Proyecto Fin de Máster

Ingeniería Ambiental

Estudio técnico, económico y ambiental del proceso de producción de bioetanol a partir de la Fracción Orgánica de Residuos Sólidos Urbanos

Autor:	Miguel Ángel Clavijo Macías
Tutores:	Fernando Vidal Barrero
	Ricardo Arjona Antolín
Tutor externo:	José Caraballo Bello

Dep. Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018

Proyecto Fin de Máster

Ingeniería Ambiental

Estudio técnico, económico y ambiental del proceso de producción de bioetanol a partir de la Fracción Orgánica de Residuos Sólidos Urbanos

Autor:

Miguel Ángel Clavijo Macías

Tutores:

Fernando Vidal Barrero

Ricardo Arjona Antolín

Profesor Titular

José Caraballo Bello

Titular ponente

Departamento de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018

Proyecto Fin de Máster: Estudio técnico, económico y ambiental del proceso de producción de bioetanol a partir de la Fracción Orgánica de Residuos Sólidos Urbanos

Autor: Miguel Ángel Clavijo Macías

Tutores: Fernando Vidal Barrero

Ricardo Arjona Antolín

Tutor externo: José Caraballo Bello

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2018.

El Secretario del Tribunal

A mi familia.

A mis profesores.

Agradecimientos

Me detengo en estas líneas para agradecer, en primer lugar, a mis padres, por su apoyo incondicional y ayudarme a seguir creciendo en búsqueda de mis objetivos. A mi hermano, por sus consejos y ejemplo de trabajo y sacrificio. A mi novia, por acompañarme y enseñarme a no desistir.

Agradecer a mis profesores y tutores por la ayuda y el apoyo recibido. También agradecer a todos los profesores que he tenido durante el transcurso de mis estudios, por enseñarme los conocimientos y nociones que hoy poseo.

Agradecer a mis amigos y compañeros.

Resumen

El desarrollo económico y el crecimiento de la población son una de las principales causas de la generación excesiva de residuos, provocando problemáticas en cuanto a la gestión sostenible de los mismos. Debido a estos, las normativas vigentes en esta materia marcan unos objetivos más exigentes, con el fin de minimizar los impactos medioambientales y llevar a cabo una economía circular y eficiente de los recursos. Este contexto demanda la búsqueda de soluciones alternativas para lograr los objetivos marcados.

En este marco, el objetivo del presente proyecto es profundizar en el estudio y desarrollo de vías de valorización de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos, en concreto en su valorización a etanol, aprovechando esta materia prima para la obtención de un producto comercializable y útil como combustible o en la industria química.

Se ha llevado a cabo una revisión bibliográfica para desarrollar un planteamiento de dos alternativas de producción de etanol a partir de la FORSU, teniendo en cuenta aspectos técnicos, económicos y ambientales. En dichas alternativas, se lleva a cabo un procesamiento de la FORSU mediante diferentes tratamientos para obtener etanol por vía fermentativa.

Para cada una de las alternativas planteadas se ha desarrollado el balance de materia, balance de energía, estudio económico y balance de emisiones de CO2, con el fin de llevar a cabo una comparativa entre ambos procesos y entre el caso de referencia utilizado. Estableciendo las conclusiones respecto a que procesos son los más adecuados para este tipo de materia prima y cuáles son los trabajos y enfoques necesarios para seguir desarrollando esta tecnología.

Índice

Agradecimientos ix

Resumen xi

Índice xiii

Índice de Tablas xvii

Índice de Figuras xxii

Lista de Abreviaturas xxiv

1. ANTECEDENTES, OBJETIVO Y ALCANCE 1

1.1. OBJETIVOS 2

1.2. ALCANCE 3

2. INTRODUCCIÓN 6

2.1. NORMATIVA 8

2.1.1. Directiva 2008/98/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, sobre los residuos y por la que se derogan determinadas Directivas. “Directiva de Residuos” 8

2.1.2. Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados 10

2.1.3. Ley 2/2011, de 4 de marzo, de Economía Sostenible 11

2.1.4. Economía circular 11

2.1.5. Plan Estatal Marco de Gestión de Residuos (PEMAR) 12

2.1.6. Decreto 397/2010, de 2 de noviembre, por el que se aprueba el Plan Director Territorial de Residuos No Peligrosos de Andalucía 2010-2019. 13

2.2. FORSU 14
2.3. BIOCOMBUSTIBLES 18
2.3.1. Etanol 18
3. METODOLOGÍA 20
3.1. Revisión bibliográfica 20
3.2. Definición del proceso 20
3.3. Balance de materia 20
3.4. Estudio económico 21
3.5. Estudio medioambiental – inventario de emisiones GEI 21
4. TECNOLOGÍA DE CONVERSIÓN DE FORM EN ETANOL 23
4.1. RUTA BIOQUÍMICA (O VÍA FERMENTATIVA) DE CONVERSIÓN DE MATERIA ORGÁNICA EN ETANOL 23
4.1.1. Pretratamientos 26
4.1.2. Hidrólisis Enzimática y Fermentación 34
4.1.3. Destilación y Deshidratación 38
5. DISEÑO DE PROCESO 41
5.1. JUSTIFICACIÓN DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS 41
5.2. DEFINICIÓN DE LAS ALTERNATIVAS Y CASO DE REFERENCIA 45
5.2.1. Alternativa 1 45
5.2.2. Alternativa 2 54
5.2.3. Caso de Referencia 60
6. ANÁLISIS TÉCNICO DE ALTERNATIVAS 63
6.1. BALANCE DE MATERIA 63
6.1.1. Materia prima 64

6.1.2. ALTERNATIVA 1 66
6.1.3. ALTERNATIVA 2 72
6.1.4. Resultado final de las alternativas planteadas 74
6.1.5. Balances de Carbono 75
6.2. BALANCE DE ENERGÍA 80
6.2.1. Simulación Aspen Plus 80
6.2.2. Balance de Energía ALTERNATIVA 1 81
6.2.3. Balance de Energía ALTERNATIVA 2 88
6.3. EVALUACIÓN TÉCNICA Y COMPARATIVA 91
6.3.1. Comparativa Cualitativa 91
6.3.2. Comparativa Cuantitativa 94
7. ANÁLISIS ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS 97
7.1. RESULTADO DE LOS CASOS 97
7.2. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y COMPARATIVA 98
8. ANÁLISIS MEDIOAMBIENTAL DE ALTERNATIVAS 105
8.1. INVENTARIO DE EMISIONES 105
8.2. EVALUACIÓN MEDIOAMBIENTAL Y COMPARATIVA 107
9. CONSIDERACIONES FINALES 109
9.1. RESUMEN COMPARATIVO DE RESULTADOS 109
9.2. CONCLUSIONES 112
9.3. TRABAJOS FUTUROS 114
REFERENCIAS 116
ANEXOS 120
DIAGRAMA DE BLOQUES 120

BALANCE DE MATERIA 123

BALANCE DE ENERGÍA 136

ANÁLISIS ECONÓMICO 139

INVENTARIO AMBIENTAL CASO DE REFERENCIA 150

Índice de Tablas

Tabla 1: Tabla de composición de RSU producidos en España. [18] 15

Tabla 2: Características de diferentes muestras de FORSU. [26] 16

Tabla 3: Porcentaje de humedad y Orgánicos Fermentables de los RSU. [4] 17

Tabla 4: Composición de HFW (Residuos Domésticos de Comida). [15] 17

Tabla 5: Condiciones del proceso de prehidrólisis ácida. 27

Tabla 6: Condiciones del proceso de Neutralización Parcial. 29

Tabla 7: Condiciones del proceso de Explosión de Vapor. 31

Tabla 8: Condiciones del proceso de Pretratamiento AFEX. 31

Tabla 9: Rendimientos de hidrólisis de diferentes pretratamientos. [19] 33

Tabla 10: Condiciones proceso HSF. 36

Tabla 11: Condiciones proceso SFS 37

Tabla 12: Comparación rendimientos del proceso. Referencias. 38

Tabla 13: Cantidad de entrada de RSU al ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 64

Tabla 14: Composición de HFW (Residuos Domésticos de Comida). [15] 65

Tabla 15: Composición de los RSU y rendimientos de las etapas del ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 66

Tabla 16: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1. Composición FORSU. Fuente: Elaboración propia. 67

Tabla 17: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1 – 18% Degradación. Fuente: Elaboración propia. 69

Tabla 18: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1 – 30% Degradación. Fuente: Elaboración propia. 70

