

**ESQUEMA TECNOLÓGICO INTEGRAL DE LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL
CARBURANTE**

María Isabel Montoya Rodríguez

Julián Andrés Quintero Suárez

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES
FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA
INGENIERÍA QUÍMICA
MANIZALES
ENERO DE 2005**

**ESQUEMA TECNOLÓGICO INTEGRAL DE LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL
CARBURANTE**

**Trabajo de Grado en la modalidad
Participación en Proyecto de Investigación**

**María Isabel Montoya Rodríguez Cod. 399038
mariaisa1682@yahoo.com**

**Julián Andrés Quintero Suárez Cod. 399563
july9957@yahoo.com**

**Línea de Profundización: Procesos Químicos
Catalíticos y Biotecnológicos**

Director:

**Carlos Ariel Cardona
Ingeniero Químico M.Sc., Ph.D.**

Asesor:

**Oscar Julián Sánchez Toro
Ingeniero Químico M.Sc.**

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES
FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA
INGENIERÍA QUÍMICA
MANIZALES
ENERO DE 2005**

RESUMEN

En el presente trabajo se evaluaron económica y ambientalmente dos esquemas de proceso para la obtención de etanol carburante a partir de maíz y caña de azúcar, en él se hizo la revisión de las tecnologías existentes para la transformación de estos materiales, se seleccionó el mejor esquema de proceso para cada una de ellas, se simuló el esquema seleccionado en Aspen Plus y se hizo su respectivo análisis económico con el uso del Aspen Icarus Process Evaluator y un análisis ambiental utilizando el algoritmo de reducción de residuos (WAR). Finalmente se realizó la integración de estas dos evaluaciones, obteniéndose un indicador integral de cada proceso mediante la evaluación AHP (Analytical Hierarchy Process); del cual se obtuvo que para las condiciones de Colombia, y particularmente del Eje Cafetero, la mejor opción de materia prima para la producción de etanol carburante es la caña de azúcar. Este resultado se ve influenciado principalmente por el costo de producción de la misma.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
1. INTRODUCCIÓN	1
2. OBJETIVOS	2
2.1 OBJETIVO GENERAL	2
2.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS	2
3. MARCO TEÓRICO	3
3.1 MATERIAS PRIMAS	3
3.1.1 CAÑA DE AZÚCAR	3
3.1.1.1 Condiciones agroecológicas para el cultivo de caña	3
3.1.1.2 Almacenamiento y estabilidad	3
3.1.1.3 Composición de la caña y del jugo de caña	4
3.1.1.4 Rendimientos	4
3.1.1.5 Costo de producción agroindustrial de la caña de azúcar	5
3.1.2 MAIZ	5
3.1.2.1 Condiciones agroecológicas para el cultivo de maíz	6
3.1.2.2 Recolección y almacenamiento	6
3.1.2.3 Composición del grano	6
3.1.2.4 Rendimientos	6
3.1.2.5 Costo de producción agroindustrial del maíz	7
3.2 EL ETANOL COMO CARBURANTE	8
3.2.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL USO DE ETANOL COMO CARBURANTE	8
3.2.2 ANTECEDENTES DEL ETANOL CARBURANTE EN COLOMBIA	9
3.3 TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL	10
3.3.1 PRETRATAMIENTO	10
3.3.1.1 Material con alto contenido de azúcares	10
3.3.1.2 Material lignocelulósico	11
3.3.1.2.1 Hidrólisis ácida concentrada	11
3.3.1.2.2 Hidrólisis ácida diluida	12
3.3.1.2.3 Hidrólisis enzimática	12
3.3.1.3 Material amiláceo	14
3.3.1.3.1 Molienda	14
3.3.1.3.2 Hidrólisis	15
3.3.2 FERMENTACION	17
3.3.2.1 Microorganismos utilizados en la fermentación	17
3.3.2.2 Inhibidores de la fermentación	18
3.3.3 SEPARACIÓN	19
3.3.3.1 Destilación azeotrópica	19
3.3.3.2 Destilación extractiva	20

	Pág.
3.3.3.3 Tamices moleculares	21
3.3.3.4 Sistema de destilación-pervaporación	22
3.3.3.5 Extracción con fluidos supercríticos	23
3.3.3.6 Destilación a vacío	24
3.3.4 TRATAMIENTO Y APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS	25
3.3.4.1 Tipo de residuos del proceso a partir de caña	25
3.3.4.1.1 Residuos sólidos	25
3.3.4.1.2 Residuos gaseosos	25
3.3.4.1.3 Residuos líquidos	26
3.3.4.2 Tipo de residuos del proceso a partir de maíz	26
3.3.4.2.1 Molienda en húmedo	26
3.3.4.2.2 Molienda en seco	27
3.3.4.3 Tratamiento de agua residual	27
3.3.4.4 Aplicación directa en el suelo	30
3.3.4.5 Concentración e incineración de las vinazas	30
3.3.4.6 Bio-concentración (recirculación) e incineración de vinazas	30
3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO	32
3.4.1 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO Y BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	32
3.4.2 COSTOS DE CAPITAL	33
3.4.2.1 Costos de Compra	33
3.4.2.2 Costos de Instalación	33
3.4.3 COSTOS DE OPERACIÓN	34
3.4.4 CAPITAL DE TRABAJO	34
3.4.5 INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL	34
3.4.6 INDICADORES DE FACTIBILIDAD	34
3.5 ANALISIS AMBIENTAL	35
3.5.1 IMPACTO AMBIENTAL EN EL DISEÑO DE PROCESOS	35
3.5.1.1 Sistemas de evaluación de impacto ambiental	38
3.5.2 ALGORITMO DE REDUCCIÓN DE RESIDUOS (WAR)	40
3.5.2.1 Ecuación de conservación	41
3.5.2.2 Índices de impacto ambiental	44
3.5.2.3 Impacto ambiental químico	46
4. METODOLOGÍA UTILIZADA	49
4.1 ANÁLISIS DE LOS ESQUEMAS ACTUALES PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL CARBURANTE	
4.1.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	49
4.1.2 COMPARACIÓN CUALITATIVA DE LAS TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL	49
4.2 ELECCIÓN DEL ESQUEMA TECNOLÓGICO MÁS ADECUADO PARA CADA MATERIA PRIMA: MAÍZ Y JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR	
4.2.1 SELECCIÓN DEL ESQUEMA GENERAL DE PROCESO	51

	Pág.
4.2.2 EVALUACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS	51
4.3 DETALLAMIENTO DE CADA UNA DE LAS ETAPAS PARA LOS DOS ESQUEMAS DE PROCESO	51
4.4 SIMULACIÓN EN UN SOFTWARE COMERCIAL DE CADA PROCESO DE ACUERDO A LAS CONDICIONES HALLADAS	52
4.5 EVALUACIÓN AMBIENTAL Y ECONÓMICA CONJUNTA DE CADA PROCESO	54
4.5.1 EVALUACIÓN ECONÓMICA	54
4.5.1.1 Determinación de los costos de capital	54
4.5.1.2 Determinación de los costos de operación	54
4.5.1.3 Costos de producción	55
4.5.1.4 Determinación del valor presente neto y la tasa interna de retorno	55
4.5.2 EVALUACIÓN AMBIENTAL	55
4.6 ELECCIÓN DEL MEJOR DIAGRAMA DE PROCESO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL CARBURANTE	58
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS	60
5.1 ANÁLISIS DE LOS ESQUEMAS ACTUALES PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL	60
5.1.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS TECNOLOGÍAS	60
5.1.1.1 Pretratamiento	60
5.1.1.2 Fermentación	62
5.1.1.3 Separación y deshidratación	63
5.1.1.4 Tratamiento de efluentes líquidos	65
5.1.2 COMPARACIÓN CUALITATIVA	66
5.1.2.1 Pretratamiento	66
5.1.2.2 Hidrólisis	67
5.1.2.3 Fermentación	67
5.1.2.4 Separación y deshidratación	68
5.1.2.5 Tratamiento de efluentes líquidos	69
5.2 ELECCIÓN DEL ESQUEMA DE PROCESO MÁS ADECUADO PARA CADA MATERIA PRIMA: MAÍZ Y JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR	71
5.2.1 SELECCIÓN DEL ESQUEMA DE PROCESO	71
5.2.2 EVALUACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS	75
5.3 ESPECIFICACIONES DE LOS PROCESOS PARA LA OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA Y MAÍZ	76
5.3.1 Materia prima requerida	76
5.3.2 Especificaciones y condiciones de operación para la producción de etanol a partir de caña de azúcar	76
5.3.3 Especificaciones y condiciones de operación para la producción de etanol a partir de maíz	80
5.4 SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS DE OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR Y MAÍZ	85

	Pág.
5.4.1 Simulación del proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar	85
5.4.2 Simulación del proceso de obtención de etanol a partir de maíz	89
5.4.3 Requerimientos energéticos	93
5.4.4 Parámetros para el dimensionamiento de equipos	95
5.5 EVALUACIÓN AMBIENTAL Y ECONÓMICA DE CADA PROCESO	96
5.5.1 EVALUACIÓN ECONÓMICA	96
5.5.1.1 Costos de capital	97
5.5.1.2 Costos de operación	98
5.5.1.3 Costos de producción	98
5.5.1.4 Indicadores de factibilidad	99
5.5.2 EVALUACIÓN AMBIENTAL	101
5.5.2.1 Índices de impacto ambiental total	101
5.5.2.2 Índices de impacto ambiental por categoría	102
5.6 ELECCIÓN DEL MEJOR DIAGRAMA DE PROCESO PARA LA PRODUCCION DE ETANOL CARBURANTE	104
6. CONCLUSIONES	105
7. RECOMENDACIONES	107
BIBLIOGRAFÍA	108
ANEXOS	

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Distribución de componentes en las partes del grano de maíz	7
Tabla 2. Costos de producción de maíz en diferentes regiones	7
Tabla 3. Requerimientos energéticos para deshidratación	21
Tabla 4. Composición del bagazo	25
Tabla 5. Características comunes del agua residual proveniente de una destilería	26
Tabla 6. Tecnologías para el tratamiento de aguas residuales	28
Tabla 7. Pasos del diseño conceptual de procesos	38
Tabla 8. Algunas categorías de impacto	39
Tabla 9. Tecnologías para el acondicionamiento de material con alto contenido de azúcares	60
Tabla 10. Tecnologías para el acondicionamiento de material celulósico	60
Tabla 11. Tecnologías para la hidrólisis de material celulósico	61
Tabla 12. Tecnologías para el acondicionamiento de material amiláceo	61
Tabla 13. Tecnologías para la hidrólisis de material amiláceo	62
Tabla 14. Tecnologías para la fermentación de azúcares	62
Tabla 15. Tecnologías para la separación y deshidratación de etanol	63
Tabla 16. Tecnologías para el tratamiento de efluentes líquidos	65
Tabla 17. Abreviaciones para los criterios a evaluar	66
Tabla 18. Evaluación de las Tecnologías para el Acondicionamiento	67
Tabla 19. Evaluación de las Tecnologías para la Hidrólisis	67
Tabla 20. Evaluación de las Tecnologías para la Fermentación	68
Tabla 21. Evaluación de las Tecnologías para la Separación y Deshidratación	68
Tabla 22. Evaluación de las Tecnologías para el Tratamiento de Efluentes Líquidos	69
Tabla 23. Líneas de proceso óptimas y general para cada materia prima	71
Tabla 24. Rendimientos del cultivo y de etanol para la caña y el maíz	75
Tabla 25. Indicadores económicos y productivos para el maíz y la caña azucarera	75
Tabla 26. Requerimiento materia prima para una base de 537.720 lt/día	76
Tabla 27. Composición de la caña de azúcar	77
Tabla 28. Composición del jugo de caña y el bagazo	77
Tabla 29. Composición de la cachaza	78
Tabla 30. Condiciones de operación área de pretratamiento	78
Tabla 31. Reacciones que tienen lugar en el área de fermentación	79
Tabla 32. Condiciones de operación área de fermentación	79
Tabla 33. Condiciones de operación área de separación	80
Tabla 34. Composición del maíz	81
Tabla 35. Reacciones que tienen lugar en el área de pretratamiento	82
Tabla 36. Condiciones de operación área de pretratamiento	82
Tabla 37. Reacciones que tienen lugar en el área de fermentación	83
Tabla 38. Condiciones de operación área de fermentación	83

	Pág.
Tabla 39. Condiciones de operación área de separación	84
Tabla 40. Corrientes principales obtenidas de la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar	87
Tabla 41. Parámetros de diseño de las columnas de destilación y de Absorción	86
Tabla 42. Parámetros de diseño del tren de evaporación	89
Tabla 43. Corrientes principales obtenidas de la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de maíz	91
Tabla 44. Parámetros de diseño de las columnas de destilación y de Absorción	90
Tabla 45. Parámetros de diseño del tren de evaporación	93
Tabla 46. Requerimientos energéticos	93
Tabla 47. Parámetros generales de equipos	95
Tabla 48. Resumen de los resultados de la evaluación económica	96
Tabla 49. Resultados de los costos de operación por periodo	98
Tabla 50. Costos de producción por litro de etanol	98
Tabla 51. Valor presente neto y tasa interna de retorno	100
Tabla 52. Índices de potencial de impacto ambiental totales	101
Tabla 53. Resultados de la integración económica y ambiental	104

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Hidrólisis enzimática y fermentación separadas	12
Figura 2. Configuración del proceso enzimático para sacarificación y cofermentación simultáneas (SSCF)	13
Figura 3. Esquema del proceso de licuefacción de almidón	16
Figura 4. Destilación y deshidratación azeotrópica ternaria	19
Figura 5. Esquema para la destilación extractiva con solvente	20
Figura 6. Destilación extractiva salina	21
Figura 7. Destilación y deshidratación con tamices moleculares	22
Figura 8. Esquema del proceso destilación-pervaporación	23
Figura 9. Esquema convencional de extracción con fluidos supercríticos	24
Figura 10. Destilación y deshidratación de etanol a vacío	24
Figura 11. Proceso de bioconcentración e incineración de vinazas	31
Figura 12. Aproximación al análisis económico de procesos	32
Figura 13. Alcances del desarrollo sostenible	36
Figura 14. Oportunidades de minimización de impacto ambiental a lo largo del ciclo de vida del proceso	37
Figura 15. Ciclo de vida del producto	40
Figura 16. Balances de materia, energía e impacto de un proceso químico	41
Figura 17. Estructura jerárquica de la integración	58
Figura 18. Esquema de resultados de la evaluación de las tecnologías para la producción de etanol deshidratado	70
Figura 19. Esquema de proceso para la producción de etanol deshidratado a partir de jugo de caña de azúcar	73
Figura 20. Esquema de proceso para la producción de etanol deshidratado a partir de maíz	74
Figura 21. Esquema del proceso de obtención de etanol a partir de caña	76
Figura 22. Esquema del proceso de obtención de etanol a partir de maíz	81
Figura 23. Distribución de los requerimientos energéticos por áreas para el proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar	94
Figura 24. Distribución de los requerimientos energéticos por áreas para el proceso de obtención de etanol a partir de maíz	94
Figura 25. Resumen de los costos de capital y operación	96
Figura 26. Distribución de los costos de equipos por áreas para el proceso de etanol a partir de caña	97
Figura 27. Distribución de los costos de equipos por áreas para el proceso de etanol a partir de maíz	97
Figura 28. Costos de producción por litro de producto	99
Figura 29. Valor presente neto para los 10 periodos de vida del proyecto	100
Figura 30. Potencial de impacto para los dos casos de estudio	101
Figura 31. Potencial de impacto de salida por categoría para los dos casos de estudio	102
Figura 32. Potencial de impacto generado por categoría para los dos casos de estudio	103
Figura 33. Variación de la evaluación AHP con los pesos de importancia	104

LISTA DE ANEXOS

- Anexo A. Principios de la química verde
- Anexo B. Simulación
- Anexo C. Diagramas de flujo de la simulación
- Anexo D. Evaluación ambiental
- Anexo E. Evaluación económica

TABLAS DE ANEXO

- Tabla B1. Sustancias incluidas en la simulación
- Tabla B2. Corrientes de entrada al proceso a partir de caña de azúcar
- Tabla B3. Corrientes de salida del proceso de a partir de caña de azúcar
- Tabla B4. Corrientes de entrada al proceso a partir de maíz
- Tabla B5. Corrientes de salida del proceso de a partir de maíz
- Tabla D1. Compuestos adicionados a la base de datos del WAR GUI
- Tabla E1. Áreas y equipos para el proceso de obtención de etanol a partir de caña
- Tabla E2. Áreas y equipos para el proceso de obtención de etanol a partir de maíz
- Tabla E3. Parámetros de dimensionamiento de los equipos para el proceso a partir de caña
- Tabla E4. Parámetros de dimensionamiento de los equipos para el proceso a partir de maíz

FIGURAS DE ANEXO

- Figura C1. Diagrama de flujo del proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar
- Figura C2. Diagrama de flujo del proceso de obtención de etanol a partir de maíz

1. INTRODUCCIÓN

Durante las épocas más críticas de la economía mundial los gobiernos han incentivado el uso de etanol, tanto en mezclas como puro, con miras a garantizar el suministro de combustible, la incertidumbre entonces en los precios del petróleo llevó en los años setentas a que algunos países, especialmente Brasil, emprendieran programas nacionales de sustitución parcial de la gasolina por fuentes energéticas renovables. En Colombia la ley que obliga a mezclar gasolina con alcohol (ley 693 del 2001 del Ministerio de Minas y Energía) es la base fundamental de una nueva industria alcoholquímica de magnitudes considerables, que se verá incrementada aún más en el futuro próximo por el crecimiento demográfico y si se aumentan los niveles de mezclado.

En la actualidad el uso del etanol carburante no solo se implementa con el fin de solucionar las crisis económicas, si no también como una solución ecológica al gran impacto ambiental generado por los combustibles derivados del petróleo.

Sin embargo, la tendencia mundial no solo se enfoca en la disminución del impacto ambiental con la sustitución de un producto por otro, sino que también se direcciona hacia el diseño del proceso. Es así como en las últimas cuatro décadas el diseño de procesos y la manufactura de sustancias químicas han experimentado una gran evolución, inicialmente sólo los sistemas de reacción y separación eran diseñados y optimizados con un objetivo económico. En los 70's y 80's, debido a la crisis global energética, el sistema de servicios fue incluido dentro de los procesos de diseño y optimización. Hoy, adicional al objetivo económico y energético deben tenerse en cuenta las consideraciones de impactos ambientales, otras etapas del ciclo de vida del producto y el tratamiento de residuos.

La poca implementación a nivel mundial de la integración económica y ambiental en el diseño de procesos hace interesante realizar propuestas de diseño y evaluación de procesos, en los que se apliquen métodos de reducción de residuos, a productos de interés nacional; tal como el etanol carburante.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Determinar el esquema tecnológico más limpio para la producción de etanol carburante entre dos diagramas de proceso utilizando el algoritmo de reducción de residuos (WAR).

2.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS

1. Analizar los esquemas actuales para la producción de etanol carburante.
2. Elegir el esquema tecnológico más adecuado para cada materia prima: maíz y caña de azúcar.
3. Detallar cada una de las etapas en los dos esquemas de proceso.
4. Simular cada proceso de acuerdo a las condiciones halladas en el objetivo 3 en un simulador comercial.
5. Realizar la evaluación ambiental y económica conjunta de cada proceso.
6. Elegir el mejor diagrama de proceso para la producción de etanol carburante.

3. MARCO TEÓRICO

3.1 MATERIAS PRIMAS

3.1.1 CAÑA DE AZÚCAR

La caña es una planta correspondiente al género *Saccharum* de la familia de las Gramíneas propia de los climas tropicales y subtropicales. Es una especie originaria de Nueva Guinea, de allí pasó a Borneo, Sumatra y a la India. Las variedades de caña comercialmente más conocidas en Colombia son: POJ 2878, POJ 2714, PR 61632, MAYAGÜEZ 74275 y MEX 641487.

En Colombia la producción de caña de azúcar se concentra en el valle geográfico del río Cauca (Caldas, Cauca, Valle del Cauca y Risaralda) dadas sus condiciones agroecológicas, en esta región existen 430.000 Ha cultivables de caña de azúcar, de las cuales cerca de un 48% (206.000 Ha) se encuentran sembradas de caña [1] a la fecha. Este cultivo representa el 8% de los cultivos permanentes en Colombia [2].

3.1.1.1 Condiciones agroecológicas para el cultivo de caña

Dentro de las condiciones agroecológicas ideales para la producción de caña se encuentran [3, 4]:

- **Altura:** Entre 500 y 1.500 msnm
- **Temperatura:** 25 y 26°C, aunque entre 20 a 30 °C permite buenos rendimientos del cultivo. Si los cambios de temperatura entre el día y la noche son superiores a 8 °C se favorece la formación de la sacarosa.
- **Luminosidad adecuada:** se encuentra entre 5 a 8 horas diarias promedio de brillo solar.
- **Precipitación anual:** 1.500 a 1.750 mm.
- **Vientos:** Cálidos y secos aumentan la transpiración de la planta.
- **Suelos:** Franco arcillosos, con buen drenaje y pH entre 5,5 y 7,5.
- **Humedad relativa:** 75 – 80 %.

3.1.1.2 Almacenamiento y estabilidad

Una vez cortada, la caña se altera y el contenido de azúcares empieza a decrecer rápidamente dada una fermentación espontánea de los azúcares reductores luego de 6 horas del corte, por lo que debe trasladarse inmediatamente a la fábrica y entrar a proceso en el menor tiempo posible. Actualmente en los ingenios solo se permite un transcurso máximo de 24 horas entre el corte de la caña y su entrada a proceso [5].

3.1.1.3 Composición de la caña y del jugo de caña

El contenido de la caña en azúcar, así como su composición, varía mucho de un país a otro y dentro de un mismo país según la variedad y el cultivo que ha tenido. A continuación se presenta el promedio de composición de la caña de azúcar y del jugo de caña.

Composición de la caña de azúcar [6]:

Composición del jugo de caña [5]:

3.1.1.4 Rendimientos

El rendimiento promedio de caña de azúcar por hectárea en los ingenios azucareros colombianos para el año 2.003 fue de 123 ton [7], rendimiento superior al que se reporta para diferentes países y para el promedio mundial (65,29 ton/Ha) [8]. Sin embargo el rendimiento promedio de caña en Colombia es de 84,1 ton/Ha [8], cifra inferior a la de los ingenios, ya que se incluye tanto la caña tecnificada como la tradicional de menor rendimiento. En Colombia, el corte de la caña se realiza en promedio cada 13 meses durante cuatro cosechas.

En cuanto al rendimiento de etanol a partir de jugo de caña se reporta un valor de 75 litros de alcohol por tonelada de caña [4], para calidades de jugo que presenten

una cantidad de azúcares reductores superior a 17% y grados brix superiores a 19.

3.1.1.5 Costo de producción agroindustrial de la caña de azúcar

En Colombia la producción de caña ocurre principalmente bajo tres modalidades: siembras directas de los ingenios en tierras propias o arrendadas, siembras en participación entre el dueño de la tierra y el ingenio y contrato de proveeduría. Cerca del 50% de la caña cultivada en el país corresponde al modelo de proveeduría y el resto a siembras de los ingenios en las diferentes modalidades [10]

En el trabajo realizado por el Observatorio Agrocadenas Colombia "Costos de producción de la caña de azúcar en Colombia" [10], se reporta para el 2.003, un costo promedio de producción de \$53.937 por tonelada en la totalidad de cultivos en participación y \$53.224 para la caña comprada a proveedores. La información de costo por tonelada de caña propia de los ingenios fluctúa entre \$37.300 y \$42.919.

De acuerdo al análisis realizado por el Servicio de Análisis Económico y Estadístico de CENICAÑA sobre el proceso de estandarización de costos de producción de azúcar para el año 2.003 [7], se tiene que los costos de campo ascienden a 2'420.600 pesos/hectárea neta de caña año y los de cosecha a 16.803 pesos/ton de caña.

3.1.2 MAIZ

El maíz es un grano correspondiente al género *Zea* de la familia *Gramineae*. Las variedades cultivadas en Colombia son producto de la continua introgresión genética (cruzamiento) entre las variedades "criollas" y las variedades y/o híbridos mejorados, entre estas se encuentran comercialmente las variedades ICA V106, ICA V109, ICA V155, ICA V156, ICA V157, ICI 550, G5423 Pioneer 3018, Pioneer 30F94, HR 661: SV670, C343, Corpoica H-108, Corpoica, altillanura H-111 [12].

En Colombia el maíz se cultiva en todo su territorio, pero sólo un 17% de la producción total se hace de manera tecnificada, mientras que el restante 83% lo cultivan pequeños agricultores en forma tradicional, generando empleo para unas 190 mil familias [12].

Para el 2.003 en el país se sembró un área de 565.000 Ha generando una producción de 1'195.000 toneladas [8], siendo la Costa Atlántica la región con mayor producción destacándose los departamentos de Córdoba, Sucre, Bolívar y Atlántico, donde se siembra el 31% y se produce el 29% del total nacional [12].

3.1.2.1 Condiciones agroecológicas para el cultivo de maíz

Dentro de las condiciones agroecológicas ideales para la producción de maíz se encuentran [12]:

- **Época de Siembra.** En términos generales, las épocas de siembra están bien definidas en todas las regiones del país y generalmente coinciden con la iniciación de las lluvias.
- **Suelo:** profundo, permeable con buena disponibilidad de nutrientes, buena capacidad de retención del agua, libre de inundaciones o encharcamientos; poca pendiente para evitar la erosión 3 y 10%,
- **pH:** 5.5 a 7.0
- **Temperatura:** 24°C y 26°C con una temperatura mínima de 13°C y máxima de 30°C. Son convenientes las noches frescas, los días soleados y las temperaturas moderadas para lograr altos rendimientos por unidad de superficie.
- **Luminosidad:** Alta luminosidad (luz incidente)
- **Precipitación:** Debe ser superior a los 450 mm para alcanzar rendimientos superiores a los 4.000 kg/Ha. En términos generales el maíz requiere de 750 litros de agua por kilogramo de grano producido. Un déficit de agua por uno a dos días puede reducir los rendimientos en un 22% y del 50% cuando la sequía es de 6 a 8 días.

3.1.2.2 Recolección y almacenamiento

En las regiones en las que se cosecha el grano a gran escala, gran parte del maíz se deja secar hasta los cuatro meses, para venderlo desgranado por quintales.

El maíz se recoge por pilas sin descascarar en el campo y es transportado en costales y almacenado en sitios especiales de madera y palma, llamados pañol.

3.1.2.3 Composición del grano

La composición promedio del grano de maíz y la distribución de sus componentes en las cuatro partes de su estructura se muestran en la tabla 1. La mayoría del almidón y la proteína se encuentran en el endosperma, mientras que el germen contiene la mayor cantidad de lípidos y azúcares solubles. Más del 50% de la fibra (hemicelulosa, celulosa y lignina) están presentes en el pericarpio y fracciones de germen.

3.1.2.4 Rendimientos

En Colombia el rendimiento en el 2.003 fue de 2,1 ton/Ha y el promedio en la última década fue de 1,8 ton/Ha [8], para los maíces criollos tan solo se producen entre 700 y 1.000 kilos por hectárea; para el maíz amarillo tecnificado se reporta, en las zonas de mayores expectativas de crecimiento del cultivo, un rendimiento promedio de 5 ton/Ha [15]. A escala mundial Estados Unidos es el país con el

mayor rendimiento (8.9 ton/Ha) [8]; el bajo rendimiento en el país explica el hecho de que se importe el 75% del maíz requerido para la industria avícola y porcícola.

En cuanto a los rendimientos a etanol, los procesos modernos de molienda en húmedo y molienda en seco poseen eficiencias superiores al 95% en la producción de etanol a partir de almidón con rendimientos entre 419,4 – 460,6 l/ton de maíz con moliendas en seco y de 403,1 l/ton de maíz con molienda en húmedo [16].

Tabla 1. Distribución de componentes en las partes del grano de maíz (peso en base seca) [13]

Parte	Almidón	Azúcares Solubles	Hemicelulosa + celulosa + lignina *	Lípidos	Proteína	Cenizas	Balance	Porcentaje del total en peso
Porcentaje del grano de maíz (peso seco)	71,7	2,6	8,1*	4,3	10,3	1,4	1,6	100
Capa terminal	0,1	0,7	0,1	0,7	0,8	0,9	-	0,9
Pericarpio	0,5	1,0	51,0	1,1	2,0	2,9	-	5,3
Endosperma	98	28,2	27,0	14,5	74,8	16,5	-	81,9
Germen	1,4	70,2	16,0	83,7	22,4	79,7	-	11,9
Total	100	100,1	94,1	100	100	100	-	100

* (5,5%+2,4%+0,2%)

3.1.2.5 Costo de producción agroindustrial del maíz

El trabajo realizado por el Observatorio Agrocadenas Colombia “Costos de Producción de Maíz Amarillo Tecnificado en Colombia” [15] evaluó los costos de producción de este cereal para el año 2.003 con las tecnologías predominantes, en las zonas de mayores expectativas de crecimiento del cultivo en Colombia: Córdoba, Meta, Tolima y Llanos Orientales. En la tabla 2 se presentan los resultados de dicho estudio junto con los datos suministrados por las secretarías de planeación y agricultura de las gobernaciones de los departamentos de Caldas y Risaralda.

Tabla 2. Costos de producción de maíz en diferentes regiones (dados en pesos)

Parámetro	Córdoba		Llanos Orientales (Altillanura)		Tolima		Caldas*	Risaralda*
	Mecanizada	Manual	Piedemonte	Sabana mejorada	Valle de san Juan	Rovira		
Costos Ha (\$/Ha)	1'943.375	1'647.457	1'938.088	1'870.103	1'894.306	2'074.517	1'779.846	1'115.795
Rendimiento (ton/Ha)	5,5	5	5	5,5	4,5	5,5	5,7	3,7
Costos ton (\$/ton)	353.341	329.491	387.618	340.019	420.957	377.185	312.253	301.566
Precio pagado al productor (\$/ton)	486.000	400.000	-	-	-	-	428.000	487.203

* Datos obtenidos de las secretarías de plantación y agricultura de las Gobernaciones de Risaralda y Caldas para maíz tecnificado

3.2 EL ETANOL COMO CARBURANTE

Desde el origen de los motores de combustión interna, la utilización de alcoholes como carburantes es un tema de investigación que nunca se ha abandonado y que actualmente cobra interés por la capacidad de los alcoholes de contribuir a reducir los problemas ambientales de contaminación y el efecto invernadero. Además, la escasez de productos petrolíferos en épocas de guerras y crisis económicas, ha motivado el desarrollo de procesos de producción y aplicación de alcoholes a motores.

Los alcoholes aplicables a motores de combustión interna son fundamentalmente el metanol y el etanol. En algunos países se han planteado y experimentado otros alcoholes como el isobutanol, el n-butanol, el glicol y el alcohol terbutílico (ATB) [17]. Los alcoholes con cadenas cortas, de entre 1 a 5 átomos de carbono, y otros compuestos orgánicos de estructura relativamente simple (éteres) constituyen los denominados “compuestos orgánicos oxigenados”, que mezclados con gasolinas, con gasóleos o en estado puro, son susceptibles de ser quemados en motores de combustión interna. Sin embargo, solamente el metanol y el etanol pueden ser obtenidos de la biomasa, siendo los demás compuestos obtenidos de procesos petroquímicos a partir de la destilación del petróleo o a partir de gas de síntesis obtenido de carbón o gas natural.

3.2.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL USO DE ETANOL COMO CARBURANTE

Ventajas

- El etanol aumenta notoriamente el octanaje de la gasolina.
- Se ha encontrado que es menor el consumo de combustible que el de la gasolina corriente. Esto debido a que el etanol al evaporarse contribuye a una mejora en la eficiencia volumétrica, especialmente en dos aspectos: Por ser sus moléculas más pequeñas que las de la gasolina, permiten la entrada a los cilindros del motor de una mayor cantidad de aire y carburante, por otra parte, su evaporación también disminuye la temperatura de los cilindros, disminuyendo así las pérdidas energéticas. Estos efectos contrarrestan el de menor calor de combustión del etanol que el de la gasolina.
- El gasohol aventaja la gasolina corriente en aspectos tales como eficiencia, consumo de torque y potencia máxima.
- Reducción de los VOCs.
- Reducción de hidrocarburos no quemados (HC).

Desventajas

- Las mezclas etanol gasolina poseen una baja tolerancia al agua. Esta tolerancia aumenta al incrementar el porcentaje de etanol y disminuye a bajas

temperaturas. Cuando se sobrepasa la tolerancia se forman dos fases inmiscibles, lo que obliga al uso de alcohol anhidro y preferiblemente a agregar aditivos, como el butanol, que hagan las mezclas más estables.

- Debido al etanol presente se incrementan las emisiones de aldehídos.
- El uso de etanol puro dificulta el arranque del motor en frío.

3.2.2 ANTECEDENTES DEL ETANOL CARBURANTE EN COLOMBIA

Las ideas sobre la producción de etanol como carburante en Colombia datan de 1942, cuando el Representante a la Cámara Luis B. Ortiz C. presentó un proyecto de ley “sobre el empleo obligatorio de los alcoholes de caña de azúcar y de yuca, mezclados con la gasolina” el cual no fue aprobado; igual suerte corrió la propuesta del senador Héctor Echeverri Correa cuando quiso revivir esta idea en 1979, época en la que Colombia había pasado de ser exportadora a importadora de crudos. Esta idea fue bien vista por un corto tiempo hasta que se descubrió el pozo de Caño Limón [18].

Actualmente la situación es semejante, la pérdida de la autosuficiencia, la importación de crudo para cargar las refinerías, el cumplimiento de la legislación ambiental que obliga para el año 2005 a cumplir con unos estándares de producción limpia [19] ha llevado a ver el etanol como la solución más viable para mezclas con gasolina. El 19 de septiembre de 2001, el Congreso de la República decretó la ley 693 "Por la cual se dictan normas sobre el uso de alcoholes carburantes para centros urbanos de mas de 500.000 habitantes, se crean estímulos para su producción, comercialización y consumo, y se dictan otras disposiciones" [20].

En Colombia, estudios realizados en ECOPETROL (1984 y 1986) [21] plantean que para una mezcla de 20% en volumen de alcohol en gasolina para el año 1990 requeriría la producción de 3,4 Mlt/día de alcohol, y que esto demandaría 450.000 Ha caña cultivada si se alcanzara un rendimiento de 60 Ton/Ha de caña y una producción de 70 lt alcohol/Ton de caña. También se señala en estos estudios que el precio final del alcohol depende en un 70 a 80% del costo de la materia prima. Hoy en día, para abastecer los volúmenes indispensables para la mezcla del 10% de etanol a la gasolina, se requiere producir en promedio 2.066.610 litros diarios, que equivalen a 10.333.050 toneladas de caña de azúcar al año como materia prima para suministrarlas a las plantas de destilación. Se estiman entre 7 y 9 plantas, con una capacidad de producción entre 150.000 y 300.000 litros diarios, ubicadas lo más cerca posible a los centros de consumo [18].

3.3 TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL

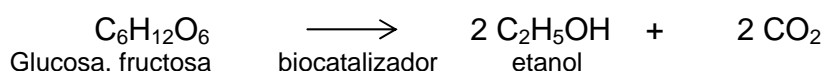
Actualmente el etanol se obtiene por fermentación de los azúcares presentes en la biomasa para utilizarlo como combustible y como materia prima química. La materia vegetal usada en la producción de etanol puede clasificarse en: amilácea (alto contenido en almidón, ej, maíz, soya), alto contenido en azúcares (alto contenido en mono y disacáridos: sacarosa, glucosa, fructosa y maltosa, ej. caña de azúcar, remolacha) y lignocelulósica (hemicelulosa y celulosa, ej. corteza de árboles, residuos orgánicos, bagazo, papel).

Los pasos básicos de la conversión de biomasa a bioetanol son:

1. *Producción de biomasa*, resulta de la conversión de dióxido de carbono de la atmósfera en materia orgánica por medio de la fotosíntesis.
2. *Pretratamiento de la biomasa*, es la conversión de la biomasa en una materia prima adecuada para la fermentación (azúcares fermentables). Este paso constituye la mayor diferencia entre los procesos disponibles para la producción de bioetanol, ya que varía de acuerdo a la naturaleza del material usado.

Las materias con alto contenido de azúcares requieren, por lo general, poco o ningún tratamiento preliminar a parte de la dilución; mientras las materias amiláceas y celulósicas deben ser hidrolizadas antes de que actúen sobre ellas las levaduras.

3. *Fermentación*, consiste en una secuencia de reacciones donde se libera energía y se obtiene etanol y dióxido de carbono a partir azúcares por medio de la acción de un biocatalizador (microorganismos como levaduras y bacterias). La reacción general que tiene lugar durante la fermentación es:



4. *Separación*, procesamiento del producto de la fermentación para la obtención de etanol grado carburante y otros subproductos que puedan ser usados en la obtención de químicos, combustibles, calor o electricidad.

3.3.1 PRETRATAMIENTO

3.3.1.1 Material con alto contenido de azúcares

Dentro de este tipo de materias primas encontramos la caña de azúcar y la remolacha, principalmente. En este caso el pretratamiento comprende solamente la extracción del jugo azucarado y su clarificación que se realizan de igual manera que en los ingenios azucareros.

El proceso de extracción y clarificación del jugo a partir de caña de azúcar (11–15% en peso de sacarosa) consta de los siguientes pasos:

1. La caña recolectada es lavada con agua a 40°C y llevada a unas desfibradoras que se encargan de cortar los tallos y desfibrar la caña, para facilitar la extracción de una mayor cantidad de jugo.
2. La caña pasa luego a un grupo de molinos, donde se exprime por presión para extraer el jugo. En el recorrido de la caña por los molinos se agrega agua caliente para extraer el máximo de cantidad de sacarosa.
3. El jugo obtenido es sometido a un proceso de depuración. Se realiza un precalentamiento entre 65–70°C, luego se adiciona SO₂ (etapa de sulfitación) con el fin de disminuir el color, aumentar el brillo, eliminar microorganismos y disminuir viscosidad; posteriormente se hace una neutralización adicionando CaO y finalmente se lleva a los clarificadores donde se elimina arena, arcilla, silicatos, cal y Mg por medio de una floculación y una sedimentación. De los clarificadores se obtiene el jugo claro y unos lodos que deben ser filtrados.
4. El lodo sedimentado en los clarificadores, se extrae de ellos utilizando bombas y se pasa por un filtro rotatorio al vacío de los que se obtiene un jugo filtrado que es llevado de nuevo a los clarificadores.

3.3.1.2 Material lignocelulósico

Actualmente la degradación de celulosa, lignocelulosa y hemicelulosa a azúcares se soporta en el desarrollo de 3 tecnologías, hidrólisis ácida concentrada, hidrólisis ácida diluida e hidrólisis enzimática

3.3.1.2.1 Hidrólisis ácida concentrada

Este proceso se basa en la descristalización ácida de la celulosa seguida por una hidrólisis ácida diluida de los azúcares. En él se lleva a cabo un preparamiento con ácido diluido cuyo objetivo inicial era remover la hemicelulosa antes de la descristalización y la hidrólisis de la celulosa, ya que los azúcares hemicelulósicos no eran fermentables.

Después del preparamiento la biomasa es secada para concentrar el ácido absorbido antes de la adición del ácido sulfúrico concentrado; el ácido concentrado rompe los enlaces de hidrógeno entre las cadenas de celulosa, dejándolas en un estado completamente amorfo. Cuando la celulosa se ha descristalizado, forma una gelatina homogénea con el ácido y esta lista para ser hidrolizada, la hidrólisis se da por dilución con agua a temperaturas moderadas, consiguiéndose una hidrólisis rápida y completa de la glucosa con poca degradación [24,26].

3.3.1.2.2 Hidrólisis ácida diluida

La hidrólisis ocurre en dos etapas para maximizar el rendimiento de azúcar de las fracciones hemicelulósicas y celulósicas de la biomasa. La primera etapa se opera a condiciones suaves para mejorar el rendimiento de hidrólisis de la hemicelulosa, la segunda etapa se optimiza para hidrolizar la fracción de celulosa más resistente. Los líquidos hidrolizados se recuperan en cada etapa, neutralizan y fermentan a etanol. Los residuos de celulosa y lignina en los sólidos de los reactores de hidrólisis sirven como combustible para la producción de electricidad o vapor.

Los reactores de hidrólisis ácida diluida son sistemas simples en los cuales una solución de ácido sulfúrico diluido se bombea a través de una cama de virutas de madera. El diseño de este reactor terminó en 1952 y todavía es una de las maneras más simples de producir azúcares a partir de biomasa [26].

3.3.1.2.3 Hidrólisis enzimática

Las enzimas son las nuevas perspectivas con respecto al procesamiento de biomasa a etanol. Mientras la química de producción de azúcares a partir de madera tiene casi dos siglos de investigación y 100 años de desarrollo de procesos, de las enzimas para la hidrólisis de biomasa solo se puede hablar de 50 años de serios esfuerzos.

La primera aplicación de enzimas para hidrólisis de madera en un proceso de etanol se hizo reemplazando el paso de hidrólisis ácida con un paso de hidrólisis enzimática. Esta configuración, ahora conocida como hidrólisis y fermentación separadas (SHF) se muestra en la figura 1.

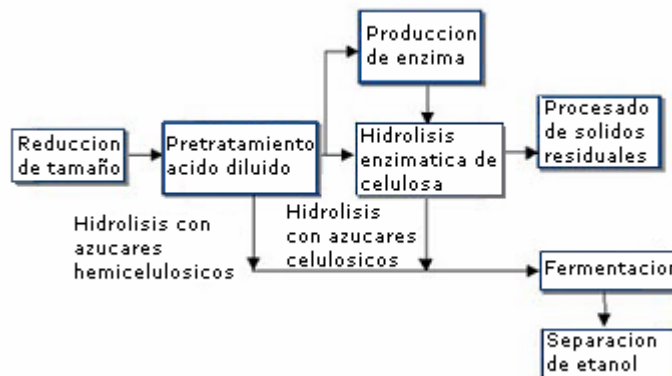


Figura 1. Hidrólisis enzimática y fermentación separadas

El mejoramiento más importante hecho a la hidrólisis enzimática de biomasa fue la introducción de la sacarificación y la fermentación simultáneas (SSF), patentada por la Gulf Oil Company y la universidad de Arkansas [26]. Este nuevo esquema

de proceso reduce el número de reactores ya que se elimina la hidrólisis, y más importante aún, se evita el problema de inhibición de las enzimas. En el esquema del proceso SSF la enzima (celulasa) y los microorganismos para la fermentación se combinan; a medida que los azúcares son producidos por las enzimas, los microorganismos los fermentan a etanol.

El proceso SSF ha sido mejorado recientemente con la adición de la cofermentación de diferentes azúcares; esta nueva variante del SSF se conoce como SSCF [22] y se muestra esquemáticamente en la figura 2.

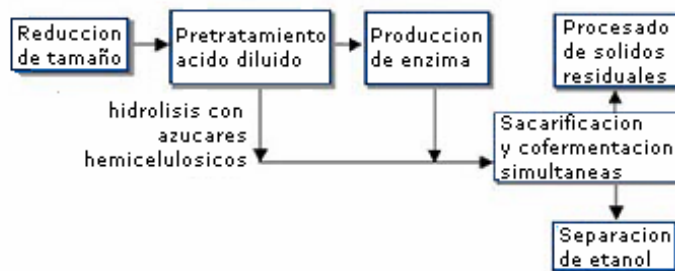


Figura 2. Configuración del proceso enzimático para sacarificación y cofermentación simultáneas (SSCF)

Como se observa en las figuras 1 y 2, previo a la hidrólisis enzimática, la biomasa debe ser pretratada para hacer más accesible la celulosa a las enzimas, para este pretratamiento se han considerado varias opciones incluyendo pasos químicos como ácido diluido (descrito anteriormente) y térmicos como la explosión a vapor y la amonólisis.

