente consultada, esta columna requiere de la generación de un alto vacío que permita tener una presión de 15 mmHg con el fin de reducir el consumo energético y evitar las altas temperaturas en el rehervidor. [42]

Se determino inicialmente el número de etapas y la etapa de alimentación mediante un análisis de sensibilidad, como resultado se obtuvo que el número mínimo de etapas ideales necesarias para obtener la pureza deseada en la corriente de fondos es de 5 etapas. Para definir el plato de alimentación se considero que se obtuviera la pureza deseada con el menor consumo energético, esto se logra fijando la alimentación en la etapa 2.

En esta torre se encontró que la relación de reflujo no tiene influencia sobre la pureza de la corriente de fondos, por lo tanto se debe fijar en un valor bajo para disminuir el consumo energético de la operación.

Para poder cumplir con la restricción de pureza se especifico el flujo molar de destilado obtenido. En base al análisis de sensibilidad realizado se encontró que para un flujo de 23.3 kmol/h de destilado se obtiene el grado de separación deseado con el consumo energético mínimo requerido.

Apéndice D

Zonas consideradas para la ubicación de una planta productora de etanol en México

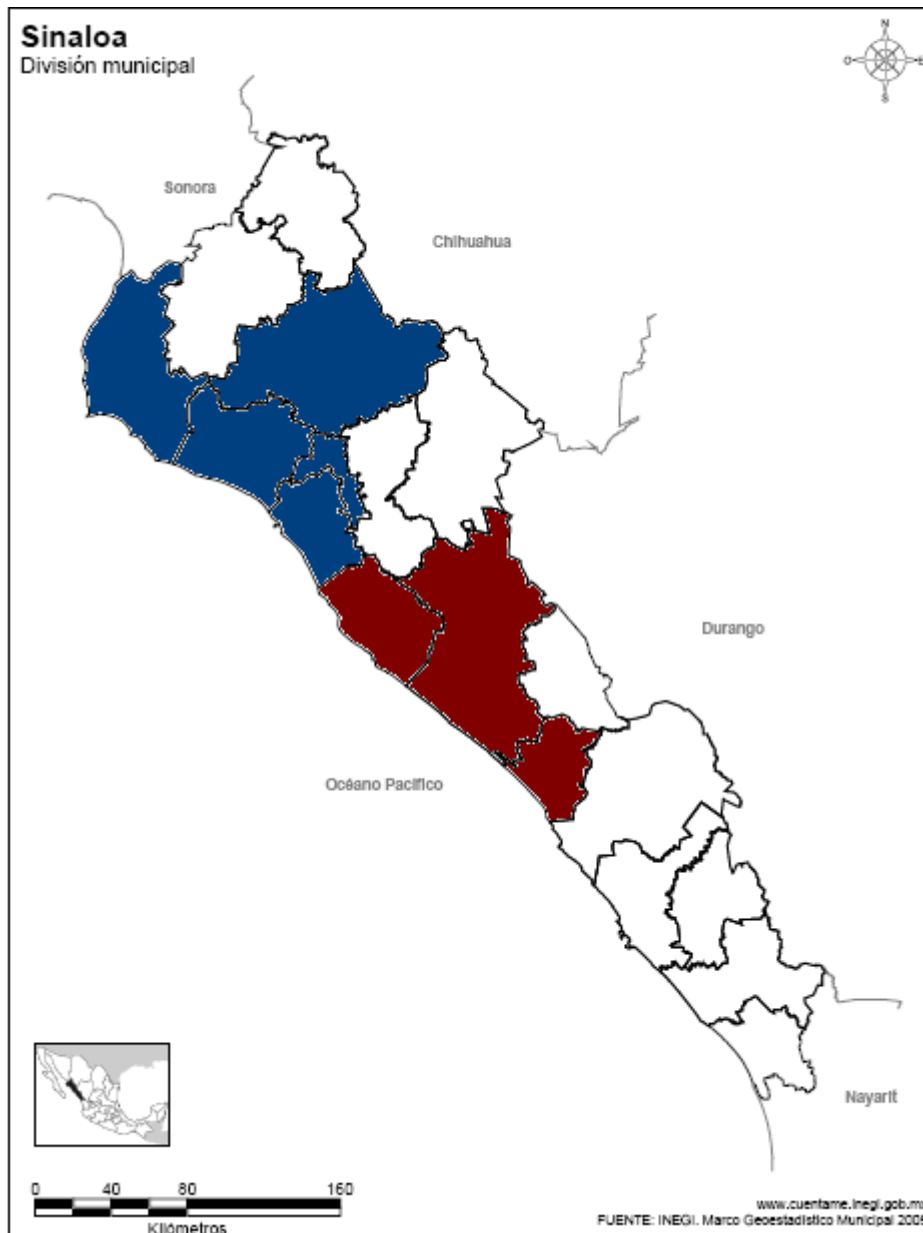


Figura D.1. Municipios considerados en el estado de Sinaloa para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de maíz.