Tabla 19: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1 – 66% Degradación. Fuente: Elaboración propia. 71
Tabla 20: Composición de los RSU y rendimientos de las etapas del ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 72
Tabla 21: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 2.Composición FORSU. Fuente: Elaboración propia. 73
Tabla 22: Balance de Carbono ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 76
Tabla 23: Balance de Carbono escape de combustión ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 77
Tabla 24: Balance de Carbono ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 78
Tabla 25: Balance de Carbono escape de combustión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia..... 79
Tabla 26: PCI componentes de la fracción sólida ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 81
Tabla 27: PCI fracción sólida ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 81
Tabla 28: PCI componentes de biogás ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 82
Tabla 29: PCI CH4 ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 82
Tabla 30: PCI componentes de lodos ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 82
Tabla 31: PCI lodos ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 82
Tabla 32: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 83
Tabla 33: Poder calorífico y electricidad ALTERNATIVA 1 Aspen Plus. Fuente: Elaboración propia..... 84
Tabla 34: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. ... 85
Tabla 35: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1 – 18% degradación. Fuente: Elaboración propia..... 86
Tabla 36: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1 – 18% degradación. Fuente: Elaboración propia. 86

Tabla 37: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1 – 30% degradación. Fuente: Elaboración propia..... 87
Tabla 38: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1 – 30% degradación. Fuente: Elaboración propia. 87
Tabla 39: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1 – 66% degradación. Fuente: Elaboración propia..... 87
Tabla 40: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1 – 66% degradación. Fuente: Elaboración propia. 88
Tabla 41: PCI componentes de la fracción sólida ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 88
Tabla 42: PCI fracción sólida ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 88
Tabla 43: PCI componentes de biogás ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia..... 89
Tabla 44: PCI CH4 ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 89
Tabla 45: PCI componentes de lodos ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 89
Tabla 46: PCI lodos ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 89
Tabla 47: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 90
Tabla 48: Poder calorífico y electricidad ALTERNATIVA 2 Aspen Plus. Fuente: Elaboración propia..... 90
Tabla 49: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. ... 91
Tabla 50: Comparativa Técnica Cualitativa. Fuente: Elaboración propia..... 94
Tabla 51: Comparativa Técnica Cuantitativa. Fuente: Elaboración propia..... 95
Tabla 52: Comparativa económica. Fuente: Elaboración propia. 98
Tabla 53: Inventario de emisiones ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 106
Tabla 54: Inventario de emisiones ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 106
Tabla 55: Comparativa Ambiental. Emisiones de CO2. Fuente: Elaboración propia. 107
Tabla 56: Resumen Comparativo de Resultados. Fuente: Elaboración propia. 109
Tabla 57: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 124
Tabla 58: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 125

Tabla 59: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 126

Tabla 60: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 127

Tabla 61: Balance en moles de la etapa de Digestión Anaerobia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 128

Tabla 62: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 129

Tabla 63: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 130

Tabla 64: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 131

Tabla 65: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 132

Tabla 66: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 133

Tabla 67: Balance en moles de la etapa de Digestión Anaerobia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 134

Tabla 68: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 135

Tabla 69: Simulación Aspen Plus ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 137

Tabla 70: Simulación Aspen Plus ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 138

Tabla 71: TCI ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 139

Tabla 72: Estimación Inversión ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia 140

Tabla 73: Estimación Inversión ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia 141

Tabla 74: Coste Operación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 142

Tabla 75: Ingresos ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 142

Tabla 76: TCI ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia..... 143

Tabla 77: Estimación Inversión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia 144

Tabla 78: Estimación Inversión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia 145

Tabla 79: Estimación Inversión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia 146

Tabla 80: Coste Operación ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 147

Tabla 81: Ingresos ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia..... 147

Tabla 82: Modelo Financiero ALTERNATIVA 1 – Sin degradación. Fuente: Elaboración propia. 148

Tabla 83: Modelo Financiero ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia..... 148

Tabla 84: Modelo Financiero Caso de referencia. Fuente: Elaboración propia. 149

Tabla 85: Emisiones Cultivo Caso de Referencia. [27] 150

Tabla 86: Emisiones Transporte Caso de Referencia. [27] 150

Tabla 87: Emisiones Reactivos Caso de Referencia. [27]..... 150

Índice de Figuras

Ilustración 1: Jerarquía de residuos. 9

Ilustración 2: Diagrama de Bloques producción de Etanol a partir de FORSU. Fuente: Elaboración propia..... 24

Ilustración 3: Diagrama de bloques Pretratamiento Ácido Diluido. [19]..... 28

Ilustración 4: Proceso HSF CIEMAT. [6]..... 36

Ilustración 5: Proceso SSF CIEMAT. [6] 37

Ilustración 6: Diagrama de bloques proceso de Deshidratación. Fuente: Elaboración propia. ... 39

Ilustración 7: Diagrama de Bloques proceso Destilación y Deshidratación. [12]..... 40

Ilustración 8: Diagrama de Bloques ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 43

Ilustración 9: Diagrama de Bloques ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia..... 43

Ilustración 10: Pretratamiento hidrólisis Ácida ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 45

Ilustración 11: Separación Sólido/Líquido ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. ... 46

Ilustración 12: Neutralización Parcial ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 47

Ilustración 13: Separación del precipitado ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 48

Ilustración 14: Separada Hidrólisis y Fermentación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 49

Ilustración 15: Decantación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 50

Ilustración 16: Digestión Anaerobia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 51

Ilustración 17: Destilación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 52

Ilustración 18: Separada Hidrólisis y Fermentación. 1º Etapa. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 54

Ilustración 19: Decantación. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 55

Ilustración 20: Tratamiento de Hidrólisis Ácida. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 56
Ilustración 21: Separación Sólido / Líquido. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 57
Ilustración 22: Neutralización parcial. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 57
Ilustración 23: Separación precipitado de la fracción líquida. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 58
Ilustración 24: Separada Hidrólisis y Fermentación. 2º Etapa. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 58
Ilustración 25: Decantación. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 59
Ilustración 26: Diagrama de bloques. Caso de referencia. [27] 61
Ilustración 27: Diagrama de bloques. Caso de referencia. Fuente: Elaboración propia. 62
Ilustración 28: Diagrama de bloques caldera y turbina de vapor ALTERNATIVA 1 Aspen Plus. Fuente: Elaboración propia. 80
Ilustración 29: Diagrama de flujo de caldera ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia. 83
Ilustración 30: Diagrama de flujo turbina de extracción ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 84
Ilustración 31: Comparativa Producción Alternativas. Fuente: Elaboración propia. 110
Ilustración 32: Comparativa Rendimientos de Producción. Fuente: Elaboración propia..... 110
Ilustración 33: Comparativa Tasa Interna de Retorno (TIR). Fuente: Elaboración propia 110
Ilustración 34: Comparativa coste total m^3. Fuente: Elaboración propia 111
Ilustración 35: Comparativa económica. Fuente: Elaboración propia. 111
Ilustración 36: Comparativa emisiones CO2 / litro etanol. Fuente: Elaboración propia..... 111
Ilustración 37: Diagrama de Bloques ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia..... 121
Ilustración 38: Diagrama de bloques ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia. 122

Lista de Abreviaturas

FORM	Fracción Orgánica de Residuos Sólidos Urbanos.
RSU	Residuos Sólidos Urbanos.
SSF	Sacarificación y Fermentación Simultáneas.
PEMAR	Plan Estatal de Gestión de Residuos.
PNRU	Plan Nacional de Residuos Urbanos.
HFW	Household Food Waste.
CIEMAT	Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas.
HSF	Separada Hidrólisis y Fermentación.
TIR	Tasa Interna de Retorno.
VAN	Valor Actual Neto.
GEI	Gases Efecto Invernadero
TCI	Inversión Total de Capital

1. ANTECEDENTES, OBJETIVO Y ALCANCE

La creciente generación de Residuos Sólidos Urbanos debida al modelo actual de desarrollo económico dificulta la adecuada gestión de los mismos, para la minimización de los impactos que su deposición o eliminación causan en el medio ambiente.

El concepto de economía circular (Prevención, Reutilización, Reciclado, **Valorización**, Eliminación) debe ser desarrollado y estudiado en cada una de sus etapas, de manera que se encuentren soluciones para el adecuado manejo y aprovechamiento de los residuos y, como consecuencia, la minimización de los impactos contaminantes.

La directiva 2008/98/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, sobre los residuos y por la que se derogan determinadas Directivas, establece una jerarquía de operaciones de tratamiento de residuos en la que la valorización material tiene preferencia sobre la valorización energética y esta, sobre la eliminación en vertedero.

En este marco, el objetivo del presente proyecto es el estudio e investigación del estado del arte en relación a la valorización energética de los Residuos Sólidos Urbanos, específicamente Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos y, como alternativa, su conversión en etanol que puede ser usado como combustible o incluso materia prima en la industria química.

Actualmente, apenas existen experiencias industriales o demostrativas de esta alternativa de valorización. Por ello, se recurre a documentación bibliográfica con el objeto de definir cuáles son las etapas más eficientes en el proceso de producción de etanol a partir del aprovechamiento de RSU.

1.1. OBJETIVOS

El objetivo del proyecto es analizar la tecnología de valorización de la fracción orgánica de los RSU mediante su transformación en etanol por ruta bioquímica desde un punto de vista técnico, económico y medioambiental.

Para alcanzar este objetivo final se incluyen los siguientes objetivos parciales:

- Estudio bibliográfico de las tecnologías disponibles.
- Definición de los procesos estudiados.
- Desarrollo de un balance de materia y energía.
- Valoración económica de las inversiones, operación y rentabilidad.
- Inventario de emisiones de gases de efecto invernadero.