- **Amonólisis**

La amonólisis, inicialmente desarrollada para la obtención de alimento animal a finales de 1980, es ahora usada para pretratar la biomasa lignocelulósica. Inicialmente la biomasa es molida en pequeñas partículas para luego infundirle amoniaco a alta presión por unos 30 minutos en un rango de temperaturas de 20–90°C.

En este proceso, el amoniaco infundido a elevada presión y temperatura, hincha y rompe los cristales del complejo de celulosa y hemicelulosa de tal manera que la biomasa es accesible para la enzima. Cuando se despresuriza el sistema, el amoniaco virtualmente es desalojado y es entonces recapturado en un tanque agitado y recirculado. La hidrólisis de celulosa y hemicelulosa a azúcar es llevada a cabo al agregar enzimas que son producidas separadamente en el sitio de tratamiento de la biomasa con amoniaco. Este proceso no degrada la proteína, por lo que puede ser recuperada y utilizada como ingrediente en alimentos para animales [23].

- **Explosión a vapor**

Este proceso consiste en un tratamiento termomecánico de la biomasa lignocelulósica con vapor. En él se combinan los efectos sobre el material lignocelulósico de altas presiones y temperaturas junto con una descompresión brusca posterior [23]. El efecto de este pretratamiento es una combinación de modificaciones físicas (desagregación y ruptura de las fibras lignocelulósicas) y químicas (despolimerización y rotura de los enlaces C-O-C) en la estructura lignocelulósica que producen la degradación y separación controlada de sus componentes poliméricos.

El pretratamiento por explosión a vapor, está constituido por tres unidades: reactor de explosión a vapor, acumulador de vapor y ciclón de descarga [25]. El reactor de explosión a vapor es la cámara donde la biomasa es comprimida y despresurizada súbitamente, en el ciclón de descarga se recoge la mezcla vapor-biomasa y en el acumulador de vapor se suministra el vapor al reactor de explosión.

3.3.1.3 Material amiláceo

Actualmente, el 75% del almidón producido en el mundo proviene del maíz mientras el 25% restante se encuentra distribuido entre la papa, la yuca y el arroz. Las causas de que el maíz sea la materia prima amilácea más usada para la producción de almidón y etanol son muchas, entre ellas la más importante, la alta eficiencia del proceso de molienda, del cual se puede obtener un almidón de 98% de pureza y varios subproductos [28].

3.3.1.3.1 Molienda

Industrialmente existen dos tipos de molienda para la producción de etanol a partir de maíz, la molienda en húmedo y la molienda en seco. Los rendimientos alcanzados son 419,4 – 460,6 l/ton de maíz en plantas de molienda en seco y 403,1 l/ton con molienda húmeda [29]. En los procesos con molienda en húmedo la mayoría del consumo energético es debido a otros productos diferentes al etanol, mientras que con molienda en seco se considera que todo el consumo de energía es debido a la producción de etanol carburante aunque mucha esté asociada con la producción de DDGS [16].

En Norte América, la tecnología que más se ha desarrollado y la más utilizada es la molienda en seco, que aunque genera subproductos de menor valor agregado, tiene un mayor rendimiento, menor costo de capital y requiere menos operarios.

- **Molienda en húmedo**

En este proceso el grano debe separarse en sus componentes, almidón, fibra, gluten, germen y aceite, los cuales se convierten en subproductos de alto valor agregado. En la producción de etanol por molienda en húmedo se emplea solamente el almidón y no el grano entero como sucede en el proceso en seco, lo

que es una ventaja, sin embargo debe tenerse en cuenta que la recuperación del almidón en este proceso no es de un 100%.

- **Molienda en seco**

El proceso de molienda en seco comprende la limpieza y molienda del grano hasta un polvo fino, comprendido entre 1/8 y 3/16 de pulgada, que luego pasa a hidrólisis. En él no se fracciona el grano en sus componentes, por lo que todos los nutrientes (proteína, grasa, minerales y vitaminas) quedan dentro del proceso y pueden ser concentrados en granos secos de destilería, un subproducto utilizado para alimento animal; el cual generalmente se conoce como DDG (Dried distillers grain) cuando se presenta en forma seca o como DDGs (Dried distillers grain with solubles) cuando involucra los granos solubles.

3.3.1.3.2 Hidrólisis

La hidrólisis de almidón se lleva a cabo mediante procesos ácidos o enzimáticos. Los primeros fueron ampliamente usados hasta los años 60 cuando se dio la inmersión de las enzimas en este campo, introduciéndose primero la amiloglucosidasa en la parte de sacarificación y luego la α -amilasa en la licuefacción. Son muchas las ventajas obtenidas con el proceso enzimático y es por ello que hoy es la opción técnica más adecuada en la hidrólisis de almidón, abarcando un 30% del mercado mundial de enzimas [31]; entre dichas ventajas están: un mejor control de la reacción, mayor especificidad en el tipo de productos obtenidos, eliminación de subproductos de oxidación, menores requerimientos energéticos, rendimientos superiores al 95% y menores tiempos de reacción.

La reacción general para la producción de glucosa a partir de almidón por medio enzimático es:



La primera parte se conoce como proceso de licuefacción previa gelatinización, cuyo objetivo es solubilizar el almidón y la segunda como sacarificación, donde se llevan las dextrinas intermedias hasta glucosa.

- **Licuefacción**

En este paso se fraccionan las cadenas de amilosa y amilopectina en oligosacáridos de menor peso molecular (dextrinas intermedias), que van desde maltosas hasta maltopentosas principalmente. Anteriormente en la licuefacción se empleaban α -amilasas de *Bacillus subtilis* que a pesar de operar a altas temperaturas requerían de un etapa previa de enfriamiento, actualmente existen

α -amilasas de *Bacillus licheniformis* que permiten efectuar la gelatinización y la licuefacción simultáneamente.

En la figura 3 se describe el proceso de licuefacción, generalmente llevado a cabo en un cocedor *jet* donde el calentamiento inicial se realiza mediante vapor directo. Las altas temperaturas y las fuerzas mecánicas permiten una rápida gelatinización y el proceso opera prácticamente en continuo. La pasta de almidón al 40 – 45% en sólidos es mantenida por solo unos segundos (10 a 15) a 105–110 °C, para posteriormente pasar por poco mas de 2 horas a 90–95°C, esto con el fin de continuar la acción de la enzima [28]. El hidrolizado así obtenido, con un equivalente de dextrosa, ED*, entre 12 y 15 contiene como productos principales, además de α -dextrinas, maltosa, maltotriosa y maltopentosas.

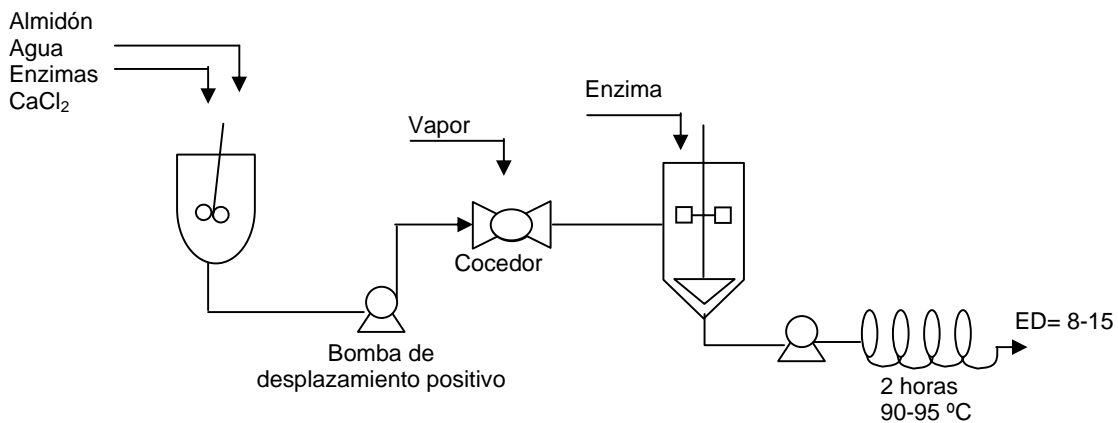


Figura 3. Esquema del proceso de licuefacción de almidón [28]

• Sacarificación

Los procesos enzimáticos para la producción de glucosa requieren de una segunda etapa después de la licuefacción del almidón, para hidrolizar a glucosa las dextrinas formadas por la α -amilasa. Este paso se lleva a cabo en tanques agitados por lotes, con amiloglucosidasa o glucoamilasa, y se ha propuesto su uso combinado con la enzima desramificante pululanasa para acelerar la hidrólisis de los enlaces α 1–6 [32]. Para la producción de etanol se emplea la combinación de la sacarificación y la fermentación en un solo paso, SSF [33], reduciendo tiempo, nivel de enzima, costos energéticos, de capital y operacionales. Varias modificaciones se han hecho a este proceso encontrándose diferentes rendimientos de acuerdo al tipo de molienda utilizado, por ejemplo, para la molienda en húmedo se usa un sistema en cascada, mientras que para la molienda en seco los mejores rendimientos se logran al usar un proceso de sacarificación y fermentación simultáneo con propagación de levadura SSYPF [16].

* ED, unidades masa de glucosa requeridas para reducir la misma cantidad de reactivo *Fehling* que 100 unidades masa de hidrolizado seco.

Con la sacarificación y fermentación simultáneas (SSF) se evita la inhibición de la enzima (glucoamilasa) y el crecimiento bacteriano ya que no se presentan altas concentraciones de azúcar, pues los azúcares son convertidos a etanol por la levadura a medida que son producidos [33]. Mediante condiciones apropiadas de pH (3,5–4,5), temperatura (30–35 °C), nutrientes y esterilidad se puede llegar a una conversión total del almidón y los azúcares disponibles [16].

En orden de aumentar la productividad, el proceso SSF ha sido modificado [16] incorporando la propagación de levadura, a partir de levadura seca activa, simultáneamente en el fermentador durante la sacarificación inicial, conocido este nuevo proceso como sacarificación, propagación de levadura y fermentación simultáneas (SSYPF).

3.3.2 FERMENTACION

Las tecnologías y equipos requeridos para la fermentación son muy similares para las diferentes materias primas. Los procesos a partir de azúcar (caña de azúcar) y almidón (maíz y trigo) son actualmente los de mayor aplicación a escala comercial y pueden llevarse a cabo de tres modos: Lotes, lotes alimentados o en continuo. Dentro de estos modos los reactores batch siguen siendo la tecnología de fermentación más utilizada [34], aunque particularmente en Brasil los que mayor aplicación han encontrado son los de lotes alimentados [35] gracias a que con estos se logran altos rendimientos al incrementar progresivamente la concentración de levadura.

En la fermentación a partir de glucosa y/o xilosa, la masa sacarificada se ingresa a una temperatura de 32°C a una cascada de fermentadores en los que se encuentra la levadura, allí se permite un tiempo de residencia de unas 46 horas a un pH sobre 3,5 y una temperatura no superior a 34°C [36]. La levadura se recupera mediante el uso de centrifugas continuas y se recircula al proceso [34]. La concentración del etanol en el caldo de salida del fermentador es generalmente de 9% en peso (12% en volumen).

3.3.2.1 Microorganismos utilizados en la fermentación

Los microorganismos utilizados para la etapa de fermentación dependen principalmente del tipo de azúcares disponibles para la transformación. Tales azúcares son mezclas de sacarosa, glucosa, fructuosa, maltosa, xilosa, galactosa y arabinosa, dependiendo del tipo de materia prima utilizada. Hoy, el 95% del alcohol mundial obtenido por fermentación se produce a partir de hexosas mediante *Saccharomyces cerevisiae*.

Ya que las cepas convencionales de *Saccharomyces cerevisiae* no están en la capacidad de fermentar los azúcares de pentosas (xilosa, arabinosa), que comprenden una parte apreciable de los hidrolizados de materias celulósicas y lignocelulósicas [29], se han estudiado otras levaduras, particularmente las

especies *Candida* y *Pichia* (y ahora organismos recombinantes), capaces de utilizar los abundantes azúcares de pentosas derivados de la hemicelulosa para la producción de etanol. La primera levadura identificada como productora de etanol a partir de xilosa fue *Pachysolen tannophilus* cepas NRRL Y-2460, posteriormente se encontró que varias levaduras tenían alguna capacidad para llevar a cabo esta conversión, entre estas se incluyen las especies *Candida shehatae* y *Pichia stipitis*, de las cuales se reporta una producción de etanol de aproximadamente 0,3–0,5 g/g de xilosa, considerada como la máxima productividad a partir de xilosa generada por microorganismos [29]. Desafortunadamente estas levaduras requieren condiciones de crecimiento aerobio, y las velocidades máximas de producción (0,3–0,4 g/l*h) son consideradas decepcionantes [37].

Actualmente es de interés el empleo de especies de *Clostridium* termorresistentes, como *C. thermocellum* y *C. thermohydrosulfuricum*, que convierten la celulosa en etanol, y bacterias *Zymomonas mobilis* que convierten la glucosa en etanol con un rendimiento del 5 al 10% mayor que la mayoría de las levaduras; sus desventajas son su baja tolerancia al alcohol, su inhabilidad para fermentar maltosa y su pequeño tamaño, que hace difícil la separación de las células.

3.3.2.2 Inhibidores de la fermentación

El hidrolizado resultante del pretratamiento no solo contiene monómeros fermentables si no también sustancias que inhiben el proceso de fermentación. La composición y la cantidad de estas sustancias dependen de la química y naturaleza del pretratamiento y del tipo de materia prima usada. Además, si existen corrientes de recirculación para minimizar el uso de algunas entradas, tales como agua o enzimas, estas pueden provocar la acumulación de inhibidores. Estos inhibidores pueden dividirse en cinco grupos: sustancias producidas durante el pretratamiento (ácido acético), productos de la degradación de azúcares (furfural, ácido fórmico), productos de la degradación de lignina (compuestos aromáticos y poliaromáticos), productos de la fermentación (etanol, ácido acético, glicerol, ácido láctico) y otros como los metales y aditivos. Se ha considerado que el ácido acético y los productos de la degradación de la lignina presentan mayor efecto de inhibición sobre los microorganismos [34].

La remoción de productos del fermentador conlleva al mantenimiento de una alta productividad durante la fermentación, con este fin se han propuesto varios métodos para evitar la inhibición, entre los cuales se encuentran la destilación con membranas [38] y la pervaporación [39, 40]; sin embargo el mayor limitante de estos métodos es su bajo nivel de desarrollo.

El uso de células inmovilizadas sobre un material sólido se ha visto ventajoso respecto a las células libres y se han realizado diversos estudios [41] de la producción de etanol por fermentación con células inmovilizadas de *Saccharomyces*, en los cuales se ha corroborado que las células inmovilizadas

son más efectivas en la producción de etanol, sin embargo este tipo de reactores no son convenientes para lograr volúmenes de producción a nivel industrial debido a la dificultad de encontrar un soporte apropiado para estas magnitudes.

3.3.3 SEPARACIÓN

La separación de etanol carburante a partir del licor fermentado, se lleva a cabo por técnicas similares a las encontradas en las industrias de etanol para bebida (destilación convencional), sin embargo el etanol debe ser deshidratado posteriormente para usarse como carburante. Esta etapa de deshidratación se puede realizar mediante varios métodos: Destilación azeotrópica, destilación extractiva, tamices moleculares, destilación a vacío, pervaporación, extracción con fluidos supercríticos y procesos híbridos.

3.3.3.1 Destilación azeotrópica

Para la deshidratación de la mezcla azeotrópica etanol-agua se usa ampliamente esta tecnología, con agentes como benceno, pentano, ciclohexano y dietil-eter. Sin embargo su alto costo de capital, sus altos requerimientos energéticos, su gran sensibilidad a impurezas en la alimentación y el uso de químicos tóxicos como el benceno, ha causado su eliminación en las plantas modernas de etanol y su reemplazo en las ya existentes.

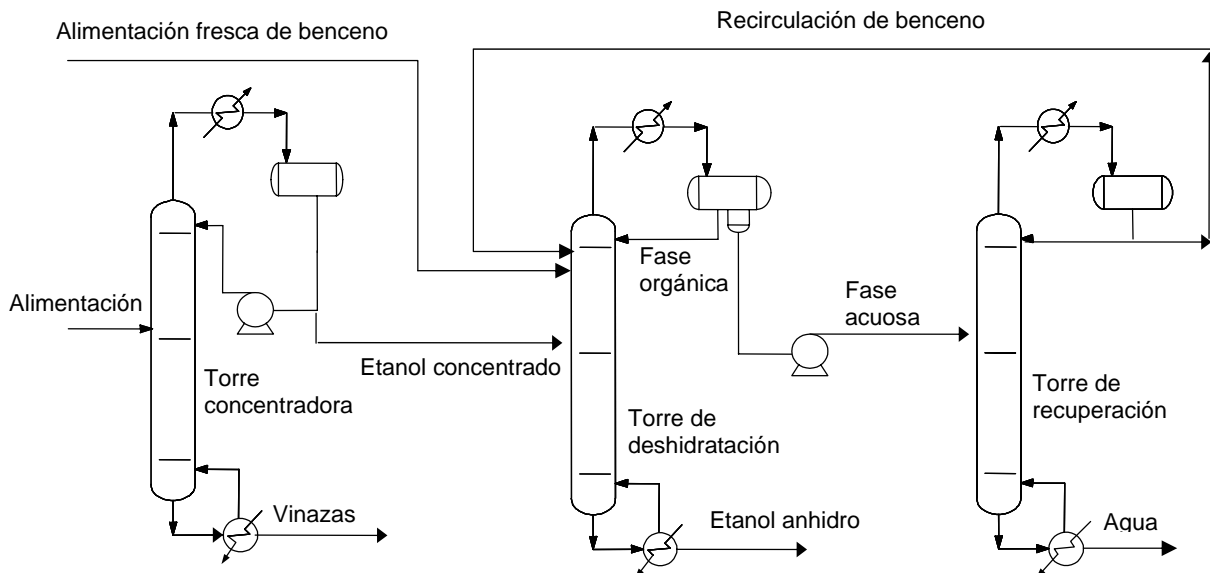


Figura 4. Destilación y deshidratación azeotrópica ternaria

En la figura 4 se muestra un esquema de destilación azeotrópica para la deshidratación de etanol con benceno o agentes similares. El caldo proveniente de la fermentación (8–10% de etanol en peso) es alimentado a una columna de destilación donde se concentra hasta un 93%, este destilado es luego llevado a la columna de deshidratación donde se obtiene por fondos etanol anhidro. El

producto de cima, con una composición cercana a la del azeótropo ternario, es condensado en dos fases líquidas, la fase orgánica, rica en el agente separador se devuelve a la torre como reflujo, mientras la fase acuosa es decantada y alimentada a una columna de recuperación, donde se obtiene benceno y la mayor parte del etanol restante como destilado, para ser recirculados a la columna de deshidratación, la cual a su vez debe contar con una corriente de alimentación fresca de benceno [42, 43].

3.3.3.2 Destilación extractiva

Una de las técnicas usadas en la industria para separar la mezcla azeotrópica etanol agua es la destilación extractiva, que puede llevarse a cabo con agentes de separación líquidos como glicoles, glicerol, furfural, etilenglicol y tolueno, ó agentes de separación sólidos como sales solubles.

- **Destilación con agentes separadores líquidos**

La destilación extractiva convencional con solventes líquidos requiere como mínimo una secuencia de 3 pasos, tal como se muestra en la figura 5. El primer paso consta de una destilación para llevar el etanol hasta una concentración cerca a su punto azeotrópico, en el segundo se realiza la destilación extractiva obteniéndose etanol anhidro como destilado y el tercero comprende la recuperación del solvente por destilación para ser recirculado al proceso [44].

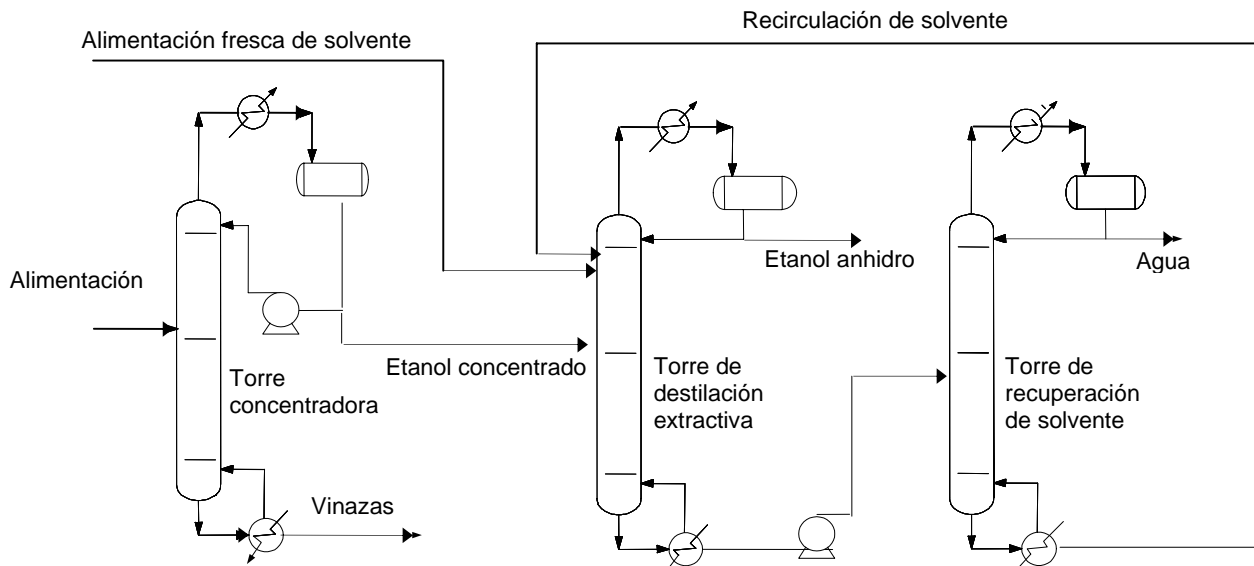


Figura 5. Esquema para la destilación extractiva con solvente

- **Destilación con sales**

La destilación extractiva con sales es similar a la destilación extractiva con agentes líquidos; la sal (componente no volátil) es alimentada por la cima de la

columna (preferiblemente disuelta en la corriente de reflujo), fluye a lo largo de esta y es completamente removida en los fondos, haciéndose mas fuerte su efecto en la sección de rectificación que en la de agotamiento [45]. La sal es posteriormente reconcentrada para ser recirculada al proceso, la técnica de recuperación consiste generalmente de un tren de evaporadores para concentrar la solución salina y un secador spray para completar la purificación de la sal como se presenta en la figura 6. Entre las sales estudiadas para la deshidratación de etanol se encuentran el cloruro de sodio (NaCl), el cloruro de potasio (KCl), el cloruro de calcio (CaCl_2), el yoduro de potasio (KI) y el acetato de potasio. Una de las principales ventajas de esta tecnología es su bajo consumo energético, como se ve en la tabla 3.

Tabla 3. Requerimientos energéticos para deshidratación [46]

Proceso de destilación (extractivo/azeotrópico)	Consumo de energía (MJ/kg de etanol)
Acetato de potasio (alimentación de etanol concentrada)	9,27
Etilenglicol	34,06
Pentano	10,87
Benceno	12,15
Dietil eter	13,59

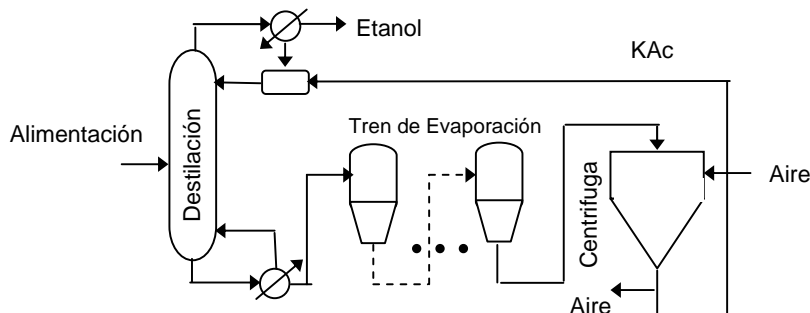


Figura 6. Destilación extractiva salina

3.3.3.3 Tamices moleculares

Los tamices moleculares son sustancias granulares, duras, esféricas o cilíndricas fabricadas a partir de materiales tales como potasio y aluminosilicatos. Se clasifican de acuerdo al diámetro nominal del poro interno, que provee el acceso al volumen intersticial libre encontrado en la estructura microcristalina. Para la deshidratación de etanol se utiliza un tamiz Tipo 3Å , lo que significa que el diámetro medio de los caminos intersticiales es de 3Å , esto debido a que la molécula de agua tiene un diámetro medio menor a este valor, mientras que la del etanol es mayor [16]. Además, las moléculas de agua pueden ser adsorbidas sobre la superficie interna de los poros del tamiz. Estas razones son las que hacen útiles los tamices moleculares para la separación de la mezcla etanol agua.

Este proceso puede realizarse para mezclas etanol-agua tanto en fase vapor como en fase líquida; en esta última se requiere aplicar gas caliente para regenerar el tamiz desplazando al agua de este, sin embargo, el tamiz se deteriora rápidamente (vida media 6 meses) por el choque térmico.

La integración de este sistema con la tecnología PSA (pressure swing, vacuum purge adsorption) consta de dos lechos de deshidratación, mientras uno opera a presión produciendo etanol anhidro, el otro es regenerado con el reciclo de una porción de etanol anhidro sobrecalentado y presiones de vacío (figura 7); de esta manera el tiempo de vida medio se prolonga a varios años [47].

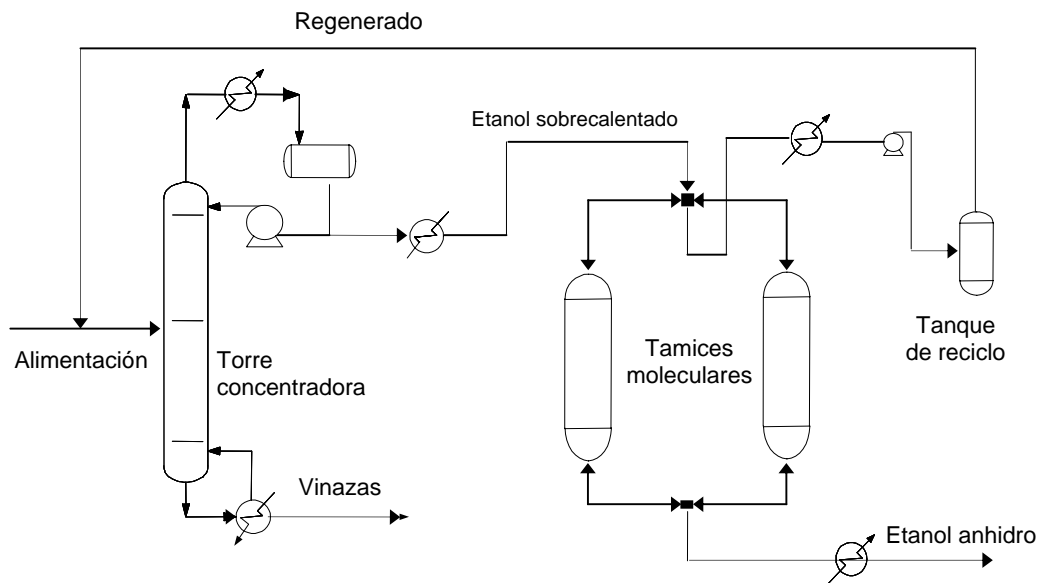


Figura 7. Destilación y deshidratación con tamices moleculares

3.3.3.4 Sistema de destilación-pervaporación (proceso híbrido)

Para la deshidratación de etanol los procesos híbridos son las tecnologías más prometedoras, especialmente el sistema destilación-pervaporación. Este sistema consiste en una columna de destilación para llevar la mezcla a su punto azeotrópico y una unidad de pervaporación para deshidratar el etanol.

La estructura general de los sistemas de destilación pervaporación se presenta en la figura 8. El producto de cima de la columna se bombea a la primera sección del tren de membranas, en cada sección el producto retenido (corriente de etanol) es recolectado y llevado a un intercambiador de calor para recalentarlo y enviarlo a la siguiente sección. Del lado del permeado opera un sistema de vacío, el permeado retirado puede ser recirculado a la columna de destilación en su totalidad o parcialmente.

Según simulaciones realizadas por Z. Szitkai [48], para un caso industrial se puede obtener un retenido con un 99,7% en peso de etanol y un permeado con alrededor de 30%.

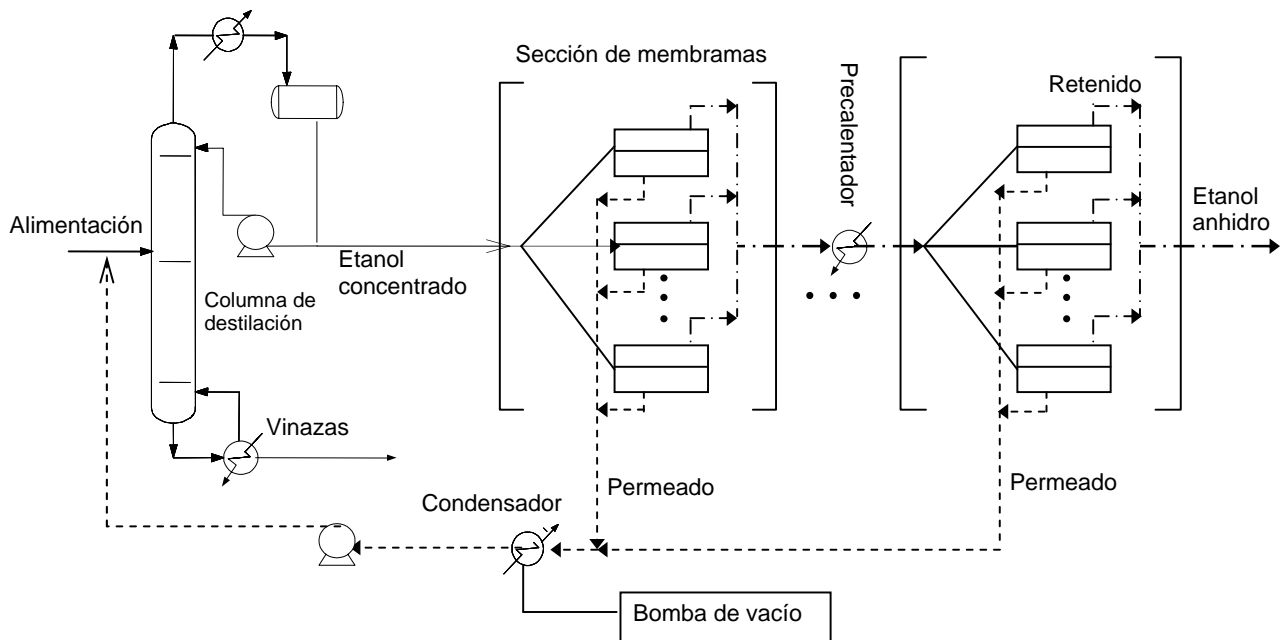


Figura 8. Esquema del proceso destilación-pervaporación

3.3.3.5 Extracción con fluidos supercríticos

La extracción con fluidos supercríticos o cercanos a su punto crítico ha sido propuesta como una tecnología de bajos requerimientos energéticos para la separación de mezclas azeotrópicas acuosas. Para la recuperación de etanol se han probado solventes como el CO_2 , pero debido a que el etanol obtenido solo está deshidratado parcialmente, se ha propuesto el uso de hidrocarburos ligeros (propano, propileno) como solventes supercríticos para esta separación [49].

El esquema típico de extracción se muestra en la figura 9, consta de un extractor de alta presión y un tren de deshidratación y recuperación de solvente. La alimentación es puesta a contracorriente con el solvente en el extractor de alta presión; el extracto obtenido, que contiene el etanol y una pequeña cantidad de agua es enviado previa reducción de presión a una torre de destilación, donde se retira el solvente gracias a su alta volatilidad. En esta unidad también se lleva a cabo la deshidratación del alcohol, siempre y cuando la volatilidad relativa agua-solvente sea mayor que uno a las condiciones de la columna. Bajo estas condiciones, el agua y el solvente son obtenidos como producto de cima y una mezcla etanol-solvente es retirada en los fondos. La separación entre el etanol y el solvente toma lugar en la segunda columna de destilación, siempre que no se forme azeótropo entre estos componentes.

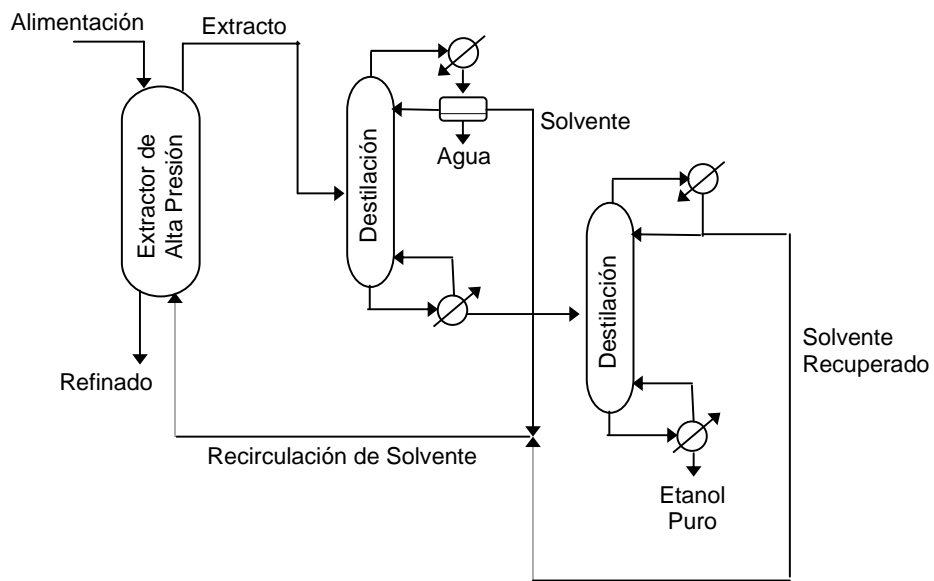


Figura 9. Esquema convencional de extracción con fluidos supercríticos

3.3.3.6 Destilación a vacío

Por debajo de los 6 kPa el azeótropo agua-etanol desaparece y la separación de los componentes se hace teóricamente posible. El sistema para obtener etanol anhidro por destilación a vacío consta de dos columnas consecutivas, en la primera se alimenta la solución diluida para llevarla hasta una composición cercana a la azeotrópica, el producto de esta columna es llevado a la segunda, que opera a vacío, para deshidratar el etanol y obtener una composición por encima del 99% en volumen.

Para obtener un producto de alta pureza es necesario utilizar columnas de deshidratación con un gran número de etapas (por encima de 40) y con altas relaciones de reflujo, incurriéndose así en elevados consumos energéticos y altos costos de capital (diámetros grandes) [44]. En la Figura 10 se presenta un diagrama esquemático del proceso.

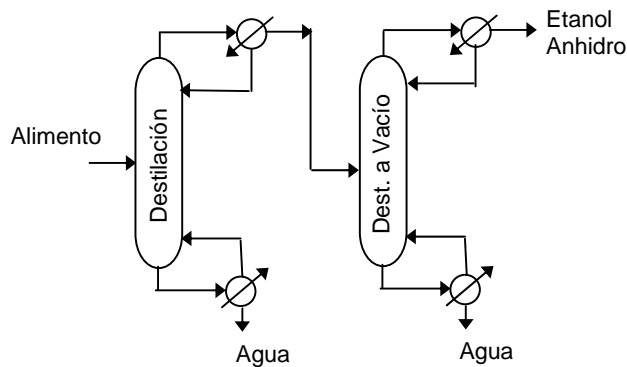


Figura 10. Destilación y deshidratación de etanol a vacío

3.3.4 TRATAMIENTO Y APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS

3.3.4.1 Tipo de residuos del proceso a partir de caña

En una destilería a partir de caña se generan tres tipos de residuos: gaseosos, sólidos y líquidos.

3.3.4.1.1 Residuos sólidos

Dos tipos de residuos sólidos se generan durante la producción de etanol a partir de caña de azúcar: El bagazo y las tortas de filtración.

- **Bagazo**

Son las fibras remanentes de la extracción del jugo, pueden ser blandas o duras y generalmente se usan como combustible en los hornos y calderas para la generación de vapor. El contenido de fibra de la caña de azúcar varía entre 13–17%. Las características generales del bagazo son:

Tabla 4. Composición del bagazo [50]

Parámetro	Porcentaje
Humedad	49,4
Carbón	17,98
Cenizas	0,93
Nitrógeno	0,13

El bagazo contiene aproximadamente 50% de humedad, lo que disminuye su poder calorífico, por lo que es recomendable secarlo antes de quemarlo en los hornos. El bagazo con un contenido de humedad menor ofrece varias ventajas como una mejor combustión, reducción del volumen de gases efluentes, mayor eficiencia en la transferencia de calor, reducción en el consumo de potencia del ventilador, aumento en la eficiencia de la caldera.

- **Tortas de filtración**

Son el producto de la filtración del jugo clarificado. Se usan en mezcla con las vinazas como fertilizante después de un proceso de biocompostaje.

3.3.4.1.2 Residuos gaseosos

La mayor fuente de emisiones gaseosas son las calderas que utilizan bagazo como combustible, siendo su principal problema las cenizas ligeras, las cuales son el producto de la combustión de la fibra blanda del bagazo.

3.3.4.1.3 Residuos líquidos

De todas las aguas residuales provenientes de los complejos azucareros/alcoholeros, las que son más contaminantes por su concentración de material orgánico biodegradable y no biodegradable son las vinazas, que se producen en una proporción de 12 a 15 litros por cada litro de alcohol destilado. Las vinazas, retienen la materia soluble remanente después de la fermentación y la destilación de las melazas y el jugo de caña, al igual que los subproductos no volátiles de la fermentación. Los sólidos solubles presentes en las vinazas comprenden carbohidratos no fermentables, sales, compuestos inhibidores como el furfural y sustancias originadas como subproducto del metabolismo de las levaduras tales como glicerol, propanol y ácido láctico, quienes también inhiben la reacción y la velocidad de crecimiento.

Tabla 5. Características comunes del agua residual proveniente de una destilería [50]

Descripción	Caña Molida	Flujo	pH	COD		BOD ₅		TSS	
	Ton/día	m ³ /día		Mg/l	Kg/día	mg/l	Kg/día	mg/l	Kg/día
Destilería	6674	200	4,7	108667	21733	60830	12166	12160	2432
Límite NEQS*				150		80		150	

* Límite NEQS: Nivel máximo permitido para aguas residuales establecido por la National Environmental Quality Standards

COD: Demanda Química de oxígeno

BOD₅: Demanda Biológica de oxígeno

TSS: Sólidos Suspendidos Totales

Para la disposición de estas aguas residuales se han propuesto varias soluciones tales como recirculación y re-uso, aplicación directa como fertilizante en irrigación de cultivos, o tratamientos del agua residual con sistemas biotecnológicos. Los sistemas biotecnológicos pueden ser tanto anaerobios como aerobios, entre los anaerobios se tienen lagunas de tratamiento, reactores de manto de lodos de flujo ascendente, conocidos con sus siglas en inglés como UASB (upflow anaerobic sludge blanket), reactores empacados operando con flujo ascendente o con flujo descendente y reactores de lecho fluidizado. En la otra parte se cuentan con lagunas aeróbicas, reactores aerobios de discos rotatorios y también sistemas de lecho fluidizado aerobio.

3.3.4.2 Tipo de residuos del proceso a partir de maíz

El tipo de residuos provenientes de la producción de etanol a partir de maíz es una función de la composición del maíz y sobre todo de la forma en que el proceso es llevado a cabo, es decir, mediante molienda en húmedo o molienda en seco.

3.3.4.2.1 Molienda en húmedo

En la molienda en húmedo el grano sufre una serie de procesos en los que es separado en sus componentes: almidón, aceite, proteína y corrientes de fibra, esta

última posee a su vez: harina de maíz (corn gluten meal) y fibra de maíz (corn gluten feed).

El principal subproducto que puede ser utilizado como alimento animal es la harina de maíz ya que es de alto valor, pero de poco volumen de producción, este contiene 60% de proteínas y una cantidad no apreciable de grasas y aceite [16]. El siguiente subproducto de importancia es la fibra de maíz, la cual es un concentrado de fibra residual y líquido normalmente comercializado como alimento para ganado, se componen de dos fracciones distintas: fibra de maíz y solubles condensados de maíz provenientes de la destilación (CCDS) [51]. Contiene 20% de proteína y un poco de grasa y aceite, este es un producto de baja calidad comparado con los DDGs obtenidos de un proceso con molienda en seco [16].

Los residuos de la destilación contienen proteína soluble, azúcares no fermentados, células muertas de levadura y químicos tales como glicerol o ácido láctico. Este material es evaporado hasta una humedad de 50% para formar CCDS, estos contienen aproximadamente 18% en peso de proteínas y en es una fuente rica de nutrientes [51].

3.3.4.2 Molienda en seco

En el proceso de molienda en seco se procesa el grano completo. De la sacarificación y la fermentación del maíz se obtiene tanto etanol como las demás fracciones no convertidas [29], tales como, fibras, aceites, harinas, que luego son recuperadas de la columna de agotamiento, mediante centrifugación (torta húmeda), como granos secos de destilería (DDG). Cuando los granos secos de destilería son combinados con solubles concentrados (jarabe) provenientes de la evaporación de las vinazas ligeras (líquido remanente de la centrifugación) se obtienen los granos secos de destilería con solubles (DDGs).

Los DDGs deben cumplir con una especificación comercial de 26-30% de proteína cruda, aunque en los procesos más eficientes puede contener de 30-32% de proteína y 8-9% en grasas y vitamina B proveniente de la propagación de la levadura en la fermentación, lo que le infiere un alto valor comercial [16]. Aunque los de DDG y los DDGs pueden distribuirse en su forma húmeda, ahorrándose los costos de secado, su transporte se hace impracticable y sólo sería factible cuando se tiene un mercado cerca asegurado [52].

3.3.4.3 Tratamiento de agua residual

El objetivo del tratamiento de las aguas con sistemas biotecnológicos es la necesidad de disminuir su nivel de contaminación; en este caso especialmente su carga orgánica para poder verterlas de acuerdo a las normas de regulación ambiental. Generalmente, después de la remoción de los contaminantes, este tipo de agua puede utilizarse con propósitos de irrigación.

Para el tratamiento de las aguas residuales se han propuesto varias tecnologías tales como: Lagunas de tratamiento, filtros de goteo, reactores anaeróbicos de capa de lodo ascendente y reactores batch de lodos activados en serie. A continuación se hace una breve descripción de las características técnicas y operacionales de cada una de ellas.