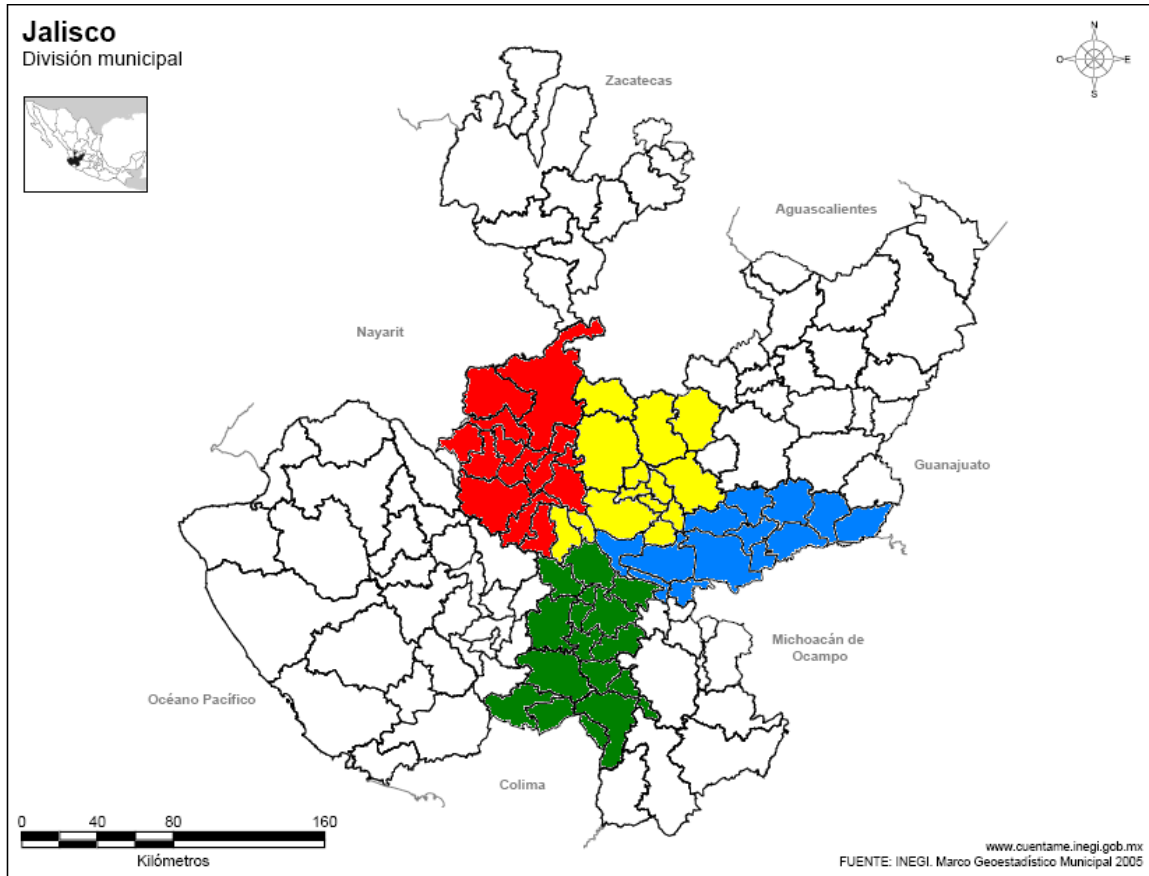


Figura D.2. Municipios considerados en el estado de Jalisco para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de maíz.