Ante la incertidumbre del funcionamiento de las tecnologías, especialmente ante la posible degradación de los azúcares libres presentes en la materia orgánica, ya que no están implantadas y no se dispone de información real de los procesos, se desarrolla todo el estudio para dos alternativas de proceso con el objeto de llevar a cabo un análisis comparativo para la extracción de conclusiones y propuestas de mejora, haciendo las consideraciones pertinentes.

Los diferentes rendimientos se han establecido según datos de bibliografía específica de trabajos de este tipo de materia prima, y se ha supuesto la posible degradación de azúcares reducidos en diferentes niveles en los procesos más agresivos.

1.2. ALCANCE

Dentro del alcance, se ha realizado una revisión exhaustiva de la normativa vigente aplicada a este tipo de residuos, de su caracterización química, necesaria para el modelado de las reacciones de conversión para obtener el balance de materia, y de los procesos de tratamiento más eficientes para la obtención de mayores rendimientos de producción, que se aplicarán a la materia prima.

Las principales fuentes bibliográficas en las que se apoya dicho estudio son; trabajos a escala de laboratorio aplicados a diferentes muestras de FORSU de los que se estudian los diferentes rendimientos de los procesos aplicados a dicha escala; trabajos sobre el proceso de conversión de FORSU para obtener etanol, y estudios tecno-económicos aplicados a nivel industrial de procesos similares aplicados a materia lignocelulósica, que proporcionan información sobre los aspectos más técnicos e ingenieriles de cara al escalado industrial, e información económica, ya que estos procesos están implantados a mayores escalas, que en nuestro caso se extrapolan para las particularidades del FORSU

La producción de etanol a partir de RSU es un proceso que no está desarrollado industrialmente, por lo que, para el estudio y análisis de alternativas tecnológicas de producción, son necesarias las suposiciones pertinentes para el cálculo de balance de materia y energía, así como el apoyo en procesos tecnológicos similares más desarrollados, como la conversión de materia lignocelulósica, teniendo en cuenta las posibilidades de nuestra materia prima en cuanto a rendimientos de producción.

El alcance del proyecto abarca el planteamiento y análisis técnico, económico y ambiental de dos alternativas de producción de etanol a partir de RSU. Para una de estas alternativas se consideran diferentes porcentajes de degradación de solubles debido a las condiciones del proceso. Se lleva a cabo una comparativa entre las alternativas planteadas, y se compara con un caso de referencia que considera biomasa lignocelulósica (paja de maíz) como materia prima, con el fin de extraer conclusiones y propuestas de mejora.

- Estudio Técnico.
    - Balance de materia y energía en base a datos bibliográficos. Los balances de materia se realizan a nivel de hoja de cálculo, se consideran las reacciones de conversión de las moléculas principales, sin desarrollarse un modelado de las reacciones biológicas a nivel de detalle. Las eficiencias particulares de los procesos se han tomado en base a datos bibliográficos.

      Las secciones más estándar no se han modelado, como la destilación y el tratamiento de aguas residuales, y se han considerado simplemente para el cálculo económico, sin entrar en el detalle de los balances.
    - Balance de energía con Apen Plus. En base a los consumos energéticos estimados por el proceso, tanto de energía eléctrica como de vapor y de las corrientes de residuos obtenidas con valor energético, tanto de sólidos como de biogás. Se desarrolla un modelo sencillo de Aspen Plus de una instalación de combustión de residuos y generación de vapor y electricidad.

- Estudio económico.
    - Inversiones en base a estimaciones de referencias bibliográficas de estudios similares.
    - Estudio de rentabilidad sencillo en base a proyección de flujos de caja.
- Estudio Ambiental.
    - Inventario de emisiones en base a los resultados de los balances de materia y energía.

El alcance de la instalación objeto de estudio, sería el desarrollo del balance de materia de las diferentes etapas de tratamiento de FORSU para su conversión a etanol, en base a las consideraciones apoyadas en fuentes bibliográficas, así como la simulación mediante el programa

Aspen Plus del balance de energía de la caldera de combustión para la obtención de las líneas de vapor y electricidad necesarias en el proceso.

La estimación económica de cada uno de los equipos y coste de operación, en base a referencias bibliográficas, y el inventario ambiental de emisiones a partir de los flujos de materia y los factores de emisión asociados a los mismos.

2. INTRODUCCIÓN

En la actualidad, la excesiva producción de Residuos Sólidos Urbanos está causando serios problemas en el medio ambiente tanto por el incremento de las cantidades como por la acumulación de estos en zonas desarrolladas. La mala gestión de los mismos provoca impactos medioambientales tales como la descontrolada emisión de gases efecto invernadero, contaminación de aguas subterráneas y/o superficiales, así como la escasez de áreas disponibles para la adecuada deposición.

En países desarrollados, el crecimiento de la población, la expansión urbana y el desarrollo tecnológico contribuyen a la generación masiva de dichos residuos.

Tanto la necesidad de llevar a cabo una gestión limpia y sostenible de los RSU, como el agotamiento de los recursos naturales por el consumo desmedido de materias primas, ha provocado la preocupación y la búsqueda de soluciones, las cuales principalmente promueven el reciclado y la conversión de los mismos a energía y productos químicos valorizables.

Existen procesos de valorización biotecnológicos (compostaje, digestión anaeróbica, fermentación…) y termoquímicos (pirolisis, gasificación, esterilización …).

Definición de "residuo", según la Ley 22/2011 de 28 de julio de residuos y suelos contaminados, como: "cualquier sustancia u objeto del cual su poseedor se desprenda o tenga la obligación de desprenderse en virtud de las disposiciones nacionales vigentes".

Una gestión eficiente de los residuos generados comienza por la adecuada clasificación y separación dependiendo del origen y propiedades (residuos orgánicos, papel y cartón, plásticos, vidrios, residuos peligrosos, residuos industriales…), y concluye con los procesos de tratamiento necesarios para el reciclado y valorización de los mismos.

En la actualidad, existen diferentes plantas de tratamiento y clasificación de residuos; plantas de reciclado, plantas de compostaje, plantas de digestión anaerobia, vertederos… El presente

proyecto se va a centrar en el desarrollo de plantas para la valorización de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU), en la búsqueda de soluciones alternativas para la gestión sostenible de este tipo de residuos.

La FORSU está constituida por los desperdicios de cocina, excedentes alimentarios, alimentos en mal estado… procedentes de los residuos domésticos. El gran contenido de humedad de los mismos dificulta la adecuada gestión debido a la formación de lixiviados en los vertederos, lo que provoca serios impactos medioambientales. Por lo que es necesaria su valorización o eliminación evitando así su deposición.

Este tipo de residuo orgánico puede ser combustionado con el objeto de aprovechar su PCI para la generación de electricidad, o puede ser eliminado mediante procesos de digestión o compostaje.

El objetivo del presente trabajo es profundizar en el estudio y desarrollo de vías de valorización de la FORSU a etanol, en búsqueda de soluciones para alcanzar una gestión eficiente y sostenible, cumpliendo con los objetivos políticos y medioambientales

Por ello se analiza a continuación el marco normativo de la gestión de residuos y los objetivos para alcanzar una economía sostenible y respetuosa con el medio ambiente. Centrándonos principalmente en la valorización de residuos, en concreto, residuos orgánicos.

2.1. NORMATIVA

La normativa medioambiental tiene una enorme repercusión en las políticas que determinan la gestión de residuos y, por lo tanto, la gestión que finalmente es implementada. Por ello se hace a continuación un listado y explicación de la normativa de aplicación que más afecta.

Desde las directivas europeas se establecen jerarquías en las técnicas de tratamiento de residuos, y en todo momento hay capítulos específicos para los biorresiduos que promueven la valorización de éstos, en la búsqueda de alternativas de aprovechamiento de residuos como el objeto del presente proyecto. Estas directivas son traspuestas por los estados miembros, en el caso de España a través de los Reales Decretos y en los Planes Directores de Gestión de Residuos, que a nivel nacional y autonómico planifican y orientan los modelos de gestión que finalmente se desarrollan.

Toda la normativa en materia de planificación medioambiental tiene un claro espíritu de promoción de las técnicas de recogida segregada y tratamiento de valorización de los biorresiduos.

2.1.1. Directiva 2008/98/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, sobre los residuos y por la que se derogan determinadas Directivas. "Directiva de Residuos".

Directiva 2008/98/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, sobre los residuos y por la que se derogan determinadas Directivas.

Se establecen medidas para la protección del medio ambiente y la salud humana mediante la prevención o la reducción de los impactos derivados de la generación de residuos, la reducción de los impactos globales del uso de recursos y la mejora de la eficiencia de dicho uso.