Tabla 6. Tecnologías para el tratamiento de aguas residuales [50]

Tecnología	Características Técnicas	Características Operacionales
Lagunas de tratamiento	<ul style="list-style-type: none"> • Las lagunas anaeróbicas son cuencas profundas de tierra, usadas para aguas residuales con alta carga orgánica y alta concentración de sólidos. • Las lagunas facultativas son cuencas donde la estabilización de los residuos se lleva a cabo por una combinación de bacterias aeróbicas, anaeróbicas y facultativas. • Las lagunas aeróbicas son cuencas poco profundas usadas para el tratamiento de aguas residuales por procesos naturales que involucran algas y bacterias. • Los estanques de maduración son pozos de baja velocidad de estabilización, usualmente diseñados para limpiar efluentes secundarios. 	<ul style="list-style-type: none"> • Eficiencia en la remoción de BOD_s : 85 – 90% • Requerimiento energético para aireación en KWh por Kg de BOD tratado: moderadamente eficiente. • Tiempo de retención hidráulica: muy alto. • Complejidad mecánica: baja. • Subproductos: ninguno. • Impactos ambientales directos: el suelo. • Requerimientos de terreno: grande. • Frecuencia de reparación y mantenimiento: medio.
Filtros de Goteo	<p>Las aguas residuales fluyen desde la cima hacia el fondo, dispersándose sobre un material filtrante (piedras, lava o plástico), durante este proceso se remueven los componentes solubles y los sólidos que se adhieren al filtro.</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Eficiencia en la remoción de BOD_s: 85 – 90% • Requerimiento energético para aireación en KWh por kg de BOD tratado: muy eficiente (ventilación natural). • Tiempo de retención hidráulica: muy eficiente (se requiere recirculación). • Complejidad mecánica: baja. • Subproductos: ninguno. • Impactos ambientales directos: insectos. • Requerimientos de terreno: pequeño. • Frecuencia de reparación y mantenimiento: baja.

Tecnología	Características Técnicas	Características Operacionales
Reactores anaeróbicos de capa de lodo ascendente (UASB)	<ul style="list-style-type: none"> • La idea básica de este sistema es que los flocs de bacterias anaeróbicas tiendan a sedimentarse por la gravedad cuando se aplica una velocidad de flujo (de agua residual) moderada ascendente. De esta forma no es necesario un tanque aparte para la sedimentación. • El agua residual recorre el reactor desde el fondo hasta la cima; para garantizar suficiente contacto entre el agua residual y las bacterias en la capa de lodos, el agua residual se alimenta sobre el fondo del reactor. • Los compuestos orgánicos son consumidos por las bacterias anaeróbicas al paso del agua residual a través de la capa de lodos, produciendo bio-gas. 	<ul style="list-style-type: none"> • Eficiencia en la remoción de BOD_s: 80 – 90% • Requerimiento energético para aireación en Kwh por Kg de BOD tratado: muy eficiente (solo para bombeo). • Tiempo de retención hidráulica: muy eficiente. • Complejidad mecánica: baja. • Subproductos: bio-gas. • Impactos ambientales directos: ninguno. • Requerimientos de terreno: pequeño. • Frecuencia de reparación y mantenimiento: baja.
Reactores batch de lodos activados en serie	<ul style="list-style-type: none"> • Existen muchas formas de tratamiento de lodos activados dependiendo de las características del material cargado. Reactores batch en serie son los mas apropiados para cargas con alto contenido orgánico y mas aun si el flujo por hora es bajo. • El sistema consiste de tanques aireados, donde ambas, la aireación y la sedimentación se llevan a cabo en el mismo reactor de una forma periódica. Se alimenta y airea por cierto tiempo, se suspende la aireación, se espera la sedimentación del lodo y se descarga el efluente. 	<ul style="list-style-type: none"> • Eficiencia en la remoción de BOD_s : 85 – 95% • Requerimiento energético para aireación en Kwh por Kg de BOD tratado: poco eficiente. • Tiempo de retención hidráulica: moderadamente eficiente. • Complejidad mecánica: alta. • Subproductos: ninguno. • Impactos ambientales directos: aerosol. • Requerimientos de terreno: moderado. • Frecuencia de reparación y mantenimiento: muy alta.

Las lagunas, debido al gran requerimiento de terreno, a los problemas de olores y a posibles contaminaciones de aguas subterránea, no son una buena opción. Los filtros de goteo dada su baja eficiencia, tampoco son recomendables para el tratamiento de este tipo de agua residuales. El sistema de lodos activados requiere enormes cantidades de energía para la aireación, haciendo que los costos de operación y mantenimiento sean muy altos. La tecnología UASB para tratamiento de aguas residuales altamente concentradas ha ganado popularidad en ingenios azucareros y destilerías; además el metano producido como subproducto puede ser usado como fuente energética.

Una configuración que permite reducir los costos del tratamiento por lodos activados y que representa la opción más efectiva y eficiente económicamente [51], consiste en acoplar el sistema UASB (de bajo requerimiento energético) con el de lodos activados. El proceso consiste en alimentar primero el reactor UASB, donde se remueven los BOD_s en un 70 a 80%. Los BOD_s restantes se remueven posteriormente con un sistema de lodos activados, minimizando así la energía

requerida. El metano es un importante subproducto de este sistema y puede ser usado como combustible en las calderas.

3.3.4.4 Aplicación directa en el suelo

Las vinazas y aguas residuales de los ingenios azucareros tienen un alto contenido de materia orgánica y nutrientes, por lo que son comúnmente utilizadas sobre los cultivos de caña como bio-fertilizantes [50], pero si no son controladas adecuadamente por el agrónomo, pueden ser perjudiciales para el ambiente, especialmente para las aguas subterráneas. El uso de las vinazas como fertilizantes es mucho más complicado que el de las cenizas o la torta de filtrado para el mismo fin; se debe tener en cuenta la vida del cultivo, el clima, la variedad y el terreno, ya que un uso inadecuado puede reducir la alcalinidad del suelo destruyendo los cultivos y producir una deficiencia en manganeso inhibiendo la germinación de la semilla [53].

3.3.4.5 Concentración e incineración de las vinazas

La concentración de las vinazas y la incineración del jarabe obtenido es uno de los métodos más usados para dar solución al gran potencial de contaminación que existe en las vinazas, es decir, es más económico [54] la inversión de capital en equipos tales como centrífugas y evaporadores, que mezclan este residuo líquido altamente contaminante con las demás aguas residuales de la planta, que se tratan con sistemas biotecnológicos.

La concentración de las vinazas consiste en pasarlas por un tren de evaporadores (algunas veces se usa un centrifuga antes, para separar los sólidos) del cual se obtiene un jarabe concentrado que puede ser enviado directamente a un quemador junto a otros residuos sólidos para ser usado como combustible, o a un digestor anaeróbico para la producción de metano. La desventaja de este proceso son los altos costos de capital, operación y mantenimiento de los evaporadores [54].

3.3.4.6 Bio-concentración (recirculación) e incineración de vinazas

El proceso de concentración e incineración de las vinazas ha sido usado por varios años como una solución al problema de contaminación resultante de la producción de etanol por fermentación, siendo su gran desventaja los altos costos. Hoy, se propone un método de bioconcentración de las vinazas donde se re-utiliza la levadura y se recircula parte de las vinazas para la preparación del medio de fermentación en lugar de agua, como se esquematiza en la figura 11.

El sistema de recirculación de vinazas conlleva al aumento de sub-productos y de compuestos que inhiben la fermentación. Sin embargo, este problema puede controlarse recirculando solamente un porcentaje de las vinazas con el fin de mantener la concentración de los productos indeseables por debajo del nivel de toxicidad. Se ha encontrado [53] que la recirculación del 60% de las vinazas

generadas es técnicamente factible y no produce ningún efecto inhibitor, en cambio disminuye el consumo de nutrientes y ácido sulfúrico.

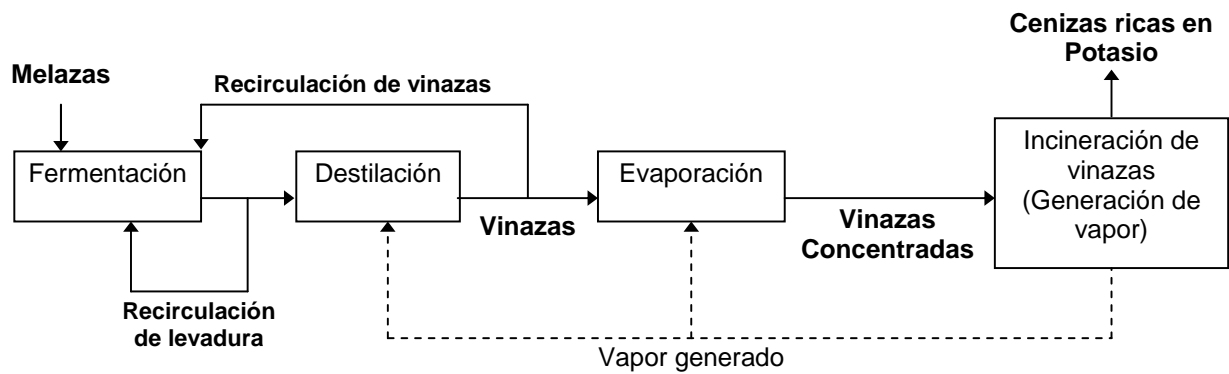


Figura 11. Proceso de bioconcentración e incineración de vinazas [53]

3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

La evaluación económica de un proyecto comprende la estimación de varias medidas de factibilidad (como el potencial económico, el valor presente neto, el flujo de caja, la tasa interna de retorno, etc), que juegan un papel crucial a través del diseño conceptual, ya que con ellas se pueden seleccionar o descartar varias alternativas de proceso desde las primeras etapas de diseño [55]. El tipo de información necesaria para desarrollar un análisis de factibilidad implica:

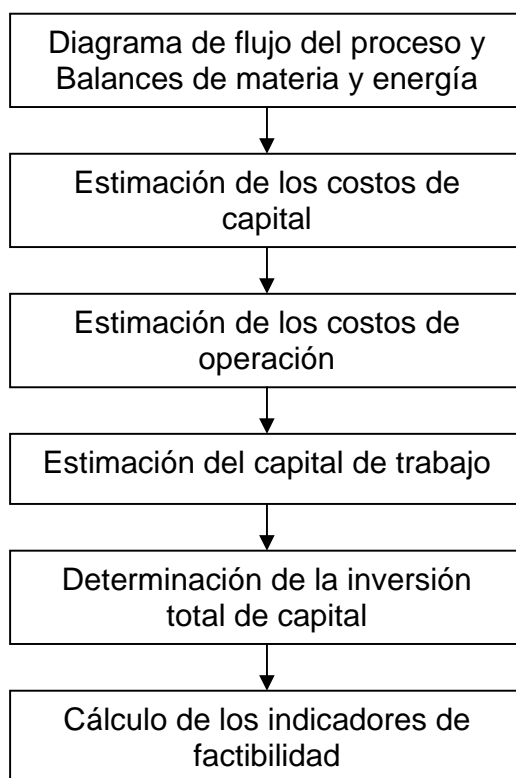


Figura 12. Aproximación al análisis económico de procesos

3.4.1 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO Y BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

El diagrama de flujo es uno de los componentes más importantes que se obtienen durante el diseño de procesos, en el se encuentran los equipos mas relevantes usualmente numerados y nombrados, al igual que todas las corrientes con sus respectivos flujos, composiciones y estado termodinámico (temperatura, presión, entalpía). Esta información se emplea para definir el tipo de equipos, su dimensión, sus requerimientos energéticos, el requerimiento de fluidos de servicio, de materias primas, etc.

3.4.2 COSTOS DE CAPITAL

Después de determinar los flujos de las corrientes y sus temperaturas, se procede al diseño y dimensionamiento de los equipos con el fin de estimar su costo, posteriormente se calcula el costo de instalación y se obtiene lo que se conoce como “precio del equipo instalado” [55]. La suma del costo de todos los equipos instalados, mas los costos de administración, de preparación del terreno, los tanques de almacenamiento, las reservas, las redes de servicio y la contingencia (gastos imprevistos), generan los costos de capital.

3.4.2.1 Costos de Compra

Existen varias formas de estimar los costos de compra de los equipos, que van desde cálculos rápidos con una exactitud limitada hasta cálculos muy detallados y largos pero más exactos. Los más exactos consisten en obtener una cotización de un vendedor, sin embargo dado que requieren un alto nivel de detalle, que es costoso de preparar, no se obtienen hasta que no se ha elaborado un diseño detallado de cada etapa del proceso.

Para la estimación de estos costos en la etapa de diseño conceptual se usan normalmente correlaciones que no exigen mucha información sobre el diseño del equipo. Una gran variedad de correlaciones rápidas para estimar el precio de compra de los equipos se encuentran disponibles en Peters and Timmerhaus [56], Ulrich [57], Chilton, Happel y Jordan, y Guthrie [55]. Todas estas correlaciones fueron publicadas hace más de 30 o 40 años por lo que es necesario predecir los costos en un futuro, para lo cual existen varios métodos que consisten en multiplicar el costo base en cierto año por la relación entre los índices de costo del año para el que se desea calcular y el año base. Uno de los índices de costo más populares es el índice de Marshal y Swift (M&S) que es publicado mensualmente en la revista *Chemical Engineering*.

Actualmente, gracias al uso de los computadores se está incrementando el uso de software y bases de datos que poseen un número elevado de detalles en cuanto al diseño de equipos, su fabricación, materiales y mano de obra para su instalación, al igual que costos relativos a la preparación del sitio, costos indirectos, etc.

3.4.2.2 Costos de Instalación

El costo del equipo instalado es el parámetro a tener en cuenta dentro de la determinación del costo de capital e incluye la mano de obra, los materiales para la instalación (concreto para las bases, acero para la estructura de soporte, tuberías, instrumentación, materiales eléctricos, aislamiento y pintura) y algunos costos indirectos como salarios, prestaciones, vías, etc. Su estimación se puede hacer como lo propuso Hand [56] a través de factores que multiplican el precio de compra dependiendo de la clase de equipo o adicionando al precio de compra el costo de la instalación, como se describe en [57].

3.4.3 COSTOS DE OPERACIÓN

Los costos de operación comprenden los costos de materias primas, fluidos de servicio (vapor, electricidad, aire de instrumentación), personal, mantenimiento y administración.

3.4.4 CAPITAL DE TRABAJO

Los fondos del capital de trabajo son necesarios para cubrir los costos de capital requeridos para operar la planta, incluye los costos de inventario y los fondos para cubrir las cuentas a recibir.

3.4.5 INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL

Es la suma del capital de trabajo y los costos de capital.

3.4.6 INDICADORES DE FACTIBILIDAD

Son medidas detalladas que involucran la consideración del valor del dinero en el tiempo y estiman los flujos de caja a través de la vida del proyecto. Indicadores como el valor presente neto y la tasa interna de retorno, son normalmente usados antes de tomar una decisión sobre la ejecución de un proyecto [55, 56, 57].

El valor presente neto representa el valor corriente de todas las ganancias netas recibidas hasta cierto periodo. La tasa interna de retorno representa el máximo interés que se podría pagar si toda la inversión de capital fuera prestada.

3.5 ANALISIS AMBIENTAL

Existe una gran variedad de metodologías para la Evaluación de Impacto Ambiental (EIA), algunas simples y otras más complejas para la identificación, cuantificación y evaluación de los impactos generados por actividades de desarrollo. Estas surgen fundamentalmente en la década de los 70`s como consecuencia del Acta Nacional de Política Ambiental (NEPA) de los EE.UU. En los años posteriores hubo una proliferación de metodologías para realizar la EIA al igual que algunas técnicas para determinar impactos individuales.

En términos generales, bien se puede afirmar que ningún método de EIA puede ser considerado el mejor, como tampoco se puede asegurar que existe un método que sirva o sea apropiado para la evaluación de cualquier tipo de proyecto, por ello, la elección de un método debe estar basada en su concepción y en su relación con el tipo de estudio a desarrollar; debe tener en cuenta los recursos técnicos, financieros y la duración o tiempo que se dispone para realizar el estudio. Los métodos serán útiles en la medida que sus principios básicos permitan acceder a una visión global e interdisciplinaria de los componentes ambientales.

3.5.1 IMPACTO AMBIENTAL EN EL DISEÑO DE PROCESOS

La última década del siglo pasado mostró significantes progresos en cuanto al comportamiento del ser humano y a las actividades industriales en temas concerniente al medio ambiente, dando lugar al surgimiento de una serie de herramientas y términos técnicos que han ganado más y más popularidad, entre estos se encuentran el desarrollo sostenible (SD), la producción limpia (CP), la prevención de la polución, la minimización de residuos, la minimización del impacto ambiental (EIM), eco-eficiencia, química e ingeniería verde (GC&E), evaluación del ciclo de vida (LCA), ecología industrial, entre otros. Estos conceptos se encuentran interrelacionados de manera jerárquica, así considerando al desarrollo sostenible como el concepto más global, seguido de los conceptos e ideas que tratan de definir y discutir de forma cualitativa la forma de conseguir la sostenibilidad ambiental (CP, prevención de la polución, ecología industrial) y finalmente las herramientas más específicas (GC&E, LCA, EIM, eco-eficiencia). Para el uso de estos conceptos se dispone de la ingeniería de proceso como una metodología sistemática al servicio de procesos industriales, a la cual se deben incluir cada vez más los temas ambientales.

Desarrollo sostenible, se interpreta como suplir las necesidades del presente sin comprometer la habilidad de las futuras generaciones para suplir las suyas.

La ecología industrial hace una aproximación sistemática a las interacciones entre la industria y el ambiente para evaluar y minimizar impactos. La ecología industrial incluye un estudio de flujos de materia y energía en las actividades industriales y

de consumo, los efectos de estos flujos en el ambiente y la influencia de factores económicos, políticos, regulatorios y sociales sobre el flujo, uso y transformación de recursos. El objetivo de la ecología industrial es promover la sostenibilidad ambiental mientras se mantiene o incrementa la viabilidad económica.

Química verde, concepto desarrollado por la EPA, es una de las herramientas que puede ser usada para implementar las ideas involucradas en la ecología industrial. El concepto de química verde se basa en un conjunto de 12 principios (anexo A) [59], cuyo objetivo es prevenir la contaminación y, a diferencia de la ecología industrial, ayudar a realizar actividades más sostenibles. La química verde involucra el diseño de productos químicos y procesos que reduzcan o eliminen el uso y generación de sustancias peligrosas.

Producción limpia, significa la aplicación continua de una estrategia ambiental de prevención integrada a procesos, productos y servicios para incrementar la eficiencia y reducir los riesgos hacia los humanos y el ambiente. La producción limpia ha sido tenida en cuenta como la mejor estrategia y medio tecnológico del desarrollo sostenible.

La minimización de residuos ha sido extensamente usada en la industria y círculos académicos. Esta incorpora generalmente tanto la reducción en la fuente como reciclo para reducir las cantidades y riesgos de los residuos. La minimización de residuos puede ser considerada como uno de los objetivos de la producción limpia, aunque al parecer centra su atención en procesos existentes y tiene menores alcances que la producción limpia. Desde el punto de vista científico la disminución de residuos no es una norma estricta ya que no diferencia entre residuos peligrosos y no peligrosos, teniendo en cuenta que no todos los desechos son perjudiciales para el ambiente, lo que crea la necesidad de una alternativa más apropiada en la que se haga esta diferenciación. En este sentido, la minimización del impacto ambiental es una norma más estricta, sin embargo, esta no es un sinónimo de reducción de tóxicos ni de sustitución de químicos tóxicos, esta tiene alcances similares a los de la minimización de residuos pero resalta más los diferentes impactos de especies químicas.

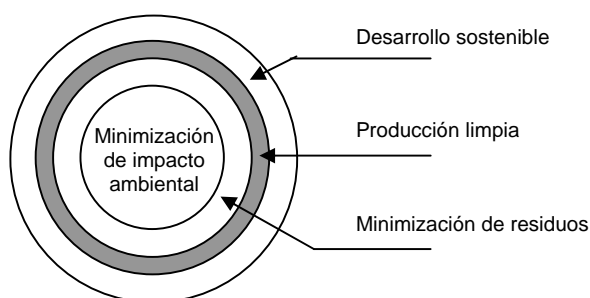


Figura 13. Alcances del desarrollo sostenible [58].

El alcance de los diferentes términos técnicos es ilustrado en la figura 13. La minimización de impacto ambiental a diferencia de la reducción de residuos ataca

las tendencias actuales en ingeniería de proceso considerando temas ambientales.

El ciclo de vida de un proceso comprende las etapas de investigación y desarrollo (R&D), diseño conceptual del proceso (síntesis del proceso), construcción, arranque y operación, mantenimiento y ajuste, y finalmente el cierre. Las oportunidades de minimización de impacto ambiental difieren considerablemente a lo largo del ciclo de vida del proceso. En las primeras etapas el grado de libertad de modificación es mayor, lo que hace que las oportunidades de minimización de impacto ambiental sean también mayores y además que el costo sea bajo, mientras que si no se presta atención a los aspectos ambientales hasta la etapa de construcción, donde aún existen prácticamente muchas oportunidades, el costo de reajuste incrementará mucho más. Esta situación se ilustra en la figura 14.

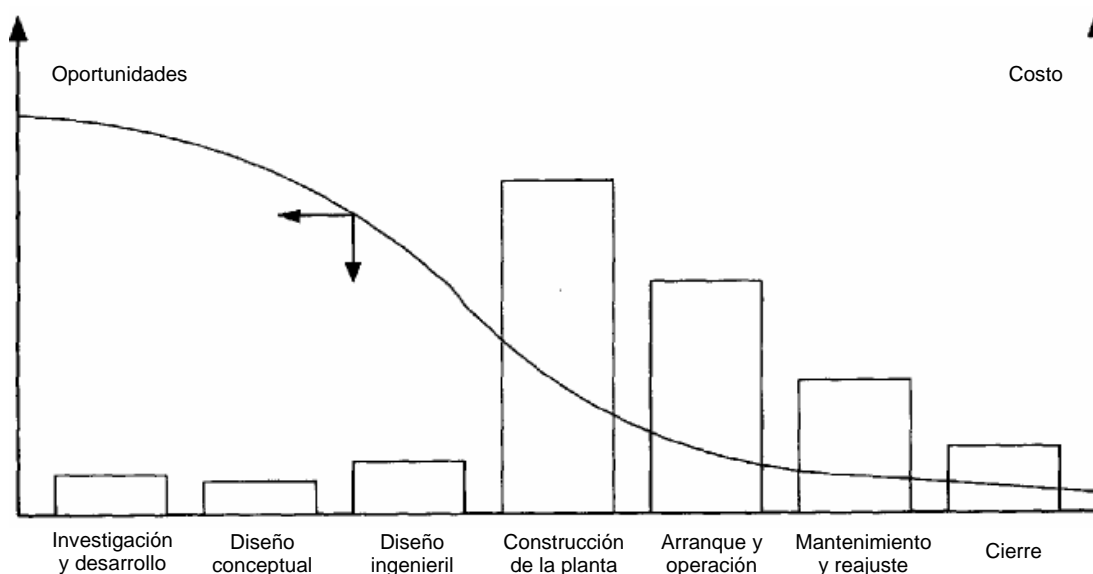


Figura 14. Oportunidades de minimización de impacto ambiental a lo largo del ciclo de vida del proceso [58,60]

Por tanto es claro que la etapa clave para la prevención de contaminación o minimización de impacto ambiental es la síntesis del proceso o etapa de diseño conceptual. La etapa de diseño conceptual difiere del diseño ingenieril ya que pertenece a la etapa de investigación y desarrollo más que a las tareas del departamento de diseño. Esta etapa se ubica entre la investigación de laboratorio y el diseño de ingeniería, y sirve como conexión entre estos.

Las preocupaciones ambientales han cambiado el diseño conceptual de procesos en gran medida, ya que la inclusión de estos aspectos implica extender las fronteras del sistema, multiobjetividad inherente y más restricciones. Todos estos cambios influyen posteriormente la selección de las rutas de reacción, la generación de diagramas de flujo alternativos y la selección de criterios ambientales y métodos de optimización. En la tabla 7 se presentan los pasos que implica el diseño conceptual de procesos incluyendo aspectos ambientales.

Tabla 7. Pasos del diseño conceptual de procesos [58]

1.	Determinación de las fronteras del sistema
2.	Objetivos y funciones objetivo
3.	Restricciones
4.	Síntesis de las rutas de reacción <ul style="list-style-type: none">• “Sello verde” del producto, materias primas y auxiliares• Optimización de las rutas de reacción
5.	Generación de los diagramas de flujo alternativos <ul style="list-style-type: none">• Sistema reacción – separación• Redes de recuperación de calor y masa• Sistema de servicios• Sistema de tratamiento de residuos
6.	Determinación de criterios ambientales
7.	Selección de los métodos de optimización
8.	Análisis de sensibilidad

3.5.1.1 Sistemas de evaluación de impacto ambiental

La medida del desempeño ambiental de un proceso puede ser vista como un problema de decisión que involucra dos niveles, índices de inspección a nivel del proceso e indicadores de desempeño ambiental (EPIs) a nivel de las especies químicas.

Siendo las bases de los índices de inspección, los indicadores de desempeño ambiental tienen suficiente libertad para considerar el destino de todos los componentes involucrados y sus posteriores impactos. Sin embargo, debido a la complejidad de los efectos ambientales en la dimensión espacio-tiempo, el desarrollo y selección de los indicadores de desempeño ambiental apropiados es una tarea compleja de decisión que depende de los efectos predichos, la información disponible y la decisión ambiental. Las categorías de impacto más comunes se muestran en la Tabla 8. La selección de las categorías a considerar depende del objetivo de evaluación, pero generalmente los indicadores seleccionados deben tener en cuenta el ciclo de vida completo del producto, es decir, los indicadores de desempeño ambiental deben proveer puntos de referencia para cuatro áreas de enfoque: consumo de fuentes minerales, consumo energético, dispersión de químicos y consumo de fuentes biológicas.

En la última década se han desarrollados muchos indicadores de desempeño ambiental, de los cuales se identifica una tendencia en su evolución: primero se considera la minimización de la masa de residuo producida o generada, luego la minimización de la contribución a problemas ambientales específicos, y finalmente la minimización del impacto ambiental global. Algunos indicadores típicos son: relación de residuo, residuo másico ponderado; indicadores relacionados a la salud: toxicidad, índice de sostenibilidad del proceso (SPI), equivalencia concentración/toxicidad (CTE), potencial de toxicidad humana (HTP); impacto de daño ambiental: potencial calentamiento global (GWP), potencial deterioro de la capa de ozono (ODP), BOD o COD, índice de peligro ambiental (EHI), métodos basados en bioacumulación; indicadores globales: eco-indicador 95 [61,58],

método de análisis exergy, métodos basados en ecotoxicidad y métodos basados en FST.

Tabla 8. Algunas categorías de impacto [58]

Categorías de Impacto	David & Kincaid et al., 1993	Stefanis et al., 1996	Cabezas et al., 1997	Young & Cabezas, 1999	SETAC Barbara et al., 1995
Consumo de energía				√	
Consumo de recursos					√
Efecto de invernadero		√	√	√	√
Deterioro de la capa de ozono		√	√	√	√
Acidificación			√	√	
Eutrofización (terrestre y acuática)					√
Smog fotoquímico		√	√	√	
Toxicidad humana	√	√	√	√	√
Ecotoxicidad (terrestre, acuática)	√	√	√	√	√
Área usada y diversidad de especies					√
Olor					√
Ruido					√

Todos los indicadores varían en la facilidad de operación y nivel de precisión, entre ellos los métodos basados en un modelo ecotoxicológico son los más prometedores gracias a que se han construido amplias bases de datos, en cuanto a flexibilidad los métodos basados en el conjunto de teorías difusas (FST) son esquemas de mejor comprensión dada su capacidad de combinar datos de diferentes cualidades conservando sus contenidos de información.

La evaluación del ciclo de vida (LCA) es una herramienta de análisis sistemática que considera los impactos ambientales de productos o servicios, provee una estructura de referencia para el desarrollo de índices de inspección, especialmente en la extensión de las fronteras del sistema hacia partes del ciclo de vida completo de un producto. Sin embargo, esta herramienta no es apropiada para la etapa de diseño conceptual donde sólo se dispone de información limitada y altamente incierta. Un rasgo común de los índices de inspección apropiados para el diseño conceptual, es el basarse en simples balances de masa. De tal manera el algoritmo de reducción de residuos (WAR) propuesto por Hilaly y Sikdar (1994) se basa en el concepto de balance de contaminación, los modelos ecotoxicológicos desarrollados por Elliott et al (1996) usan masa en vez de concentración y los índices ambientales desarrollados por Heinzie et al (1998), considerando los diferentes niveles de decisión en el diseño conceptual, se basan en pérdidas de masa. El balance de energía es rara vez incluido en esta etapa, aunque otros autores tales como Young & Cabezas (1999) [62, 63, 64] lo han tenido en cuenta.

Lejos de ser un procedimiento técnico simple, el desarrollo y selección de los índices de inspección apropiados es un complejo de actividades de tipo muy

diferente. En el presente, el algoritmo WAR es quizás el más práctico de estos y puede ser incorporado en diferentes software comerciales como Chemcad y Aspen Plus [58, 60, 65].

3.5.2 ALGORITMO DE REDUCCIÓN DE RESIDUOS (WAR)

En la industria química los métodos de prevención de contaminación toman fuerza en el diseño de procesos con el objetivo de crear plantas que generen en lo posible la más baja contaminación.

La metodología del algoritmo WAR, desarrollada por el *National Risk Management Research Laboratory* de la *U.S. Environmental Protection Agency*, propone añadir una relación de conservación sobre el potencial de impacto ambiental basado en los flujos de impacto de entrada y salida del proceso. Para su aplicación la EPA desarrolló un software llamado WAR GUI.

El potencial de impacto ambiental de una cantidad dada de materia o energía puede ser definida como el efecto que esta materia y energía tendría en promedio sobre el ambiente si ellos fueran descargados fuera del proceso. Dado que la definición implica que el impacto es una cantidad aún no realizada el potencial de impacto ambiental es de naturaleza probabilística. Así, los potenciales de impacto ambiental de una industria química son generalmente causados por la energía y la materia que el proceso adquiere o emite al ambiente.

El potencial de impacto ambiental es una cantidad que no puede ser medida directamente, sin embargo, se puede calcular a partir de cantidades medibles usando relaciones funcionales entre ellas.

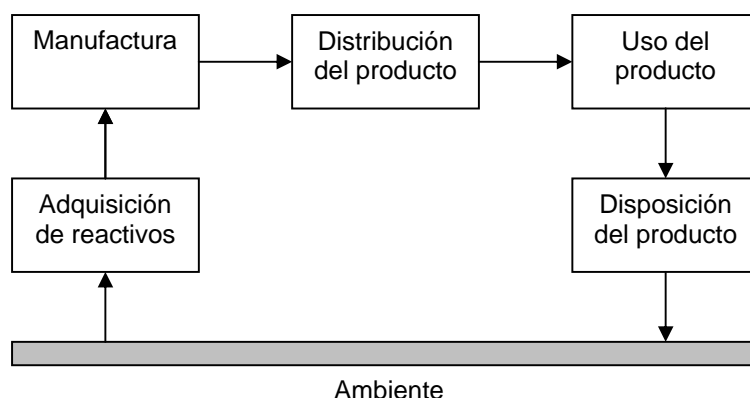


Figura 15. Ciclo de vida del producto

WAR es una herramienta usada por los ingenieros de diseño para realizar la evaluación de la amigabilidad ambiental de un proceso. Esta metodología puede ser usada en la etapa de diseño de un futuro proceso o en el retro-ajuste de un

proceso existente y se hace aún más útil cuando es acoplada a software de simulación. Dentro del ciclo de vida de un producto WAR es aplicable sólo en su manufactura (ver figura 15). dado que es allí donde se da la conversión de materias primas en productos y donde se genera la mayor parte de impacto ambiental.

3.5.2.1 Ecuación de conservación

Tradicionalmente el diseño de procesos químicos se basa en la aplicación de balances de materia y energía acompañado de termodinámica, ingeniería de las reacciones químicas e ingeniería económica, la metodología WAR propone agregar una relación de conservación sobre el potencial de impacto ambiental basada en un balance de flujo de impacto ambiental de entrada (*in*) y salida (*out*) del proceso. Este flujo de impacto está relacionado a los flujos de masa y energía pero no es equivalente a ellos, el proceso de generación de energía puede ser considerado simplemente como una instalación de generación de potencia tal como se muestra en la figura 16. La ecuación de conservación de impacto del sistema es:

$$\frac{dI_{syst}}{dt} = I_{in}^{(cp)} + I_{in}^{(ep)} - I_{out}^{(cp)} - I_{out}^{(ep)} - I_{we}^{(cp)} - I_{we}^{(ep)} + I_{gen}^{syst} \quad (1)$$

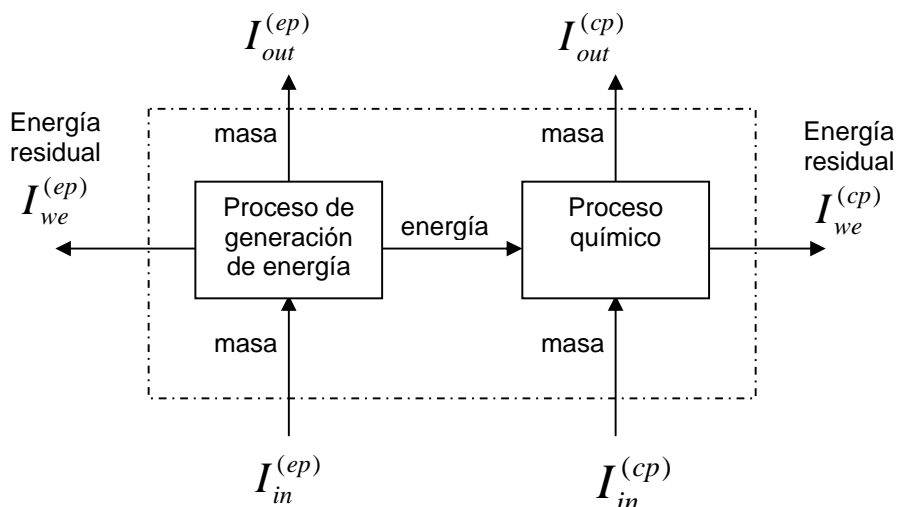


Figura 16. Balances de materia, energía e impacto de un proceso químico

donde los superíndices “*cp*” y “*ep*” se refieren al proceso químico y al proceso de generación de energía, respectivamente.

I_{syst} es la cantidad de potencial de impacto ambiental al interior del sistema (proceso químico + proceso de generación de energía).

$I_{in}^{(cp)}$ e $I_{out}^{(cp)}$ son las velocidades de entrada y salida de potencial de impacto ambiental del proceso químico.

$I_{in}^{(ep)}$ e $I_{out}^{(ep)}$ son las velocidades de entrada y salida de potencial de impacto ambiental del proceso de generación de energía.

$I_{we}^{(cp)}$ e $I_{we}^{(ep)}$ son las salidas de potencial de impacto ambiental asociadas con la energía residual perdida en el proceso químico y el proceso de generación de energía.

I_{gen}^{syst} es la velocidad de generación de potencial de impacto ambiental al interior del sistema debido a reacciones químicas y otros medios.

Cabe anotar que el proceso puede consumir potencial de impacto ambiental y por tanto la velocidad de generación de potencial puede ser negativa. Para el estado estable la ecuación de conservación se reduce a:

$$0 = I_{in}^{(cp)} + I_{in}^{(ep)} - I_{out}^{(cp)} - I_{out}^{(ep)} - I_{we}^{(cp)} - I_{we}^{(ep)} + I_{gen}^{syst} \quad (2)$$

la cual implica que no se acumula potencial de impacto ambiental en el sistema.

Las expresiones que relacionan el potencial de impacto ambiental de los flujos de entrada y salida del proceso químico son:

$$I_i^{(cp)} = \sum_j I_j^{(i)} = \sum_j M_j^{(i)} \sum_k x_{kj} \psi_k \quad (3)$$

$$I_{we}^{(cp)} = \sum_j E_j^{(cp)} \psi_{we} \quad (4)$$

Donde la sumatoria sobre "j" para la ecuación (3) es tomada sobre las corrientes de entrada o salida según "i" sea *in* u *out*.

$I_i^{(cp)}$ es la velocidad de potencial de impacto ambiental de entrada o salida del proceso según "i" sea *in* o *out*.

$M_j^{(i)}$ es la velocidad de flujo másico de la corriente "j", la cual puede ser una entrada o una salida.

x_{kj} es la fracción másica del químico "k" en la corriente "j".

ψ_k es el potencial de impacto ambiental global del químico "k".

$E_j^{(cp)}$ es la velocidad de emisión de energía residual del proceso químico.

ψ_{we} es el potencial de impacto ambiental por emisión de energía.

Las ecuaciones (3) y (4) sólo relacionan los potenciales de impacto ambiental asociados con los químicos puros, hasta el momento no se consideran los impactos combinatorios que podrían obtenerse con mezclas de químicos.

Las expresiones para el proceso de generación de energía son:

$$I_{in}^{(ep)} = \sum_j I_j^{(in)} = \sum_j M_j^{(in)} \sum_k x_{kj} \psi_k \quad (5)$$

$$I_{out}^{(ep)} = \sum_j I_j^{(out)} = \sum_j^{ep-g} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k + \sum_j^{ep-s} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k \quad (6)$$

$$I_{we}^{(ep)} = \sum_j E_j^{(ep)} \psi_{we} \quad (7)$$

donde,

$I_{in}^{(ep)}$ e $I_{out}^{(ep)}$ son las velocidades de potencial de impacto de entrada y salida del proceso de generación de energía.

$E_j^{(ep)}$ es la velocidad de emisión de energía residual del proceso de generación de energía.

ψ_{we} es el potencial de impacto ambiental para la emisión de energía residual.

Para la entrada de materia $I_{in}^{(ep)}$ y la salida de energía residual $I_{we}^{(ep)}$, las sumatorias sobre "j" y "k" son tomadas sobre todas las corrientes de entrada "j" y todos los componentes "k" asociados con el proceso de generación de energía.

Para la salida, $I_{out}^{(ep)}$, la sumatoria sobre las corrientes "j" está dividida en dos, (ep-g) para las corrientes de salida gaseosas y otra sumatoria sobre las corrientes de salida sólidas (ep-s) cuando el combustible utilizado es carbón.

• Suposiciones

1. Aunque la emisión de energía directa al medioambiente es probable que tenga algún impacto, los impactos debidos a la emisión de energía residual serán despreciados y por tanto ψ_{we} es igual a cero. Esto gracias a que las plantas de procesos químicos generalmente no emiten grandes cantidades de energía residual y además el potencial de impacto ambiental asociado con la emisión de masa es usualmente mucho más grande que la asociada con la emisión de energía.

2. El potencial de impacto ambiental de las corrientes de salida sólidas puede ser asumido despreciable en comparación con las corrientes de salida gaseosas.

Como resultado de estas suposiciones se obtiene que las ecuaciones (4) y (7) son iguales a cero, mientras que la ecuación (6) se reduce a:

$$I_{out}^{(ep)} = \sum_j I_j^{(out)} = \sum_j^{ep-g} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k \quad (8)$$

- **Proceso de generación de energía**

Para la evaluación del potencial de impacto ambiental asociado a la generación de energía WAR GUI presenta tres opciones de combustible para la planta de generación de potencia: carbón, gas natural y petróleo.

En cuanto al carbón, las corrientes de entrada de masa a este proceso consisten principalmente de carbón y aire húmedo, de estos componentes el único que tiene un potencial de impacto ambiental significativo es el carbón. El carbón consiste de una matriz sólida muy compleja que incluye metales, sulfuros y un amplio rango de componentes orgánico. Muchas de estas sustancias son peligrosas para la salud humana y el medio ambiente. Sin embargo, estos componentes se encuentran atrapados en una matriz sólida que los mantiene en un estado apropiado para no causar impacto ambiental y es así como el ψ_{we} para los componentes del carbón es igual a cero.

En cuanto a la corriente de masa de salida del proceso de generación de energía, $I_{out}^{(ep)}$, las corrientes principales consisten de contaminantes como: NO_x, CO₂, SO₂, etc., los cuales son conocidos por tener impactos sobre la salud humana y el medio ambiente, y por tanto son tenidos en cuenta para el análisis. Las corrientes sólidas consisten de escoria de carbón, cenizas no-combustibles e impurezas del carbón; todos estos se encuentran en forma sólida lo que los hace relativamente poco disponibles para causar impacto ambiental en comparación con las corrientes gaseosas.

3.5.2.2 Índices de impacto ambiental

Para procesos en estado estable se pueden definir de la ecuación (2) dos clases de índice para el impacto ambiental de la industria química. La primera clase de índices mide el potencial de impacto ambiental emitido por el proceso y la otra mide la generación de potencial de impacto en del proceso. Dentro de cada clase se definen dos índices principales: los de impacto total y los de impacto por masa de producto.

- **Potencial de impacto de salida**

Impacto total

$$I_{out}^{(t)} = I_{out}^{(cp)} + I_{out}^{(ep)} + I_{we}^{(cp)} + I_{we}^{(ep)} \quad (9)$$

$$I_{out}^{(t)} = \sum_j^{cp} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k + \sum_j^{ep-g} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k$$

Impacto por masa de producto

$$I_{out}^{\wedge(t)} = \frac{\sum_j^{cp} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k + \sum_j^{ep-g} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k}{\sum_P P_P} \quad (10)$$

- **Potencial de impacto generado**

Impacto total

$$I_{gen}^{(t)} = I_{out}^{(cp)} - I_{in}^{(cp)} + I_{out}^{(ep)} - I_{in}^{(ep)} + I_{we}^{(cp)} + I_{we}^{(ep)} \quad (11)$$

$$I_{gen}^{(t)} = \sum_j^{cp} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k - \sum_j^{cp} M_j^{(in)} \sum_k x_{kj} \psi_k + \sum_j^{ep-g} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k$$

Impacto por masa de producto

$$I_{gen}^{\wedge(t)} = \frac{\sum_j^{cp} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k - \sum_j^{cp} M_j^{(in)} \sum_k x_{kj} \psi_k + \sum_j^{ep-g} M_j^{(out)} \sum_k x_{kj} \psi_k}{\sum_P P_P} \quad (12)$$

La primera clase de índices, $I_{out}^{(t)}$, $I_{out}^{\wedge(t)}$, caracterizan el potencial de impacto ambiental emitido por el sistema y su principal uso consiste en resolver preguntas acerca de la eficiencia ambiental externa del proceso, es decir, la habilidad de la planta para producir productos deseados mientras se causa daño sobre el ambiente a un mínimo potencial de impacto ambiental. El valor más pequeño de estos índices indica el proceso más eficiente ambientalmente. Debido a que el

índice $I_{out}^{(t)}$ es la velocidad total de salida de impacto, este puede ser útil para decidir si una planta dada es apropiada para un sitio en particular, también puede ser útil en el dimensionamiento de la planta con base en la capacidad ambiental

de los alrededores en busca de disipar el impacto ambiental. El índice $I_{out}^{\wedge(t)}$ es más útil cuando se desea comparar el potencial de impacto ambiental de procesos alternativos independientemente del tamaño de la planta.

La segunda clase de índice, $I_{gen}^{(t)}$, $\hat{I}_{gen}^{(t)}$, caracteriza el potencial de impacto ambiental generado por el sistema y su principal uso consiste en resolver preguntas acerca de la eficiencia ambiental interna del proceso, es decir, la habilidad de la planta para producir productos deseados mientras se genera un mínimo potencial de impacto ambiental. El valor más pequeño de estos índices indica el proceso más eficiente ambientalmente. El $I_{gen}^{(t)}$ es útil al momento de comparar diferentes diseños en una base absoluta, mientras que el $\hat{I}_{gen}^{(t)}$ se usa cuando se comparan diseños independientemente del tamaño de la planta.

3.5.2.3 Impacto ambiental químico

Para la aplicación de la metodología WAR se requieren los potenciales de impacto ambiental y posteriormente un número de impacto relativo (ψ_k) para cada químico “k” sobre un amplio rango de diferentes impactos ambientales químicos.