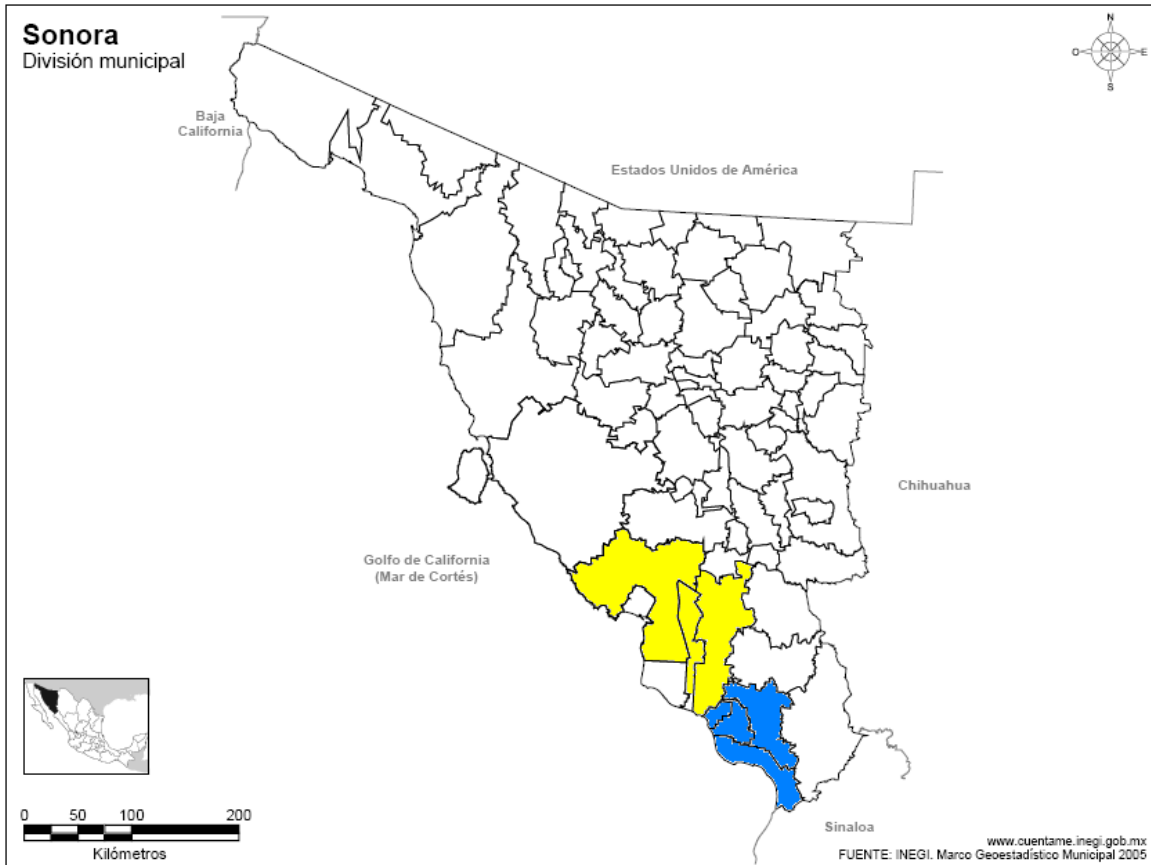


Figura D.3. Municipios considerados en el estado de Sonora para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de trigo.