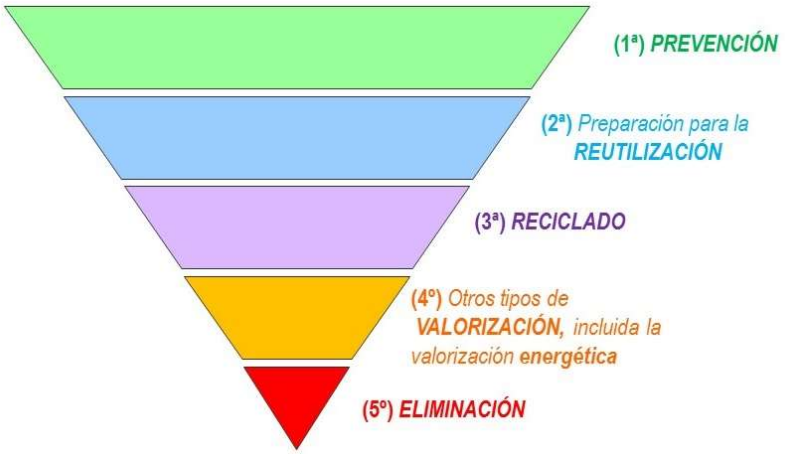

Ilustración 1: Jerarquía de residuos.

Se establece una jerarquía de residuos, estableciendo prioridades en la legislación y la política sobre la prevención y la gestión de los mismos.

- Prevención.
- Preparación para la reutilización.
- Reciclado.
- Otro tipo de valorización, por ejemplo, la valorización energética.
- Eliminación.

Se adoptarán las medidas para asegurar el mejor resultado medioambiental global, requiriendo que determinados flujos de residuos queden fuera de la jerarquía cuando esté justificado por un enfoque de ciclo de vida.

En cuanto a la valorización de los residuos, objeto del presente proyecto, los estados miembros adoptarán las medidas necesarias para garantizar que estos se sometan a operaciones de valorización. Además, cuando sea necesario para facilitar o mejorar el proceso se recogerán por separado si resultase viable técnica, medioambiental y económicamente, y no se mezclarán con otros residuos u otros materiales con propiedades diferentes.

Para alcanzar los objetivos de la presente Directiva, y avanzar hacia una sociedad europea del reciclado con un alto nivel de eficiencia de los recursos, los Estados miembros deberán adoptar las medidas necesarias para garantizar que se logra:

- Antes de 2020, deberá aumentarse como mínimo hasta un 50% global de su peso la preparación para la reutilización y el reciclado de residuos de materiales tales como, al menos, el papel, los metales, el plástico y el vidrio de los residuos domésticos y posiblemente de otros orígenes en la medida en que estos flujos de residuos sean similares a los residuos domésticos.
- Antes de 2020, deberá aumentarse hasta un mínimo del 70% de su peso la preparación para la reutilización, el reciclado y otra valorización de materiales, incluidas las operaciones de relleno que utilicen residuos como sucedáneos de otros materiales, de los residuos no peligrosos procedentes de la construcción y de las demoliciones, con exclusión de los materiales presentes de modo natural definidos en la categoría 17 05 04 de la lista de residuos.

Esta directiva motiva el desarrollo e implementación de tecnologías como el objeto de este proyecto, basado en el tratamiento de la materia orgánica, para conseguir una mejor valorización de esta fracción.

2.1.2. Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados

Es la transposición en el Estado Español de la Directiva de Residuos de 2008 de la CE. El objetivo de esta ley es regular la gestión de los residuos, llevando a cabo medidas para la prevención de su generación y mitiguen los impactos adversos sobre la salud humana y el medio ambiente, mejorando la eficiencia en el uso de los recursos. Además de regular el régimen jurídico de los suelos contaminados.

Existen condiciones para que determinado tipo de residuos que han sido sometidos a operaciones de valorización puedan dejar de ser considerados como tales:

- Que las sustancias u objetos resultantes se usen habitualmente para finalidades específicas.
- Que exista un mercado o una demanda para dichas sustancias u objetos.
- Que las sustancias u objetos resultantes cumplan los requisitos técnicos para finalidades específicas, la legislación existente y las normas aplicables a los productos.
- Que el uso de la sustancia u objeto resultante no genere impactos adversos para el medio ambiente o la salud.

2.1.3. Ley 2/2011, de 4 de marzo, de Economía Sostenible

El objeto es introducir en el ordenamiento jurídico las reformas estructurales necesarias para crear condiciones que favorezcan un desarrollo económico sostenible.

"Promoción de las energías limpias, reducción de emisiones y eficaz tratamiento de residuos. Las Administraciones Públicas adoptarán políticas energéticas y ambientales que compatibilicen el desarrollo económico con la minimización del coste social de las emisiones y de los residuos producidos y sus tratamientos."

2.1.4. Economía circular

En los últimos años se ha planteado un nuevo enfoque de la política sobre residuos.

La economía circular como nuevo paradigma económico y social, englobando aspectos tales como la reducción del consumo de materia primas, la transformación de residuos en materias primas secundarias, reutilización y reciclaje, minimización de vertidos, reducción del consumo energético y de los recursos hídricos… El concepto de Economía Circular está implícito en la Estrategia Europea 2020, con el objetivo de lograr una "hoja de ruta hacia una Europa sostenible"

de cara a 2050. Una economía respetuosa que haya crecido con las restricciones de recursos y con los límites del planeta.

En mayo de 2018, se aprueba el paquete de medidas que modifican la directiva de vertederos, la de envases y la de residuos, estableciendo objetivos concretos y más ambiciosos respecto al reciclaje, la valorización, el vertido final, los biorresiduos …

2.1.5. Plan Estatal Marco de Gestión de Residuos (PEMAR)

El Plan Estatal de Gestión de Residuos (PEMAR), contiene las estrategias y medidas a seguir para lograr los objetivos nacionales en materia de gestión de residuos.

Se establecen una serie de objetivos entre los que destacan los siguientes: [28]

- Alcanzar el 50% de preparación para la reutilización y el reciclado en 2020.
- En 2020, la valorización energética podría alcanzar hasta el 15% de los residuos municipales generados, mediante: la preparación de combustibles, el uso de residuos en instalaciones de incineración de residuos o en instalaciones de coincineración de residuos.
- Limitar la valorización energética a los rechazos procedentes de instalaciones de tratamiento y a materiales no reciclables.
- Incrementar la valorización energética del material bioestabilizado generado en instalaciones de incineración y coincineración
- En 2016, cumplir con el objetivo de reducción del vertido de residuos biodegradables (reducir en 12 puntos porcentuales el vertido de este tipo de residuos desde 2012).
- No depositar en vertedero residuos municipales sin tratar.
- En 2020, limitar el vertido del total de los residuos municipales generados al 35%.

2.1.6. Decreto 397/2010, de 2 de noviembre, por el que se aprueba el Plan Director Territorial de Residuos No Peligrosos de Andalucía 2010-2019.

El Plan Director Territorial de Gestión de Residuos no Peligrosos de Andalucía tiene como objetivo principal lograr que la futura gestión de los residuos no peligrosos en la Comunidad Autónoma proporcione un servicio de calidad a la ciudadanía, tratando de homogeneizar al máximo el coste de dicha gestión en todo el territorio y con unos niveles de protección medioambiental lo más elevados posibles.

Este objetivo principal se plasma a través de una serie de objetivos generales o directrices, entre las que cabe destacar:

- Aseguramiento de la correcta gestión ambiental de los residuos no peligrosos en el territorio andaluz.
- Reducción de la contribución al cambio climático de los gases de efecto invernadero producidos en la generación y gestión de los residuos.
- Mejora de la recogida selectiva de las diversas fracciones que componen los residuos, incluyendo la orgánica biodegradable.
- Definición de nuevos modelos de gestión de residuos no peligrosos, con establecimiento de objetivos específicos de reciclado y valorización, así como acciones concretas para cada tipología de residuos.
- Definición de las tecnologías de tratamiento más adecuadas para cada tipo de residuo, contemplando su viabilidad técnica y económica.
- Aprovechamiento de las diversas fracciones procedentes de los residuos mediante su valorización material o energética. Fomento del mercado de productos reciclados.

2.2. FORSU

En este apartado se va a definir la composición de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU), la cual es la materia prima útil del proceso de producción de etanol del presente proyecto.

Es fundamental la caracterización detallada y concreta de la misma para poder diseñar el proceso y estimar la productividad del mismo, ya que no todos los componentes de la FORSU pueden ser fermentados a etanol. Por el tipo de tecnología que vamos a considerar y por el alcance del proyecto, es precisa la caracterización de la composición química de la fracción orgánica.

Una de las principales características de los RSU es su heterogeneidad, la cual dificulta la fiabilidad del proceso de producción al no ser una materia prima homogénea. En el proceso de producción de etanol por vía bioquímica se fermentan los azúcares presentes en la FORSU para obtener el producto objetivo, por lo que los rendimientos del proceso dependen de la cantidad de estos azúcares en la materia prima que entra en planta, así como la presencia de otras sustancias que pueden tener un carácter inhibidor en los procesos biológicos.

Se ha recopilado información de diferentes fuentes bibliográficas para la definición de la corriente de FORSU que será la materia prima del proceso de producción.