Expresión del impacto químico

Para aplicar la metodología a procesos químicos, la siguiente expresión ha sido desarrollada (Mallick et al. 1996) [63]

$$\psi_k = \sum_l \alpha_l \psi_{kl}^s \quad (13)$$

Donde la suma es tomada sobre las categorías de potencial de impacto ambiental químico. α_l es un factor de peso relativo de la categoría de impacto “l”, y es usado para expresar la importancia relativa de las categorías de impacto generalmente en función de la ubicación de la planta. ψ_{kl}^s es el potencial de impacto ambiental del químico “k” para una categoría de impacto del tipo “l” y tiene unidades de potencial de impacto ambiental por masa. Los valores de ψ_{kl}^s se obtienen de los puntajes relativos para los químicos mediante la normalización de acuerdo a:

$$\psi_{kl}^s = \frac{(score)_{kl}}{\langle (score)_k \rangle_l} \quad (14)$$

Donde $(score)_{kl}$ es el puntaje relativo del químico “k” sobre una escala arbitraria dentro de la categoría de impacto “l” y $\langle (score)_k \rangle_l$ es un promedio aritmético de los puntajes de todos los químicos “k” dentro de la categoría de impacto “l”.

- **Clasificación de impactos** [66,67]

Las categorías se dividen en dos áreas generales, con cuatro categorías en cada área: atmosférica global y toxicológica global. Las cuatro categorías de impacto atmosférico global son: potencial de calentamiento global (GWP), potencial de agotamiento de ozono (ODP), potencial de acidificación o lluvia ácida (AP) y oxidación fotoquímica o potencial de formación de smog (PCOP). Las cuatro categorías de impacto toxicológico global son: potencial de toxicidad humana por ingestión (HTPI), potencial de toxicidad humana por inhalación o exposición dérmica (HTPE), potencial de toxicidad acuática (ATP), y potencial de toxicidad terrestre (TTP).

Potencial de toxicidad humana por ingestión, HTPI

El potencial de toxicidad humana por ingestión (HTPI) es aproximado por el valor de la dosis letal a través de ingestión que mataría el 50% de una muestra de ratas, "oral rat LD". Este es un indicador popular para evaluar la toxicidad de los químicos. Los LD₅₀s son generalmente reportados en unidades de mg de químico/Kg rata. En este sistema, un valor mayor de LD₅₀ representa un químico menos tóxico, por lo tanto, este valor de impacto es obtenido invirtiendo el valor del LD₅₀:

$$(score)_{k,HTPI} = \frac{1}{(LD_{50})_k} \quad (15)$$

Potencial de toxicidad humana por inhalación o exposición dérmica, HTPE

El potencial de toxicidad humana por inhalación o exposición dérmica (HTPE) es aproximado usando los valores límite umbral de 8 horas (TLV) como es recomendado por OSHA (Occupational Safety and Health Administration), ACGIH (American Conference of Governmental Industrial Hygienists) o NIOSH (National Institute for Occupational Safety and health). Esta fue considerada ser una medida adecuada en comparación con los químicos que amenazarían la salud humana a través de rutas de inhalación o exposición dérmica. Las unidades para la LTV están en mg/m³.

$$(score)_{k,HTPE} = \frac{1}{(TLV)_k} \quad (16)$$

Potencial de toxicidad acuática, ATP

El potencial de toxicidad acuática (ATP) es estimado usando datos toxicológicos para una especie representativa de pez, Pimephales promelas (peces pequeños). Esta especie fue escogida debido a su aceptación como un indicador universal y a la prevalencia de datos. Los datos vienen en la forma de LC₅₀, una concentración

letal que causa la muerte en el 50% de los especímenes de prueba. El valor en puntos para esta categoría es calculado como el inverso de la LC_{50} :

$$(score)_{k,ATP} = \frac{1}{(LC_{50})_k} \quad (17)$$

Potencial de toxicidad terrestre, TTP

El potencial de toxicidad terrestre (TTP) es determinada usando datos toxicológicos de una especie terrestre, la rata. Esta especie fue escogida debido a su aceptación como un indicativo de las especies terrestres y a la prevalencia de datos. El valor es el mismo usado para estimar el potencial de toxicidad humana por ingestión.

Potencial de calentamiento global, GWP

El potencial de calentamiento global (GWP) es determinado comparando la cantidad de radiación infrarroja que una unidad de masa de químico puede absorber en 100 años a la que puede absorber una unidad de masa de dióxido de carbono en el mismo espacio de tiempo. Esta medida toma en cuenta el decaimiento de los químicos en la atmósfera en este intervalo de tiempo.

Potencial deterioro de la capa de ozono, ODP

El potencial de agotamiento de ozono (ODP) es determinado comparando la velocidad a la cual una unidad de masa de químico reacciona con ozono para formar oxígeno molecular a la velocidad a la cual una unidad de masa de CFC-11 (triclorofluorometano) reacciona con ozono para formar oxígeno molecular. En general, para un químico tener ODP debe contener un átomo de bromo o cloro. Estas cantidades toman en cuenta la descomposición de los químicos en la atmósfera. Los productos de descomposición no son incluidos como fuente de ODP.

Potencial de acidificación AP

El potencial de lluvia ácida o potencial de acidificación (AP) es determinado comparando la velocidad de liberación de H^+ promovida por un químico a la velocidad de liberación de H^+ en la atmósfera promovida por el SO_2 .

Potencial de oxidación fotoquímica, PCOP

El potencial de oxidación fotoquímica (PCOP) o potencial de formación de smog (SFP) es determinado comparando la velocidad a la cual una unidad de masa de químico reacciona con un radical hidroxilo (OH) a la velocidad a la cual una unidad de masa de etileno reacciona con (OH).

4. METODOLOGÍA UTILIZADA

4.1 ANÁLISIS DE LOS ESQUEMAS ACTUALES PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL CARBURANTE

4.1.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Se realizó una amplia revisión bibliográfica de las tecnologías existentes para la obtención de etanol a partir de material con alto contenido en azúcares, material amiláceo y biomasa lignocelulósica. Esta revisión se hizo para cada una de las etapas del proceso: Pretratamiento de la materia prima (acondicionamiento e hidrólisis), fermentación, separación y deshidratación y tratamiento de efluentes líquidos. Los resultados de esta revisión se incluyen dentro del marco teórico de este trabajo.

4.1.2 COMPARACIÓN CUALITATIVA DE LAS TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL

La comparación de las tecnologías se realizó por etapas, primero se presentan en tablas las desventajas y ventajas de cada una de acuerdo a la revisión bibliográfica; luego se realizó una evaluación cualitativa a cada tecnología con base en criterios económicos y ambientales, dando calificaciones a cada criterio; finalmente se ponderan las calificaciones y se obtiene un indicador integral de la tecnología.

Los criterios establecidos para la evaluación cualitativa se exponen a continuación. Se propuso una calificación cualitativa para cada criterio con valores de 1, 2 o 3, donde "1" corresponde a la mejor calificación, 2 a una calificación media y 3 a la peor, de acuerdo a la definición de cada criterio.

- **Criterios económicos**

Madurez de la Tecnología (MT): Se basa en el nivel de avance que posee la tecnología en la actualidad, es decir, si se encuentra en fase de investigación, experimental, planta piloto, construcción o disponible comercialmente. En este criterio "1" corresponde al mayor desarrollo tecnológico (disponible comercialmente).

Costos de Capital (CC): Se refiere al costo de compra de los equipos, en este caso "1" describe los de menor costo.

Consumo Energético (CE): En este criterio se tendrán en cuenta tanto las condiciones de operación, es decir, condiciones suaves o altas temperaturas y

presiones, como la energía requerida para la obtención de un litro de etanol. Para este caso “1” corresponde al de menor consumo energético.

Eficiencia (E): Se define de acuerdo a cada etapa del proceso; en las etapas de transformación química depende del grado de conversión de materias primas, en la separación se analiza de acuerdo a la recuperación de producto deseado y en el tratamiento de residuos en la eliminación de contaminantes. “1” representa la mayor eficiencia.

Deterioro de Equipos (DE): Consiste en el deterioro causado principalmente por las condiciones de operación y poder corrosivo de las sustancias presentes. Un valor de “1” se le asignará a las tecnologías que posean equipos de menor deterioro con el tiempo.

Influencia de la Variabilidad de la Composición en la Alimentación (VC): Se refiere al desempeño de la tecnología cuando se presentan pequeñas fluctuaciones en la composición de la alimentación y se le asigna un valor de “1” a aquellas que no se ven afectadas por este problema.

Facilidad de Automatización y Control (AC), Se dará un valor de “1” a las tecnologías de más fácil automatización y control.

• **Criterios ambientales**

Impacto Ambiental: Se basa en las heurísticas para el diseño de procesos más amigables ambientalmente [59, 70].

- Uso y recuperación de sustancias diferentes a la materia prima principal (RS) *: Se refiere al uso de solventes, arrastradores, ácidos, etc.
- Generación de coproductos y residuos aprovechables (GC) **.
- Generación de corrientes diluidas (CD)
- Posibilidad de recirculación (PR)
- Impactos Ambientales Directos (IA), se refiere a la acción directa de la tecnología sobre el ambiente (suelo, agua y aire).

Para estas categorías, la evaluación se hará mediante la asignación de “1” a las tecnologías de menor impacto ambiental, con excepción de la primera (*) y la segunda (**), para las que solo existen dos posibilidades. En la primera (*) “3” para una respuesta afirmativa (Si) y “1” para una respuesta negativa (No) y en la segunda (**) “3” para una respuesta negativa (No) y “1” para una respuesta positiva (Si).

Especificidad hacia el Producto Deseado (EP), Se asigna “1” a las tecnologías más específicas.

Al final de las tablas de comparación se presenta el total ponderado para cada una de las tecnologías, que integra todos los criterios. La integración se realiza de

acuerdo a la importancia de cada criterio, es decir, a cada uno se asigna un factor de peso, teniendo en cuenta que los criterios económicos (MT, CC, CE, E, DE, AC, VC) deben contribuir con alrededor de un 80% y los ambientales con un 20%, en concordancia con lo que se estipula a nivel mundial para este tipo de análisis [71].

4.2 ELECCIÓN DEL ESQUEMA TECNOLÓGICO MÁS ADECUADO PARA CADA MATERIA PRIMA: MAÍZ Y JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR

4.2.1 SELECCIÓN DEL ESQUEMA GENERAL DE PROCESO

Del esquema de resultados de la comparación de las tecnologías (Figura 18) se trazan líneas de unión, como se puede ver en la figura 19, partiendo de una materia prima y pasando por cada una de las etapas, para formar diferentes esquemas de proceso de acuerdo al tipo de materia prima. La evaluación de la línea formada se hace sumando los puntajes de cada tecnología obtenidos en el literal anterior. Con este procedimiento se evaluaron diferentes líneas de proceso para las diferentes materias primas, la línea de menor puntaje es la más adecuada para la materia prima utilizada.

4.2.2 EVALUACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS

Se calculó el rendimiento por año de las materias primas (sólo se tuvo en cuenta como tal el maíz o la caña, sin considerar otro tipo de suministros) para la producción de etanol y el costo de la materia prima en el que se incurre en la producción de un litro de etanol, basados en la información reportada en el marco teórico.

4.3 DETALLAMIENTO DE CADA UNA DE LAS ETAPAS PARA LOS DOS ESQUEMAS DE PROCESO

La metodología aplicada para desarrollar este objetivo consiste de dos etapas:

1. Determinación de la cantidad de materia prima requerida teniendo como base de cálculo la producción de etanol anhidro. Inicialmente se propuso una producción de 150.000 lt/día de acuerdo a lo pronosticado por el gobierno para consumo de etanol en mezclas con combustible en el eje cafetero, sin embargo, para efectos de comparación con otros trabajos realizados dentro del grupo de investigación de Procesos Químicos Catalíticos y Biotecnológicos [68], se optó por modificar ésta base de cálculo a 537.720 lt/día. Con este dato y los rendimientos hacia etanol a partir de maíz y caña, se calculó la materia prima necesaria.

2. Ya especificado el tamaño de la planta, se procedió con la descripción de las condiciones de operación y bases de diseño para las áreas que conforman el proceso de fabricación de etanol anhidro. Esta descripción incluye temperaturas, presiones, concentración de sólidos, reacciones y los balances de materia que sean necesarios.

Las áreas de proceso son:

- Almacenamiento y pretratamiento: dentro de ésta área se especificó la composición de la materia prima, el pretratamiento que es necesario efectuar, los subproductos o residuos que se obtienen de su acondicionamiento, las condiciones a las que se envía la materia prima a la siguiente área y las respectivas temperaturas y reacciones.
- Fermentación: se especificaron las reacciones, la temperatura y las condiciones a las que se envía el producto a la siguiente área.
- Separación y deshidratación: se especificaron los criterios de diseño de las torres de destilación (composición de destilado y fondos) y del equipo de deshidratación.
- Tratamiento de residuos: Se especifican las condiciones y criterios de diseño de los evaporadores con el fin de tratar los efluentes del área de separación (áreas y concentración de sólidos).

4.4 SIMULACIÓN EN UN SOFTWARE COMERCIAL DE CADA PROCESO DE ACUERDO A LAS CONDICIONES HALLADAS

1. Identificación e ingreso de los componentes necesarios para la simulación de los dos procesos. Esto incluye la búsqueda de las sustancias que se encuentran en las bases de datos del simulador y de los componentes que no se encuentran allí, para ser ingresados junto con sus propiedades o modelados como otra sustancia con propiedades físicas y químicas similares.

En el caso de la caña hay sustancias que son un conjunto de diferentes componentes, tales como gomas, ácidos, grasas y fuentes de nitrógeno. Para la simulación estas sustancias fueron modeladas considerando sus principales componentes. Así el glicerol representó las gomas y grasas, el ácido málico los ácidos y las proteínas las fuentes de nitrógeno.

En la tabla B1 del anexo B se muestra la lista de los componentes incluidos en la simulación, como se indica en ella muchos de los componentes no son de la base de datos del Aspen Plus y han sido ingresados en una base de datos de usuario con sus respectivas propiedades.

2. Simulación de las diferentes áreas que conforman cada uno de los procesos. La simulación de los esquemas tecnológicos para la producción de etanol anhidro a partir de dos materias primas, caña de azúcar y maíz, se realizó usando el simulador de procesos Aspen Plus versión 11.1 (Aspen Technologies, Inc., EUA).

Empleando para el cálculo de los coeficientes de actividad el modelo termodinámico NRTL y para el comportamiento de la fase de vapor el modelo de Hayden-O'Connell.

La simulación se efectuó en un orden consecutivo, es decir, se comenzó con el área de pretratamiento y se avanzó al área de fermentación a medida que las unidades no presentaran problemas de convergencia o de especificación y así consecutivamente se fueron incluyendo nuevas unidades y corrientes hasta llegar al área de tratamiento de residuos.

Debido a que fue necesario el reciclo de algunas corrientes, inicialmente se creó una corriente que representara este reciclo con sus condiciones y composiciones esperadas. Cuando al avanzar en la simulación se llegó a aquella unidad donde se generaba la corriente de reciclo, se eliminó la corriente ficticia y se hizo la recirculación real.

Dentro de la simulación de cada proceso se cumplió con las especificaciones y condiciones determinadas en el objetivo 3. Los dos esquemas de producción incluyen las áreas de:

- Pretratamiento
- Fermentación
- Separación y deshidratación
- Tratamiento de residuos

Para la simulación de las áreas de separación se aplicó el método corto DSTWU (*shortcut distillation design Winn-Underwood-Gilliland*) incorporado al Aspen Plus, que proporcionó una estimación inicial del número mínimo de etapas teóricas, de la relación de reflujo, la localización de la etapa de alimentación y la distribución de los componentes. El cálculo riguroso de las condiciones de operación en las columnas de destilación se desarrolló con el módulo RadFrac (*rigorous fractionation*) basado en el método de equilibrio *inside-out* que utiliza las ecuaciones MESH.

Para estudiar el efecto de las principales variables de operación (relación de reflujo, temperatura de alimento, agua de lavado, etc.) sobre la pureza del etanol obtenido y el consumo energético de la operación, se realizaron análisis de sensibilidad. El resultado final es el establecimiento de las condiciones de operación que permiten desarrollar procesos de separación energéticamente eficientes

4.5 EVALUACIÓN AMBIENTAL Y ECONÓMICA CONJUNTA DE CADA PROCESO

4.5.1 EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica de los procesos de obtención de etanol a partir de maíz y jugo de caña de azúcar se estimó en dólares para un periodo de 10 años (cada periodo de 8.000 horas), una producción de 17.696,99 kg/h para el proceso a partir de caña y 17.837,23 kg/h para el proceso a partir de maíz, una tasa de interés del 20% anual, un valor de salvamento del 20%, el método de depreciación de línea recta y un impuesto de renta de 3,85% para el eje cafetero (Ley Quimbaya) y 38,5 en el resto del país. Para la evaluación se determinó: el costo de capital, los costos de operación y el capital de trabajo, con fecha del 30 de enero de 2.005, utilizando el software Aspen Icarus Process Evaluator ®.

4.5.1.1 Determinación de los costos de capital

En la evaluación de los costos de capital se tuvo en cuenta los costos de los equipos y su instalación, que se determinaron con base en el dimensionamiento de los mismos de acuerdo a los resultados de la simulación; los costos del equipo de deshidratación no fueron calculados de esta manera si no que se tomaron los referenciados por el USDA [36] que se obtuvieron directamente del vendedor. Además de las unidades de la simulación se incluyó una banda transportadora de caña y una caldera para la generación de vapor (con bagazo) en el proceso a partir de caña, y 5 tanques de almacenamiento de materia prima en el proceso a partir de maíz. Para la presentación de los resultados, estos costos se dividen según el área de proceso a la que pertenece el equipo. El proceso a partir de maíz se dividió en: Molienda, licuefacción, Sacarificación y fermentación simultáneas (SSF), destilación y deshidratación, procesamiento de subproductos y otros; el proceso a partir de caña en: Pretratamiento, fermentación, destilación y deshidratación, concentración de vinazas y otros. En el anexo E (tablas E1 y E2) se presentan las unidades que integran cada área y la clase de equipo con el que se evaluó su costo en ambos procesos.

Adicional a los costos de los equipos se contabilizaron los costos de contratación (construcción, diseño e ingeniería) y administración para el proceso de construcción, el valor de salvamento y de contingencia.

4.5.1.2 Determinación de los costos de operación

Los costos de operación se calcularon para cada periodo y comprenden los costos de materias primas, fluidos de servicio (vapor, electricidad agua de enfriamiento), personal, mantenimiento, administración y gastos generales.

Los costos de materias primas se determinaron teniendo en cuenta los requerimientos por periodo y el precio por unidad. Este precio se tomó como el

promedio del costo de producción de la materia prima en Colombia (ver literal 5.2.2), que para una tasa de cambio de 2.400 pesos/USD es 0,147 USD/Kg para el maíz y 0,01588 USD/Kg para la caña.

Para determinar los costos de los fluidos de servicio se tomaron los siguientes valores: 0,1341 USD/KWh, 0,01 USD/m³ de agua de enfriamiento, 8,18 USD/ton de vapor de 690 kPa (100 psi), para el proceso a partir de caña no se tuvo en cuenta el costo del vapor ya que este se genera en la caldera como producto de la combustión del bagazo. En los costos de personal se trabajó un valor de 2,42 USD/h por operario y 3,63 USD/h por supervisor.

4.5.1.3 Costos de producción

Se determinó el costo de producción de etanol anhidro para cada proceso por litro de producto. Mostrando la participación que tienen dentro de este costo las materias primas, los fluidos de servicios, los subproductos, el capital inicial y los demás costos de operación.

4.5.1.4 Determinación del valor presente neto y la tasa interna de retorno

Se calcularon el valor presente neto, la tasa interna de retorno y el potencial económico como indicadores de factibilidad de estos proyectos. El potencial económico, gracias a su sencillez, permite descartar alternativas de proceso desde su fase inicial de diseño; para su cálculo se tuvo en cuenta las ganancias por periodo, los costos de operación y la anualización (depreciación) de los costos de capital.

El valor presente neto y la tasa interna de retorno son indicadores más complejos que involucran el valor del dinero en el tiempo y los flujos de caja a través de la vida económica del proyecto. El valor presente neto se calculó para cada periodo y la tasa interna de retorno se determinó al final de la vida económica del proyecto, donde se asumió que se recupera el valor de salvamento y el capital de trabajo. Para la determinación del flujo de caja se calcularon las ganancias con un precio de venta del producto principal (etanol anhidro) de 0,5204 USD/kg que equivalen a 1.259 pesos/kg a una tasa de cambio de 2.400 pesos/USD, valor obtenido para una densidad de 0,79 kg/l, de acuerdo a la resolución 181710 de diciembre de 2.003, donde se estipula un precio de venta de 3.700,5 pesos/galón. En el caso de los subproductos del proceso de obtención de etanol a partir de maíz "DDGs" (12.484,039 kg/h), se estableció un precio de 0,09858 USD/kg [36].

4.5.2 EVALUACIÓN AMBIENTAL

La evaluación del impacto ambiental causado por un proceso mediante la metodología WAR permite identificar los posibles impactos que conllevará la operación de una planta de procesos químicos desde su diseño, es decir aquellas

partes donde es necesario realizar un estudio concienzudo en busca de la minimización de tal impacto.

El software WAR GUI que incorpora el algoritmo de reducción de residuos en el diseño de procesos, permite al usuario analizar mediante valores de potencial de impacto ambiental y gráficas el efecto que el proceso tendría sobre el ambiente, con base en 8 categorías de impacto. Este software es una herramienta de gran utilidad principalmente en aquellas circunstancias en las que se desean analizar diferentes alternativas de proceso, como es el caso de este trabajo. Este software fue suministrado por la EPA al grupo de investigación en Procesos Químicos Catalíticos y Biotecnológicos. La última versión utilizada en este trabajo incluye modificaciones realizadas por el grupo y tenidas en cuenta por la EPA. Las bondades de este software y en general de la metodología WAR fueron demostradas por Cardona et al. [72]

En su implementación es necesario seguir una serie de pasos al igual que en cualquier otra herramienta, que serán más útiles en la medida que las habilidades del usuario le permitan explotarlas al máximo para obtener los mejores resultados. A continuación se describen los pasos seguidos.

1. Ingreso de los componentes presentes correspondientes a cada caso.

Los componentes requeridos son aquellos que se encuentran presentes en las corrientes de entrada y salida, y que fueron utilizados en la simulación de los dos procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y maíz. Al igual que para la simulación fue necesario ingresar algunos de estos componentes a la base de datos, dentro de los datos ingresados se encuentran el número de CAS, la fórmula molecular, el peso molecular y los datos toxicológicos presentes en las hojas técnicas.

En la tabla D1 del anexo D se presentan los componentes agregados a la base de datos con su respectiva información.

2. Ingreso de las corrientes del sistema, clasificadas entre corrientes de entrada, de residuo y de producto.

Las corrientes másicas requeridas son todas aquellas que entran y salen de cada uno de los procesos, los datos necesarios son el flujo másico y las fracciones másicas de cada componente. En las tablas B2 a B5 del anexo B se presentan las corrientes evaluadas.

En WAR GUI existe la posibilidad de importar un archivo de reporte originado en Aspen Plus con los datos correspondientes a cada corriente, sin embargo, para el tipo de corrientes presentes en las simulaciones no fue posible, ya que se presenta incompatibilidad con corrientes que tengan componentes no convencionales tal como la ceniza.

3. Para la evaluación se pueden definir dos tipos de análisis: Incluir o no el proceso de generación de energía e incluir o no la corriente de producto.

- Proceso de generación de energía

En el WAR GUI es posible ingresar información sobre el requerimiento energético y el tipo de materia prima utilizada para la generación de esta energía (carbón, petróleo o gas natural), incluir un análisis energético o no es consideración única del usuario.

La energía térmica requerida para la producción de etanol a partir de caña de azúcar se obtiene principalmente de la combustión del bagazo y de gas natural en el proceso a partir de maíz [27,69]. En el caso de producción de etanol a partir de maíz el combustible se encuentra disponible en el WAR GUI mientras para el proceso a partir de caña de azúcar no. El combustible que más se aproximaría al bagazo (en función de su estado sólido y algunos componentes) sería el carbón, pero su uso implicaría la liberación de una cantidad de gases de combustión (NO_x , CO_2 , SO_2 , etc.) que contribuirían con el aumento, en una gran proporción, del potencial de impacto ambiental total representado principalmente por la categoría de impacto ambiental AP debido a la formación de SO_2 . Aunque la combustión del bagazo no está exenta de liberar este tipo de gases, la contribución en masa no sería tan grande como la del carbón y por tanto el potencial de impacto representado por el carbón no es comparable al del bagazo.

Por estas razones se decidió no tener en cuenta el análisis energético para los efectos de comparación de potencial de impacto ambiental de los dos casos de estudio.

- Corriente de producto

El producto, al igual que las demás sustancias, posee un potencial de impacto ambiental que puede contribuir en los resultados. Sin embargo, las necesidades sociales del producto pueden ser tan altas que su potencial de impacto no es una consideración.

Incluir la corriente de producto dentro de este análisis ambiental implica un aumento en el potencial de impacto representado por la categoría PCOP, ya que ésta es la que tiene en cuenta el potencial de oxidación fotoquímica en la cual se considera que el etanol contribuye, aunque su índice PCOP sea muy bajo (0,268).

Existen varias razones por las cuales no se debería incluir el producto dentro del análisis ambiental, pero la principal es que el producto es considerado de alto requerimiento social y ambiental. Las nuevas políticas ambientales y económicas, en las que se enmarca la producción de etanol carburante para uso como oxigenante en la gasolina, exponen que con el etanol se contribuirá a la disminución de emisiones de gases de combustión de los vehículos y además se disminuirá la dependencia de los combustibles fósiles.

Para este trabajo se optó por no incluir la corriente de producto dadas las razones anteriores y además teniendo en cuenta que para efectos de comparación incluir o

no el producto no afectaría considerablemente los resultados ya que la producción es semejante para ambos casos de estudio.

4.6 ELECCIÓN DEL MEJOR DIAGRAMA DE PROCESO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL CARBURANTE

Para la elección del mejor diagrama se realizó la integración económica y ambiental de cada proceso tomando como indicador económico el valor presente neto (para un impuesto de renta de 3,85) y como ambiental el índice de potencial de impacto ambiental total por kilogramo de producto, obtenidos en el objetivo anterior. La integración se hizo siguiendo la metodología expuesta por Chen et al. [71], en la que utilizan una función objetivo simple resultado de la agregación de la evaluación económica y ambiental a través del proceso jerárquico analítico (AHP).

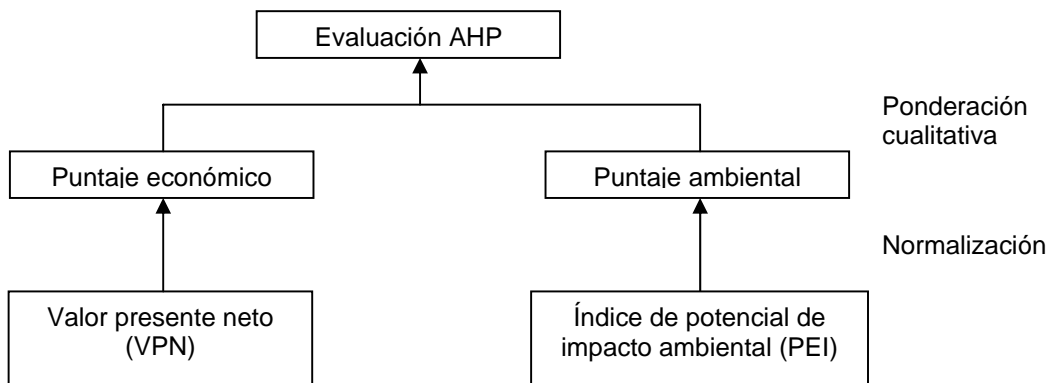


Figura 17. Estructura jerárquica de la integración [71]

La figura 17 presenta la estructura jerárquica para este estudio, en la parte inferior se encuentran los indicadores económico y ambiental. Para obtener los puntajes económicos y ambiental los indicadores son normalizados por un valor del proceso tal que no pueda ser excedido, en este trabajo el valor de normalización de cada categoría se tomo como la suma de los resultados de los indicadores de cada proceso. La normalización se hizo de la siguiente manera:.

$$P_E = \frac{VPN}{V_{NE}} \quad (18)$$

$$P_A = \frac{V_{NA} - PEI}{V_{NA}} \quad (19)$$

donde P_E y P_A son los puntajes económico y ambiental, y V_{NE} y V_{NA} son los valores de normalización económico y ambiental.

Para la ponderación cualitativa de los puntajes económico y ambiental se asignó un peso de 0,82 y 0,18 respectivamente [71]. La evaluación AHP para cada proceso se obtiene a través de:.

$$AHP = P_E \cdot w_E + P_A \cdot w_A \quad (20)$$

donde w_E y w_A son los valores de ponderación.

5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

5.1 ANÁLISIS DE LOS ESQUEMAS ACTUALES PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL

5.1.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS TECNOLOGÍAS

A continuación se presentan las tablas de ventajas y desventajas para cada tecnología, por etapa de proceso.

5.1.1.1 Pretratamiento

Comprende el acondicionamiento y la hidrólisis de la materia prima.

- **Material con alto contenido de azúcares**

Consiste simplemente en la extracción y clarificación del jugo azucarado. Debido a que los azúcares fermentables se encuentran directamente disponibles en el jugo extraído, no es necesario procesos de hidrólisis para este fin.

Tabla 9. Tecnologías para el acondicionamiento de material con alto contenido de azúcares

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Extracción y Clarificación</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Ampliamente desarrollada • Alta eficiencia • Generación de residuos aprovechables 	<ul style="list-style-type: none"> • Requerimiento de grandes volúmenes de agua
<i>Dilución</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Simplicidad del proceso • Muy bajos costos 	

- **Material Celulósico**

Tabla 10. Tecnologías para el acondicionamiento de material celulósico

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Amonólisis</i>	<ul style="list-style-type: none"> • No degrada la proteína, permitiendo su recuperación • Posibilidad de recuperar y recircular el amoníaco 	<ul style="list-style-type: none"> • Opera a alta presión • Baja disponibilidad del amoníaco
<i>Explosión a vapor</i>	<ul style="list-style-type: none"> • El vapor es barato y de alta disponibilidad • Posibilidad de recuperar y recircular el vapor 	<ul style="list-style-type: none"> • Opera a alta presión y temperatura
<i>Hidrólisis Ácida Diluida</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Alta eficiencia • Menor consumo energético 	<ul style="list-style-type: none"> • Se debe utilizar ácidos • Generación de efluentes ácidos

Tabla 11. Tecnologías para la hidrólisis de material celulósico

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Hidrólisis Ácida Concentrada</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Amplios antecedentes • La lignina residual sirve para la producción de vapor • La glucosa obtenida es fermentada con un rendimiento de 85-90% del teórico 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere grandes volúmenes de ácido • Dificultad en la recuperación de grandes cantidades de ácido, lo que limita la viabilidad económica del proceso • Es necesaria una reposición fresca de ácido • Perdidas de ácido en las corrientes de azúcar
<i>Hidrólisis Ácida Diluida</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Amplios antecedentes • Altos rendimientos a glucosa • La glucosa obtenida es fermentada con un rendimiento de hasta 90% del teórico • La lignina residual sirve para la producción de vapor 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere grandes volúmenes de ácido y agua • Problemas medioambientales asociados a la generación de alto volumen de efluentes ácidos • Es necesario neutralizar tanto corrientes internas del proceso como efluentes ácidos • Generación de corrosión en los equipos • Se producen corrientes de azúcar altamente diluidas
<i>Hidrólisis Enzimática</i>	<ul style="list-style-type: none"> • No se manejan grandes volúmenes de ácido • Especificidad de la enzima • Opera a baja presión y temperatura • Posibilidad de acoplarse con la fermentación, con lo que se evitan la inhibición por parte del producto y la reducción de equipos 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de la enzima • Baja eficiencia de la enzima • Inhibición de la enzima por producto

• **Material Amiláceo**

Tabla 12. Tecnologías para el acondicionamiento de material amiláceo

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Molienda en húmedo</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Ampliamente utilizada en la industria • Posibilidad de obtener subproductos de alto valor agregado 	<ul style="list-style-type: none"> • Menores rendimientos (403,14 lt/ton de maíz) • Requiere más equipos que la molienda en seco • Implica alta producción de efluentes • Presenta alto costo de capital
<i>Molienda en Seco</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Mejores rendimiento (419,4 y 460,6 lt/ ton de maíz) • Requiere menor espacio de procesamiento • Requiere menos equipos • Menor costo de capital • Menor costo de operación • Mayor aplicación a nivel industrial 	<ul style="list-style-type: none"> • Subproductos de menor valor agregado que la molienda en húmedo.

Tabla 13. Tecnologías para la hidrólisis de material amiláceo

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Hidrólisis Ácida</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Amplios antecedentes 	<ul style="list-style-type: none"> • Se obtienen productos de oxidación • Mayores requerimientos energéticos • Menores rendimientos • Mayor impacto ambiental debida a la presencia de ácidos • Opera a presión y temperatura altas • Mayor tiempo de reacción • No es específica
<i>Hidrólisis Enzimática</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Muy específica • Rendimiento superior a 95 % • Tiempos de reacción cortos • Bajo costo de la enzima • Opera a presión y temperaturas suaves • Bajo costo de operación • No se presentan productos de oxidación • Posibilidad de acoplarse a la fermentación, lo que implica un menor costo de capital y de operación • Disminución en el tiempo de reacción 	<ul style="list-style-type: none"> • Inhibición del enzima por producto

5.1.1.2 Fermentación

Tabla 14. Tecnologías para la fermentación de azúcares

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Fermentación simple</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Sencillez • Ampliamente desarrollada 	<ul style="list-style-type: none"> • Inhibición por producto • La fermentación de pentosas debe hacerse aparte
<i>Fermentación de Pentosas</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Aprovechamiento de pentosas 	<ul style="list-style-type: none"> • Bajos rendimientos • Poco desarrollada
<i>Sacarificación y fermentación simultáneas con celulasas</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Menor requerimiento de enzima en la hidrólisis • Reducción de equipos • Menor consumo energético • Evita la inhibición de la enzima y el crecimiento bacteriano • Mayor eficiencia en la hidrólisis 	<ul style="list-style-type: none"> • La fermentación de pentosas debe hacerse aparte
<i>Sacarificación y cofermentación simultáneas</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Reducción de equipos • Menor consumo energético • Menor requerimiento de enzima en la hidrólisis • Evita la inhibición de la enzima y el crecimiento bacteriano • La fermentación de hexosas y pentosas se da en el mismo reactor • Mayor eficiencia en la hidrólisis 	<ul style="list-style-type: none"> • Poco desarrollada

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Sacarificación y fermentación simultáneas con amilasas</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Ampliamente utilizada • Menor requerimiento de enzima en la hidrólisis • Reducción de equipos • Menor consumo energético • Evita la inhibición de la enzima y el crecimiento bacteriano • Mayor eficiencia en la hidrólisis 	
<i>F. acoplada a Pervaporación</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Se pueden remover sustancias tóxicas • Alta productividad en la fermentación • Disminución del tamaño de los equipos • Simplicidad del proceso • Disminución en la inhibición por producto • Disminución de los requerimientos energéticos en la separación • Se obtiene una corriente de etanol más concentrada 	<ul style="list-style-type: none"> • La fermentación debe ser en continuo • Tecnología poco desarrollada • Alto costo de capital • Se especula que podría haber problemas con la vida de la membrana a nivel industrial
<i>F. acoplada a Destilación con Membranas</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Disminución en la inhibición por producto • Remoción de los metabolitos volátiles perjudiciales para los microorganismos • Disminución del tamaño de los equipos • Se obtiene una corriente de etanol más concentrada 	<ul style="list-style-type: none"> • La fermentación debe ser en continuo • Tecnología poco desarrollada • Alto costo de capital • Alto consumo energético • Pueden presentarse problemas con la membrana a nivel industrial • No es viable para los volúmenes trabajados a nivel industrial
<i>Fermentación con Células Inmovilizadas</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor productividad • Se evita la inhibición por producto • Operación en continuo, por lo que se puede acoplar sistemas de separación 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de capital • Poco desarrollada para su uso a escala comercial. • No es viable para los volúmenes trabajados a nivel industrial

5.1.1.3 Separación y deshidratación

Tabla 15. Tecnologías para la separación y deshidratación de etanol

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Destilación Extractiva</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Permite la separación del etanol con alta eficiencia • Totalmente desarrollada • 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere el uso de sustancias ajenas al proceso • Genera impacto ambiental • Debe existir una alimentación fresca del agente de separación utilizado • Debe tener una etapa adicional de recuperación del agente • Alto costo de capital

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Destilación Azeotrópica</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Permite la separación del etanol con alta eficiencia • Totalmente desarrollada 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto costo de capital • Altos requerimientos energéticos • Alta sensibilidad a impurezas en la alimentación • Uso de químicos tóxicos (tal como el benceno) • Debe existir una alimentación fresca del agente de separación utilizado • Genera mayor impacto ambiental • Presenta trazas de químico en la corriente residual • Requiere tratamiento de efluentes • Múltiples estados estables
<i>Destilación a Vacío</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Proceso inerte 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto consumo energético • Poco utilizado a nivel industrial
<i>Destilación Salina</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Permite ahorros energéticos • No requiere alimentación fresca de la sal • Permite la separación del etanol con la más alta eficiencia • Elimina completamente el azeótropo etanol agua 	<ul style="list-style-type: none"> • Debe alimentarse una sustancia sólida ajena al proceso • La sal debe ser recuperada y purificada • Puede existir problemas en la disolución y subsiguiente recristalización de la sal • Genera alta corrosión en los equipos, incrementando el costo de capital
<i>Destilación y Tamices Moleculares</i>	<ul style="list-style-type: none"> • No utiliza sustancias ajenas al proceso • La separación se lleva a cabo tanto en fase vapor como líquida • Posibilidad de alargar grandemente la vida del tamiz mediante la integración con sistemas de variación de presión • Bajos requerimientos energéticos • Eliminación de pérdidas inherentes al uso de productos químicos • El proceso es inerte • Los tamices pueden procesar también impurezas presentes en la corriente de etanol • El proceso es simple y fácil de automatizar 	<ul style="list-style-type: none"> • El tamiz se deteriora rápidamente • Costo de capital alto
<i>Destilación y Pervaporación</i>	<ul style="list-style-type: none"> • El proceso es inerte • No implica el uso de sustancias ajenas al proceso • Alta eficiencia en la recuperación • Bajos requerimientos energéticos 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto costo de capital • Se encuentra aún en investigación • Requiere áreas grandes de membranas
<i>Extracción con fluidos Supercríticos</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Bajos requerimientos energéticos 	<ul style="list-style-type: none"> • Opera a altas presiones • Necesidad de recuperar el solvente • Implica el uso de una sustancia ajena al proceso • Solo se ha estudiado a escala de laboratorio

5.1.1.4 Tratamiento de efluentes líquidos

Tabla 16. Tecnologías para el tratamiento de efluentes líquidos

Tecnología	Ventajas	Desventajas
<i>Lagunas de Tratamiento</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Buena eficiencia • Baja complejidad mecánica 	<ul style="list-style-type: none"> • Tiempo de retención hidráulico muy alto • Impactos sobre el suelo • Grandes requerimientos de terreno • Generación de olores
<i>Filtros de Goteo</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Requerimiento energético bajo • Complejidad mecánica baja • Requerimiento de terreno pequeño 	<ul style="list-style-type: none"> • Generación de insectos • Baja eficiencia
<i>UASB</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Buena eficiencia • Complejidad mecánica baja • Producción de bio-gas 	
<i>Lodos Activados</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Alta eficiencia 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto requerimiento energético • Complejidad mecánica alta • Frecuencia de reparación y mantenimiento muy alta • Producción de aerosol
<i>Fertilizante</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Reducción de costos • Reducción de equipos • Posibilidad de recirculación de vinazas 	<ul style="list-style-type: none"> • Aplicación muy controlada • No siempre se puede aplicar • Debe contarse con una gran capacidad de almacenamiento
<i>Concentración e Incineración</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Uno de los métodos mas usados • Generación de energía • Una de las mejores opciones para en tratamiento de la gran carga orgánica de las vinazas • No hay descargas al ambiente • Posibilidad de recircular hasta un 60% de las vinazas • 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de capital • Altos costos de operación
<i>Producción de Proteína para Alimento Animal</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Obtención de subproductos de alto valor agregado • Ampliamente utilizada • Una parte de las vinazas puede ser recirculada • No hay descargas al ambiente 	<ul style="list-style-type: none"> • Consumo energético alto • Altos costos de capital

5.1.2 COMPARACIÓN CUALITATIVA

En la tabla 17 se presenta las abreviaciones de los criterios a evaluar y a continuación los resultados de la evaluación cualitativa. La asignación de pesos a cada uno de los criterios para la ponderación del puntaje de cada tecnología se hizo en forma similar a como lo expone Canter L.[74] para la evaluación de impacto ambiental, donde el evaluador asigna los pesos a cada criterio de acuerdo a su importancia relativa. Los valores usados en este trabajo son resultado de un consenso con el director y el asesor del mismo, teniendo en cuenta que los criterios incluidos en la parte económica deben contribuir con un 80% de la ponderación, y dentro de este el orden de importancia fue: consumo energético, madurez tecnológica, eficiencia y costos de capital. En cuanto a la parte ambiental los criterios más importantes fueron generación de coproductos y residuos aprovechables, y uso y recirculación de sustancias diferentes a la materia prima principal.

Tabla 17. Abreviaciones para los criterios a evaluar

Abreviación	Criterios Económicos	Abreviación	Criterios Ambientales
MT	Madurez de la tecnología	GC	Generación de coproductos y residuos aprovechables
CC	Costos de capital	CD	Generación de corrientes diluidas
DE	Deterioro de equipos	IA	Impactos ambientales directos
VC	Influencia de la Variabilidad de la composición en la alimentación	RS	Uso y recuperación de sustancias diferentes a la materia prima principal
CE	Consumo energético	EP	Especificidad hacia el producto deseado
E	Eficiencia	PR	Posibilidad de recirculación
AC	Facilidad de automatización y control		

5.1.2.1 Pretratamiento

En la tabla 18 se observa que para una materia prima con alto contenido en azúcares la mejor opción de acondicionamiento sería una simple dilución (1,2), sin embargo, esta opción es sólo aplicable a melazas y mieles concentradas, lo que implica que para partir de la biomasa inicial siempre debe hacerse una extracción y clarificación (1,33).

Para el acondicionamiento del material amiláceo la mejor alternativa es la molienda en seco (1,2), ya que en el proceso estudiado el producto principal es el etanol y no los diferentes componentes de los granos (cereales) que se obtienen de la molienda en húmedo (2), que incrementan los costos de capital y operación, y disminuyen la eficiencia.

La explosión a vapor (1,47) se muestra como la tecnología más llamativa para el acondicionamiento del material lignocelulósico, sobretodo por su amigabilidad ambiental, sin embargo, se restringe un poco dado su bajo nivel de desarrollo.