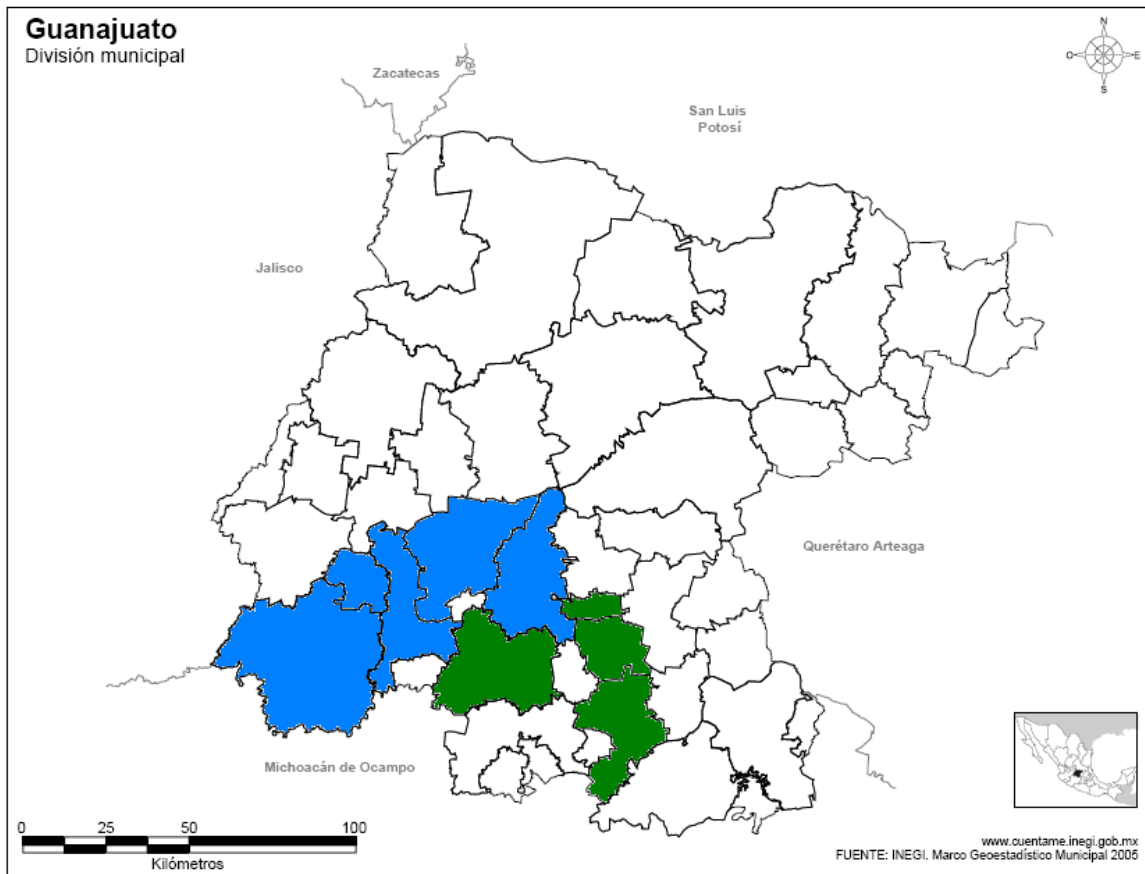


Figura D.4. Municipios considerados en el estado de Guanajuato para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de trigo.

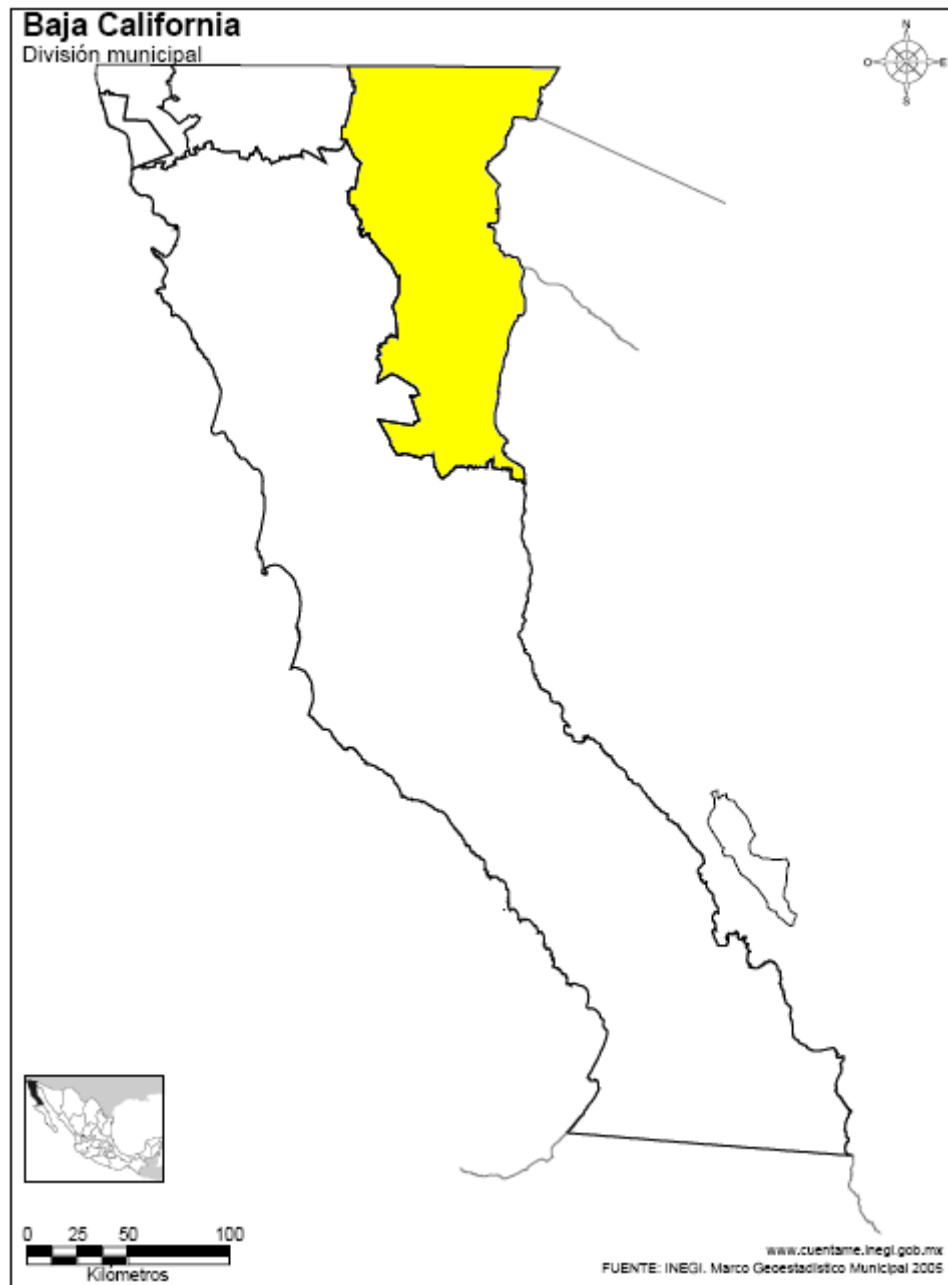


Figura D.5. Municipios considerados en el estado de Baja California para la ubicación de una planta productora de etanol a partir de residuos de trigo.