En una planta que opera en continuo y que debe dar respuesta a un problema, es necesario tener en cuenta las variaciones estacionales, ya que podrían modificar la selección de alternativas por no poder operar correctamente en determinadas situaciones.

Según el Plan Nacional de Residuos Urbanos (PNRU), la producción media en España de los distintos componentes de los residuos urbanos es: [18]

Composición RSU	
Materia Orgánica	44,06%
Papel y cartón	21,18%
Plásticos	10,59%
Vidrios	6,93%
Metales férricos y no férricos	4,11%
Maderas	0,96%
Otros	12,17%

Tabla 1: Tabla de composición de RSU producidos en España. [18]

Los RSU están constituidos principalmente por materia orgánica, papel, plástico, cristal, metales, y otros desperdicios recogidos por las autoridades competentes, producidos en hogares, oficinas, instituciones y establecimientos comerciales. Se puede decir que existe una proporción inversa entre el nivel de desarrollo de una sociedad, y la cantidad de materia orgánica existente en sus residuos, de forma que en países de bajos nivel económico la materia orgánica puede representar más del 60% de los RSU. [4]

Según el artículo [4], los componentes lignocelulósicos constituyen sobre el 50% de los residuos sólidos vertidos en las áreas de estudios llevadas a cabo en dicha fuente de información.

La materia lignocelulósica, constituida por lignina, celulosa y hemicelulosa, es la composición de la FORSU en la cual se encuentran los azúcares fermentables a etanol.

La celulosa es un polímero formado por unidades de glucosa, por lo que es una fuente útil de azúcares fermentables a etanol. El material celulósico es poco accesible, ya que se encuentra mezclado en una sólida matriz con otros compuestos como la lignina. La celulosa es un polisacárido compuesto exclusivamente de moléculas de glucosa, mientras que la hemicelulosa está compuesta por más de un tipo de monómero, fundamentalmente xilosa, arabinosa, galactosa, manosa, glucosa y ácido glucurónico.

En cuanto a la hemicelulosa, su polímero más común es el xilano, el cual puede ser hidrolizado a xilosa que es fermentable a etanol. [17] Hay aspectos importantes en la estructura y composición de la hemicelulosa, tal como la carencia de cristanilidad, un alto grado de ramificaciones y la

presencia de grupos acetilo conectados a la cadena polimérica. La fermentación de xilosa no es una tecnología 100% madura.

Los azúcares libres que están contenidos en la FORSU, son glucosa y fructosa, monosacáridos con la misma fórmula empírica, pero con diferente estructura. Además de sacarosa, disacárido formado por la unión de una molécula de fructosa y otra de glucosa.

Compuestos como aceites y grasas, proteínas, lignina… que constituyen la FORSU, no son convertidos a compuestos más simples debido a que presentan estructuras de mayor complejidad y difícil acceso a algunos componentes. Esta materia no convertida es combustionada en caldera para la generación del calor necesario para la producción de vapor de proceso y electricidad.

De acuerdo a su composición química, la FORSU se puede clasificar de la siguiente forma: [2]

- Solubles en agua, tales como azúcares, féculas, aminoácidos, y diversos ácidos orgánicos.
- Hemicelulosa, un producto de condensación de azúcares con cinco y seis carbonos.
- Celulosa, un producto de condensación de glucosa con seis carbonos.
- Grasas, aceites y ceras, que son ésteres de alcoholes y ácidos grasos de cadena larga.
- Lignina, un material polímero que contiene anillos aromáticos con grupos metoxi, presente en algunos productos de papel como periódicos y en tablas de aglomerado.
- Proteínas, formadas por cadenas de aminoácidos.

Tabla 2. Comparación de los resultados de la determinación de algunos indicadores químico físicos de la FORSU en diferentes países. (Expresados sobre base seca).

Características	Chile[22]	USA[22]	Argentina[22]	Ciudad de La Habana, 2002[15]	Presente trabajo
Humedad (%)	66,0 - 50,7	25,0 - 30,1	51,4	60,3	74,5
Materia volátil (%)	93,9 - 80,0	84,77	80,0	81,3	94,67
Cenizas (%)	6,1 - 20,0	15,23	20,0	18,7	5,33
Nitrógeno (%)	1,16	1,14	1,50	1,7	1,11
Carbono (%)	40,60	43,19	48,6	40,65	45,72

Tabla 2: Características de diferentes muestras de FORSU. [26]

TIPO DE ITINERARIO	%Orgánicos fermentables	% humedad
- Urbano	40-60	35-65
- Mercados	65-85	60-80
- Residencial	30-40	25-50

Tabla 3: Porcentaje de humedad y Orgánicos Fermentables de los RSU. [4]

En las tablas 2 y 3, se definen porcentajes de humedad y otras características de los Residuos Sólidos Urbanos. Como se puede observar, existe una variabilidad en la composición y características de los RSU, dependiendo del país, así como la procedencia de los mismos.

FRACCIÓN	**% w/w**
SOLUBLE	33,81
Glucosa	4,39
Fructosa	3,47
Sacarosa	4,38
Azúcares reducidos	12,54
Proteínas	0,54
GRASAS	11,91
PROTEINA CRUDA	10,51
PECTINA	3,92
CELULOSA	18,3
HEMICELULOSA	7,55
Xilano	75,0
LIGNINA	2,16
CENIZA	11,03

Tabla 4: Composición de HFW (Residuos Domésticos de Comida). [15]

En la tabla anterior están definidos los componentes que constituyen la FORSU. La glucosa, fructosa, sacarosa, celulosa y hemicelulosa que componen la fracción orgánica pueden ser hidrolizados y fermentados a etanol mediante diferentes procesos de tratamiento.

En la tabla 4, se exponen los porcentajes de composición de la fracción orgánica de residuos domésticos de comida. La utilización de residuos para la producción de etanol mediante

fermentación, implica una separación previa al proceso, para llevar a cabo el tratamiento únicamente a la fracción orgánica de los mismos.

2.3. BIOCOMBUSTIBLES

La valorización de Residuos Sólidos Urbanos es una vía para alcanzar un desarrollo sostenible mediante el aprovechamiento de recursos y el desarrollo de energías renovables en el caso de la valorización energética de la fracción orgánica. Debido al incremento de demanda energética, así como la generación excesiva de residuos, es necesaria la búsqueda de energías alternativas. Existen diferentes tecnologías aplicadas a la FORM para su aprovechamiento energético y creación de biocombustibles o subproductos valorizables, tales como incineración, pirolisis, gasificación, digestión anaerobia, fermentación a etanol…

En el presente proyecto se va a profundizar en el estudio de la valorización de FORSU a etanol por vía fermentativa. A continuación, se definen las principales características y usos del etanol.

2.3.1. Etanol

El etanol es considerado uno de los más importantes combustibles líquidos, y ha sido usado como un combustible para vehículos desde 1986 cuando Henry Ford diseñó su primer coche. Etanol puede ser usado en vehículos mezclado con gasolina en diferentes ratios de 5% (E5), hasta 100% (E100). Puede ser utilizado en coches convencionales con mezclas hasta E10, sin embargo, cuando la proporción de etanol aumenta, son necesarias modificaciones.

Otra ventaja del uso de etanol como combustible es el incremento del número de Octano en las mezclas, incluso una pequeña cantidad causa un gran aumento de esta característica. Además del mayor contenido de oxígeno, el cual mejora la eficiencia de combustión.

Lo más importante, el uso de etanol como combustible facilita la reducción de las emisiones de Monóxido de Carbono, Óxidos de Sulfuro, Compuestos Orgánicos Volátiles, partículas finas, Benceno e Hidrocarburos. [9]

Además de como sustituto de gasolina, se puede utilizar como materia prima en la industria química, de manera que no es sólo un producto energético, pudiendo utilizarse en multitud de procesos de producción.

Sin embargo, existen desventajas por el uso de etanol como combustible, como el aumento de las emisiones de Óxidos de Nitrógeno, acetaldehído, formaldehído…

El proceso de producción llevado a cabo para la obtención de este producto varía dependiendo del uso para el que está destinado – bebidas, industrial y combustible – aunque las principales etapas son las mismas.

En Estados Unidos, la mayoría del producido es a partir de grano de maíz. Brasil, junto a EEUU, es el principal productor mundial, produciendo a partir de caña de azúcar.

Existen dos métodos primarios para la producción de etanol a partir de maíz: molienda seca y molienda húmeda.

Las principales etapas del proceso productivo para ambas metodologías son: preparado de materia prima, fermentación de azúcares simples, recuperación del alcohol y de los subproductos que se generan en el proceso.

3. METODOLOGÍA

La metodología llevada a cabo para alcanzar los objetivos descritos en el apartado 1.1. son:

3.1. Revisión bibliográfica

- Revisión del Marco Normativo para la gestión de residuos. Los objetivos políticos planteados en relación a las tecnologías de tratamiento de FORSU son fundamentales para el desarrollo de las mismas.
- Caracterización de la FORSU. Para el desarrollo de tecnologías de valorización de FORSU, es fundamental la definición de la misma para diseñar las etapas de tratamiento más adecuadas para la obtención de mayores rendimientos.
- Tecnologías de aplicación para la valorización de la FORSU. Estado del arte. Se ha realizado una revisión tecnológica de los diferentes procesos de tratamiento aplicados a la FORSU para la elección de las etapas de las alternativas planteadas.
- Recopilación de datos económicos para la estimación de costes de inversión, costes de operación e ingresos.