Tabla 18. Evaluación de las Tecnologías para el Acondicionamiento

Criterio	Extracción y Clarificación (CA)	Dilución (CA)	Molienda en Húmedo (MA)	Molienda en Seco (MA)	Ácido Diluido (BL)	Amonólisis (BL)	Explosión a Vapor (BL)
MT	1	1	1	1	1	2	2
CC	1	1	3	1	2	2	2
CE	2	1	3	1	2	2	1
E	1	1	2	1	1	2	2
DE	1	1	2	1	3	2	1
AC	2	1	2	1	2	2	2
RS	1	1	1	1	3	3	1
GC	1	3	1	3	1	1	1
Total	1,33	1,2	2	1,2	1,69	2	1,47

MT 20%, CC 10%, CE 30%, E 14%, DE 3%, AC 3%, RS 10%, GC 10%

5.1.2.2 Hidrólisis

La hidrólisis ácida de almidón (2,02) fue ampliamente utilizada hasta 1970, cuando empezó a introducirse en este campo las enzimas, desde entonces ha sido mucho mejor la hidrólisis enzimática (1,04), como se confirma en la tabla 19, generando además un menor impacto ambiental, gracias a su especificidad y a la eliminación de corrientes ácidas.

Para el material lignocelulósico la mejor opción es la hidrólisis enzimática con celulasas (1,62), que aunque posee una baja eficiencia y un bajo nivel de desarrollo, son muy superiores a las demás en su amigabilidad ambiental.

Tabla 19. Evaluación de las Tecnologías para la Hidrólisis

Criterio	Ácida (MA)	Enzimática con Amilasas (MA)	Enzimática con Celulasas (BL)	Ácida Concentrada (BL)	Ácido Diluido (BL)
MT	1	1	2	1	1
CC	1	1	2	1	3
CE	3	1	1	3	2
E	2	1	3	1	1
VC	1	2	2	1	1
AC	1	2	2	1	1
DE	3	1	1	3	3
RS	3	1	1	3	3
CD	1	1	1	1	3
EP	3	1	1	2	2
Total	2,02	1,04	1,62	1,84	1,9

MT 20%, CC 10%, CE 30%, E 14%, DE 2%, AC 2%, VC 2%, RS 8%, CD 4%, EP 8%

5.1.2.3 Fermentación

De acuerdo a la tabla 20 la fermentación simple (1,22) es la mejor opción para la biotransformación de azúcares. Sin embargo, para materiales amiláceos y lignocelulósicos que precisan de un proceso previo de hidrólisis, los procesos simultáneos de sacarificación y fermentación con amilasas (1,3) y celulasas (1,5)

respectivamente, representan la mejor alternativa ya que se omite una etapa separada de sacarificación. De la tabla también se puede concluir que las tecnologías con mayores eficiencias son las menos desarrolladas y las más costosas, pero las más prometedoras hacia un futuro.

Tabla 20. Evaluación de las Tecnologías para la Fermentación

Criterio	Sacarificación y Fermentación Simultáneas		SSCF (BL)	Fer. Simple (CA, MA, BL)	Fer. de Pentosas (BL)	Fer. con Células Inmov. (CA, MA, BL)	Fer. Acoplada a Pervaporación (CA, MA, BL)	Fer. Acoplada a Destilación con Membranas (CA, MA, BL)
	Amilásas (MA)	Celulasas (BL)						
MT	1	2	3	1	3	2	3	3
CC	1	1	1	1	1	3	3	3
CE	1	1	1	1	1	1	2	3
E	2	2	2	2	3	1	1	1
DE	1	1	1	1	1	3	3	3
VC	2	2	2	2	3	2	1	1
AC	2	2	2	2	2	1	1	1
GC	1	1	3	1	3	3	3	3
CD	2	2	2	2	3	2	1	1
PR	2	2	2	1	3	3	1	1
Total	1,3	1,5	1,86	1,22	2,14	1,82	2,1	2,4

MT 20%, CC 10%, CE 30%, E 14%, DE 2%, AC 2%, VC 2%, GC 8%, CD 4%, PR 8%
SSCF, Sacarificación y cofermentación simultáneas

5.1.2.4 Separación y deshidratación

Tabla 21. Evaluación de las Tecnologías para la Separación y Deshidratación

Criterio	Destilación Azeotrópica (CA, MA, BL)	Destilación Extractiva (CA, MA, BL)	Destilación a Vacío (CA, MA, BL)	Destilación con Sales (CA, MA, BL)	Destilación y Pervap. (CA, MA, BL)	Destilación y Tamices Moleculares (CA, MA, BL)	Extracción con Fluidos Supercríticos (CA, MA, BL)
MT	1	1	1	2	3	1	3
CC	2	2	3	2	3	3	3
CE	2	3	3	1	1	1	1
E	2	2	2	1	1	1	1
DE	1	1	1	3	2	2	3
VC	3	1	1	1	1	1	1
AC	2	2	1	1	1	1	1
RS	3	3	1	3	1	1	1
Total	2	2,26	1,94	1,74	1,62	1,22	1,94

MT 20%, CC 10%, CE 30%, E 14%, DE 2%, AC 2%, VC 2%, RS 20%

Dado que la mayoría de las tecnologías de separación cuentan con una etapa de destilación para la concentración del etanol previa a su deshidratación, la evaluación se realizó con énfasis en la forma de deshidratación. Encontrándose una mejor calificación para la destilación y deshidratación con tamices moleculares (1,22), dados su nivel de desarrollo, su bajo consumo energético y su amigabilidad ambiental. Como se ve en la tabla 21, existen tecnologías con evaluaciones semejantes a los tamices moleculares, tal como la extracción con fluidos supercríticos y la pervaporación, sin embargo, su principal diferencia se encuentra en el nivel de desarrollo tecnológico.

5.1.2.5 Tratamiento de efluentes líquidos

Tabla 22. Evaluación de las Tecnologías para el Tratamiento de Efluentes Líquidos

Criterio	Lagunas de Tratamiento (CA, MA, BL)	Filtros de Goteo (CA, MA, BL)	Reactor UASB (CA, MA, BL)	Lodos Activados (CA, MA, BL)	Concentración e Incineración (CA, MA, BL)	Producción de Proteína para Alimento Animal (MA)
MT	1	1	1	1	1	1
CC	1	2	3	3	3	3
CE	2	1	1	3	2	2
E	2	3	2	1	1	1
VC	1	2	2	2	1	2
DE	2	1	1	3	2	2
AC	3	2	1	1	1	1
GC	3	3	1	3	1	1
PR	3	1	3	3	1	1
IA	3	2	1	2	2	1
Total	1,96	1,74	1,58	2,22	1,56	1,54

MT 14%, CC 10%, CE 30%, E 20%, DE 2%, AC 2%, VC 2%, GC 8%, PR 8%, IA 4%

Entre los efluentes líquidos generados en la producción de etanol anhidro a partir de biomasa deben diferenciarse las aguas de proceso, no tan contaminantes, de los fondos de la primera columna de destilación que poseen una alta carga orgánica. Esto debido a que es más factible económicamente tratar por separado las dos corrientes que remover la carga orgánica resultante de la mezcla [54].

Para el tratamiento de las aguas de proceso se prefieren sistemas de bajo costo aunque no sean de alta eficiencia, como los biotecnológicos, entre estos se encuentran las lagunas, los filtros de goteo, los reactores UASB y los lodos activados, de los cuales la mejor opción evaluada es el reactor UASB (1,58). Caso contrario sucede para el tratamiento de los fondos de la primera columna de destilación, donde es más importante una alta eficiencia, Así, la producción de proteína para alimento animal (DDGs) (1,54) presenta la mejor calificación, pero solo es apta para materia prima de tipo amiláceo, lo que hace necesario utilizar la concentración e incineración (1,56) para el tratamiento de este tipo de efluentes independientemente del tipo de materia prima.

En la figura 18 presenta un esquema modular de las tecnologías evaluadas y las materias primas con los resultados de la evaluación cualitativa.

Materia Prima	Acondicionamiento	Hidrólisis	Fermentación	Separación	Tratamiento de Efluentes
Material con alto contenido de azúcares (CA)	Extracción y Clarificación (1,33)	No Aplica (0,00)	Fermentación Simple (1,22)	Destilación a Vacío (1,94)	Lagunas de Tratamientos (1,96)
	Dilución (1,20)	Ácida (2,02)	SSF con Amilasas (1,30)	Destilación Azeotrópica (2,00)	Filtros de Goteo (1,74)
	Molienda en Húmedo (2,00)	Ácida Concentrada (1,84)	SSF con Celulasas (1,50)	Destilación Extractiva (2,26)	Reactores UASB (1,58)
Material Amiláceo (MA)	Molienda en Seco (1,20)	Ácida Diluido (1,90)	SSCF Celulasas (1,86)	D. y Tamices Moleculares (1,22)	Lodos Activados (2,22)
Biomasa Lignocelulósica (BL)	Ácido Diluido (1,69)	Enzimática con Amilasas (1,04)	F. Glucosas + F. Pentosas (2,14)	Destilación Salina (1,74)	Concentración e Incineración (1,56)
	Amonólisis (2,00)	Enzimática con Celulasas (1,62)	F. con Células Inmovilizadas (1,82)	Destilación y Pervaporación (1,62)	Producción de DDGS (1,54)
	Explosión a Vapor (1,47)		F. acoplada a Pervaporación (2,10)	E. con Fluidos Supercríticos (1,94)	
			F. acoplada a membranas (2,40)		

Figura 18. Esquema de resultados de la evaluación de las tecnologías para la producción de etanol deshidratado

5.2 ELECCIÓN DEL ESQUEMA DE PROCESO MÁS ADECUADO PARA CADA MATERIA PRIMA: MAÍZ Y JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR

5.2.1 SELECCIÓN DEL ESQUEMA DE PROCESO

En la tabla 23 se muestra la evaluación del mejor esquema para cada materia prima y para una configuración general en donde sólo se varía la etapa de pretratamiento (acondicionamiento e hidrólisis) de acuerdo a la materia prima; esta configuración general consta de una fermentación simple, una destilación, tamices moleculares para deshidratación y concentración e incineración como tratamiento de efluentes. El esquema general corresponde a las tecnologías que aplican para todas las materias primas consideradas y que cuya calificación por etapa sea la mejor.

Tabla 23. Líneas de proceso óptimas y general para cada materia prima

Materia Prima	Línea de Proceso Óptima	Puntaje
Jugo de Caña de Azúcar	Extracción y clarificación + F. simple + Destilación y Tamices moleculares + Concentración e incineración	5,33
	Extracción y clarificación + F. simple + Destilación y Tamices moleculares + Concentración e incineración *	5,33
Melaza ó Miel Virgen	Dilución + F. simple + Destilación y Tamices moleculares + Concentración e incineración	5,2
	Dilución + F. simple + Destilación y Tamices moleculares + Concentración e incineración *	5,2
Maíz	Molienda en seco + Sacarificación y Fermentación Simultáneas + Destilación y Tamices moleculares + Producción de DDGS	5,36
	Molienda en seco + H. Enzimática + F. Simple + Destilación y Tamices moleculares + Concentración e incineración *	6,24
Biomasa Lignocelulósica	Explosión a Vapor + SSF + Destilación y Tamices moleculares + Concentración e incineración	5,55
	Explosión a Vapor + Hidrólisis Enzimática + F. Simple + Destilación y Tamices moleculares + Concentración e incineración *	7,09

*Esquema general

De los puntajes que se observan en la tabla 23 puede decirse que existe una gran diferencia entre las líneas de proceso óptimas y las que obedecen a un esquema general, esto debido a que es mucho más económico realizar dos etapas en una que por separado, como sucede en la sacarificación y fermentación simultáneas (SSF).

De aquí en adelante el desarrollo de este trabajo se enfoca hacia dos materias primas: jugo de caña de azúcar y maíz. Para la primera el mejor esquema coincide con el general, mientras que para el maíz se presenta una notable diferencia en la fermentación y el tratamiento de efluentes, donde la última desde un punto de vista comercial e industrial crea la mayor diferencia, ya que se estaría desaprovechando la proteína existente en el efluente. Por tal motivo el esquema con mejor calificación es el adecuado para este trabajo teniendo en cuenta que es el más factible de implementar a nivel industrial.

Las líneas de proceso seleccionadas para el jugo de caña de azúcar se muestran en las figuras 19 y 20 respectivamente.

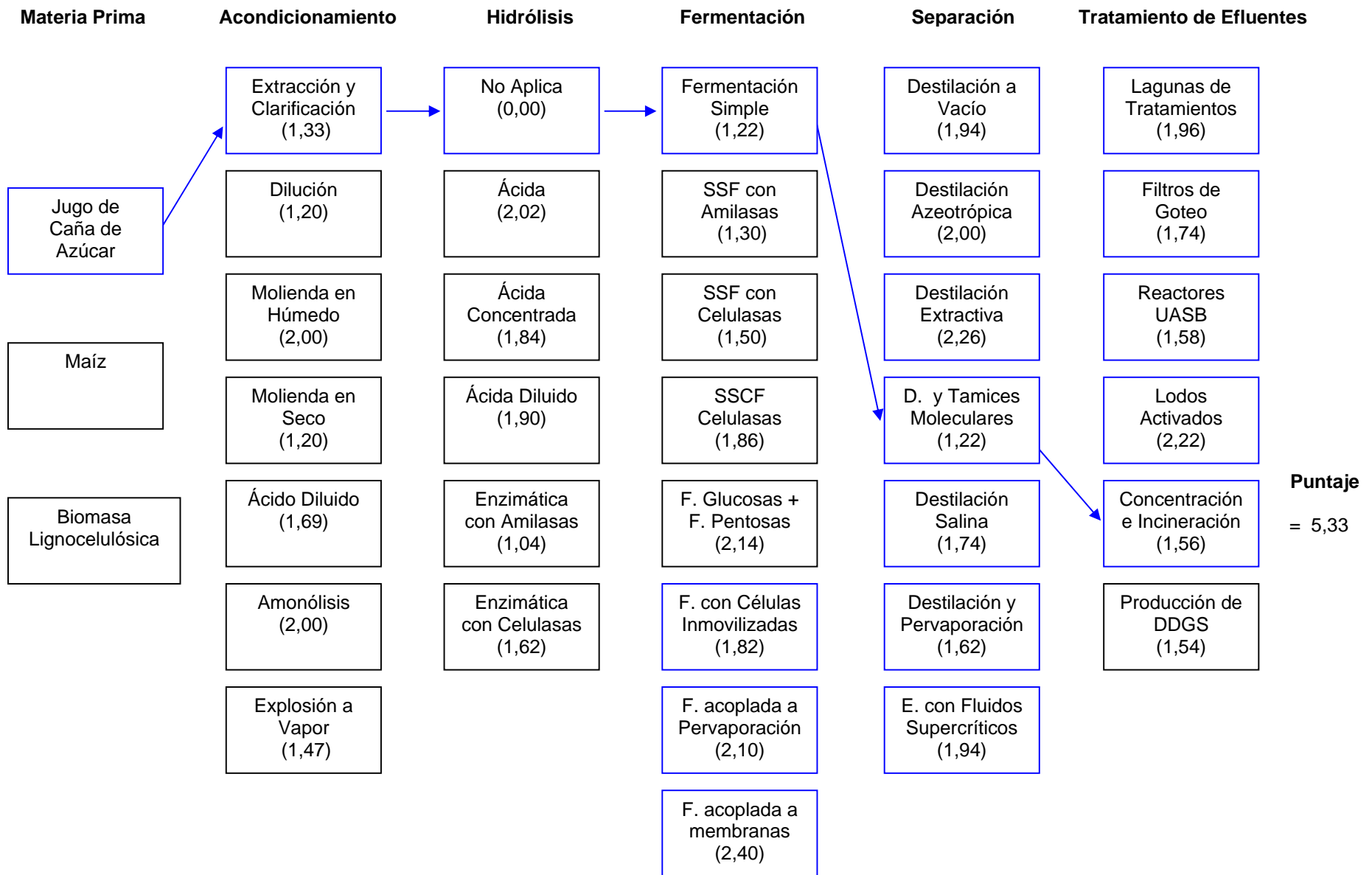


Figura 19. Esquema de proceso para la producción de etanol deshidratado a partir de jugo de caña de azúcar

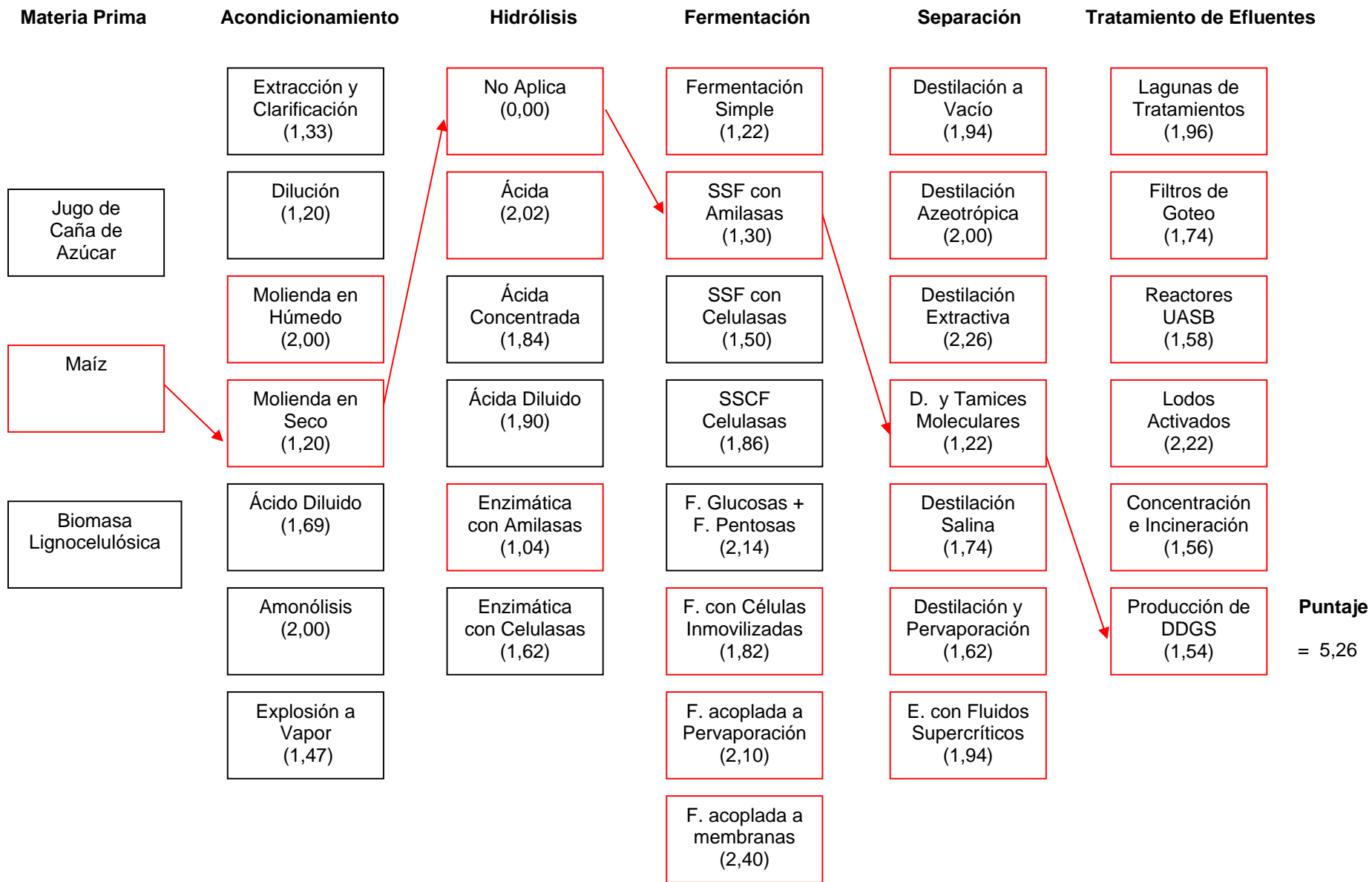


Figura 20. Esquema de proceso para la producción de etanol deshidratado a partir de maíz

5.2.2 EVALUACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS

En la tabla 24 se muestran los rendimientos de caña y maíz en el cultivo y para la producción de etanol en Colombia.

Tabla 24. Rendimientos del cultivo y de etanol para la caña y el maíz

Materia Prima	Tiempo de cosecha (meses)	Rendimiento Cultivo		Rendimiento a etanol		
		(ton/Ha)	(ton/Ha·año)	(l/ton)	(l/Ha)	(l/Ha·año)
Caña	13	123	113,54	75	9225	8515,5
Maíz*	4	2,1	6,3	460,6	967,26	2.901,78
Maíz °	4	4,2	12,6	460,6	1.934,52	5.803,56

*Rendimiento promedio en Colombia. °Rendimiento promedio Caldas y Risaralda

En la tabla 25 se muestra el costo en pesos el que incurre la materia prima para la producción de un litro de etanol a partir de caña y maíz, tomando para este último el promedio de los datos de la tabla 2.

Tabla 25. Indicadores económicos y productivos para el maíz y la caña azucarera

Materia Prima	Rendimiento Cultivo (ton/Ha)	Rendimiento a etanol (l/ton)	Costo MP (\$pesos/ton)		Costo Etanol (\$MP/l)	
			Producida	Comprada	Producida	Comprada
Maíz	5	460,6	352.804°	450.301°	766,0	977,6
Caña	123	75	38.122*	53.224°	508,3	709,6

MP: Materia prima

*Caña de azúcar, Servicio de análisis estadístico CENICAÑA 2003.

°Observatorio Agrocadenas Colombia

En la tabla 25 se observa que los costos del etanol debidos a la materia prima son menores en el caso de la caña de azúcar para las dos situaciones presentadas (cuando se cultiva y cuando se compra la materia prima). También se observa que el costo de la materia prima por litro de etanol se aumenta en un 36,9% cuando la caña se obtiene por proveeduría.

5.3 ESPECIFICACIONES DE LOS PROCESOS PARA LA OBTENCION DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA Y MAIZ

5.3.1 Materia prima requerida

Para una producción de etanol anhidro de 537.720 lt/día la materia prima requerida, calculada con base en un rendimiento promedio, se presenta en la tabla 26.

Tabla 26. Requerimiento materia prima para una base de 537.720 lt/día

Materia prima	Rendimiento a etanol (lt/ton)	Cantidad requerida (ton/h)
Caña de azúcar	75	292,62
Maíz	442	50,63

5.3.2 Especificaciones y condiciones de operación para la producción de etanol a partir de caña de azúcar

En la figura 21 se muestra el esquema seguido para la descripción del proceso a partir de caña, a lo largo de cada una de las etapas que lo conforman.

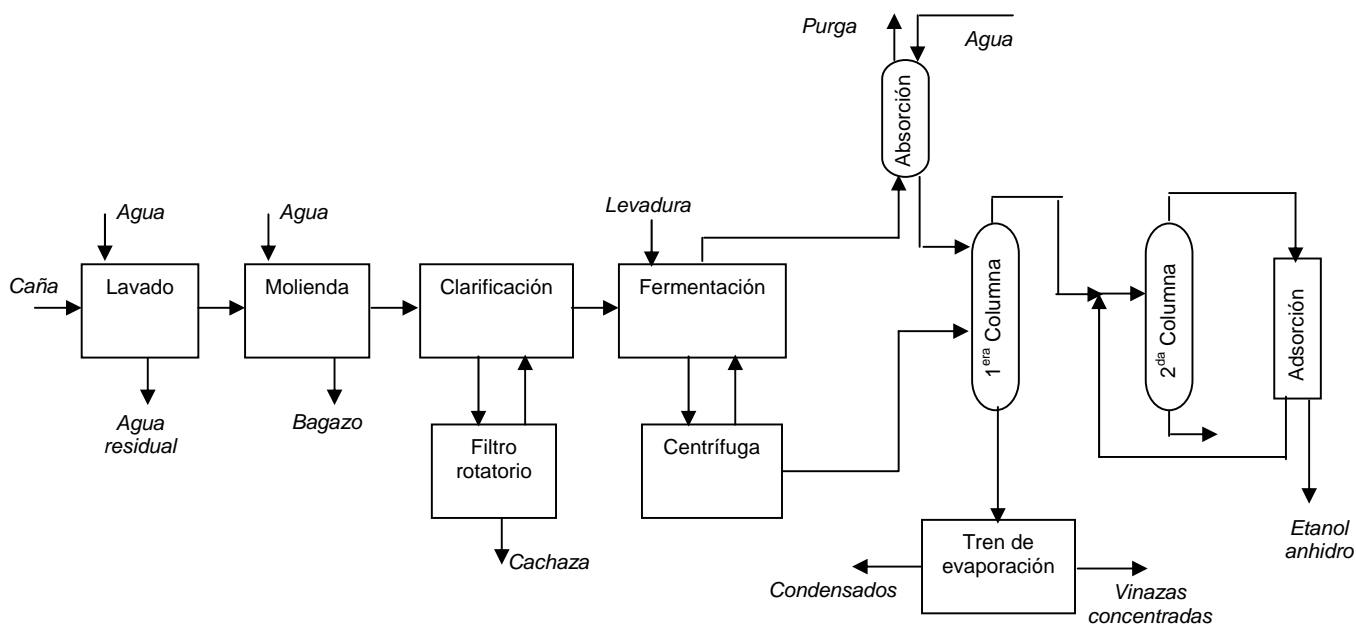


Figura 21. Esquema del proceso de obtención de etanol a partir de caña

• Almacenamiento y Pretratamiento

La caña de azúcar no puede ser almacenada debido a que se presentaría pérdida de los azúcares fermentables contenidos en ella, por tanto debe ser ingresada al

proceso a medida que es llevada a los patios de caña por los camiones desde los campos de cultivo. Como se requieren 292 ton/h se debe disponer con la carga equivalente a 10 camiones cada hora (con capacidad de 30 ton), es decir, 240 cargas por día.

La composición promedio de la caña de azúcar utilizada se muestra en la tabla 27

Tabla 27. Composición de la caña de azúcar

Componente	% peso
Agua	74,5
Azúcares	14
Sacarosa	12,5
Glucosa	0,9
Fructosa	0,6
Fibra	10
Lignina	4,5
Celulosa	5,5
Cenizas	0,5
Grasas	0,2
Ácidos	0,2
Fuente de nitrógeno	0,4
Goma	0,2

El pretratamiento consiste de un lavado inicial en el que se adiciona agua a 40°C con un flujo de 327 ton/h (calculado con una relación másica: Flujo de agua/Flujo de caña igual a 1,12, obtenida de datos proporcionados en el Ingenio Risaralda). Posteriormente se lleva a una serie de 4 molinos en los que se agrega agua a 40°C con el fin aumentar la extracción de azúcares en el jugo. La cantidad de agua requerida se calcula de los balances de materia en los que se especificó la relación Flujo de caña/Flujo de jugo de caña ($R_{C/JC}$), la composición del jugo y la composición del bagazo. Así para una relación $R_{C/JC} = 1$, un jugo de caña y un bagazo con las composiciones que se muestran en la tabla 28, se requiere un flujo de agua para molienda de 55.374 kg/hr.

Tabla 28. Composición del jugo de caña y el bagazo

Componente	Jugo de caña (% peso)	Bagazo (% peso)
Agua	83,705	50
Sólidos solubles	16,295	2
Sacarosa	14,61	
Glucosa	0,53	
Fructosa	0,53	
Proteína	0,095	
Fibra		46
Otros	0,53	2

El jugo de caña obtenido de la molienda se somete a un proceso de clarificación en el que se le agrega óxido de calcio y una pequeña porción de ácido sulfúrico con el fin de disminuir el pH a 4,5 y efectuar la hidrólisis de la sacarosa a hexosas. En el recipiente clarificador se precipita un lodo, que debe ser retirado y enviado a

un filtro rotatorio al vacío. De este filtro se obtiene una torta conocida como cachaza y un filtrado que es retornado al recipiente de clarificación. Los balances de materia de la clarificación se resolvieron mediante la especificación de la corriente de cachaza, la cual representa entre el 2 y 7% de la caña molida y debe cumplir con las composiciones mostradas en la tabla 29.

Tabla 29. Composición de la cachaza

Componente	% peso
Agua	74,4
Materia seca	25,6
Cenizas	14,9
Lípidos	10,7

Finalmente el jugo proveniente de la clarificación es esterilizado a 105°C en un intercambiador y luego enfriado a 31°C para ser llevado a la fermentación, a la cual debe ingresar con un contenido en azúcares entre 130-180 gr/lit.

En la tabla 30 se presentan las condiciones de operación establecidas para el área de pretratamiento.

Tabla 30. Condiciones de operación área de pretratamiento

Condición	Molienda	Clarificación	Esterilización
Temperatura (° C)	65	65	105

• Fermentación

Dos operaciones se llevan a cabo en esta área, la hidrólisis de la sacarosa en glucosa y fructosa, y la fermentación de la glucosa y una parte de la fructosa en etanol y dióxido de carbono, principalmente. La fermentación se lleva a cabo mediante la levadura *S. cerevisiae* que es continuamente recirculada desde una centrífuga ubicada aguas abajo del fermentador, debido a que algunas células mueren es necesario reponer células nuevas las cuales son alimentadas junto a una fuente de nitrógeno (amoníaco). Los gases formados en la fermentación son retirados y enviados a una torre de adsorción en la cual se debe recuperar el 98% en masa del etanol arrastrado.

Las reacciones que se efectúan en la fermentación se presentan en la tabla 31. Las conversiones correspondientes a las reacciones 1, 2 y 6 se asumieron de acuerdo a las cinéticas presentadas por Mosheky et al. [73]. Las conversiones de las reacciones 3 y 4 son reportadas en la referencia [30] y la correspondiente a la reacción 5, por Wooley et al. [14].

Tabla 31. Reacciones que tienen lugar en el área de fermentación

No. Rxn	Reacciones	Conversión
1	Sacarosa + H ₂ O → Glucosa + Fructosa	0,9
2	Glucosa → 2 Etanol + 2 CO ₂	0,99
3	Glucosa → CO ₂ + Acetaldehído + Glicerol	0,005
4	Glucosa → CO ₂ + Alcohol Isoamílico + 1,5 O ₂	0,001
5	Glucosa + 1,2 Amoniaco → 6 Levadura + 2,4 H ₂ O + 0,3 O ₂	0,027
6	Fructosa → 2 Etanol + 2 CO ₂	0,67
7	Fructosa + 1,2 Amoniaco → 6 Levadura + 2,4 H ₂ O + 0,3 O ₂	0,027

Las condiciones de operación para el área de fermentación se muestran en la tabla 32.

Tabla 32. Condiciones de operación área de fermentación

Condición	Fermentador
Temperatura (° C)	31
Nivel inicial de sólidos (gr/lt)	130-180
Tiempo de residencia (h)	40
Número de equipos	5

• Separación y deshidratación

La destilación y la adsorción con tamices moleculares se usan para recuperar el etanol del caldo de fermentación produciéndose etanol a 99,5% en peso de pureza. La destilación se lleva a cabo en dos columnas, la primera remueve el CO₂ disuelto (que es enviado a la torre de absorción) y la mayoría del agua obteniéndose una mezcla con 50% en peso de etanol, en esta columna se alimenta junto al caldo de fermentación el etanol recuperado en la absorción proveniente de los gases de fermentación. La segunda columna concentra el etanol hasta una composición cercana a la azeotrópica de 91% en peso.

El agua restante es removida de la mezcla mediante adsorción en fase vapor en dos lechos de tamices moleculares, el producto de la regeneración de los tamices es recirculado a la segunda columna de destilación. El destilado de ésta columna es sobrecalentado a 116°C para poder ser ingresado a los tamices moleculares. La adsorción opera a 1,7 atm mientras que la regeneración se lleva a un vacío de 0,14 atm, el ciclo completo que comprende presurización, adsorción, despresurización y desorción dura alrededor de 10 min.

Dentro de las especificaciones necesarias para el diseño del sistema de separación se tiene que: la composición de etanol en los fondos de las columnas de destilación no debe ser superior a 0,1% en peso y la cantidad de producto utilizado para regenerar es el 30% de la corriente de producto.

En la tabla 33 se muestran las condiciones de operación del área de separación y deshidratación.

Tabla 33. Condiciones de operación área de separación

Condición	Primera columna	Segunda Columna	Tamices Moleculares		Columna de Absorción
			Adsorción	Desorción	
Temperatura del alimento (°C)	70	-	116	116	30
Presión de operación (atm)	1	1	1,7	0,14	1
Composición del producto (%peso)	50	91	99,5	-	-

- **Tratamiento de residuos**

De las aguas de residuo obtenidas en el proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar las de mayor volumen son aquellas que provienen de la primera columna de destilación, conocidas como vinazas. El tratamiento propuesto consiste en su evaporación y posterior incineración. La especificación requerida para el diseño del tren de evaporación (cuatro efectos) es concentrar los sólidos solubles y demás componentes poco volátiles presentes en las vinazas hasta un valor cercano al 12% en peso, ya que en esta concentración se hacen aptas para su incineración [54]. La cantidad de vinazas que se espera concentrar se encuentra entre 12 y 15 litros por litro de producto, así si se desean producir 537.720 lt/día equivalentes a 22.405 lt/h se obtendrán un flujo volumétrico de vinazas entre 268.860 y 336.075 lt/hr. Los condensados de los evaporadores son recolectados junto con los fondos de la segunda columna de destilación y utilizados como agua de proceso. El vapor utilizado en el primer evaporador es vapor a baja presión, 1,7 atm.

5.3.3 Especificaciones y condiciones de operación para la producción de etanol a partir de maíz

En la figura 22 se muestra el esquema seguido para la descripción del proceso a partir de maíz, a lo largo de cada una de las etapas que lo conforman.

- **Almacenamiento y Pretratamiento**

El maíz es almacenado en tres silos de 2.000 m³ de capacidad cada uno, que permiten un stock de materia prima por 3 días. La composición del maíz utilizada se muestra en la tabla 34.

El pretratamiento consiste inicialmente de la molienda del grano a un tamaño de 3 a 5 mm. Posteriormente se retiran algunas impurezas (polvos y arenas, principalmente) que generalmente conforman el 0,3% de la masa total del grano alimentado. Al grano molido se le debe mezclar agua caliente (a 90°C proveniente del área de tratamiento de residuos) con el fin de proveer una mezcla con no más de un 40% en sólidos, apta para la licuefacción. Mediante un balance de materia se determinó que se requieren 67.400 kg/hr de agua para cumplir con la especificación de 30% en peso de sólidos. En este instante se mezcla también la enzima α -amilasa cuya cantidad requerida (48 kg de preparado enzimático) se

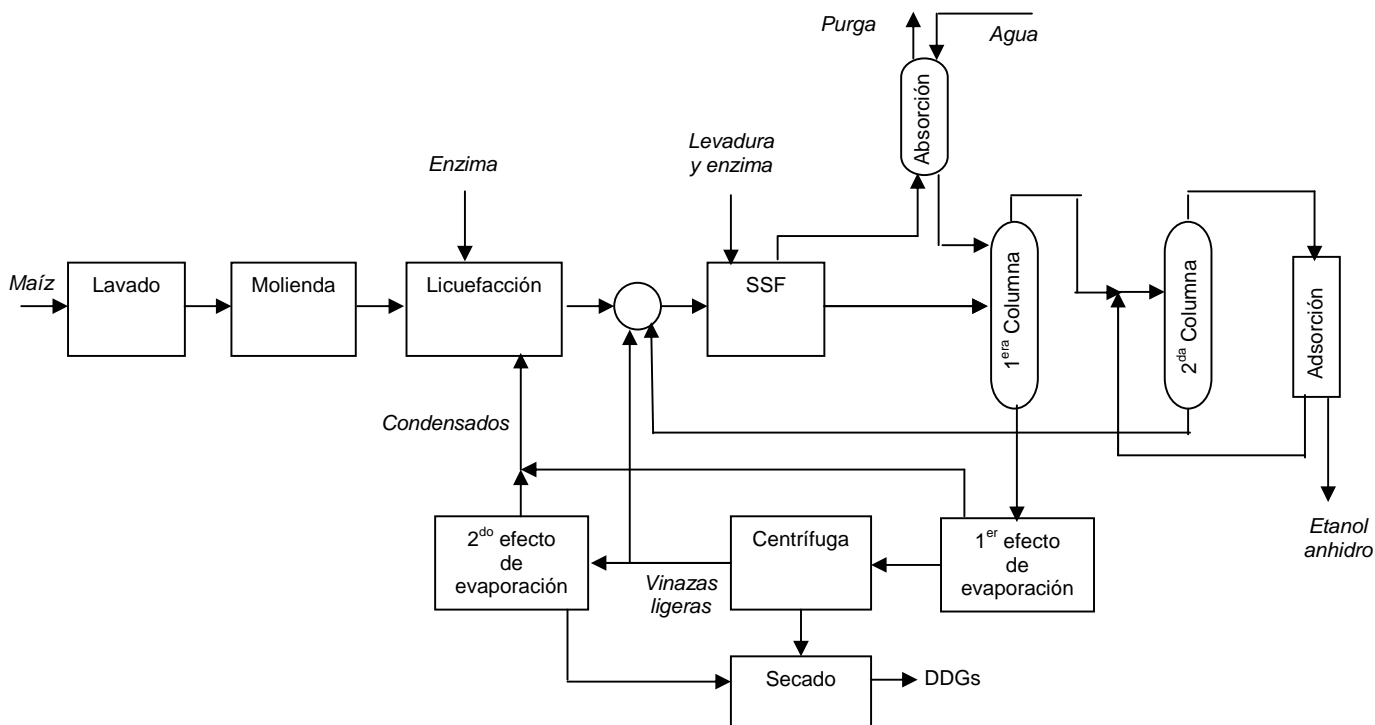


Figura 22. Esquema del proceso de obtención de etanol a partir de maíz

determinó según su actividad (120 Knu[†]). La mezcla es agitada para proveer un buen humedecimiento del grano molido.

Tabla 34. Composición del maíz

Componente	% peso
Agua	15,50
Solubles	10,90
Glucosa	8,70
Proteína	2,20
Insolubles	68,80
Almidón	60,60
Celulosa	3,46
Hemicelulosa	4,60
Lignina	0,14
Ácidos grasos	3,64
Oleico	1,64
Linoleico	2,00
Cenizas	1,17

La mezcla obtenida es enviada a una etapa de prelicuefacción que consiste de dos reactores y en la cual se logra transformar una parte de las cadenas de amilosa y amilopectina del almidón en dextrinas. Posteriormente se pasa la mezcla a un equipo de cocción en el que se logra solubilizar el almidón a 110°C. La masa obtenida es enviada a la segunda etapa de licuefacción que consiste de

[†] Para licuar 5.26 gr/hr de almidón se requieren 1 Knu

4 reactores y en la que se convierte por completo el almidón a dextrinas, la licuefacción al igual que la prelicuefacción operan a 88°C.

La masa licuada es mezclada con una porción de vinazas ligeras provenientes del área de tratamiento de residuos con el fin de controlar el pH entre 4-5 y con ácido cuando se requiera. La masa es también mezclada con agua proveniente de la sección de destilación, esto para disminuir el porcentaje de sólidos que entran a la fermentación. Mediante balances de materia se determinó la cantidad de reciclo necesario, teniendo como especificación que la corriente de reciclo del área de tratamiento de residuos debe ser 15% en peso de la corriente resultante. Debido a que la fermentación se lleva a cabo a 33°C es necesario enfriar la masa antes de ingresar a ésta área.

Las reacciones que se efectúan y las condiciones de operación de las unidades del área de pretratamiento se muestran en las tablas 35 y 36. Para el paso de licuefacción solo se encuentran reportados datos sobre el equivalente dextrosa (ED) de los hidrolizados obtenidos, dada su difícil caracterización, pues las dextrinas obtenidas van desde maltosas hasta maltohexosas y oligosacáridos de bajo peso molecular. Por tal motivo, teniendo en cuenta que los hidrolizados de glucosa (incluida sacarificación) pueden alcanzar hasta un contenido de 97% en peso de glucosa [11], la conversión inicial del almidón en la licuefacción a dextrinas debe ser cercana a un 100%.

Tabla 35. Reacciones que tienen lugar en el área de pretratamiento

No. Rxn	Equipo	Reacciones	Conversión
1	Licuefacción	Almidón → Dextrinas	0,99

Tabla 36. Condiciones de operación área de pretratamiento

Condición	Molienda	Mezclado	Prelicuefacción	Cocción	Licuefacción
Temperatura (° C)	25	88	88	110	88
Tiempo de residencia (min)	-	-	10	0,08 (5 seg)	20
Número de equipos	1	1	2	1	4

• Sacarificación y fermentación simultáneas

El área de fermentación es diseñada de tal forma que las operaciones de pretratamiento y separación sean continuas. La planta requiere 4 fermentadores para cumplir con un tiempo de fermentación de 60 horas. Dos operaciones se llevan a cabo en esta área: la sacarificación de las dextrinas en glucosa y la fermentación de la glucosa en etanol y dióxido de carbono, principalmente. La sacarificación es posible gracias a la acción de la enzima glucoamilasa que es alimentada continuamente al reactor. La fermentación se lleva a cabo mediante la levadura *S. cerevisiae* que es alimentada junto a una fuente de nitrógeno (amoníaco). Los gases formados en la fermentación son retirados y enviados a

una torre de adsorción en la cual se debe recuperar el 98% en masa del etanol arrastrado.

Las reacciones que se efectúan en la fermentación se presentan en la tabla 37. Las conversiones correspondientes a las reacciones 1 y 2 se fijaron teniendo en cuenta que con esta configuración (SSF) se puede llegar a una conversión total del almidón y los azúcares disponibles [16]. Las conversiones de las reacciones 3 y 4 son reportadas en la referencia [30] y la correspondiente a la reacción 5, por Wooley et al. [14].

Tabla 37. Reacciones que tienen lugar en el área de fermentación

No. Rxn	Reacciones	Conversión
1	Dextrinas + H ₂ O → Glucosa	0,99
2	Glucosa → 2 Etanol + 2 CO ₂	0,99
3	Glucosa → CO ₂ + Acetaldehído + Glicerol	0,005
4	Glucosa → CO ₂ + Alcohol Isoamílico + 1,5 O ₂	0,001
5	Glucosa + 1,2 Amoniaco → 6 Levadura + 2,4 H ₂ O + 0,3 O ₂	0,027

Las condiciones de operación para el área de fermentación se presentan en la tabla 38.

Tabla 38. Condiciones de operación área de fermentación

Condición	Fermentador
Temperatura (° C)	33
Tiempo de residencia (h)	60
Número de equipos	4

• Separación y deshidratación

La destilación y la adsorción con tamices moleculares se usan para recuperar el etanol del caldo de fermentación produciéndose etanol a 99,5% en peso de pureza. La destilación se lleva a cabo en dos columnas, la primera remueve el CO₂ disuelto (que es enviado a la torre de absorción) y la mayoría del agua obteniéndose una mezcla con 50% en peso de etanol, en esta columna se alimenta junto al caldo de fermentación el etanol recuperado en la absorción proveniente de los gases de fermentación. La segunda columna concentra el etanol a una composición cercana a la azeotrópica de 91% en peso.

El agua restante es removida de la mezcla mediante adsorción en fase vapor en dos lechos de tamices moleculares, el producto de la regeneración de los tamices es recirculado a la segunda columna de destilación. El destilado de ésta columna es sobrecalentado a 116 °C para poder ser ingresado a los tamices moleculares. La adsorción opera a 1,7 atm mientras que la regeneración se lleva a un vacío de 0,14 atm, el ciclo completo que comprende presurización, adsorción, despresurización y desorción dura alrededor de 10 min.

Dentro de las especificaciones necesarias para el diseño del sistema de separación se tiene que: la composición de etanol en los fondos de las columnas de destilación no debe ser superior a 0,1% en peso y la cantidad de producto utilizado para regenerar es el 30% de la corriente de producto.

En la tabla 39 se muestran las condiciones de operación del área de separación y deshidratación.

Tabla 39. Condiciones de operación área de separación

Condición	Primera columna	Segunda Columna	Tamices Moleculares		Columna de Absorción
			Adsorción	Desorción	
Temperatura del alimento (°C)	70		116	116	30
Presión de operación (atm)	1	1	1,7	0.14	1
Composición del producto (%peso)	50	91	99,5		

- **Tratamiento de residuos**

El producto de fondos de la primera columna es parcialmente evaporado en el primer tren de evaporación que consta de dos efectos, este efluente parcialmente concentrado es enviado a una centrífuga en la cual se deben obtener granos húmedos con 35% en peso de sólidos totales. Una porción del efluente líquido de la centrífuga (vinazas ligeras) es recirculada al área de pretratamiento, la parte restante se lleva al segundo tren de evaporación que consta de dos efectos y del cual se obtiene un jarabe con un contenido en sólidos totales de 55% en peso.

El jarabe y los granos húmedos son mezclados y enviados a un secador rotatorio obteniéndose un subproducto con alto contenido proteínico conocido como DDGs, los cuales deben contener 9% en peso de humedad y entre 30 y 32% en proteína.

5.4 SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS DE OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR Y MAÍZ

En las tablas 40 y 45 se muestran las corrientes principales de cada proceso. Sobre estas corrientes se basó la simulación ya que son las que determinan el cumplimiento de las especificaciones establecidas en el objetivo anterior. En el anexo C se muestran los diagramas de flujo correspondientes a cada proceso simulado.

5.4.1 Simulación del proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar

• Pretratamiento

La corriente 1-CANE, es el alimento de caña de azúcar al proceso y su composición corresponde a la presentada en la tabla 27 con las modificaciones mencionadas en la metodología. El agua requerida para la molienda en la corriente 3-WATER calculada en el objetivo anterior, es de 55.374,79 kg/hr. Esta cantidad permitió que las corrientes siguientes cumplan con su especificación. La corriente 6-BAGASS, 7-JUICE y 10-CACHA representa el bagazo, el jugo de caña y la cachaza. Los flujos resultantes para estas corrientes indican que se están produciendo 0,99 y 0,2 toneladas de jugo de caña y de bagazo, respectivamente, por tonelada de caña. La cachaza obtenida representa el 6,6% de la caña alimentada. Estos datos concuerdan con los especificados en el objetivo anterior con base en promedio para plantas reales.

El jugo de caña enviado al área de fermentación (corriente 15) contiene 15,46% de sólidos solubles, que equivalen a 162,7 gr/lit.

• Fermentación

En el área de fermentación se obtuvo un caldo (corriente 20BEER) cuyo porcentaje en peso de etanol es 6,7 y una corriente de gases (19-VENT) que contiene 96,7 % en peso de CO₂. El caldo de fermentación es enviado a una centrífuga en la cual se recuperó el 99% de la levadura (corriente 21-YEAST) que es recirculada al primer tanque de fermentación. El caldo proveniente de la centrífuga ingresa a la primera columna de destilación (13-BEERC) con 7% en peso de etanol y los gases de fermentación se dirigen a la columna de absorción (12-SCRUB).

• Separación

Al área de separación ingresan la corriente proveniente de la fermentación y los gases de fermentación. La columna de destilación 13-BEERC se encarga de concentrar el etanol en el destilado (13-DBEER) a 59 % en peso, mientras que por

los fondos se retiran las vinazas con un contenido en etanol y sólidos de 0,05 y 3,43 % en peso, respectivamente.

La columna de absorción (12-SCRUB) recupera el etanol arrastrado en las corrientes 19-VENT y 23-VENT cuyo principal componente es el CO₂, esta unidad recupera el 98,5% del etanol que ingresa y para esto requiere un flujo de agua (corriente 26-WATER) de 14.000 kg/hr, el cual fue determinado mediante una análisis de sensibilidad, sabiendo que se debía recuperar el 98% del etanol. La corriente de purga de gases (25-VENT) contiene 98,25% en peso de CO₂ y la corriente 27-RSCRU que contiene el etanol absorbido es enviada a la columna 13-BEERC con un contenido en etanol de 1,9% en peso.

El destilado de la primera columna es enviado a la columna rectificadora (14-RECTI) donde se lleva la mezcla a una composición de 90,6% de etanol (corriente 34-DRECT), ésta corriente se retira en fase vapor y es sobrecalentada posteriormente hasta 116°C para así ser enviada a las columnas de adsorción (tamices moleculares: 15-SIEVE y 16-SIEVE). En la tabla 41 se presentan los parámetros de diseño de las columnas de destilación y de adsorción que son el resultado de aplicar el método corto DSTWU, para una estimado inicial de estos, y un análisis de sensibilidad sobre el método riguroso RadFrac para su refinación en el cumplimiento de las especificaciones.

Tabla 41. Parámetros de diseño de las columnas de destilación y de absorción

Parámetros	13-BEERC	14-RECTI	12-SCRUB
Número de etapas	8	20	3
Relación de reflujo molar	2,06	1,5	N/A
Relación D/F molar	0,0764	0,465	N/A
Plato de alimentación			3
24-BEER	4		
27-RSCRU	2		
32-FEEDR		15	

Para dar inicio a la adsorción se permite que el tamiz se presurice a 1,7 atm con el mismo alimento, lograda esta presión se inicia el retiro de producto y una porción del mismo para realizar la regeneración del tamiz (desorción). La porción de producto destinada a la regeneración (corriente 39-AREGE) es el 32,75% de la corriente de producto, la corriente obtenida de la regeneración (40-REGEN) contiene etanol a 64,4% en peso. La corriente de producto final (corriente 38-PRODU) tiene una pureza de 99,5% en peso de etanol y un flujo de 17.696,99 kg/hr, que equivalen a una producción de 22.401,25 lt/hr o 537.630 lt/día. Esta producción indica que el rendimiento a etanol en el proceso planteado es de 76,56 litros de etanol anhidro por tonelada de caña.

Tabla 40. Corrientes principales obtenidas de la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar

	PRETRATAMIENTO						FERMENTACION		
Corrientes	1-CANE	3-WATER	6-BAGASS	7-JUICE	10-CACHA	15	19-VENT	20BEER	21-YEAST
Flujo total (kg/hr)	292618,774	55374,794	57782,655	290210,913	19421,443	270790,313	17163,38	253657,111	267,846
Fracción másica									
Acetaldehído							trazas	trazas	
Amoniaco							trazas	trazas	
Celulosa	0,0550		0,2542	0,0048	0,0724				
CO ₂							0,9676	0,0014	0,0001
Etanol							0,0138	0,0691	0,0065
Fructosa	0,0060		0,0012	0,0058		0,0691		0,0259	0,0024
Glucosa	0,0090		0,0018	0,0087		0,0722		0,0008	0,0001
Glicerol	0,0040		0,0008	0,0039	0,0427	0,0011		0,0012	0,0001
Alcohol Isoamílico							trazas	trazas	
Lignina	0,0450		0,2091	0,0037	0,0558				
Ácido málico	0,0020		0,0006	0,0019	0,0282				
O ₂							0,0006	trazas	
Proteína	0,0040		0,0134	0,0014	0,0205				
Sacarosa	0,1250		0,0106	0,1239		0,0133		0,0014	0,0001
Ácido sulfúrico					trazas	trazas		trazas	
Agua	0,7450	1,0000	0,5057	0,8413	0,7546	0,8412	0,0181	0,8963	0,0849
Levadura								0,0006	0,6001
Ceniza	0,0050		0,0025	0,0045	0,0257	0,0030		0,0032	0,3056

(Continuación)

Tabla 40. Corrientes principales obtenidas de la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar

Corrientes	SEPARACION								TRATAMIENTO DE RESIDUOS
	25-VENT	26-WATER	27-RSCRU	29-BOTTO	31-DBEER	34-DRECT	35-BRECT	38-PRODU	52
Flujo total (kg/hr)	17142,403	14000	14365,563	237552,91	29857,336	23493,388	12030,339	17696,991	75753,143
Fracción másica									
Acetaldehído			trazas		trazas	trazas			
Amoniaco			trazas	trazas	trazas	0,0001			
Celulosa									
CO ₂	0,9825		0,0012		0,0043	0,0056			
Etanol	0,0002		0,0190	0,0005	0,5908	0,9060	0,0003	0,9965	trazas
Fructosa				0,0276					0,0866
Glucosa				0,0009					0,0027
Glicerol				0,0012					0,0039
Alcohol Isoamílico	trazas		trazas		trazas	trazas	trazas		
Lignina									
Ácido málico									
O ₂	0,0006		trazas		trazas	trazas			
Proteína									
Sacarosa				0,0015					0,0047
Ácido sulfúrico				trazas					trazas
Agua	0,0167	1,0000	0,9798	0,9652	0,4049	0,0883	0,9997	0,0035	0,8923
Levadura				trazas					trazas
Ceniza				0,0031					0,0097

- **Tratamiento de residuos**

Para el tratamiento de las vinazas (corriente 29-BOTTO) se simuló un tren de evaporación en el cual se logró concentrar los sólidos solubles a 10,37% en peso (corriente 52). El tren de evaporación simulado consta de tres efectos y cada efecto es el conjunto de un intercambiador de calor y un tanque de flash. Estos fueron modelados de tal forma que el área de intercambio fuera aproximadamente igual y que se lograra concentrar los sólidos, en lo posible a 12%, mediante la variación de la presión de operación, en la tabla 42 se presentan los parámetros de diseño obtenidos.

La corriente de fondos, 35-BRECT, consiste de agua y es recogida junto a los condensados de la evaporación para ser utilizada como agua de proceso y en la generación de vapor.

Tabla 42. Parámetros de diseño del tren de evaporación

Parámetro	Primer efecto	Segundo efecto	Tercer efecto
Presión (atm)	1	0,55	0,25
Área (m ²)	2372,56	2332,56	2195,19

La relación vinazas/producto obtenida de la simulación antes de la concentración es 11,09 es decir, se obtienen 11,09 litros de vinazas por cada litro de etanol anhidro producido. Luego de la concentración se logró reducir esta relación a 4,28.

5.4.2 Simulación del proceso de obtención de etanol a partir de maíz

- **Pretratamiento**

La corriente 1-GRAIN, es el alimento de granos de maíz al proceso y su composición corresponde a la presentada en la tabla 34. El grano molido es mezclado con agua de reciclo (corriente 3-RCOND) proveniente del área de tratamiento de residuos (producción de DDGs), la cantidad de agua es de 67.432,877 kg/hr. Esta cantidad permitió obtener una mezcla con 29,95 % en peso de sólidos totales que son apropiados para una buena gelatinización en los reactores de licuefacción y la cocción. La masa de licuefacción se mezcló con una porción de las vinazas ligeras (12-RBACK) la cual es el 16,65 % en peso de la corriente 14-ASSF resultante, también se mezcló con agua de reciclo (corriente 11-RRECT) originada de la mezcla de los fondos de la segunda columna de destilación (9-RECTIF) con una porción de condensados, el flujo de esta corriente es de 13.178,433 kg/hr y permitió obtener una corriente (14-ASSF) con 23,31 % en peso de sólidos totales (20,38 % en solubles) apta para la fermentación.

- **Fermentación**

En el área de fermentación se obtuvo una corriente (19-FEEDD) con 12% en peso de etanol y una corriente de gases (31-VENT) con 95,22% en peso de CO₂.

- **Separación**

Al área de separación ingresan la corriente proveniente de la fermentación y los gases de fermentación. La columna de destilación 8-BEERCO se encarga de concentrar el etanol en el destilado (26-DISTB) a 63,3% en peso, mientras que por los fondos se retiran las vinazas con un contenido en etanol de 0,07% en peso. La columna de absorción (10-SCRUB) recupera el etanol arrastrado en las corrientes 20-VENT y 23-VENT cuyo principal componente es el CO₂, esta unidad recupera el 98,51% del etanol que ingresa y para esto requiere un flujo de agua (corriente 30-WATER) de 16.119,7 kg/hr, este flujo fue determinado mediante una análisis de sensibilidad sabiendo que se debía recuperar el 98% del etanol, la corriente de purga de gases (31-VENT) contiene 98,13% en peso de CO₂ y la corriente 32-RSCRU que contienen el etanol absorbido es enviada a la columna 8-BEERCO con un contenido en etanol de 3,26% en peso.

El destilado de la primera columna es enviado a la columna rectificadora (9-RECTF) donde se lleva la mezcla a una composición de 90,29% de etanol (corriente 28-HETOH), ésta corriente se retira en fase vapor y es sobrecalentada posteriormente hasta 116°C para así ser enviada a las columnas de adsorción (tamices moleculares: 16-SIEVE y 17-SIEVE). En la tabla 44 se presentan los parámetros de diseño de las columnas de destilación y de adsorción que son el resultado de aplicar el método corto DSTWU, para una estimado inicial de estas, y un análisis de sensibilidad sobre el método riguroso RadFrac para su refinación en el cumplimiento de las especificaciones.

Tabla 44. Parámetros de diseño de las columnas de destilación y de absorción

Parámetros	8-BEERC	9-RECTIF	10-SCRUB
Número de etapas	8	20	3
Relación de reflujo molar	0,4733	2	N/A
Relación D/F molar	0,1378	0,52	N/A
Plato de alimentación			3
25-FEEDD	3		
32-RSCRU	2		
24-FEEDR		7	

Para dar inicio a la adsorción se permite que el tamiz se presurice a 1,7 atm con el mismo alimento, lograda esta presión se inicia el retiro de producto y una porción del mismo para realizar la regeneración del tamiz (desorción). La porción de producto destinada a la regeneración (corriente 47A-PREG) es el 36,39% de la corriente de producto, la corriente obtenida de la regeneración (47C-REGE) contiene etanol a 66,2% en peso. La corriente de producto final (corriente 50A-PROD) tiene una pureza de 99.5% en peso de etanol y un flujo de 17837,24 kg/hr, que equivalen a una producción de 22.578,78 lt/hr o 541.890 lt/día. Esta producción indica que el rendimiento a etanol en el proceso planteado es de 445,96 litros de etanol anhidro por tonelada de grano de maíz.

Tabla 43. Corrientes principales obtenidas de la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de maíz

Corrientes	PRETRATAMIENTO						FERMENTACIÓN		SEPARACIÓN	
	1-GRAIN	3-RCOND	4-MIXGRA	11-RRECT	12-RBACK	14-ASSF	19-FEEDD	20-VENT	30-WATER	31-VENT
Flujo total (kg/hr)	50629,999	67432,877	117959,585	13178,433	26212,575	157350,594	139793,952	17641,94	16119,7	17253,855
Fracción másica										
Acetaldehído							trazas	trazas		trazas
Amoniaco		trazas	trazas	trazas		trazas	0,0003	0,0002		trazas
Celulosa	0,0345		0,0148		0,0069	0,0122	0,0137			
CO ₂							0,0014	0,9522		0,9813
Dextrinas		trazas	trazas	trazas	0,0072	0,1954	0,0022	trazas		
Etanol		0,0008	0,0004	0,0002	trazas	0,0004	0,1242	0,0281		0,0005
Glucosa	0,0219		0,0094		0,0081	0,0084	0,0024			
Glicerol					0,0001	trazas	trazas			
Hemicelulosa	0,0462		0,0198		0,0092	0,0164	0,0184			
Alcohol Isoamílico				0,0004		trazas	trazas	trazas		trazas
Lignina	0,0014		0,0006		0,0003	0,0005	0,0006			
Ácido linoleico	0,0200	trazas	0,0086	trazas	0,0639	0,0171	0,0192			
O ₂							trazas	trazas		trazas
Ácido Oleico	0,0164	trazas	0,0070	trazas	0,0523	0,0140	0,0157			
Proteína	0,0869	trazas	0,0372	trazas	0,2779	0,0742	0,0835			
Almidón	0,6059		0,2593		0,0001	0,0002	0,0002			
Ácido sulfúrico					trazas	trazas	trazas			
Agua	0,1550	0,9992	0,6379	0,9994	0,5716	0,6571	0,7131	0,0194	1,0000	0,0181
Levadura					0,0001	trazas	0,0002			
Ceniza	0,0118		0,0050		0,0023	0,0042	0,0047			

(Continuación)

Tabla 43. Corrientes principales obtenidas de la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de maíz

	SEPARACIÓN						TRATAMIENTO DE RESIDUOS (DDGS)			
	32-RSCRU	26-DISTB	27-STILL	28-HETOH	29-BRECT	50A-PROD	32	34-SOLID	43-SYRUP	45-DDGS
Flujo total (kg/hr)	16760,376	28036,605	128265,133	24327,854	10078,433	17837,238	46492,334	12890,518	4706,11	12391,445
Fracción másica										
Acetaldehído	trazas	trazas		trazas						
Amoniaco	0,0002	0,0018	trazas	0,0021						
Celulosa			0,0150				0,0413	0,1310	0,0108	0,1404
CO ₂	0,0011	0,0025		0,0029						
Dextrinas	trazas	trazas	0,0024		trazas		0,0065	0,0047	0,0112	0,0087
Etanol	0,0326	0,6330	0,0007	0,9029	trazas	0,9950	trazas	trazas	trazas	trazas
Glucosa			0,0027				0,0073	0,0053	0,0127	0,0103
Glicerol			trazas				0,0001	trazas	0,0001	0,0001
Hemicelulosa			0,0201				0,0554	0,1758	0,0144	0,1883
Alcohol Isoamílico	trazas	0,0002		trazas	0,0005					
Lignina			0,0006				0,0017	0,0055	0,0005	0,0059
Ácido linoleico			0,0209				0,0577	0,0417	0,1004	0,0814
O ₂	trazas	trazas		trazas						
Ácido Oleico			0,0171				0,0473	0,0341	0,0821	0,0666
Proteína			0,0910				0,2511	0,1811	0,4364	0,3541
Almidón			0,0002				0,0005	0,0016	0,0001	0,0017
Ácido sulfúrico			trazas				trazas	trazas	trazas	trazas
Agua	0,9660	0,3625	0,8239	0,0922	0,9995	0,0050	0,5164	0,3725	0,3275	0,0923
Levadura			0,0002				0,0006	0,0020	0,0002	0,0021
Ceniza			0,0051				0,0141	0,0447	0,0037	0,0479

- **Tratamiento de residuos**

La corriente 27-STILL proveniente de la primera columna de destilación, 8-BEERCO, poseen un contenido de 4,06% en peso de sólidos y 9,10% de proteína, este alto contenido proteínico es aprovechado y por tanto el tratamiento de residuos consisten en la producción de DDGs.

La producción de DDGs se modeló con dos trenes de evaporación y una centrífuga. En el primer tren las vinazas son parcialmente evaporadas obteniéndose un concentrado de 11,36% de sólidos no solubles (corriente 32), los cuales son enviados a una centrífuga de la cual se retiran granos húmedos a 36,06% en peso de sólidos no solubles (corriente 34-SOLID) y las vinazas ligeras que son parcialmente recirculadas a la fermentación (corriente 12-RBACK), las vinazas restantes se concentran hasta 49,01% de sólidos totales (corriente 43-SYRUP) en el segundo tren de evaporación. Las corrientes 43-SYRUP y 34-SOLID son mezcladas y secadas para obtener los DDGs (corriente 45-DDGS) con un contenido proteínico de 35,41% y 9,23% de humedad.

En la tabla 45 se presentan los parámetros de diseño de los tren de evaporación

Tabla 45. Parámetros de diseño del tren de evaporación

Parámetro	Primer tren de evaporación		Segundo tren de evaporación	
	Primer efecto	Segundo efecto	Primer efecto	Segundo efecto
Presión (atm)	1	0,4	1	0,35
Área (m ²)	1106,96	1264,57266	37,1980	47,5913741

La relación vinazas/producto obtenida de la simulación es 6,01 es decir, se obtienen 6,01 litros de vinaza por cada litro de etanol anhidro producido.

5.4.3 Requerimientos energéticos

Los requerimientos de energía térmica por áreas y totales obtenidos a partir de los resultados de la simulación se encuentran en la tabla 46. En las figuras 23 y 24 se esquematiza la distribución de estos requerimientos.

Tabla 46. Requerimientos energéticos

Áreas de proceso	Etanol a partir de Caña de azúcar		Etanol a partir de Maíz	
	MJ/hr	MJ/m ³ *	MJ/hr	MJ/m ³ *
Pretratamiento	74926,22	3344,73	8923,72	395,23
Fermentación	50462,85	2252,68	26540,12	1175,47
Separación	209936,39	9371,64	154378,95	6837,49
Tratamiento de residuos	113946,19	5086,60	94355,06	4179,01
TOTAL	449271,65	20055,65	284197,84	12587,22

*m³ de producto

De la tabla se puede observar que el proceso a partir de caña posee un requerimiento energético mayor, influenciado principalmente por el área de pretratamiento ya que el flujo de materia prima que se trabaja en el proceso a

partir de caña es casi 6 veces que el flujo de maíz, lo que incrementa notoriamente el consumo energético de la esterilización del jugo en comparación con la cocción de la corriente de maíz.

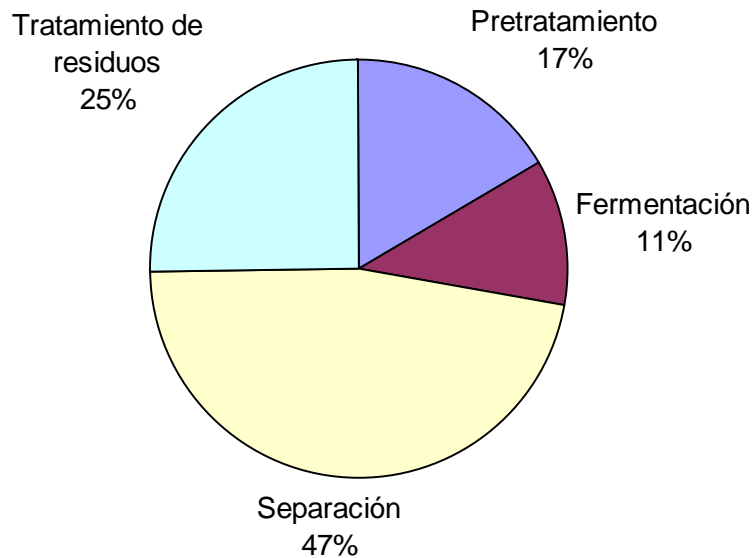


Figura 23. Distribución de los requerimientos energéticos por áreas para el proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar

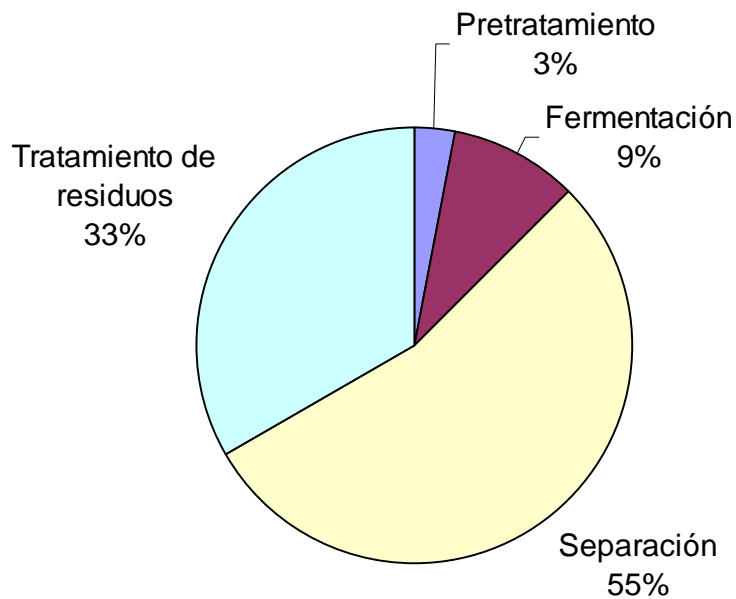


Figura 24. Distribución de los requerimientos energéticos por áreas para el proceso de obtención de etanol a partir de maíz

Se observa en las figuras 23 y 24 que el área que consume más energía en ambos procesos es la separación, lo que concuerda con lo reportado en la literatura. En cuanto a la fermentación, el requerimiento energético se debe

principalmente al acondicionamiento del caldo de fermentación para el área de separación (unidades B5-HEAT y B4-HEATE para el proceso a partir de caña y maíz respectivamente).

Otra área que posee un requerimiento energético alto es la de tratamiento de residuos, como consecuencia de la concentración de un elevado volumen de vinazas.

5.4.4 Parámetros para el dimensionamiento de equipos

De los resultados de la simulación se obtuvo la información mínima requerida para el dimensionamiento y coste de los equipos mediante el software Aspen Icarus Process Evaluator. Los parámetros generales que el simulador proporcionó de acuerdo al tipo de unidad se muestran en la tabla 47, y los valores de estos parámetros para cada unidad se encuentran en el anexo E.

Tabla 47. Parámetros generales de equipos

Tipo de unidad	Equipo	Parámetros
Crusher	Molino	Potencia Diámetro inicial Diámetro final
RadFrac	Columna de destilación	Flujo de vapor y líquido en la cima y en el fondo Número de reflujo Número de etapas Plato de alimentación Carga del rehervidor Carga de condensador
HeatX	Intercambiador de calor	Dirección del flujo Carga Área Coeficiente de transferencia global
Heater	Calentador o enfriador	Fracción de vapor Presión de operación Temperatura de operación Carga calórica
Flash	Evaporador	Fracción de vapor Presión de operación Temperatura de operación Carga calórica
Mixer	Mezclador	Presión de salida
Split	Separador	Carga calórica
Pump	Bomba	Eficiencia Cabeza neta de succión positiva (NPSH) disponible
RStoic	Reactor estequiométrico	Fracción de vapor Presión de operación Temperatura de operación Carga calórica Avance de la reacción

5.5 EVALUACIÓN AMBIENTAL Y ECONÓMICA DE CADA PROCESO

5.5.1 EVALUACIÓN ECONÓMICA

En la tabla 48 se resumen los resultados de los costos de cada proyecto.

Tabla 48. Resumen de los resultados de la evaluación económica (USD)

		Caña	Maíz
Costos de capital	Costo	48.886.496,42	35.546.419,33
Costo de Materias primas por periodo	Costo/periodo	37.177.488,00	59.531.000,00
Costos de operación	Costo/periodo	46.482.791,82	75.553.564,83
Costos de fluidos de servicios	Costo/periodo	4.166.894,06	9.373.384,47
Costos de personal y mantenimiento	Costo/periodo	1.096.280,00	664.640,00
Ventas totales	Costo/periodo	73.645.608,00	84.089.760,00

Como se observa en la figura 25 los costos de capital son mayores para el proceso a partir de caña debido al mayor requerimiento para las capacidades de los equipos y de la caldera adicional para la generación de vapor a partir de bagazo. Los costos de operación del proceso a partir de maíz son mucho más altos que los del proceso a partir de caña, debido tanto a los elevados costos de producción de maíz en el país como al de los fluidos de servicio (en particular el vapor), pues en el proceso a partir de caña no se incurre en este costo. Las ganancias por venta de productos son mayores en el proceso a partir de maíz pues se tiene en cuenta la generación de subproductos (DDGs).

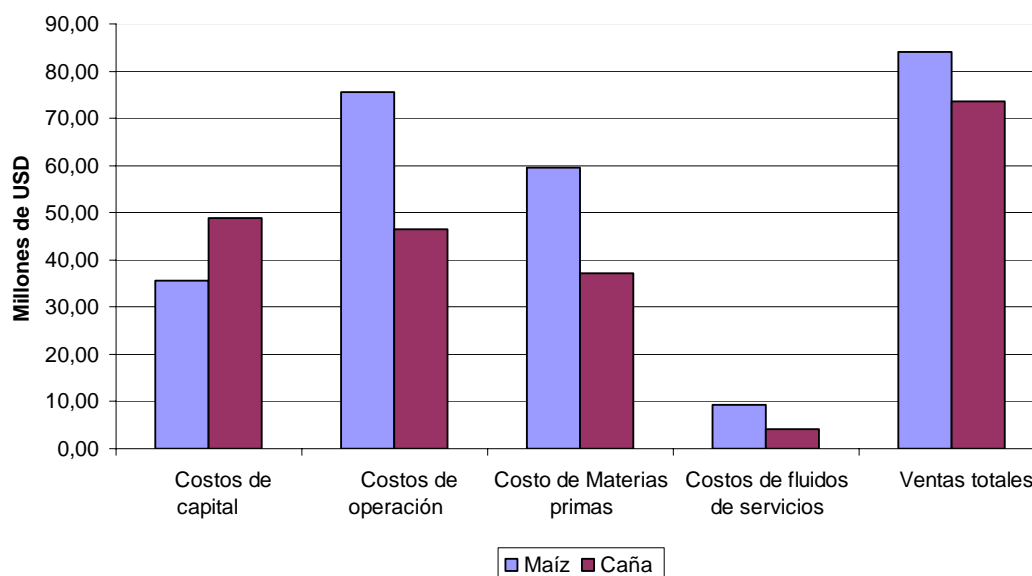


Figura 25. Resumen de los costos de capital y operación

5.5.1.1 Costos de capital

En las figuras 26 y 27 se presenta la influencia de cada área en el costo de capital para cada proceso. En el anexo E (tablas E1 y E2) se especifican los costos de las unidades de cada proceso clasificados por áreas.

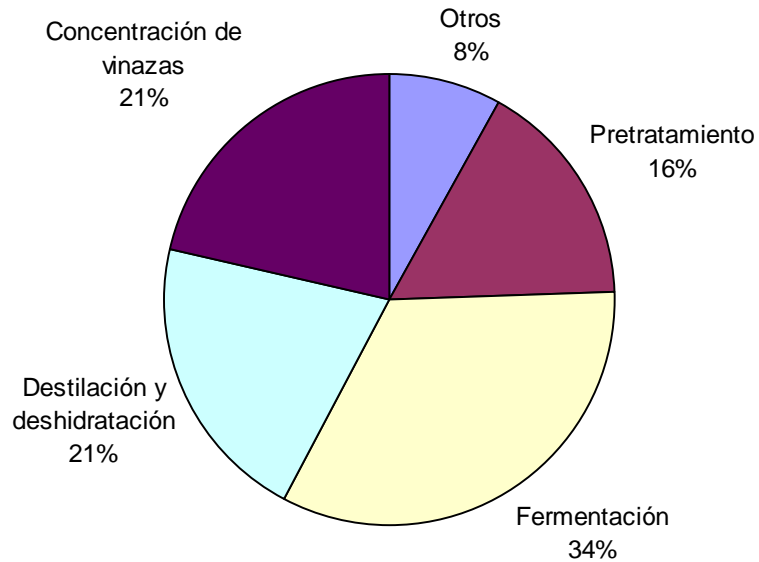


Figura 26. Distribución de los costos de equipos por áreas para el proceso de etanol a partir de caña

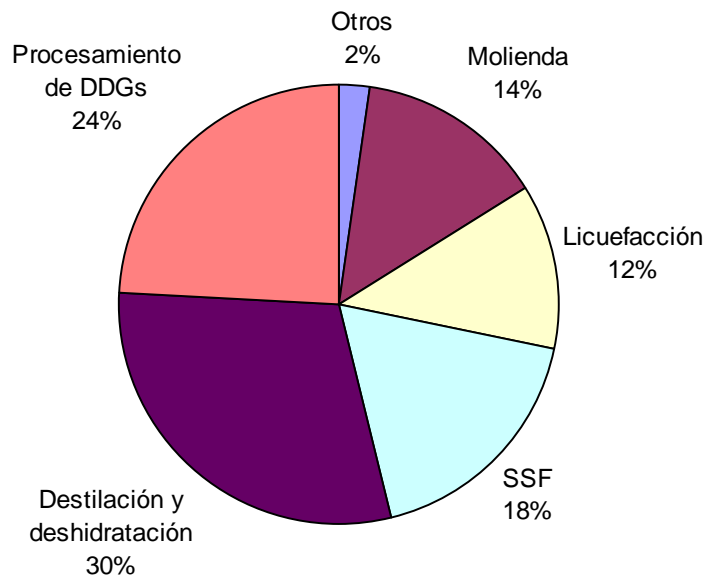


Figura 27. Distribución de los costos de equipos por áreas para el proceso de etanol a partir de maíz

El alto porcentaje de participación de la fermentación en los costos de equipos (figura 26) se debe a la gran capacidad de los fermentadores (ver parámetros de dimensionamiento anexo E) para proveer el tiempo de residencia necesario para que se lleve a cabo la fermentación alcohólica. La concentración de vinazas tiene un alto porcentaje en estos costos por los requerimientos de grandes evaporadores para manejar estos volúmenes. En el área “otros” se incluye el costo de las bombas y la caldera, siendo esta última la que genera este alto porcentaje de participación dentro de los costos de equipos.

De la figura 27, se observa que para el procesamiento de subproductos se requiere una gran inversión de capital, alrededor de una cuarta parte de la inversión total de la planta.

5.5.1.2 Costos de operación

En la tabla 49 se resumen los resultados de los costos de operación de cada proceso por periodo. De acuerdo a estos resultados son menores los costos del proceso a partir de caña, debido principalmente a los bajos costos de la materia prima y los fluidos de servicio.

Tabla 49. Resultados de los costos de operación por periodo (USD)

Costos de operación	Caña	Maíz
Materias primas	37.177.488,00	59.531.000,00
Fluidos de servicio	4.166.894,06	9.373.384,47
Personal	203.280,00	222.640,00
Mantenimiento	893.000,00	442.000,00
Cargos operacionales	50.820,00	55.660,00
Gastos generales	548.140,00	332.320,00
Subtotal	43.039.622,06	69.957.004,47
Gastos administrativos	3.443.169,76	5.596.560,36
Total	46.482.791,82	75.553.564,83

5.5.1.3 Costos de producción

Los costos de producción por litro de etanol para cada materia prima se presentan en la tabla 50.

Tabla 50. Costos de producción por litro de etanol (USD)

Costo/l de etanol	Caña	Porcentaje	Maíz	Porcentaje
Materia prima	0,2075	72,4	0,3296	85,9
Fluidos de servicio	0,0233	8,1	0,0519	13,5
Otros costos de operación	0,0287	10,0	0,0368	9,6
Depreciación de capital	0,0273	9,5	0,0197	5,1
Subproductos	0,0000	0	-0,0544	-14,2
Total	0,2867	100	0,3835	100

Como se ve en la tabla 50 el principal costo en la producción de etanol se debe a la materia prima, 72,4% y 85,9% para la caña y el maíz respectivamente, siendo

mucho mayor la influencia del costo del maíz; de ahí la necesidad de mejorar el costo de producción de dicha materia prima.

De acuerdo a la figura 28, la participación del costo de los fluidos de servicio es mayor en el proceso a partir de maíz que en el de caña, debido, como ya se mencionó, a la cogeneración del vapor.

La generación de subproductos dentro del proceso a partir de maíz es un punto primordial para la sostenibilidad del mismo, pues como puede apreciarse de no ser por la generación de subproductos, el costo de producción del etanol estaría por encima del precio de venta del producto.

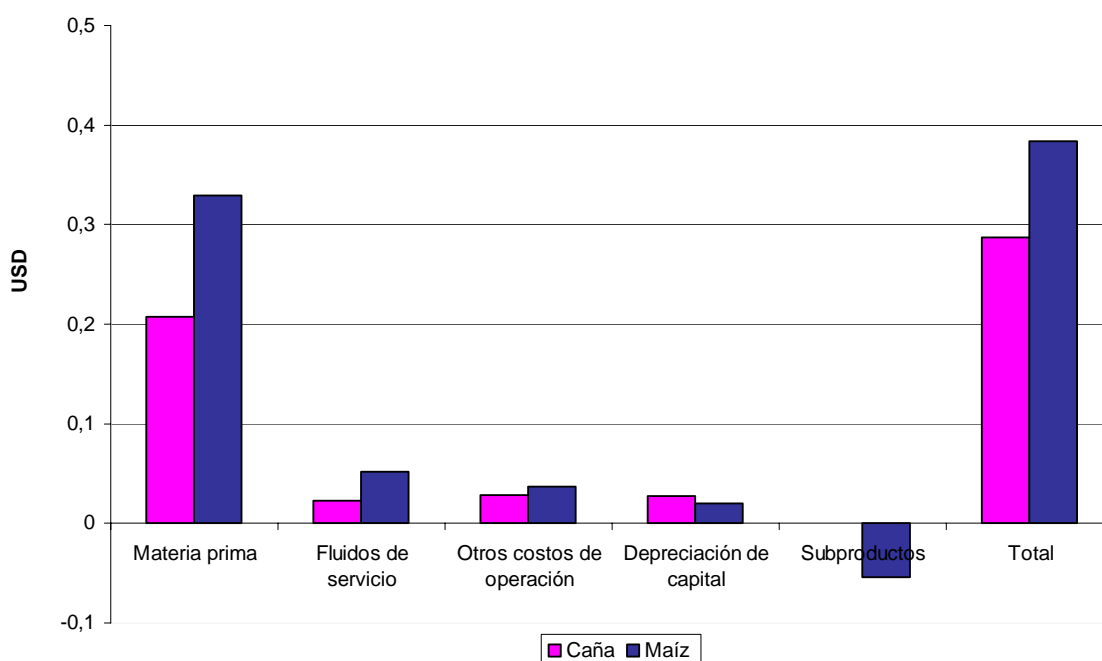


Figura 28. Costos de producción por litro de producto

5.5.1.4 Indicadores de factibilidad

El potencial económico para el proceso de obtención de etanol a partir de caña es de 24.909.061,95 USD mientras en el proceso a partir de maíz es de 7.043.618,52 USD, lo que indica que para esta etapa de diseño donde se consideraron los costos de operación y la depreciación, los dos procesos son factibles. Sin embargo al observar los valores de la tasa interna de retorno y el valor presente neto para el último periodo de la vida económica del proyecto, que se presentan en la tabla 51, se observa que la mejor posibilidad de inversión la da el proceso a partir de caña, mostrando un mayor valor en la tasa interna de retorno y el valor presente neto cuando se paga un impuesto de renta menor, como el estipulado por la ley Quimbaya para el eje cafetero. En el caso de la producción de etanol a partir de maíz, el proyecto solo es factible cuando se paga un impuesto de renta

bajo, para el impuesto de renta nacional el proceso no sería factible ya que el valor presente neto es un valor negativo.

Tabla 51. Valor presente neto y tasa interna de retorno

	Etanol a partir de caña		Etanol a partir de maíz	
Impuesto de renta	3,85	38,5	3,85	38,5
Valor presente neto (USD)	63.831.100,45	27.069.850,17	7.139.165,31	-9.801.294,20
Tasa interna de retorno	46,68	32,4	23,47	-

En la figura 29 se presenta el comportamiento del valor presente neto para cada periodo de análisis, para los procesos de obtención de etanol a partir de caña y maíz con un impuesto de renta de 3,85 y 38,5. En esta figura es más claro que la mejor opción de factibilidad la tiene el proceso a partir de caña con un impuesto de 3,85; también se puede ver el tiempo de pago de la inversión, siendo menores los dos a partir de caña con un periodo de pago de 4 y 6 años para un impuesto de 3,85 y 38,5 respectivamente. Para el proceso a partir de maíz el único factible es el que tiene el impuesto de renta de 3,85, con un periodo de pago de 9 años.

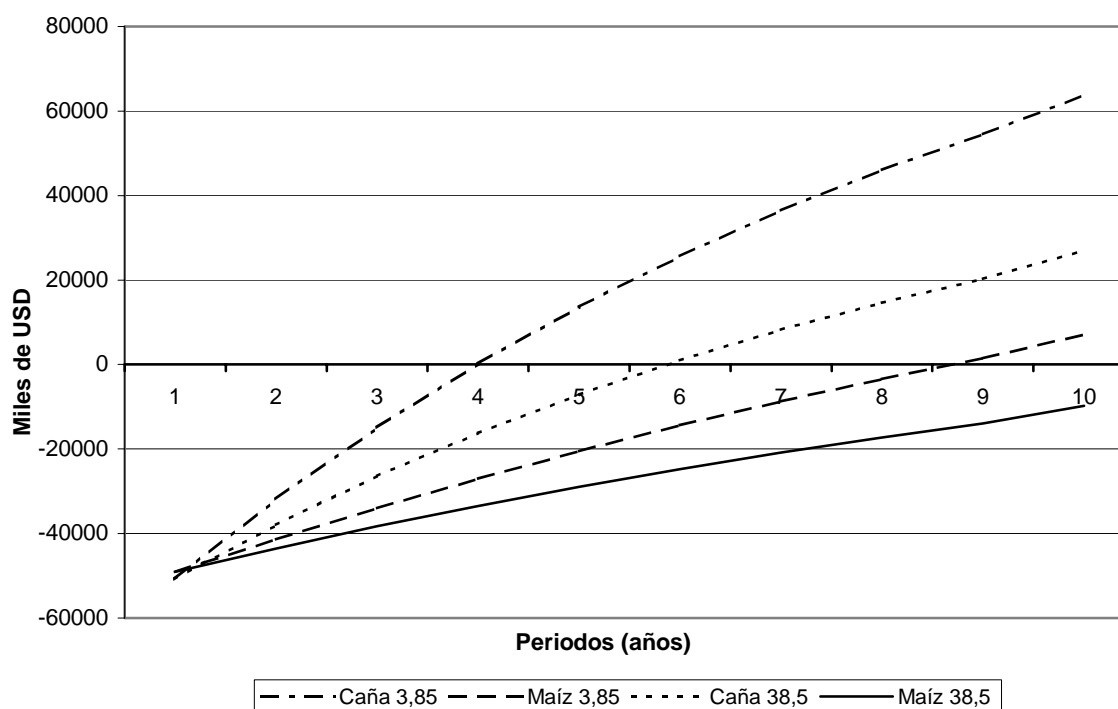


Figura 29. Valor presente neto para los 10 periodos de vida del proyecto

5.5.2 EVALUACIÓN AMBIENTAL

5.5.2.1 Índices de impacto ambiental total

En la tabla 52 se presentan los resultados de los índices de impacto ambiental total, obtenidos en la evaluación ambiental de cada proceso.

Tabla 52. Índices de potencial de impacto ambiental totales

Caso	lout PEI/hr	lout PEI/kg	lgen PEI/hr	lgen PEI/kg
Maíz	5.540	0,311	-3.210	-0,180
Caña de azúcar	7.160	0,404	-8.320	-0,047

Results graph screen

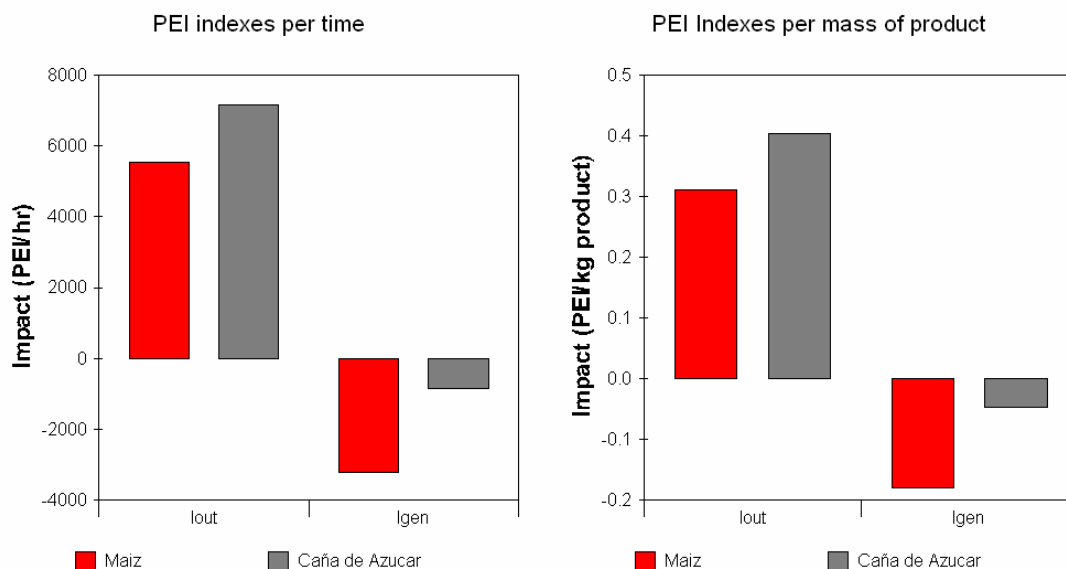


Figura 30. Potencial de impacto para los dos casos de estudio

En la figura 30 se observa que el proceso a partir de caña de azúcar presenta un potencial de impacto ambiental de salida mayor que el de maíz, mientras que el proceso a partir de maíz muestra una generación de potencial de impacto mucho más negativa indicando que en este proceso se disminuye el potencial de impacto que ingresa mediante su transformación en otras sustancias, lo que explica el hecho de que este último caso posea un menor potencial de impacto ambiental (PEI). También se puede observar que debido a que las capacidades de ambas plantas son similares, el PEI en función del tiempo y por masa de producto guardan las mismas proporciones. Por lo anterior, sólo se considerará los PEI por tiempo para los siguientes resultados.