3.2. Definición del proceso

- Planteamiento de alternativas de producción en base a documentación bibliográfica. Se han definido dos alternativas de producción de etanol a partir de FORSU en base a las referencias recopiladas durante la revisión bibliográfica.

3.3. Balance de materia

- Balance de energía (es dependiente del de materia, vapor, residuos disponibles…). Se ha llevado a cabo la simulación del proceso en el programa Aspen Plus para el cálculo del poder calorífico necesario en caldera, y para la obtención de las líneas de vapor y electricidad necesarias en cada una de las alternativas planteadas.

3.4. Estudio económico

- Inversiones.
- Ingresos y gastos
- Rentabilidad – cálculo de tasa de tratamiento

La estimación de la inversión, ingresos y costes se ha obtenido a partir de casos de referencia de producción a partir de biomasa lignocelulósica implantados industrialmente, publicados por instituciones de reconocido prestigio, considerándose válidos por la similitud de las tecnologías aplicadas y teniendo en cuenta que esto también implica una cierta incertidumbre.

La tasa de tratamiento de residuos, necesaria para la rentabilidad de las alternativas planteadas, es el coste de gestión del residuo, que se cobra para compensar los gastos de tratamiento. Se ha calculado para un Valor Actual Neto (VAN) igual a cero y una Tasa Interna de Retorno (TIR) del 10%.

3.5. Estudio medioambiental – inventario de emisiones GEI

El inventario de emisiones de g CO2 equivalente asociadas a los reactivos utilizados en cada alternativa y a la potencia eléctrica producida, se ha calculado a partir de los flujos de materia de los procesos, y del factor de emisión de cada uno de los componentes.

Para el desarrollo del presente proyecto es fundamental conocer la situación actual en cuanto a la gestión de residuos, la normativa vigente, las diferentes tecnologías de valorización de la FORSU, y concretamente, centrarnos en la producción de etanol por vía fermentativa llevando a cabo un estudio del arte de las diferentes etapas y tratamientos aplicados para el desarrollo de este proceso

Una vez recopilada la información necesaria, se lleva a cabo el planteamiento de las dos alternativas de producción estudiadas teniendo en cuenta las mejores tecnologías disponibles para la obtención de mayores rendimientos y de un proceso productivo robusto y eficiente.

Se valoran diagramas de bloques de otros procesos similares para la disposición de las diferentes etapas de tratamiento, asegurando el adecuado tratamiento de la materia prima utilizada.

Para las dos alternativas, se realiza el balance de materia y energía teniendo en cuenta las condiciones de cada una de las etapas y los rendimientos obtenidos en las mismas. El cálculo del balance de energía se realiza mediante la simulación del proceso con el programa Aspen Plus. Se desarrolla también un balance de emisiones para conocer los posibles impactos medioambientales de estas alternativas de producción.

Teniendo en cuenta que dicha tecnología se encuentra en vías de desarrollo, existen pocos datos en cuanto a aspectos de diseño tecnológico y económico, por lo que se ha acudido a un proceso de producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica para el cálculo de la inversión y costes de producción de las alternativas estudiadas.

La producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica es un proceso desarrollado industrialmente muy similar al estudiado en el presente trabajo, sin embargo, hay que tener en cuenta que las concentraciones de azúcares son radicalmente diferentes, por lo que la diferencia de rendimientos de producción es significativa. El principal inconveniente respecto a este proceso es que nuestra materia prima (FORSU), es muy heterogénea y necesita una previa preparación ya que es necesario separarla del resto de RSU, lo que dificulta la obtención de altos rendimientos.

Una vez estudiadas y desarrolladas las dos alternativas se establece una comparativa técnica, económica y ambiental entre ambas y con el caso de referencia, con el objeto de extraer conclusiones sobre ambos planteamientos y sobre las posibles mejoras para el desarrollo industrial de esta tecnología de valorización de la FORSU.

4. TECNOLOGÍA DE CONVERSIÓN DE FORM EN ETANOL

En el presente capítulo se explica en que consiste el proceso de producción de etanol por vía fermentativa, explicando los principales bloques del mismo y llevando a cabo una recopilación de las diferentes etapas de tratamiento que pueden ser aplicadas a la FORSU, con el objetivo de extraer conclusiones sobre cuáles son las más adecuadas para el procesamiento de este tipo de materia prima.

4.1. RUTA BIOQUÍMICA (O VÍA FERMENTATIVA) DE CONVERSIÓN DE MATERIA ORGÁNICA EN ETANOL

El proceso de producción de etanol por ruta bioquímica utiliza la fracción orgánica de los residuos para la producción de etanol, mediante la fermentación de los azúcares solubles que se encuentran en dicha materia.

Previa a la instalación es fundamental separar y preparar la Fracción Orgánica del resto de los RSU, la cual es la materia prima del proceso.

Para obtener altos rendimientos en el proceso de fermentación de azúcares, es necesario aplicar pretratamientos a la FORSU, con el objetivo de hidrolizar los polímeros (Celulosa, sacarosa y xilano) a azúcares simples (glucosa, fructosa y xilosa), como se comentó en el apartado 2.2. Hay que tener en cuenta que la hidrólisis de estos componentes es diferente, por lo que las condiciones y los tratamientos aplicados son específicos para cada compuesto.

El proceso de conversión Biotecnológica de los RSU utiliza microorganismos con el objeto de convertir la Fracción Orgánica de los residuos al combustible líquido Etanol.

Las proteínas y minerales presentes en los residuos son necesarios para el crecimiento de los microorganismos fermentativos. [9]

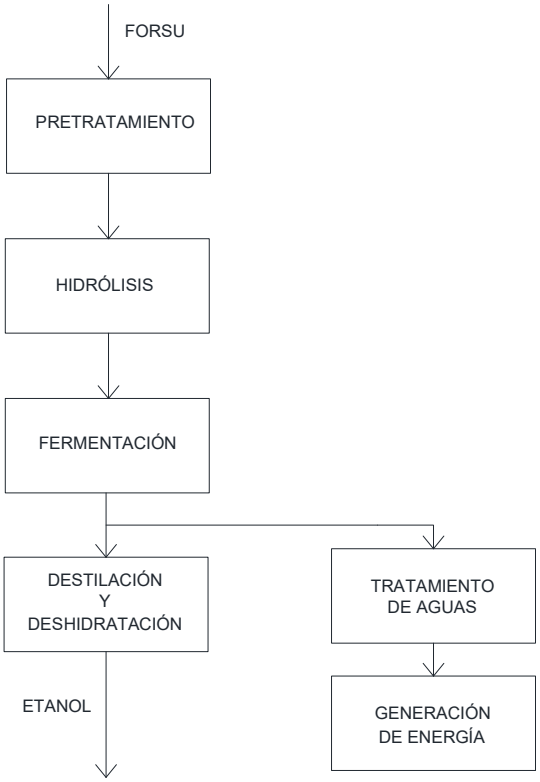

Ilustración 2: Diagrama de Bloques producción de Etanol a partir de FORSU. Fuente: Elaboración propia.

En la ilustración 2, se expone un diagrama de bloques de la producción de Etanol por ruta bioquímica a partir de FORSU, desarrollado por el Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas (CIEMAT).

Como se muestra en la ilustración anterior, se distinguen diferentes bloques importantes en el desarrollo de este proceso de valorización de FORSU.

- **Preparación de la FORSU:** Anterior a la entrada al proceso de producción, la fracción orgánica es separada del resto de RSU. Este procedimiento se lleva a cabo en plantas de tratamiento de residuos externas a la instalación, asegurando la adecuada separación, así como la trituración y molienda de la misma.

- **Pretratamientos:** La heterogeneidad de la FORSU dificulta los rendimientos de producción. Es necesario aplicar una serie de tratamientos específicos para cada uno de los componentes de la materia prima, con el objetivo de mejorar la accesibilidad de los tratamientos de hidrólisis y fermentación.
- **Hidrólisis:** La celulosa y hemicelulosa es hidrolizada a glucosa y xilosa, respectivamente, así como la sacarosa es hidrolizada a glucosa y fructosa. El objetivo de la etapa de hidrólisis, es la obtención de azúcares libres para la mejora de los rendimientos de producción.
- **Fermentación:** La glucosa, fructosa y xilosa que componen la FORSU son fermentadas para la obtención de etanol.
- **Destilación y deshidratación:** El etanol se genera en el medio fermentativo a bajas concentraciones. Este etanol diluido es separado del resto de componentes hasta una pureza del 99.85 %.
- **Generación de energía:** Las líneas de rechazo que no se han convertido, pueden ser valorizadas energéticamente mediante combustión en una caldera o proceso térmico similar, con el objeto de evitar su vertido y producir la electricidad y vapor necesarios en el proceso.