5.5.2.2 Índices de impacto ambiental por categoría

En la figura 31 se muestran todas las categorías de impacto consideradas por la metodología WAR, en esta se ve que las categorías que contribuyen en mayor proporción con el PEI de salida para ambos casos son la HTPI y la TTP. Estas dos categorías están estrechamente relacionadas ya que ambas se calculan en función del LD₅₀ y casi todos los componentes involucrados contribuyen a estas categorías, aunque unos en mayor proporción que otros. Como ejemplo se encuentra el amoníaco que posee un valor de índice en estas categorías de 350 mg/kg, mientras que el glicerol presenta un valor de 12.600 mg/kg lo que hace del amoníaco el mayor contribuyente a esta categoría de impacto.

Results graph screen

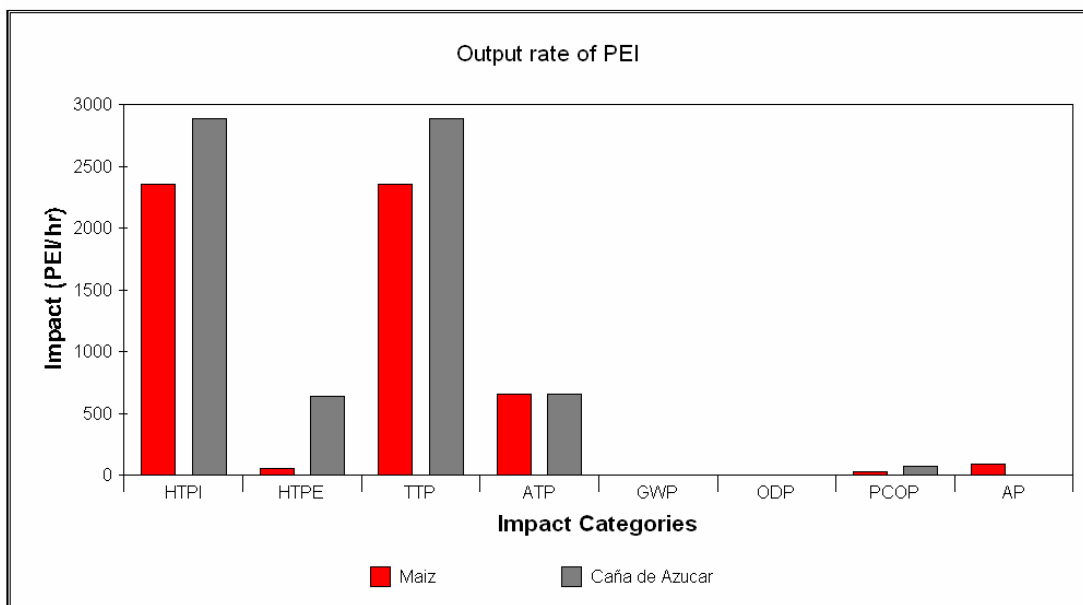


Figura 31. Potencial de impacto de salida por categoría para los dos casos de estudio

En la figura 32 se observa que la categoría en la que se presenta mayor generación de impacto al interior de la planta es la ATP, la cual se calcula en función del LC₅₀ y que expresa el potencial de toxicidad acuática. Este resultado concuerda con el hecho de que unos de los principales contaminantes generados en las destilerías son las llamadas vinazas, gracias a su alto contenido orgánico.

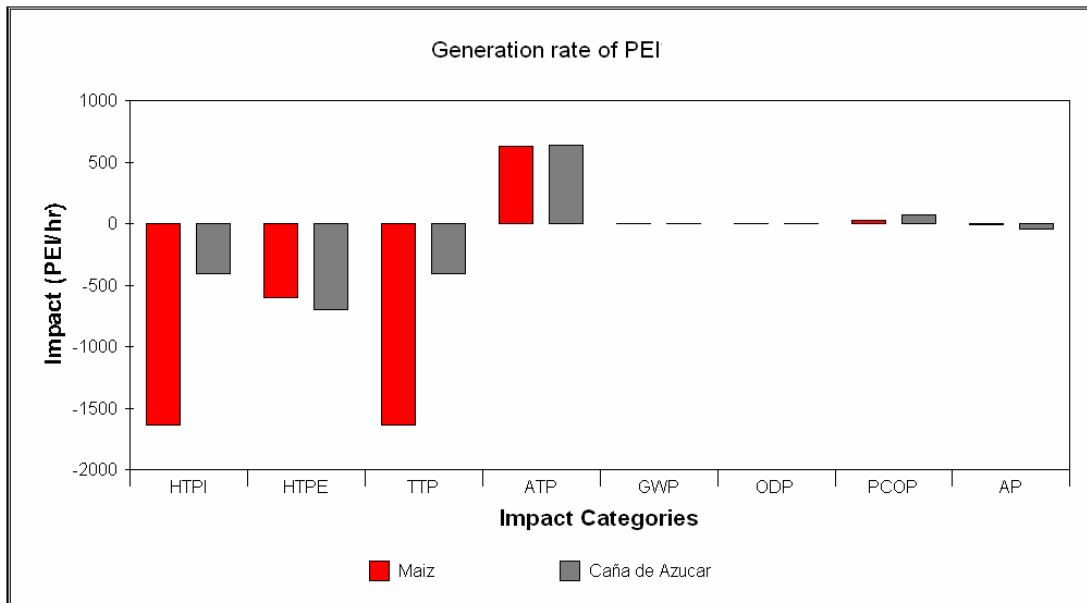


Figura 32. Potencial de impacto generado por categoría para los dos casos de estudio

5.6 ELECCIÓN DEL MEJOR DIAGRAMA DE PROCESO PARA LA PRODUCCION DE ETANOL CARBURANTE

De acuerdo a los resultados de la tabla 53, obtenidos de la integración económica y ambiental siguiendo la estructura jerárquica de integración (ver figura 17), el proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar se muestra como la mejor opción a pesar de ser menos amigable con el ambiente. Mientras las diferencias ambientales entre los dos procesos no son tan notables, las económicas si, siendo los beneficios económicos de la obtención de etanol a partir de maíz sólo un 11,2% de los que se obtienen con la caña de azúcar, lo que se ve reflejado en la evaluación AHP.

Tabla 53. Resultados de la integración económica y ambiental

	NPV (USD)	PEI	P_E	P_A	AHP
Caña	63.831.100	0,404	0,899	0,435	0,816
Maíz	7.139.165	0,311	0,101	0,565	0,184

Como se ve en la figura 33, el peso de importancia de la evaluación ambiental debería ser superior al 85% (0,85) para poder que el proceso a partir de maíz tenga una mejor evaluación AHP que el proceso a partir de caña, lo que indica que las ventajas económicas son más grandes en el proceso a partir de caña.

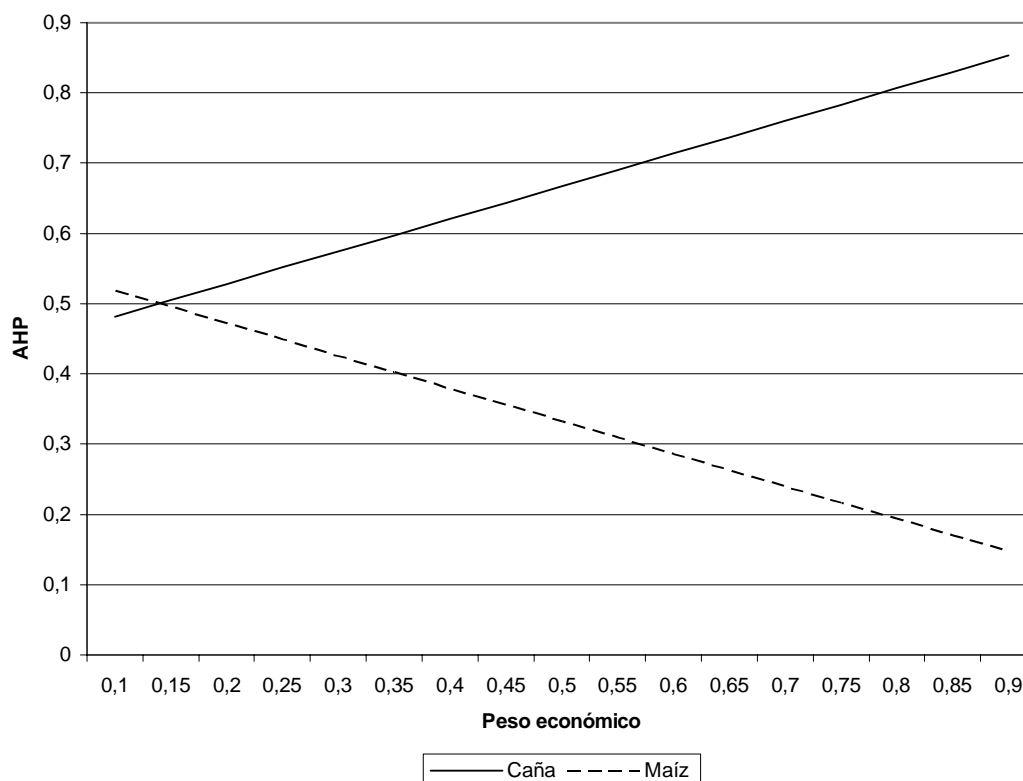


Figura 33. Variación de la evaluación AHP con los pesos de importancia

6. CONCLUSIONES

- Del análisis de las tecnologías existentes para la producción de etanol, se encuentra que la integración de procesos como la sacarificación y fermentación simultáneas en la etapa de fermentación y la pervaporación acoplada a la destilación en el paso de separación, son las tecnologías más prometedoras.
- Los costos más altos en la producción de etanol se deben a la materia prima y por ello es que actualmente se hacen tantos esfuerzos en la investigación y desarrollo de tecnologías para el procesamiento de biomasa lignocelulósica, ya que dicha materia prima es mucho más económica. En Colombia, los costos de producción de caña y maíz son elevados, pero en este último caso, la competencia con el sector alimenticio y la poca tecnificación de este cultivo, lo convierten en un recurso poco apto para su transformación a etanol. El uso de otros materiales amiláceos diferentes, como la yuca, está siendo actualmente incentivado por el gobierno.
- El hecho de que en las simulaciones se hallan obtenido corrientes muy semejantes a las de procesos reales indica que las técnicas de simulación son una metodología válida para el diseño conceptual de procesos.
- El uso de software en la etapa de diseño y en la evaluación de procesos, se convierte en una herramienta de ayuda para los ingenieros que reduce tiempo, simplifica costos y permite comparar de manera eficiente diferentes procesos, acercando los conceptos y decisiones lo más posible a la realidad.
- De acuerdo a las necesidades de materia prima 292,618 y 50,629 ton/h para el proceso a partir de caña y maíz respectivamente, se necesitaría cultivar 20.618 Ha de caña y 27.002 Ha de maíz; lo que indica que a pesar de que el rendimiento a etanol a partir de maíz sea mas alto (446 l/ton), es necesaria una mayor área de cultivo para suplir las necesidades debido a sus bajos rendimientos por hectárea (5 ton/Ha).
- En el proceso de obtención de etanol a partir de maíz se genera una menor cantidad de vinazas por litro de etanol, lo que se refleja en un menor PEI. Esto debido a que el uso de la sacarificación y fermentación simultáneas permite una corriente de entrada al fermentador mas concentrada, caso contrario al de la caña, donde es necesaria una mayor dilución para evitar la inhibición de la levadura por sustrato.
- Aunque ambientalmente el proceso de obtención de etanol a partir de maíz es el más limpio, no se puede considerar como el más apropiado para la implementación a nivel industrial bajo las condiciones actuales del país; pues aparte de este indicador ambiental es necesario evaluar también la

factibilidad económica del proyecto y dar la respectiva importancia a cada uno de estos factores. Por tal razón, es que de la integración ambiental y económica la caña posee el valor mas alto en la evaluación AHP, y por tal motivo representa la mejor opción de materia prima para la producción de etanol carburante en Colombia.

- Si bien no se tuvo en cuenta otros posibles suministros y subproductos, este panorama no cambiaría sustancialmente los resultados de este trabajo, ya que sí se incluyeron los componentes de proceso que representaban los mayores valores en gastos y utilidades.

7. RECOMENDACIONES

- En futuros trabajos sobre la producción de etanol, tener en cuenta en el análisis económico otros subproductos del proceso como el dióxido de carbono y la cogeneración de energía a partir de bagazo.
- El estudio de materias primas diferentes como la yuca, el bore, el ñame y la papa en el caso amiláceo y la remolacha azucarera para las materias con alto contenido en azúcares, crea una nueva e interesante perspectiva del proceso a partir de etanol, poco explorada hasta el momento.
- El uso del bagazo de caña como materia prima secundaria en la obtención de etanol a partir de caña de azúcar y la inclusión de la cofermentación de los azúcares de celulosa y hemicelulosa presentes en el grano de maíz, son temas para un nuevo caso de estudio de estos procesos.
- Es necesario modificar o generar nuevo software mejor estructurado de tal forma que sean aptos para el diseño y simulación de procesos biotecnológicos, ya que actualmente los existentes se enfocan principalmente en los procesos petroquímicos.
- Se recomienda la implementación de este tipo de evaluaciones ambientales y económicas asistidas por simuladores dentro de los proyectos y trabajos que se desarrollen en la sede.

BIBIOGRAFIA

1. Centro nacional de investigación de la caña de azúcar, CENICAÑA. Disponible en: www.cenicana.org/programas/variedades/index.php. Visitada el 2-09-04.
2. Banco de la república, biblioteca Luis Ángel Arango. Disponible en: www.lablaa.org/ayudadetareas/geografia/geo93.htm. Visitada el 02-09-04.
3. Informe sobre la cadena industrial de la caña panelera. Grupo Interinstitucional de trabajo, Manizales 8 de Julio de 2002.
4. Proyecto de factibilidad agroeconómica para la producción de caña con destino a la Industria Licorera de Caldas. Gobernación de Caldas, Nestor Naranjo Hincapié, Manizales 1993.
5. Ingenio Riopaila. Disponible en: www.riopaila.com.co/operacion.asp
6. H. PALACIO. Fabricación de Alcohol. Salvat Editores S. A. Barcelona 1956
7. Servicio de Análisis Económico y Estadístico. CENICAÑA. Informe anual 2003.
8. Food and agricultural organization of the United Nations, FAOSTAT database. Disponible en: <http://www.fao.org>. Visitada el 8-09-04.
9. J.C. OGIER, D. BALLERINI, J.P. LEYGUE, L. RIGAL, J. POURQUIE. Production d'éthanol à partir de biomasse lignocellulosique. Oil & Gas Science and Technology - Revue de l'IFP, Vol. 54 (1999), No. 1, pp. 67-94
10. L.E. QUINTERO, X. ACEVEDO. Costos de producción de caña de azúcar en Colombia. Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, Observatorio Agrocadenas Colombia. Mayo de 2004. Disponible en: <http://www.agrocadenas.gov.co>
11. Production of glucose syrup. 29 de Agosto de 2003. Visitada el 13 de abril de 2004. Disponible en: www.lsbu.ac.uk/biology/enztech/glucose.html
12. Corpoica Ecoregión Caribe. Disponible en: corpoica.org.co. Visitada el 01-09-04.
13. K. KOHLMANN, M.R. LADISH, R. HESPELL, R.J. BOTHAST, M. GULATI. Assessment of Ethanol Production Options for Corn Products. Bioresource Technology 58, 253-264. 1996
14. R. WOOLEY, M. RUTH, J. SHEEHAN, K. IBSEN. Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis Current and Futuristic Scenarios. NREL/TP-580-26157, July 1999
15. Área, producción y rendimientos, Colombia. Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, Observatorio Agrocadenas Colombia. Maíz Tecnificado. Disponible en: <http://www.agrocadenas.gov.co/home.htm>.
16. P.W. MADSON, D.A. MONCEAUX. Fuel ethanol production. KATZEN International, Inc., Cincinnati, Ohio, USA. 2001.
17. J. CASANOVA. Red temática: "Utilización de Combustibles Alternativos en Motores Térmicos". Módulo 1. Medellín, Septiembre de 2 a 25 de 2002.
18. A.D. ACOSTA. El Gran Desafío. Cali, junio 17 de 2.003. Disponible en <http://www.amylkaracosta.com/html/01-2003.htm>

19. Agenda y Novedades Conciencias. 14 de Septiembre 2003. Disponible en <http://www.colciencias.gov.co>
20. Decreto de ley 693 del 19 de Septiembre de 2001, Ministerio del Medio Ambiente.
21. A. OCAMPO. *Gasohol: Un Combustible Limpio para Colombia*. Revista Facultad de Ingeniería, Universidad de Antioquia. Vol 10 (17), Noviembre 1998.
22. R. WOOLEY, M. RUTH, D. GLASSNER, J. SHEEHAN. Process Design and Costing of Bioethanol Technology: A Tool for Determining the Status and Direction of Research and Development. *Biotechnol. Prog.* 15, 794-803, 1995.
23. Ethanol Production in Hawaii. Processes, Feedstocks and Current Economic Feasibility of Fuel Grade Ethanol Production in Hawaii. <http://www.hawaii.gov/dbedt/ert/ethanol/ethano94.html>.
24. J.D. McMILLAN. Bioethanol Production: Status and Prospects. *Renewable Energy*, Vol. 10, NO 2/3, pp. 295-302, 1997.
25. Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas. España. <http://www.ciemat.es/index.htm>.
26. J. SHEEHAN, M. HIMMEL. Enzymes, Energy, and the Environment: A Strategic Perspective on the U.S. Department of Energy's Research and Development Activities for Bioethanol. *Biotechnol. Prog.* 1999, No. 15, pp. 817-827.
27. InfoPower, Reportaje de Planta Noviembre-Diciembre 2002. Disponible en: <http://www.infopower.es/infopower51/sumario51.htm>
28. M GARCÍA, R. QUINTERO, A. LOPEZ-MUNGIA. *Biotecnología Alimentaria*. Editorial LIMUSA S.A. 1998.
29. M. GULATI, K. KOHLMANN, M.R. Ladish, R. Hespell, R.J. Bothast. Assessment of Ethanol Production Options for Corn Products. *Bioresource Technology* 58 (1996) 253-264.
30. Software Solutions Inc. Development of ASPEN Plus Model of Biomass-to-Ethanol Process. NREL Task Ordering Agreement No. KCC-4-13434-00 Task order No. 1, 1994.
31. G.D. HAKI, S.K. RAKSHIT. Developments in industrially important thermostable enzymes: a review. *Bioresource Technology*. 89 (2003) 17-34.
32. I. ROY, M.N. GUPTA. Hydrolysis of starch by a mixture of glucoamylase and pullulanase entrapped individually in calcium alginate beads. *Enzyme and Microbial Technology*. 34 (2004) 26-32.
33. P. LABELLE, J. L. BARET, Y. BEAUX, F. DUCHIRON. Comparative study of wheat flour saccharification and ethanol production with two glucomylase preparations. *Industrial Crops and Products*. Vol 6. 1997 pg 291-295.
34. D. GREGG, J.N. SADDLER. Bioconversion of lignocellulosic Residue to Ethanol: Process Flowsheet Development. *Biomass and Bioenergy*. Vol 9, No 1-5 (1995) 287-302.
35. O.F. ECHEGARAY, J.C.M. CARVALHO, A.N.R. FERNANDEZ, S. SATO, E. AQUARONE, M. VILOTO. Fed-batch culture of *Saccharomyces cerevisiae* in sugar-cane blackstrap molasses: Invertase activity of intact cells in ethanol fermentation. *Biomass and Bioenergy* Vol 19 (2000) 39-50.

36. A. MCALOON, F. TAYLOR, W. YEE, K. IBSEN, R. WOOLEY. Determining the Cost of Producing Ethanol from Corn Starch and Lignocellulosic Feedstocks. National Renewable Energy Laboratory Biotechnology Center for Fuels and Chemicals October 2000• NREL/TP-580-28893
37. T.D. LEATHERS. Bioconversions of maize residues to value-added coproducts using yeast-like fungi. *FEMS Yeast Research* 3 (2003) 133-140.
38. M. GRZYTA. The fermentation process integrated with membrane distillation. *Separation and Purification Technology* 24 (2001) 283–296.
39. D.J. O'BRIEN, G.E. SENSKE, M.J. KURANTZ, J.C. CRAIG JR. Ethanol recovery from corn fiber hydrolysate fermentations by pervaporation. *Bioresource Technology* 92 (2004) 15–19
40. D.J. O'BRIEN, L.H. ROTH, A.J. MCALOON. Ethanol production by continuous fermentation–pervaporation: a preliminary economic analysis. *Journal of Membrane Science* 166 (2000) 105–111.
41. R. WENDHAUSEN, A. FREGONESI, P. J. S. MORAN, I. HOEKES, J. AUGUSTO, R. RODRIGUEZ, E. TONELLA, K. ALTHOFF. Continuous Fermentation of Sugar Cane Syrup Using Immobilized Yeast Cells. *Journal of Bioscience and Bioengineering*. Vol. 91, No. 1, 48-52. 2001.
42. H.R. MORTAHEB, H. KOSUGE. Simulation and optimization of heterogeneous azeotropic distillation process with a rate-based model. *Chemical Engineering and Processing* 43 (2004) 317–326.
43. A. CHIANESE, F. ZINNAMOSCA. Ethanol Dehydration by Azeotropic Distillation with a Mixed-solvent Entrainer. *The Chemical Engineering Journal*, 43 (1990) 59 – 65.
44. A.M. UYAZAN, I.D. GIL. Simulación de la Deshidratación de Etanol Azeotrópico por Destilación Extractiva. Tesis Universidad Nacional de Colombia, Bogotá 2003.
45. R.T.P. PINTO, M.R. WOLF-MACIEL, L. LINTOMEN. Saline extractive distillation process for ethanol purification. *Computers and Chemical Engineering* 24 (2000) 1689-1694.
46. E.L. LIGERO, T. M. K. RAVAGNANI. Dehydration of ethanol with salt extractive distillation a comparative analysis between processes with salt recovery. *Chemical Engineering and Processing* 42 (2003) 543- 552.
47. J. GUAN, X. HUB. 2003. Simulation and analysis of pressure swing adsorption: ethanol drying process by the electrical analogue. *Separation and Purification Technology* 31: 31-35.
48. Z. SZITKAI, Z. LELKES, E. REV, Z. FONYO. Optimization of hybrid ethanol dehydration systems. *Chemical Engineering and Processing* 41 (2002) 631–646.
49. H.P. GROS, S. DIAZ, E.A. BRIGNOLE. Near-critical separation of aqueous azeotropic mixtures: process synthesis and optimization. *Journal of Supercritical Fluids* 12 (1998) 69-84.
50. The Sugar Sector Environmental Report, Environmental Technology Program for industry. 2003. Disponible en: <http://www.cpp.org.pk/etpirt/SugarSectorReport.pdf>.
51. T.D. LEATHERS. Utilization of Fuel Ethanol Residues in Production of the Biopolymer Alternan. *Process Biochemistry* 33 No 1 (1998) 15-19.

52. AMERICAN COALITION FOR ETHANOL. Distillers Grain. Disponible en: <http://www.ethanol.org>.
53. A.R. NAVARRO, M.C. SEPULVEDA, M. C. RUBIO. Bio-concentration of vinasse from the alcoholic fermentation of sugar cane molasses. *Waste Management* 20 (2000) 581-585.
54. Wastewater Treatment Options for the Biomass-To-Ethanol Process; NREL Subcontract AXE-8-18020-01, Final Report, Merrick & Company, Aurora, CO, 10/20/98.
55. J. M. DOUGLAS. Conceptual desing of chemical procesess. McGraw Hill. 1998.
56. M.S. PETERS, K.D. TIMMERHAUS. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. McGraw Hill. 1968.
57. W.D. SEIDER, J.D. SEADER, D.R. LEWIN. Process Design Principles, Synthesis, Analysis and Evaluation.
58. Y. YANG, L. SHI. Integrating environmental impact minimization into conceptual chemical process design – a process systems engineering review. *Computers and Chemical Engineering*.24 (2000) 1409-1419.
59. R. LANKEY, P.T. ANASTAS. Life-Cycle Approaches for Assesing Green Chemistry Technologies. *Industrial Engineering Chemical Research*, Vol. 41, No. 18, 2002
60. X. LI, A. KRASLAWSKI. Conceptual process synthesis: past and current trends. *Chemical Engineering and Processing* 43 (2004) 589–600
61. D.R. SHONNARD, D.S. HIEW. Comparative Environmental Assessment of VOC Recovery and Recycle Design Alternatives for a Gaseous Waste Stream. *Environ. Sci. Technol.* 2000, 34, 5222-5228.
62. D.G. YOUNG, H. CABEZAS. Designing sustainable process with simulation: the waste reduction (WAR) algorithm. *Computers and Chemical Engineering*. Vol (23). Pp. 1477-1491. 1999
63. S.K. MALLICK, H. CABEZAS, J.C. BARE, S.K. SIKDAR. A Pollution Reduction Methodology for Chemical Process Simulators. *Ind. Eng. Chem. Res.* 35 (1996) p. 4128-4138.
64. S.K. MALLICK, H. CABEZAS, J.C. BARE. Pollution prevention with chemical process simulators: the generalized waste reduction (WAR) algorithm-full version. *Computers and Chemical Engineering*. 23 (1999) p. 623-634
65. D. YOUNG, H. CABEZAS. Sustainability in Chemical Manufacturing Processes: WAR algorithm. U.S. Environmental Protection Agency. 26 W. Martin Luther King Dr. Cincinnati, Ohio 42268, USA.
66. V. MARULANDA. Análisis del Impacto Ambiental Generado en las Tecnologías para la Producción de Butilacetato. Trabajo de Grado, Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, 2002.
67. Tutorial Software WAR GUI
68. C.A. CARDONA, O.J SÁNCHEZ. 2004. Analysis of integrated flow sheets for biotechnological production of fuel ethanol. *In: PRES 2004, 16th International Congress of Chemical and Process Engineering, CHISA 2004, 22-26 August 2004 Prague, Czech Republic.*

69. J.R. MOREIRA. Sugarcane for energy – recent results and progress in Brazil. *Energy for Sustainable Development*. Vol. 4 (3), 2000
70. A.D. ROSSITER, H. D. SPRIGGS, H. KLEE. Apply Process Integration to Waste Minimization. *Chemical Engineering Progress*, January 1993, pp 30
71. H. CHEN, Y. WEN, M. D. WATERS, D. R. SHONNARD. Design Guidance for Chemical Processes Using Environmental and Economic Assessments. *Ind. Eng. Chem. Res*, Vol. 41, No. 18, 2002
72. C.A. CARDONA, V.F. MARULANDA, D. YOUNG. Analysis of the environmental impact of butylacetate process through the WAR algorithm. *Chemical Engineering Science*, v.59, n.24, p.5839 - 5845, 2004.
73. Z.A. MOSHEKY, P.J. MELLING, M. A. THOMSON. In Situ Real-Time Monitoring of a Fermentation Reaction Using a Fiber-Optic FT-IR Probe. *Remspec Corporation, Advanstar Publicatio* June 2001 U.S.A.
74. L. CANTER. *Manual de Evaluación de Impacto Ambiental*. MacGraw Hill. 1998

ANEXO A

PRINCIPIOS DE LA QUÍMICA VERDE

Los doce principios de la química verde son:

1. La prevención de residuos es preferible al tratamiento o limpieza luego de que estos han sido formados.
2. Mientras sea práctico, se deben diseñar metodologías sintética para usar o generar sustancias que exhiban poco o ningún efecto tóxico sobre la salud humana y el ambiente.
3. Las tecnologías sintéticas deben ser diseñadas para maximizar la incorporación, en el producto final, de todos los materiales usados en un proceso.
4. La materia prima debe ser renovable mientras sea práctico técnica y económicamente.
5. Los agentes catalíticos selectivos son superiores a los estequiométricos, siendo los demás factores iguales.
6. Derivados innecesarios (grupos de bloqueo, grupos de protección, modificaciones temporales de las propiedades físicas y químicas, etc.) se deben evitar en lo posible.
7. El uso de sustancias auxiliares (solventes, agentes de separación, etc.) deben se eliminado en los posible, y en el caso de que sean necesario deben ser lo menos dañinos.
8. El requerimiento energético debe reconocerse por sus impactos ambientales y económicos, y debe ser minimizado.
9. Los productos químicos deben ser diseñados para llevar a cabo eficacia en función mientras reduce toxicidad.
10. Los productos químicos deben diseñarse de tal forma que al final de vida funcional no permanezcan en el ambiente y se degraden en sustancias no perjudiciales.
11. Las sustancias usadas en los procesos químicos, y la forma específica de estas sustancias, deben minimizar el potencial de accidentes químicos resultante de su vertimiento, explosión y combustión, por ejemplo.
12. Las metodologías analíticas deben ser desarrolladas y usada para permitir en tiempo real el monitoreo y control de procesos con el fin de reducir o eliminar la formación de sustancias peligrosas o indeseables.

ANEXO B

SIMULACION

Tabla B1. Sustancias incluidas en la simulación

Componente	ID	Base de datos		Componentes adicionados	
		SI	No	Modelado como	Propiedades ingresadas
Acetaldehído	ACETALDE	√			
Amoníaco	AMMON-01	√			
Ceniza	ASH		√	Sólido NC	
Celulosa	CELLULOS		√	Sólido	CPSPO, PLXANT, DHSFRM, VSPOLY
Monóxido de carbono	CO2	√			
Dextrina	DEXTRIN		√	Dextrosa	VB
Etanol	ETOH	√			
Glucosa	GLUCOSE		√	Dextrosa	TC, PC, OMEGA, VC, DHSFRM, DGFORM, RKTZRA, CPIG, CPLIKC, DHVLWT
Fructosa	FRUCTOSE		√	Dextrosa	
Glicerol	GLYCE-01	√			
Hemicelulosa	HEMICELL		√	Sólido	CPSPO, PLXANT, DHSFRM, VSPOLY
Alcohol isoamílico	ISOAMYL	√			
Lignina	LIGNIN		√	Sólido	CPSPO, DHVLWT, PLXANT, DHSFRM, RKTZRA, TC, PC, VC, ZC, VSPOLY
Ácido linoleico	LINOLEIC	√			
Oxígeno	O2	√			
Ácido oleico	OLEIC-01	√			
Proteína	PROTEIN		√	Lisina	
Almidón	STARC H		√	Sólido	CPSPO, PLXANT, DHSFRM, VSPOLY
Sacarosa	SUCROSE	√			
Ácido sulfúrico	SULFU-01	√			
Agua	WATER	√			
Levadura	YEAST		√	Sólido	CPSPO, DHVLWT, PLXANT, DHSFRM, RKTZRA, TC, PC, VC, ZC, VSPOLY

NC: No convencional, Pc: Presión crítica, Tc: Temperatura crítica, Vc: Volumen crítico, Zc: Factor de compresibilidad crítico, Omega: Omega de Pitzer, Dgform: Energía libre de Gibbs de formación, Dhform: Calor de formación, Plxant: Constantes de gas ideal de Antoine, Mw: Peso molecular, Cpspo: Coeficientes para la capacidad calorífica de sólido, Dhvlwt: Parámetros para el calor de vaporización de Watson, Dhsfrm: Calor de formación de sólidos a 25°C, Rktzra: Parámetro para la

densidad de líquido de Rackett, Vspoly: Parámetros para el volumen molar de sólido, Cplik: Parámetros para la capacidad calórica de líquido, Cpig: Coeficientes para la capacidad calórica de gases ideales, Vb: Volumen molar de líquido a la temperatura normal de ebullición.

Tabla B2. Corrientes de entrada al proceso a partir de caña de azúcar

	1-CANE	3-WATER	8-SULACI	17-YEAST	26-WATER	42
Flujo total (kg/hr)	292.618,774	55.374,794	1	30	14.000	50.000
Fracción másica						
Acetaldehído						
Amoniaco				0,7200		
Celulosa	0,0550					
CO ₂						
Etanol						
Fructosa	0,0060					
Glucosa	0,0090					
Glicerol	0,0040					
Alcohol Isoamílico						
Lignina	0,0450					
Ácido málico	0,0020					
O ₂						
Proteína	0,0040					
Sacarosa	0,1250					
Ácido sulfúrico			0,2000			
Agua	0,7450	1,0000	0,8000		1,0000	1,0000
Levadura				0,2800		
Ceniza	0,0050					

Tabla B3. Corrientes de salida del proceso de a partir de caña de azúcar

	6-BAGASS	10-CACHA	21-YEAST	25-VENT	38-PRODU	52	59
Flujo total (kg/hr)	57.782,655	19.421,443	267,846	17.142,403	17.696,991	75.753,143	223.830,105
Fracción másica							
Acetaldehído				0,0000			
Amoniaco				0,0000			0,0000
Celulosa	0,2542	0,0724					
CO ₂			0,0001	0,9825			
Etanol			0,0065	0,0002	0,9965	0,0000	0,0006
Fructosa	0,0012		0,0024			0,0866	
Glucosa	0,0018		0,0001			0,0027	
Glicerol	0,0008	0,0427	0,0001			0,0039	0,0000
Alcohol Isoamílico				0,0000			0,0000
Lignina	0,2091	0,0558					
Ácido málico	0,0006	0,0282					
O ₂				0,0006			
Proteína	0,0134	0,0205					
Sacarosa	0,0106		0,0001			0,0047	0,0000
Ácido sulfúrico		0,0000				0,0000	
Agua	0,5057	0,7546	0,0849	0,0167	0,0035	0,8923	0,9994
Levadura			0,6001			0,0000	
Ceniza	0,0025	0,0257	0,3056			0,0097	

Tabla B4. Corrientes de entrada al proceso a partir de maíz

	1-GRAIN	4AMYLASE	15-YEAST	16-GLAMY	17-ACID	30-WATER	31A-VAP
Flujo total (kg/hr)	50.629,999	48,599	70,877	13,638	1	16119,7	37.500
Fracción másica							
Acetaldehído							
Amoniaco			0,7397				
Celulosa	0,0345						
CO ₂							
Dextrinas							
Etanol							
Glucosa	0,0219						
Glicerol							
Hemicelulosa	0,0462						
Alcohol Isoamílico							
Lignina	0,0014						
Ácido linoleico	0,0200						
O ₂							
Ácido Oleico	0,0164						
Proteína	0,0869						
Almidón	0,6059						
Ácido sulfúrico					0,2000		
Agua	0,1550	1,0000		1,0000	0,8000	1,0000	1,0000
Levadura			0,2603				
Ceniza	0,0118						

Tabla B5. Corrientes de salida del proceso de a partir de maíz

	3-IMPURI	31-VENT	45-DDGS	46-VENT	50A-PROD	54
Flujo total (kg/hr)	151,89	17253,855	12391,445	5205,183	17837,238	51423,053
Fracción másica						
Acetaldehído		0,0000				
Amoniaco		0,0000				0,0000
Celulosa	0,0345		0,1404			
CO ₂		0,9813				
Dextrinas			0,0087	0,0010		0,0000
Etanol		0,0005	0,0000	0,0000	0,9950	0,0008
Glucosa	0,0219		0,0103			
Glicerol			0,0001	0,0000		
Hemicelulosa	0,0462		0,1883			
Alcohol Isoamílico		0,0000				
Lignina	0,0014		0,0059			
Ácido linoleico	0,0200		0,0814	0,0000		0,0000
O ₂		0,0000				
Ácido Oleico	0,0164		0,0666	0,0000		0,0000
Proteína	0,0869		0,3541	0,0001		0,0000
Almidón	0,6059		0,0017			
Ácido sulfúrico			0,0000			
Agua	0,1550	0,0181	0,0923	0,9988	0,0050	0,9992
Levadura			0,0021			
Ceniza	0,0118		0,0479			

ANEXO C

DIAGRAMAS DE FLUJO DE LA SIMULACIÓN

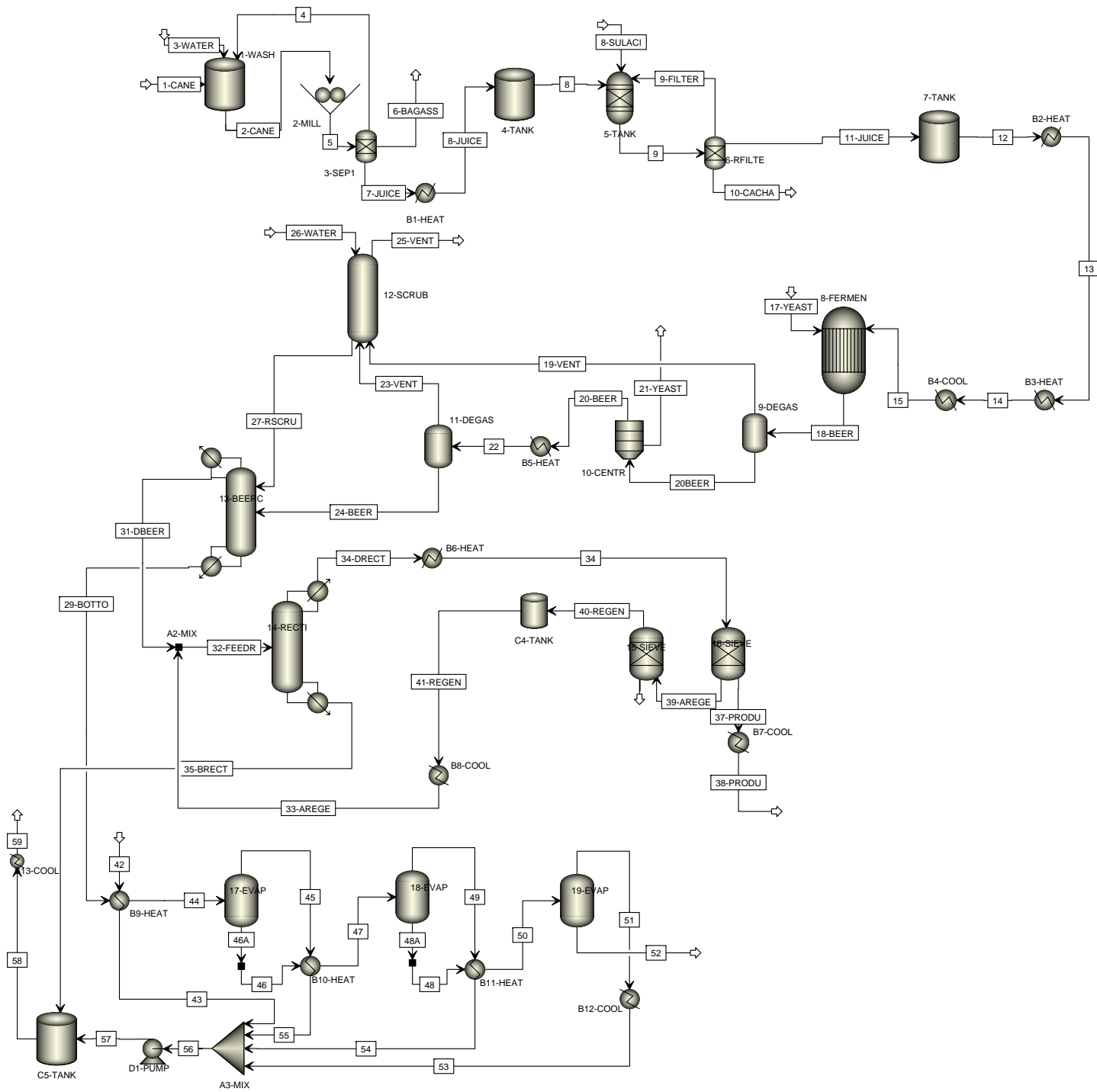


Figura C1. Diagrama de flujo del proceso de obtención de etanol anhidro a partir de caña de azúcar

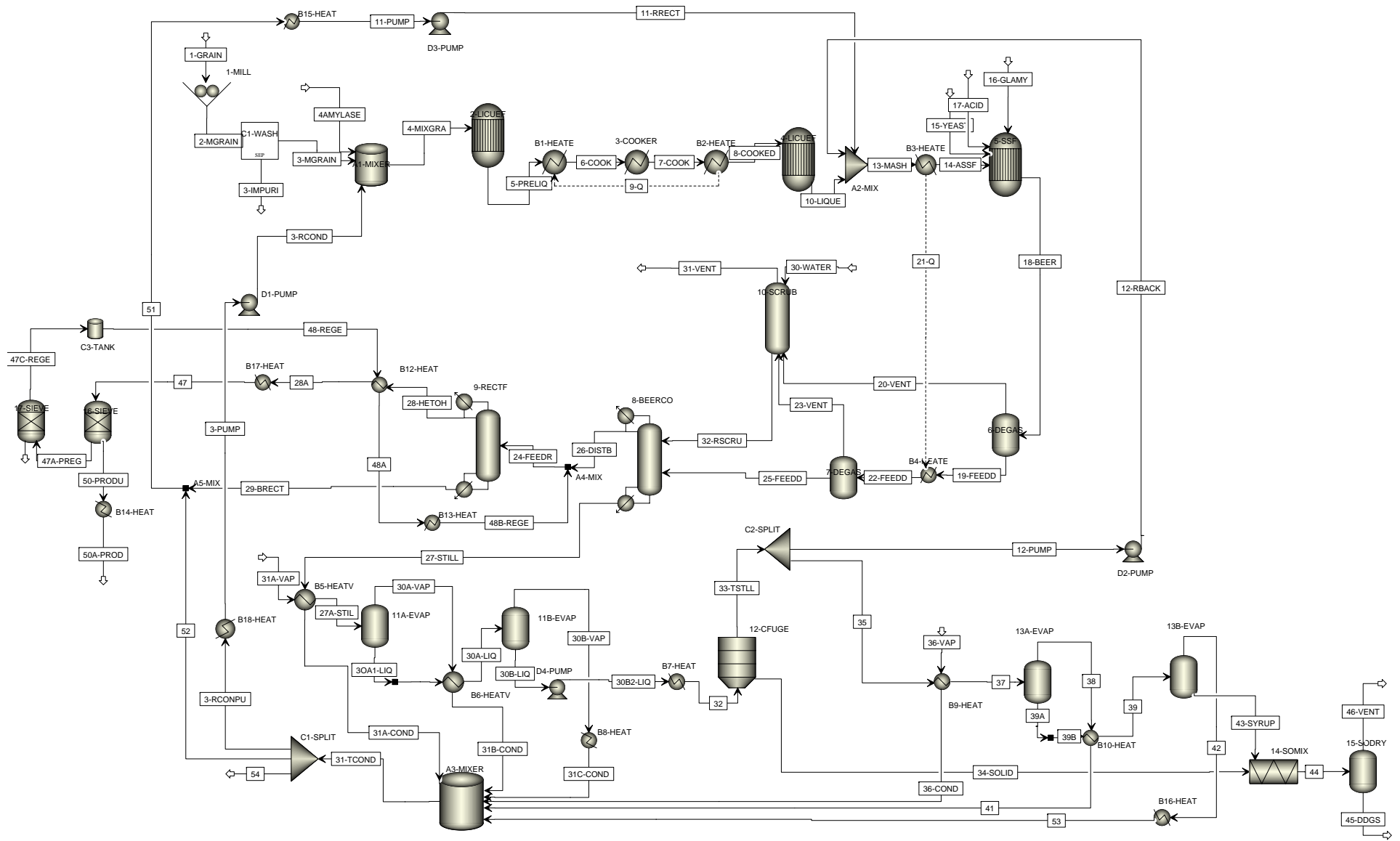


Figura C2. Diagrama de flujo del proceso de obtención de etanol anhidro a partir de maíz

ANEXO D

EVALUACIÓN AMBIENTAL

Tabla D1. Compuestos adicionados a la base de datos del WAR GUI

	Numero CAS	Formula	Peso molecular	HTPI y TTP	HTPE	ATP
Celulosa	9004-34-6	C ₆ H ₁₀ O ₅	162,142	5.000	15	5.800
Dextrinas	9005-84-9	C ₆ H ₁₀ O ₅	162,142	6.600	15	5.000
Hemicelulosa	58-86-6	C ₅ H ₈ O ₄	132,116	23.000		
Lignina			122,123	5.000	15	5.800
Almidón	9005-25-8	C ₆ H ₁₀ O ₅	162,142	6.600	15	5.000
Levadura			24,6	25.800		4.563.461,3
Ceniza				6.600	15	5.000
Fructosa	7660-25-5	C ₆ H ₁₂ O ₆	180,16	25.800		4.563.461,3

ANEXO E

EVALUACIÓN ECONOMICA

Tabla E1. Áreas y equipos para el proceso de obtención de etanol a partir de caña

AREA	UNIDAD	CLASE DE EQUIPO (ASPEN ICARUS)	COSTO TOTAL INSTALADO (USD)
OTROS	A2-MIX		
	A3-MIX		
	A1-MIX		
	A4-MIX		
	C5-TANK	DVT CYLINDER	93.500,00
	BOILER	ESTBSTM BOILER	1.572.200,00
PRETRATAMIENTO	1-WASH	EST DEFLAKE DK	414.900,00
	2-MILL	ECR SAWTOOTH	105.000,00
	B1-HEAT	DHE FLOAT HEAD	80.700,00
	4-TANK	DVT CYLINDER	161.900,00
	5-TANK	DAT REACTOR	363.200,00
	6-FILTE	EDD SINGLE VAC	627.900,00
	7-TANK	DVT CYLINDER	135.900,00
	B2-HEAT	DHE FLOAT HEAD	64.600,00
	B3-HEAT	DHE FLOAT HEAD	82.300,00
	B4-COOL	DHE FLOAT HEAD	1.207.000,00
		CANE-CONVEYOR	DCO OPEN BELT
FERMENTACION	8-FERME	DAT REACTOR	6.181.000,00
	10-CENTR	ECT SOLID BOWL	632.000,00
	B5-HEAT	DHE FLOAT HEAD	80.000,00
DESTILACION Y DESHIDRATACION	12-SCRUB-tower	DTW PACKED	165.500,00
	11-DEGAS	DVT CYLINDER	144.100,00
	13-BEERC-reb	DRB U TUBE	329.700,00
	13-BEERC-bottoms split		
	13-BEERC-overhead split		
	13-BEERC-reflux pump	DCP CENTRIF	36.900,00
	13-BEERC-cond acc	DHT HORIZ DRUM	101.600,00
	13-BEERC-cond	DHE FIXED T S	386.700,00
	13-BEERC-tower	DTW TRAYED	519.300,00
	14-RECTI-reb	DRB U TUBE	151.700,00
	14-RECTI-bottoms split		
	14-RECTI-overhead split		
	14-RECTI-reflux pump	DCP CENTRIF	31.100,00
	14-RECTI-cond acc	DHT HORIZ DRUM	82.000,00
	14-RECTI-cond	DHE FIXED T S	80.500,00
	14-RECTI-tower	DTW TRAYED	382.000,00
	B6-HEAT	DHE FLOAT HEAD	56.800,00
	15-SIEVE	DVT CYLINDER	798.400,00
	16-SIEVE	DVT CYLINDER	798.400,00
	C4-TANK	DVT CYLINDER	70.600,00
B7-HEAT	DHE FLOAT HEAD	112.700,00	
B8-HEAT	DHE FLOAT HEAD	52.700,00	
B9-HEAT	EE LONG VERT	1.410.900,00	
CONCENTRACION DE VINAZAS	B10-HEAT	EE LONG VERT	1.394.900,00
	B11-HEAT	EE LONG VERT	1.339.300,00
	B12-HEAT	DHE FLOAT HEAD	192.900,00
	D1-PUMP	DCP CENTRIF	44.200,00

Tabla E2. Áreas y equipos para el proceso de obtención de etanol a partir de maíz

AREA	UNIDAD	TIPO DE EQUIPO (ASPEN ICARUS)	COSTO TOTAL INSTALADO (USD)
OTROS	A2-MIX		
	A3-MIXER	DVT CYLINDER	105.300,00
	A4-MIX		
	A5-MIX		
	A6-MIXER		
	A8-MIXER		
	B15-HEAT	DHE FLOAT HEAD	53.800,00
	C2-SPLIT		
	D1-PUMP	DCP CENTRIF	33.200,00
	D2-PUMP	DCP CENTRIF	29.500,00
	D3-PUMP	DCP CENTRIF	23.800,00
B18-HEAT	DHE PRE ENGR	29.700,00	
MOLIENDA	CORN-STORAGE	DVT CONE BTM	1.424.100,00
	C1-WASH	DCO OPEN BELT	59.500,00
	1-MILL	ECR REV HAMR	154.700,00
	A1-MIXER	DAT MIXER	153.000,00
LICUEFACCION	2-LICUEF	DAT REACTOR	467.600,00
	4-LICUEF	DAT REACTOR	935.200,00
	B1-HEATE	DHE FLOAT HEAD	111.600,00
	B2-HEATE	DHE FLOAT HEAD	62.600,00
	3-COOKER	DHE PRE ENGR	
SSF	B3-HEATE	DHE FLOAT HEAD	130.500,00
	B4-HEATE	DHE FLOAT HEAD	83.800,00
	5-SSF	DAT REACTOR	2.044.700,00
DESTILACION Y DESHIDRATACION	10-SCRUB-tower	DTW PACKED	156.200,00
	7-DEGAS	DVT CYLINDER	124.100,00
	8-BEERCO-reb	DRB U TUBE	209.300,00
	8-BEERCO-bottoms split		
	8-BEERCO-overhead split		
	8-BEERCO-reflux pump	DCP CENTRIF	34.200,00
	8-BEERCO-cond acc	DHT HORIZ DRUM	78.900,00
	8-BEERCO-cond	DHE FIXED T S	179.300,00
	8-BEERCO-tower	DTW TRAYED	314.700,00
	9-RECTF-reb	DRB U TUBE	194.300,00
	9-RECTF-bottoms split		
	9-RECTF-overhead split		
	9-RECTF-reflux pump	DCP CENTRIF	34.300,00
	9-RECTF-cond acc	DHT HORIZ DRUM	85.900,00
	9-RECTF-cond	DHE FIXED T S	87.600,00
	9-RECTF-tower	DTW TRAYED	434.000,00
	B12-HEAT	DHE PRE ENGR	29.700,00
	B13-HEAT	DHE FLOAT HEAD	53.600,00
	B17-HEAT	DHE FLOAT HEAD	62.200,00
	B14-HEAT	DHE FLOAT HEAD	112.900,00
C3-TANK	DVT CYLINDER	66.100,00	
17-SIEVE	DVT CYLINDER	782.200,00	
16-SIEVE	DVT CYLINDER	782.200,00	
PROCESAMIENTO DE DDGs	B5-HEATV	EE LONG VERT	846.500,00
	B6-HEATV	EE LONG VERT	925.500,00
	D4-PUMP	DCP CENTRIF	32.700,00
	B7-HEAT	DHE FLOAT HEAD	82.200,00
	B16-HEAT	DHE FLOAT HEAD	51.800,00
	B9-HEAT	EE STAND VERT	255.500,00
	B10-HEAT	EE STAND VERT	289.500,00
	12-CFUGE	ECT SOLID BOWL	339.200,00
	14-SOMIX	ECO SCREW	13.200,00
	15-SODRY	ERD INDIRECT	138.700,00
B8-HEAT	DHE FLOAT HEAD	123.300,00	

Las unidades sombreadas son los equipos adicionales a los de la simulación.

Tabla E3. Parámetros de dimensionamiento de los equipos para el proceso a partir de caña

Unidad	Parámetro	Valor	unidades
C5-TANK	Base material thickness	8,0003	mm
C5-TANK	Design gauge pressure	345,000	kpa
C5-TANK	Design temperature	129,962	°C
C5-TANK	Liquid volume	6,4654	m3
C5-TANK	Total weight	1900	kg
C5-TANK	Vessel diameter	1,4000	m
C5-TANK	Vessel tangent to tangent height	4,2000	m
CALDERA	Boiler flow rate	157000,00	kg/h
CALDERA	Steam gauge pressure	690,000	kpa
CALDERA	Total weight	107400	kg
CANE-CONVEYOR	Belt width	3000,000	mm
CANE-CONVEYOR	Conveyor flow rate	292,618	ton/h
CANE-CONVEYOR	Conveyor length	20,000	m
CANE-CONVEYOR	Conveyor speed	5490,000	m/h
CANE-CONVEYOR	Driver power per section	11,000	kw
CANE-CONVEYOR	Driver speed	1750,000	rpm
CANE-CONVEYOR	Total weight	5500	kg
1-WASH	Consistency Air Dried	4,0000	percent
1-WASH	Deflaker speed	1200	rpm
1-WASH	Driver power	710,000	kw
1-WASH	Hydraulic capacity	13,149	l/s
1-WASH	Rotor diameter	700,000	mm
1-WASH	Total weight	7000	kg
2-MILL	Crusher flow rate	619,324	ton/h
2-MILL	Driver power	17,710	kw
2-MILL	Total weight	1700	kg
4-TANK	Base material thickness	8,0003	mm
4-TANK	Design gauge pressure	104,000	kpa
4-TANK	Design temperature	125,000	°C
4-TANK	Liquid volume	50,000	m3
4-TANK	Total weight	8100	kg
4-TANK	Vessel diameter	3,0000	m
4-TANK	Vessel tangent to tangent height	7,0741	m
6-RFILTE	Driver power	15,000	kw
6-RFILTE	Flow rate	360699,00	kg/h
6-RFILTE	Total weight	24400	kg
6-RFILTE	Tray area	10,0000	m2
7-TANK	Base material thickness	8,0003	mm
7-TANK	Design gauge pressure	104,000	kpa
7-TANK	Design temperature	125,000	°C
7-TANK	Liquid volume	25,000	m3
7-TANK	Total weight	4600	kg
7-TANK	Vessel diameter	2,0000	m
7-TANK	Vessel tangent to tangent height	7,9583	m
B1-HEAT	Heat transfer area	128,932	m2
B1-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B1-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B1-HEAT	Shell diameter	600,000	mm
B1-HEAT	Shell length	6,7000	m
B1-HEAT	Total weight	5500	kg
B1-HEAT	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B1-HEAT	Tube design temperature	194,300	°C
B1-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B1-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B2-HEAT	Heat transfer area	63,717	m2
B2-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B2-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B2-HEAT	Shell diameter	450,002	mm
B2-HEAT	Shell length	6,7000	m
B2-HEAT	Total weight	2900	kg
B2-HEAT	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B2-HEAT	Tube design temperature	194,300	°C
B2-HEAT	Tube length extended	6,0960	m

B2-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B4-COOL	Area per shell	553,052	m2
B4-COOL	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
B4-COOL	Shell design temperature	125,000	°C
B4-COOL	Shell diameter	1175,000	mm
B4-COOL	Shell length	7,0000	m
B4-COOL	Total weight	232800	kg
B4-COOL	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
B4-COOL	Tube design temperature	135,000	°C
B4-COOL	Tube length extended	6,0960	m
B4-COOL	Tube outside diameter	25,400	mm
5-TANK	Agitator power	106,001	kw
5-TANK	Base material thickness	28,000	mm
5-TANK	Design gauge pressure	104,000	kpa
5-TANK	Design temperature	125,000	°C
5-TANK	Fluid depth	7,0104	m
5-TANK	Impeller speed	246,000	rpm
5-TANK	Jacket design gauge pressure	620,001	kpa
5-TANK	Liquid volume	50,000	m3
5-TANK	Total weight	39000	kg
5-TANK	Vessel diameter	3,0000	m
5-TANK	Vessel tangent to tangent height	7,3152	m
B3-HEAT	Heat transfer area	142,996	m2
B3-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B3-HEAT	Shell design temperature	135,000	°C
B3-HEAT	Shell diameter	625,000	mm
B3-HEAT	Shell length	6,7000	m
B3-HEAT	Total weight	6000	kg
B3-HEAT	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B3-HEAT	Tube design temperature	194,300	°C
B3-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B3-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
10-CENTR	Bowl diameter	1300,000	mm
10-CENTR	Bowl length	3300,000	mm
10-CENTR	Driver power	265,000	kw
10-CENTR	Flow rate	253656,00	kg/h
10-CENTR	Total weight	20100	kg
8-FERMEN	Agitator power	0,7500	kw
8-FERMEN	Base material thickness	40,000	mm
8-FERMEN	Design gauge pressure	104,000	kpa
8-FERMEN	Design temperature	125,000	°C
8-FERMEN	Fluid depth	24,689	m
8-FERMEN	Impeller speed	10,0000	rpm
8-FERMEN	Jacket design gauge pressure	620,001	kpa
8-FERMEN	Liquid volume	700,000	m3
8-FERMEN	Total weight	307500	kg
8-FERMEN	Vessel diameter	6,0000	m
8-FERMEN	Vessel tangent to tangent height	24,994	m
B5-HEAT	Heat transfer area	125,763	m2
B5-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B5-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B5-HEAT	Shell diameter	575,000	mm
B5-HEAT	Shell length	6,7000	m
B5-HEAT	Total weight	5400	kg
B5-HEAT	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B5-HEAT	Tube design temperature	194,300	°C
B5-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B5-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
11-DEGAS	Base material thickness	9,0002	mm
11-DEGAS	Design gauge pressure	104,000	kpa
11-DEGAS	Design temperature	125,000	°C
11-DEGAS	Liquid volume	27,522	m3
11-DEGAS	Total weight	5700	kg
11-DEGAS	Vacuum design gauge pressure	-5,0000	kpa
11-DEGAS	Vessel diameter	2,2860	m
11-DEGAS	Vessel tangent to tangent height	6,7056	m

12-SCRUB-tower	Base material thickness	9,0002	mm
12-SCRUB-tower	Design gauge pressure	104,000	kpa
12-SCRUB-tower	Design temperature	125,000	°C
12-SCRUB-tower	Total packing height	3,0480	m
12-SCRUB-tower	Total weight less packing	7200	kg
12-SCRUB-tower	Vessel diameter	1,9812	m
12-SCRUB-tower	Vessel tangent to tangent height	6,8580	m
13-BEERC-tower	Base material thickness	9,0002	mm
13-BEERC-tower	Design gauge pressure	104,000	kpa
13-BEERC-tower	Design temperature	130,043	°C
13-BEERC-tower	Total weight	36200	kg
13-BEERC-tower	Tray spacing	609,600	mm
13-BEERC-tower	Tray thickness	4,5001	mm
13-BEERC-tower	Vessel diameter	5,0292	m
13-BEERC-tower	Vessel tangent to tangent height	9,2964	m
13-BEERC-cond	Area per shell	543,390	m2
13-BEERC-cond	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
13-BEERC-cond	Shell design temperature	125,000	°C
13-BEERC-cond	Shell diameter	1150,000	mm
13-BEERC-cond	Shell length	6,1000	m
13-BEERC-cond	Total weight	73200	kg
13-BEERC-cond	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
13-BEERC-cond	Tube design temperature	125,000	°C
13-BEERC-cond	Tube length extended	6,0960	m
13-BEERC-cond	Tube outside diameter	25,400	mm
13-BEERC-cond acc	Base material thickness	8,0003	mm
13-BEERC-cond acc	Design gauge pressure	104,000	kpa
13-BEERC-cond acc	Design temperature	125,000	°C
13-BEERC-cond acc	Liquid volume	11,101	m3
13-BEERC-cond acc	Total weight	3200	kg
13-BEERC-cond acc	Vacuum design gauge pressure	-20,0000	kpa
13-BEERC-cond acc	Vessel diameter	1,6764	m
13-BEERC-cond acc	Vessel tangent to tangent length	5,0292	m
13-BEERC-reflux pump	Design gauge pressure	104,000	kpa
13-BEERC-reflux pump	Design temperature	125,000	°C
13-BEERC-reflux pump	Driver power	30,000	kw
13-BEERC-reflux pump	Fluid head	70,000	m
13-BEERC-reflux pump	Liquid flow rate	26,957	l/s
13-BEERC-reflux pump	Speed	3600,000	rpm
13-BEERC-reflux pump	Total weight	420	kg
13-BEERC-reb	Area per shell	222,596	m2
13-BEERC-reb	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
13-BEERC-reb	Shell design temperature	130,043	°C
13-BEERC-reb	Shell diameter	1600,000	mm
13-BEERC-reb	Shell length	4,0000	m
13-BEERC-reb	Total weight	38400	kg
13-BEERC-reb	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
13-BEERC-reb	Tube design temperature	194,300	°C
13-BEERC-reb	Tube length extended	6,0960	m
13-BEERC-reb	Tube outside diameter	25,400	mm
13-BEERC-reb	Tube port diameter	1067,000	mm
14-RECTI-tower	Base material thickness	9,0002	mm
14-RECTI-tower	Design gauge pressure	104,000	kpa
14-RECTI-tower	Design temperature	129,962	°C
14-RECTI-tower	Total weight	38200	kg
14-RECTI-tower	Tray spacing	609,600	mm
14-RECTI-tower	Tray thickness	4,5001	mm
14-RECTI-tower	Vessel diameter	2,8956	m
14-RECTI-tower	Vessel tangent to tangent height	21,488	m
14-RECTI-cond	Heat transfer area	156,867	m2
14-RECTI-cond	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
14-RECTI-cond	Shell design temperature	125,000	°C
14-RECTI-cond	Shell diameter	625,000	mm
14-RECTI-cond	Shell length	6,1000	m
14-RECTI-cond	Total weight	6100	kg
14-RECTI-cond	Tube design gauge pressure	104,000	kpa

14-RECTI-cond	Tube design temperature	125,000	°C
14-RECTI-cond	Tube length extended	6,0960	m
14-RECTI-cond	Tube outside diameter	25,400	mm
14-RECTI-cond acc	Base material thickness	8,0003	mm
14-RECTI-cond acc	Design gauge pressure	104,000	kpa
14-RECTI-cond acc	Design temperature	125,000	°C
14-RECTI-cond acc	Liquid volume	4,2701	m3
14-RECTI-cond acc	Total weight	1900	kg
14-RECTI-cond acc	Vacuum design gauge pressure	-20,0000	kpa
14-RECTI-cond acc	Vessel diameter	1,2192	m
14-RECTI-cond acc	Vessel tangent to tangent length	3,6576	m
14-RECTI-reflux pump	Design gauge pressure	104,000	kpa
14-RECTI-reflux pump	Design temperature	125,000	°C
14-RECTI-reflux pump	Driver power	11,000	kw
14-RECTI-reflux pump	Fluid head	70,000	m
14-RECTI-reflux pump	Liquid flow rate	10,768	l/s
14-RECTI-reflux pump	Speed	3600,000	rpm
14-RECTI-reflux pump	Total weight	260	kg
14-RECTI-reb	Heat transfer area	235,220	m2
14-RECTI-reb	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
14-RECTI-reb	Shell design temperature	129,962	°C
14-RECTI-reb	Shell diameter	1625,000	mm
14-RECTI-reb	Shell length	4,0000	m
14-RECTI-reb	Total weight	9900	kg
14-RECTI-reb	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
14-RECTI-reb	Tube design temperature	194,300	°C
14-RECTI-reb	Tube length extended	6,0960	m
14-RECTI-reb	Tube outside diameter	25,400	mm
14-RECTI-reb	Tube port diameter	1092,000	mm
15-SIEVE	Base material thickness	8,0003	mm
15-SIEVE	Design gauge pressure	104,000	kpa
15-SIEVE	Design temperature	146,000	°C
15-SIEVE	Liquid volume	5,9937	m3
15-SIEVE	Total weight	2100	kg
15-SIEVE	Vessel diameter	1,0668	m
15-SIEVE	Vessel tangent to tangent height	6,7056	m
16-SIEVE	Base material thickness	8,0003	mm
16-SIEVE	Design gauge pressure	104,000	kpa
16-SIEVE	Design temperature	146,000	°C
16-SIEVE	Liquid volume	5,9937	m3
16-SIEVE	Total weight	2100	kg
16-SIEVE	Vessel diameter	1,0668	m
16-SIEVE	Vessel tangent to tangent height	6,7056	m
B6-HEAT	Heat transfer area	46,085	m2
B6-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B6-HEAT	Shell design temperature	146,000	°C
B6-HEAT	Shell diameter	400,002	mm
B6-HEAT	Shell length	6,7000	m
B6-HEAT	Total weight	2300	kg
B6-HEAT	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B6-HEAT	Tube design temperature	194,300	°C
B6-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B6-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B7-HEAT	Heat transfer area	329,090	m2
B7-HEAT	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
B7-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B7-HEAT	Shell diameter	925,000	mm
B7-HEAT	Shell length	7,0000	m
B7-HEAT	Total weight	12300	kg
B7-HEAT	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
B7-HEAT	Tube design temperature	146,000	°C
B7-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B7-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B8-HEAT	Heat transfer area	16,857	m2
B8-HEAT	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
B8-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C

B8-HEAT	Shell diameter	250,002	mm
B8-HEAT	Shell length	6,7000	m
B8-HEAT	Total weight	1100	kg
B8-HEAT	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
B8-HEAT	Tube design temperature	146,001	°C
B8-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B8-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
C4-TANK	Base material thickness	8,0003	mm
C4-TANK	Design gauge pressure	104,000	kpa
C4-TANK	Design temperature	146,001	°C
C4-TANK	Liquid volume	1,7709	m3
C4-TANK	Total weight	1200	kg
C4-TANK	Vacuum design gauge pressure	-5.0000	kpa
C4-TANK	Vessel diameter	1,0668	m
C4-TANK	Vessel tangent to tangent height	1,9812	m
B10-HEAT	Flow rate	187880,00	kg/h
B10-HEAT	Surface area	2332,550	m2
B11-HEAT	Flow rate	133495,00	kg/h
B11-HEAT	Surface area	2195,190	m2
B12-HEAT	Area per shell	421,222	m2
B12-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B12-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B12-HEAT	Shell diameter	1025,000	mm
B12-HEAT	Shell length	7,0000	m
B12-HEAT	Total weight	30000	kg
B12-HEAT	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B12-HEAT	Tube design temperature	125,000	°C
B12-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B12-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B9-HEAT	Flow rate	237560,00	kg/h
B9-HEAT	Surface area	2372,560	m2
D1-PUMP	Design gauge pressure	345,000	kpa
D1-PUMP	Design temperature	125,000	°C
D1-PUMP	Driver power	1,1100	kw
D1-PUMP	Fluid head	1,1136	m
D1-PUMP	Fluid viscosity	0,3170	mpa-s
D1-PUMP	Liquid flow rate	69,654	l/s
D1-PUMP	Speed	3600,000	rpm
D1-PUMP	Total weight	400	kg

Tabla E4. Parámetros de dimensionamiento de los equipos para el proceso a partir de maíz

Unidad	Parámetro	Valor	unidades
A3-MIXER	Base material thickness	8,0003	mm
A3-MIXER	Design gauge pressure	345,000	kpa
A3-MIXER	Design temperature	135,000	°C
A3-MIXER	Liquid volume	14,412	m3
A3-MIXER	Total weight	3000	kg
A3-MIXER	Vessel diameter	1,8288	m
A3-MIXER	Vessel tangent to tangent height	5,4864	m
B15-HEAT	Heat transfer area	37,538	m2
B15-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B15-HEAT	Shell design temperature	128,555	°C
B15-HEAT	Shell diameter	350,002	mm
B15-HEAT	Shell length	6,7000	m
B15-HEAT	Total weight	1900	kg
B15-HEAT	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B15-HEAT	Tube design temperature	128,555	°C
B15-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B15-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
D1-PUMP	Design gauge pressure	345,000	kpa
D1-PUMP	Design temperature	125,000	°C
D1-PUMP	Driver power	0,3750	kw
D1-PUMP	Fluid head	1,1149	m
D1-PUMP	Fluid viscosity	0,3135	mpa-s
D1-PUMP	Liquid flow rate	22,201	l/s
D1-PUMP	Speed	3600,000	rpm
D1-PUMP	Total weight	200	kg
D2-PUMP	Design gauge pressure	345,000	kpa
D2-PUMP	Design temperature	125,000	°C
D2-PUMP	Driver power	0,1875	kw
D2-PUMP	Fluid head	1,0352	m
D2-PUMP	Fluid viscosity	0,9632	mpa-s
D2-PUMP	Liquid flow rate	8,0132	l/s
D2-PUMP	Speed	3600,000	rpm
D2-PUMP	Total weight	100	kg
D3-PUMP	Design gauge pressure	345,000	kpa
D3-PUMP	Design temperature	125,000	°C
D3-PUMP	Driver power	0,1875	kw
D3-PUMP	Fluid head	1,0519	m
D3-PUMP	Fluid viscosity	0,7399	mpa-s
D3-PUMP	Liquid flow rate	4,1208	l/s
D3-PUMP	Speed	3600,000	rpm
D3-PUMP	Total weight	90	kg
B18-HEAT	Heat transfer area	4,1806	m2
B18-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B18-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B18-HEAT	Shell diameter	200,002	mm
B18-HEAT	Shell length	3,0000	m
B18-HEAT	Total weight	250	kg
B18-HEAT	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B18-HEAT	Tube design temperature	125,000	°C
B18-HEAT	Tube length extended	6,0000	m
B18-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
1-MILL	Crusher flow rate	50,629	tonne/h
1-MILL	Driver power	95,001	kw
1-MILL	Total weight	5700	kg
A1-MIXER	Agitator power	37,500	kw
A1-MIXER	Base material thickness	9,0002	mm
A1-MIXER	Design gauge pressure	345,000	kpa
A1-MIXER	Design temperature	125,000	°C
A1-MIXER	Fluid depth	5,1816	m
A1-MIXER	Impeller speed	432,000	rpm
A1-MIXER	Liquid volume	12,110	m3
A1-MIXER	Total weight	4800	kg
A1-MIXER	Vessel diameter	1,6764	m

A1-MIXER	Vessel tangent to tangent height	5,4864	m
C1-WASH	Belt width	1000,000	mm
C1-WASH	Conveyor flow rate	290,298	tonne/h
C1-WASH	Conveyor length	20,000	m
C1-WASH	Conveyor speed	5490,000	m/h
C1-WASH	Driver power per section	3,0000	kw
C1-WASH	Driver speed	1750,000	rpm
C1-WASH	Total weight	2100	kg
CORN-STORAGE	Average wall thickness	10,000	mm
CORN-STORAGE	Design gauge pressure	0,3500	kpa
CORN-STORAGE	Design temperature	20,000	°C
CORN-STORAGE	Liquid volume	2000,000	m3
CORN-STORAGE	Total weight	108900	kg
CORN-STORAGE	Vessel diameter	6,0000	m
CORN-STORAGE	Vessel height	70,741	m
2-LICUEF	Agitator power	55,000	kw
2-LICUEF	Base material thickness	22,000	mm
2-LICUEF	Design gauge pressure	104,000	kpa
2-LICUEF	Design temperature	125,000	°C
2-LICUEF	Fluid depth	6,4008	m
2-LICUEF	Impeller speed	470,000	rpm
2-LICUEF	Jacket design gauge pressure	620,001	kpa
2-LICUEF	Liquid volume	15,000	m3
2-LICUEF	Total weight	13900	kg
2-LICUEF	Vacuum design gauge pressure	-5,0000	kpa
2-LICUEF	Vessel diameter	1,7000	m
2-LICUEF	Vessel tangent to tangent height	6,7056	m
4-LICUEF	Agitator power	55,000	kw
4-LICUEF	Base material thickness	22,000	mm
4-LICUEF	Design gauge pressure	345,000	kpa
4-LICUEF	Design temperature	125,000	°C
4-LICUEF	Fluid depth	6,4008	m
4-LICUEF	Impeller speed	470,000	rpm
4-LICUEF	Jacket design gauge pressure	620,001	kpa
4-LICUEF	Liquid volume	15,000	m3
4-LICUEF	Total weight	13900	kg
4-LICUEF	Vacuum design gauge pressure	-5,0000	kpa
4-LICUEF	Vessel diameter	1,7000	m
4-LICUEF	Vessel tangent to tangent height	6,7056	m
B1-HEATE	Heat transfer area	297,727	m2
B1-HEATE	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B1-HEATE	Shell design temperature	140,000	°C
B1-HEATE	Shell diameter	875,000	mm
B1-HEATE	Shell length	7,0000	m
B1-HEATE	Total weight	11200	kg
B1-HEATE	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B1-HEATE	Tube design temperature	194,300	°C
B1-HEATE	Tube length extended	6,0960	m
B1-HEATE	Tube outside diameter	25,400	mm
B2-HEATE	Heat transfer area	54,571	m2
B2-HEATE	Shell design gauge pressure	345,000	kpa
B2-HEATE	Shell design temperature	140,000	°C
B2-HEATE	Shell diameter	400,002	mm
B2-HEATE	Shell length	6,7000	m
B2-HEATE	Total weight	2500	kg
B2-HEATE	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B2-HEATE	Tube design temperature	140,000	°C
B2-HEATE	Tube length extended	6,0960	m
B2-HEATE	Tube outside diameter	25,400	mm
5-SSF	Agitator power	0,7500	kw
5-SSF	Base material thickness	35,000	mm
5-SSF	Design gauge pressure	104,000	kpa
5-SSF	Design temperature	125,000	°C
5-SSF	Fluid depth	14,021	m
5-SSF	Impeller speed	10,0000	rpm
5-SSF	Jacket design gauge pressure	620,001	kpa

5-SSF	Liquid volume	225,000	m3
5-SSF	Total weight	122100	kg
5-SSF	Vacuum design gauge pressure	-5,0000	kpa
5-SSF	Vessel diameter	4,5000	m
5-SSF	Vessel tangent to tangent height	14,326	m
B3-HEATE	Heat transfer area	536,328	m2
B3-HEATE	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B3-HEATE	Shell design temperature	125,000	°C
B3-HEATE	Shell diameter	1175,000	mm
B3-HEATE	Shell length	7,0000	m
B3-HEATE	Total weight	19000	kg
B3-HEATE	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B3-HEATE	Tube design temperature	125,000	°C
B3-HEATE	Tube length extended	6,0960	m
B3-HEATE	Tube outside diameter	25,400	mm
B4-HEATE	Heat transfer area	159,612	m2
B4-HEATE	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B4-HEATE	Shell design temperature	125,000	°C
B4-HEATE	Shell diameter	650,000	mm
B4-HEATE	Shell length	6,7000	m
B4-HEATE	Total weight	6600	kg
B4-HEATE	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B4-HEATE	Tube design temperature	194,300	°C
B4-HEATE	Tube length extended	6,0960	m
B4-HEATE	Tube outside diameter	25,400	mm
10-SCRUB-tower	Base material thickness	9,0002	mm
10-SCRUB-tower	Design gauge pressure	104,000	kpa
10-SCRUB-tower	Design temperature	125,000	°C
10-SCRUB-tower	Total packing height	3,0480	m
10-SCRUB-tower	Total weight less packing	6700	kg
10-SCRUB-tower	Vessel diameter	1,8288	m
10-SCRUB-tower	Vessel tangent to tangent height	6,8580	m
7-DEGAS	Base material thickness	8,0003	mm
7-DEGAS	Design gauge pressure	104,000	kpa
7-DEGAS	Design temperature	125,000	°C
7-DEGAS	Liquid volume	14,412	m3
7-DEGAS	Total weight	3600	kg
7-DEGAS	Vacuum design gauge pressure	-5,0000	kpa
7-DEGAS	Vessel diameter	1,8288	m
7-DEGAS	Vessel tangent to tangent height	5,4864	m
8-BEERCO-tower	Base material thickness	9,0002	mm
8-BEERCO-tower	Design gauge pressure	104,000	kpa
8-BEERCO-tower	Design temperature	130,372	°C
8-BEERCO-tower	Total weight	22900	kg
8-BEERCO-tower	Tray spacing	609,600	mm
8-BEERCO-tower	Tray thickness	4,5001	mm
8-BEERCO-tower	Vessel diameter	3,6576	m
8-BEERCO-tower	Vessel tangent to tangent height	9,2964	m
8-BEERCO-cond	Area per shell	361,207	m2
8-BEERCO-cond	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
8-BEERCO-cond	Shell design temperature	125,000	°C
8-BEERCO-cond	Shell diameter	950,000	mm
8-BEERCO-cond	Shell length	6,1000	m
8-BEERCO-cond	Total weight	25400	kg
8-BEERCO-cond	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
8-BEERCO-cond	Tube design temperature	125,000	°C
8-BEERCO-cond	Tube length extended	6,0960	m
8-BEERCO-cond	Tube outside diameter	25,400	mm
8-BEERCO-cond acc	Base material thickness	8,0003	mm
8-BEERCO-cond acc	Design gauge pressure	104,000	kpa
8-BEERCO-cond acc	Design temperature	125,000	°C
8-BEERCO-cond acc	Liquid volume	6,0799	m3
8-BEERCO-cond acc	Total weight	2200	kg
8-BEERCO-cond acc	Vacuum design gauge pressure	-20,0000	kpa
8-BEERCO-cond acc	Vessel diameter	1,3716	m
8-BEERCO-cond acc	Vessel tangent to tangent length	4,1148	m

8-BEERCO-reflux pump	Design gauge pressure	104,000	kpa
8-BEERCO-reflux pump	Design temperature	125,000	°C
8-BEERCO-reflux pump	Driver power	15,000	kw
8-BEERCO-reflux pump	Fluid head	70,000	m
8-BEERCO-reflux pump	Liquid flow rate	15,447	l/s
8-BEERCO-reflux pump	Speed	3600,000	rpm
8-BEERCO-reflux pump	Total weight	300	kg
8-BEERCO-reb	Area per shell	228,913	m2
8-BEERCO-reb	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
8-BEERCO-reb	Shell design temperature	130,372	°C
8-BEERCO-reb	Shell diameter	1625,000	mm
8-BEERCO-reb	Shell length	4,0000	m
8-BEERCO-reb	Total weight	19600	kg
8-BEERCO-reb	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
8-BEERCO-reb	Tube design temperature	194,300	°C
8-BEERCO-reb	Tube length extended	6,0960	m
8-BEERCO-reb	Tube outside diameter	25,400	mm
8-BEERCO-reb	Tube port diameter	1092,000	mm
9-RECTF-tower	Base material thickness	9,0002	mm
9-RECTF-tower	Design gauge pressure	104,000	kpa
9-RECTF-tower	Design temperature	130,018	°C
9-RECTF-tower	Total weight	47700	kg
9-RECTF-tower	Tray spacing	609,600	mm
9-RECTF-tower	Tray thickness	4,5001	mm
9-RECTF-tower	Vessel diameter	3,3528	m
9-RECTF-tower	Vessel tangent to tangent height	21,488	m
9-RECTF-cond	Heat transfer area	219,711	m2
9-RECTF-cond	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
9-RECTF-cond	Shell design temperature	125,000	°C
9-RECTF-cond	Shell diameter	750,000	mm
9-RECTF-cond	Shell length	6,1000	m
9-RECTF-cond	Total weight	8300	kg
9-RECTF-cond	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
9-RECTF-cond	Tube design temperature	125,000	°C
9-RECTF-cond	Tube length extended	6,0960	m
9-RECTF-cond	Tube outside diameter	25,400	mm
9-RECTF-cond acc	Base material thickness	8,0003	mm
9-RECTF-cond acc	Design gauge pressure	104,000	kpa
9-RECTF-cond acc	Design temperature	125,000	°C
9-RECTF-cond acc	Liquid volume	6,0799	m3
9-RECTF-cond acc	Total weight	2200	kg
9-RECTF-cond acc	Vacuum design gauge pressure	-20,0000	kpa
9-RECTF-cond acc	Vessel diameter	1,3716	m
9-RECTF-cond acc	Vessel tangent to tangent length	4,1148	m
9-RECTF-reflux pump	Design gauge pressure	104,000	kpa
9-RECTF-reflux pump	Design temperature	125,000	°C
9-RECTF-reflux pump	Driver power	15,000	kw
9-RECTF-reflux pump	Fluid head	70,000	m
9-RECTF-reflux pump	Liquid flow rate	16,263	l/s
9-RECTF-reflux pump	Speed	3600,000	rpm
9-RECTF-reflux pump	Total weight	310	kg
9-RECTF-reb	Area per shell	167,133	m2
9-RECTF-reb	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
9-RECTF-reb	Shell design temperature	130,018	°C
9-RECTF-reb	Shell diameter	1375,000	mm
9-RECTF-reb	Shell length	4,0000	m
9-RECTF-reb	Total weight	15000	kg
9-RECTF-reb	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
9-RECTF-reb	Tube design temperature	194,300	°C
9-RECTF-reb	Tube length extended	6,0960	m
9-RECTF-reb	Tube outside diameter	25,400	mm
9-RECTF-reb	Tube port diameter	940,000	mm
B13-HEAT	Heat transfer area	35,336	m2
B13-HEAT	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
B13-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B13-HEAT	Shell diameter	350,002	mm

B13-HEAT	Shell length	6,7000	m
B13-HEAT	Total weight	1900	kg
B13-HEAT	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
B13-HEAT	Tube design temperature	125,000	°C
B13-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B13-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B14-HEAT	Heat transfer area	332,663	m2
B14-HEAT	Shell design gauge pressure	515,000	kpa
B14-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B14-HEAT	Shell diameter	925,000	mm
B14-HEAT	Shell length	7,0000	m
B14-HEAT	Total weight	12400	kg
B14-HEAT	Tube design gauge pressure	345,000	kpa
B14-HEAT	Tube design temperature	146,000	°C
B14-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B14-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B17-HEAT	Heat transfer area	40,796	m2
B17-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B17-HEAT	Shell design temperature	146,000	°C
B17-HEAT	Shell diameter	350,002	mm
B17-HEAT	Shell length	6,7000	m
B17-HEAT	Total weight	2000	kg
B17-HEAT	Tube design gauge pressure	859,500	kpa
B17-HEAT	Tube design temperature	194,300	°C
B17-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B17-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
C3-TANK	Base material thickness	8,0003	mm
C3-TANK	Design gauge pressure	345,000	kpa
C3-TANK	Design temperature	146,000	°C
C3-TANK	Liquid volume	1,7709	m3
C3-TANK	Total weight	1000	kg
C3-TANK	Vessel diameter	1,0668	m
C3-TANK	Vessel tangent to tangent height	1,9812	m
B12-HEAT	Heat transfer area	4,8310	m2
B12-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B12-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B12-HEAT	Shell diameter	200,002	mm
B12-HEAT	Shell length	3,0000	m
B12-HEAT	Total weight	250	kg
B12-HEAT	Tube design gauge pressure	104,000	kpa
B12-HEAT	Tube design temperature	146,000	°C
B12-HEAT	Tube length extended	6,0000	m
B12-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
16-SIEVE	Base material thickness	8,0003	mm
16-SIEVE	Design gauge pressure	345,000	kpa
16-SIEVE	Design temperature	146,000	°C
16-SIEVE	Liquid volume	5,9937	m3
16-SIEVE	Total weight	2100	kg
16-SIEVE	Vessel diameter	1,0668	m
16-SIEVE	Vessel tangent to tangent height	6,7056	m
17-SIEVE	Base material thickness	8,0003	mm
17-SIEVE	Design gauge pressure	345,000	kpa
17-SIEVE	Design temperature	146,000	°C
17-SIEVE	Liquid volume	5,9937	m3
17-SIEVE	Total weight	2100	kg
17-SIEVE	Vessel diameter	1,0668	m
17-SIEVE	Vessel tangent to tangent height	6,7056	m
12-CFUGE	Bowl diameter	915,000	mm
12-CFUGE	Bowl length	2000,000	mm
12-CFUGE	Driver power	118,000	kw
12-CFUGE	Flow rate	47514,00	kg/h
12-CFUGE	Total weight	8800	kg
14-SOMIX	Conveyor flow rate	17,929	tonne/h
14-SOMIX	Conveyor length	4,0000	m
14-SOMIX	Driver power	1,5000	kw
14-SOMIX	Product density	800,003	kg/m3

14-SOMIX	Screw diameter	160,000	mm
14-SOMIX	Total weight	350	kg
15-SODRY	Flow rate	17,929	kg/h
15-SODRY	Surface area	30,000	m2
B10-HEAT	Flow rate	6627,000	kg/h
B10-HEAT	Surface area	47,592	m2
B16-HEAT	Heat transfer area	20,266	m2
B16-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B16-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B16-HEAT	Shell diameter	250,002	mm
B16-HEAT	Shell length	6,7000	m
B16-HEAT	Total weight	1200	kg
B16-HEAT	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B16-HEAT	Tube design temperature	125,000	°C
B16-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B16-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B7-HEAT	Heat transfer area	156,712	m2
B7-HEAT	Shell design gauge pressure	345,000	kpa
B7-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B7-HEAT	Shell diameter	650,000	mm
B7-HEAT	Shell length	6,7000	m
B7-HEAT	Total weight	6500	kg
B7-HEAT	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B7-HEAT	Tube design temperature	125,000	°C
B7-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B7-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
B9-HEAT	Flow rate	8215,000	kg/h
B9-HEAT	Surface area	37,198	m2
B8-HEAT	Heat transfer area	452,738	m2
B8-HEAT	Shell design gauge pressure	104,000	kpa
B8-HEAT	Shell design temperature	125,000	°C
B8-HEAT	Shell diameter	1075,000	mm
B8-HEAT	Shell length	7,0000	m
B8-HEAT	Total weight	16200	kg
B8-HEAT	Tube design gauge pressure	515,000	kpa
B8-HEAT	Tube design temperature	125,000	°C
B8-HEAT	Tube length extended	6,0960	m
B8-HEAT	Tube outside diameter	25,400	mm
D4-PUMP	Design gauge pressure	345,000	kpa
D4-PUMP	Design temperature	125,000	°C
D4-PUMP	Driver power	2,2200	kw
D4-PUMP	Fluid head	7,2463	m
D4-PUMP	Fluid viscosity	0,4522	mpa-s
D4-PUMP	Liquid flow rate	14,525	l/s
D4-PUMP	Speed	3600,000	rpm
D4-PUMP	Total weight	200	kg
B5-HEATV	Flow rate	128270,00	kg/h
B5-HEATV	Surface area	1106,960	m2
B6-HEATV	Flow rate	89092,00	kg/h
B6-HEATV	Surface area	1264,570	m2