A continuación, se describen los diferentes pretratamientos existentes que pueden aplicarse a la FORSU para su procesamiento. El objetivo es conocer las diferentes posibilidades de tratamientos, valorando cuales son los más efectivos para posteriormente definir las dos alternativas de producción planteadas en el presente proyecto.

4.1.1. Pretratamientos

Separación y molienda

Como se comentó anteriormente, la separación de la fracción orgánica del resto de RSU se realiza previa a la planta de producción de etanol, evitando la entrada de materiales reciclables e inorgánicos que pueden causar dificultades en el proceso.

Este proceso de separación es similar al que se lleva a cabo en las plantas de tratamiento actuales para separar la FORSU en el proceso de compostaje.

Algunos de los procesos de separación que se llevan a cabo son:

- Separación por tamaño. Tromel.
- Separación manual o automática.
- Separación magnética.
- Separador balístico.

Separada la FORSU, la realización de un pretratamiento de fragmentado, triturado y molienda (0.2-2 mm) favorece los rendimientos de hidrólisis y fermentación, ya que se aumenta el área de contacto, facilitando el acceso de las Celulasas a las fibras de celulosa aumentando su conversión.

Trituración de la FORSU entre 2 – 20 mm. [5]

Pretratamiento hidrólisis ácido diluido y neutralización parcial

Este pretratamiento consiste en someter a la FORSU a un proceso de hidrólisis ácida diluida a baja presión y temperatura moderada [1]. La materia lignocelulósica de los residuos es atacada químicamente de manera que, se consigue una debilitación de la estructura lignocelulósica, y la mayor parte de la fracción hemicelulosa es hidrolizada principalmente a xilosa.

$$(C_5H_8O_4)_{\ m}\ \text{(Xilano)} + m\ H_2O \rightarrow (C_5H_{10}O_5)_{\ m}\ \text{(Xilosa)}$$

La ecuación anterior define la hidrólisis de Xilano a Xilosa.

La debilitación de la estructura lignocelulósica permite abrir canales con acceso al núcleo de la materia lignocelulósica donde se encuentra la celulosa, posibilitando la posterior acción de las enzimas. En este proceso, se hidroliza una fracción minoritaria de celulosa.

$$(C_6\ H_{10}O_5)_{\ n}\ \text{(Celulosa)} + n\ H_2O \rightarrow (C_6\ H_{12}O_6)_{\ n}\ \text{(Glucosa)}$$

PREHIDRÓLISIS ÁCIDA	
Condiciones del proceso	**Referencia**
0,5 - 1 % H2SO4 / Volumen de agua	[1]
10 - 30 % sólidos (peso/volumen)	[1]
120 - 140 ºC	[1]
1 bar	[1]
180 min tiempo de residencia	[5]
60 ºC	[5]
4 % H2SO4 diluido	[5]
0,5 g / 50 ml (Ratio sólido / líquido)	[5]

Tabla 5: Condiciones del proceso de prehidrólisis ácida.

En la tabla 6, se exponen las condiciones del proceso de prehidrólisis ácida recopiladas de diferentes fuentes bibliográficas.

Concentraciones de ácido sulfúrico superiores al 1% producen subproductos inhibidores de la fermentación, tales como furfural y 5-hidroximetil furfural, por lo que no son eficientes para la obtención de azúcares reductores. [33]

Debido a que el H2SO4 o HCl diluido en agua para la hidrólisis de parte del material lignocelulósico a azúcares solubles posee características ácidas, se requieren reactores que resistan la corrosión. Además, es necesaria una neutralización del pH hasta 4.8 – 5.5 para evitar la inhibición de la fermentación. [1] [6]

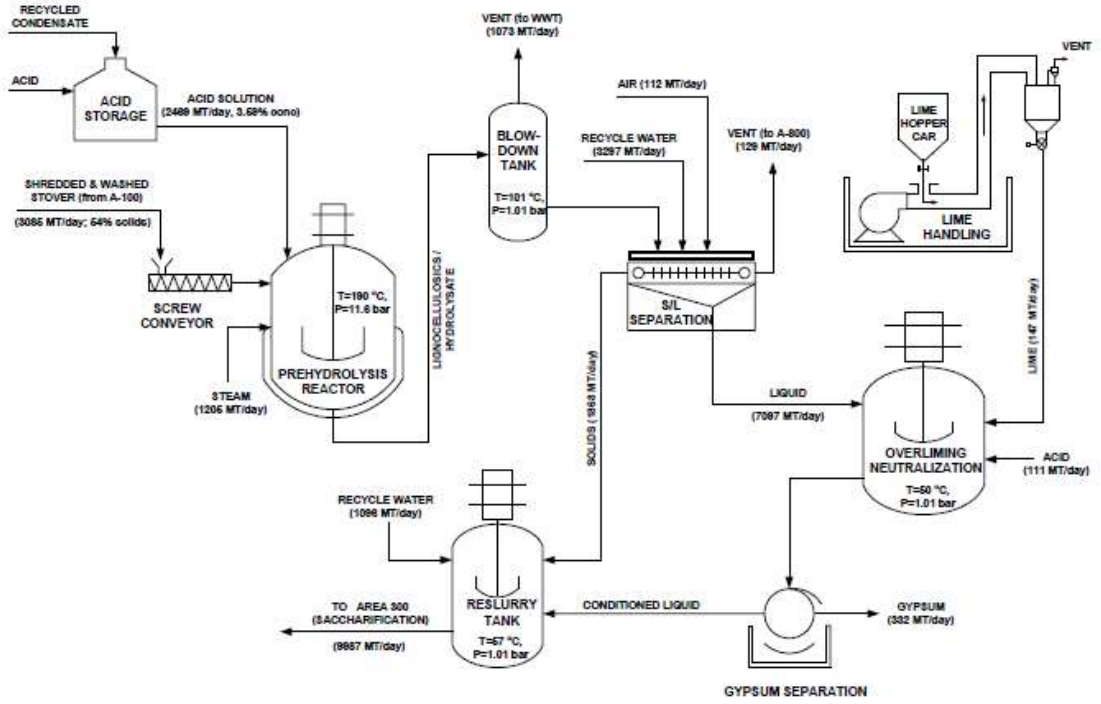

Ilustración 3: Diagrama de bloques Pretratamiento Ácido Diluido. [19]

En la ilustración 3, aparece un diagrama de bloques del proceso de pretratamiento ácido diluido y neutralización parcial.

Como se ha descrito anteriormente, en este proceso se lleva a cabo un pretratamiento ácido a la FORSU que entra al proceso de producción para debilitar la estructura lignocelulósica e hidrolizar parte de la misma a azúcares solubles en agua.

Tras este proceso, el porcentaje de azúcares solubles de la composición de la FORSU aumenta, ya que a los que ya había hay que sumarles los que se han solubilizado, además, la fracción sólida presenta una estructura más débil para facilitar una posterior hidrólisis enzimática y fermentación.

Para mantener la temperatura del proceso se añade al reactor vapor de agua (163 ºC, 4.46 bar). [19]

Debido a la acidez de los compuestos utilizados en el proceso, (H2SO4, HCl…), es necesaria una neutralización parcial hasta alcanzar un pH de 4.8 – 5.5, por lo que se realiza una separación sólido líquido de la FORSU pretratada. Esta separación se lleva a cabo ya que en la fracción líquida se encuentra prácticamente todo el componente ácido diluido, por lo que es a esta fracción líquida a la que se le aplica el proceso de neutralización parcial, como se aprecia en la ilustración 53, con el objetivo de eliminar el H2SO4 del proceso para evitar la inhibición de la fermentación.

$$CaCO_3 \text{ (piedra caliza)} + H_2SO_4 \rightarrow CaSO_4 \text{ (yeso)} + CO_2 + H_2O \text{ [21]}$$

En la etapa de Neutralización Parcial se añade piedra caliza para que reaccione con el H2SO4 formando yeso, como describe la ecuación anterior. Posteriormente, se realiza una separación de la fracción sólida (yeso) y la fracción líquida, esta última se recircula al proceso de Sacarificación y Fermentación junto con la fracción sólida de la etapa de pretratamiento ácido.

El tiempo de residencia para llevar a cabo esta separación es de unas 4 horas, permitiendo de esta manera el crecimiento de los cristales de yeso a un adecuado tamaño para la separación sólido / líquido. Dicha separación se efectúa en dos etapas, la primera en un hidrociclón, y la segunda en un filtro de tambor rotativo. [19]

NEUTRALIZACIÓN PARCIAL	
Condiciones del proceso	**Referencia**
42 ºC	[1]
50 ºC; 1,01 bar	[19]

Tabla 6: Condiciones del proceso de Neutralización Parcial.

Uno de los inconvenientes de la aplicación de este pretratamiento, es que los azúcares solubles de la composición de la FORSU pueden ser degradados formando inhibidores (tales como el aldehído furfural), especialmente si el pretratamiento es llevado a cabo en condiciones duras. [15]

Por lo tanto, hay que tener en cuenta la composición de la materia prima y las posibles ventajas e inconvenientes que se pueden presentar en cada una de las etapas del proceso.

Pretratamiento de explosión de vapor

En este proceso, la materia prima es mezclada con vapor de agua saturado a una temperatura de 160 – 260 ºC (0.69 – 4.83 MPa) [6], causando reacciones de hidrólisis, donde la hemicelulosa y celulosa son convertidas en oligómeros solubles, mejorando los rendimientos de producción.

Este proceso es complementario al pretratamiento ácido, con el objetivo de mejorar los rendimientos de hidrólisis mediante la adición de vapor en el reactor conjuntamente con el ácido diluido. Como se mencionó anteriormente, en este proceso se suele utilizar ácido sulfúrico o ácido clorhídrico. [1] [6]

Una vez se lleva a cabo el proceso, el lodo es enfriado a 65 ºC. Además, se añade amoniaco al reactor para neutralizar el Ácido Acético formado durante el proceso de pretratamiento. [19]

Los factores que afectan al proceso son el tiempo de tratamiento, la temperatura, el tamaño de partícula y el contenido de humedad.

Una de las principales ventajas de este método es que requiere poca energía comparado con otros procesos. Por otro lado, presenta algunas limitaciones como son, la destrucción parcial del xilano y la separación incompleta de la lignina y los carbohidratos, así como la generación de compuestos inhibitorios para los microorganismos utilizados en procesos de fermentación.

EXPLOSIÓN DE VAPOR	
Condiciones del proceso	**Referencia**
12,7 bar; 190 ºC	[19]
5 min tiempo de residencia	[19]
121 ºC; 15 min	[5] [4]

Tabla 7: Condiciones del proceso de Explosión de Vapor.

En la tabla 9, se exponen las condiciones del proceso de Explosión de Vapor más adecuadas, según datos de bibliografía.

Pretratamiento AFEX. Ammonia Fiber Explosion

Este proceso de pretratamiento se lleva a cabo con amoniaco líquido anhidro bajo condiciones de presión alta y 60 ºC durante unos 5 minutos. La presión es liberada rápidamente haciendo que las fibras exploten, aumentando el acceso de las enzimas a la celulosa. [19]

La mayoría del amoniaco es recuperado mediante una separación posterior al reactor. Este amoniaco residual es recuperado de la fracción sólida por evaporación, seguida de fraccionamiento de otros volátiles. El vapor de amoniaco recuperado es entonces comprimido, condensado, y recirculado al reactor AFEX.

Una vez que la materia prima ha sido pretratada mediante este proceso, es enviada a la etapa de hidrólisis enzimática.

PRETRATAMIENTO AFEX	
Condiciones del proceso	**Referencia**
17,2 bar; 60 ºC; 5 min.	[19]

Tabla 8: Condiciones del proceso de Pretratamiento AFEX.

Combinación de pretratamientos

En diversas fuentes bibliográficas, se han planteado diferentes combinaciones de pretratamientos en ensayos de laboratorio, con el objetivo de aumentar los rendimientos del proceso de la manera más eficiente posible.

Se expone a continuación un planteamiento de pretratamientos ensayados a escala de laboratorio, los cuales sirven para el planteamiento de hipótesis en el desarrollo de esta tecnología.

Una de las combinaciones de pretratamientos estudiadas consiste en llevar a cabo un pretratamiento ácido de la FORSU con H2SO4, HNO3 o HCl. Seguido de un tratamiento de explosión de vapor llevado a cabo a temperatura constante (121 o 134 ºC) durante 15 min. Tras estas dos etapas, la muestra es lavada con agua desionizada para que el pH permanezca constante aproximadamente a 4.5. Esta combinación de etapas consigue altos rendimientos de glucosa. [5]

Otro tipo de procedimiento planteado en bibliografía es la combinación de un tratamiento de prehidrólisis con ácido diluido seguido de un tratamiento microondas. En este caso, el pretratamiento microondas se ha llevado a cabo utilizando un microondas doméstico a una potencia superior a los 700 W durante 2 minutos. La idea es acelerar la velocidad de reacción del pretratamiento ácido a alta temperatura dentro del microondas para establecer una comparación con la combinación anterior. Posteriormente la muestra es lavada con agua desionizada hasta un pH de aproximadamente 4.5. [5]

	Dilute Acid	Hot Water	AFEX	Two-Stage
Solid loading [%] (EVD)	29.6	12.9	48	30
Solid loading [%] (high)	–	20.0	70	–
Solid loading [%] (low)	18.0	–	20	–
Xylan→Oligomer [%] (EVD)	2.7	0	0.5	2.7
Xylan→Oligomer [%] (high)	–	60	20	–
Xylan→Oligomer [%] (low)	–	25	–	–
Xylan→Xylose [%] (EVD)	82.5	2.4	0	82.5
Xylan→Xylose [%] (high)	89.7	7.3	–	89.7
Xylan→Xylose [%] (low)	33	–	–	33
Cellulose→Glucose [%] (EVD)	6.3	0.32	0	6.3
Cellulose→Glucose [%] (high)	23	2	–	23
Cellulose→Glucose [%] (low)	–	–	–	–
Acid [%] or NH_3 loading [ratio to dry stover] (EVD)	1.9	0	1:1	1.64
Acid [%] or NH_3 loading [ratio to dry stover] (high)	2.4	–	1:1.3	2.66
Acid [%] or NH_3 loading [ratio to dry stover] (low)	0.71	–	1:0.8	0.5

Tabla 9: Rendimientos de hidrólisis de diferentes pretratamientos. [19]

En la tabla 9, se exponen los diferentes rendimientos de hidrólisis de cada uno de los pretratamientos descritos anteriormente. Se observa que los mayores rendimientos se obtienen con el pretratamiento de ácido diluido y el llevado a cabo en dos etapas mediante combinación de pretratamientos, hidrolizando el 89,7% del xilano a xilosa y el 23% de la celulosa a glucosa.

4.1.2. Hidrólisis Enzimática y Fermentación

Una vez que la FORSU ha sido pretratada, y las moléculas se han hecho accesibles, se lleva a cabo el proceso de Hidrólisis Enzimática (Sacarificación) y Fermentación. Estas etapas pueden realizarse simultáneamente en un mismo reactor o por separado, lo cual tiene ventajas e inconvenientes dependiendo de cómo se ejecuten dichos procesos.

La etapa de hidrólisis enzimática consiste en la utilización de enzimas con el objetivo de hidrolizar componentes de la FORSU, tales como celulosa y sacarosa, de los cuales se pueden obtener azúcares solubles como glucosa y fructosa, que posteriormente son fermentados a etanol.

$$(C_6\ H_{10}O_5)_n \text{ (Celulosa)} + n\ H_2O \rightarrow (C_6\ H_{12}O_6)_n \text{ (Glucosa)}$$

$$C_{12}\ H_{22}O_{11} \text{ (Sacarosa)} + H_2O \rightarrow C_6\ H_{12}O_6 \text{ (Glucosa)} + C_6\ H_{12}O_6 \text{ (Fructosa)} \text{ [6]}$$

Se exponen anteriormente las reacciones de hidrólisis enzimática de Sacarosa y Celulosa que suceden en esta etapa.

Las Celulasas y β-glucosidasas son las principales enzimas utilizadas para substratos de base lignocelulósica. [4]

La acumulación de productos finales en el reactor normalmente reduce la actividad enzimática, resultando en procesos de inhibición que afectan al rendimiento del proceso de hidrólisis enzimática. [4] [6]

El proceso de fermentación de glucosa a etanol es una tecnología madura, la fermentación de xilosa no está tan desarrollada. Mediante el uso de microorganismos se lleva a cabo la fermentación de los azúcares solubles de la FORSU.

Saccharomyces cerevisiae es considerado un microrganismo exitoso para varios procesos biotecnológicos, sin embargo, sus limitaciones en el uso de productos de hidrólisis lignocelulósica, principalmente pentosas, son un obstáculo para la adquisición de altos

rendimientos de etanol. Modificaciones genéticas han dado resultado al desarrollo de *Saccharomyces cerevisiae* para la fermentación de pentosas, consiguiendo una mejora de los rendimientos del proceso de fermentación de FORSU y otras biomasas lignocelulósicas. [4]

A continuación, se exponen las reacciones de fermentación de Glucosa, Fructosa y Xilosa, azúcares solubles de la FORSU fermentables a Etanol.

$$C_6\ H_{12}O_6\ (\text{Glucosa}) \rightarrow 2\ C_2\ H_6O\ (\text{Etanol}) + 2\ CO_2$$

$$C_6\ H_{12}O_6\ (\text{Fructosa}) \rightarrow 2\ C_2\ H_6O\ (\text{Etanol}) + 2\ CO_2$$

$$3\ C_5\ H_{10}O_5\ (\text{Xilosa}) \rightarrow 5\ C_2\ H_6O\ (\text{Etanol}) + 5\ CO_2$$

A continuación, se describen las dos variantes de los procesos de hidrólisis y fermentación, si son simultáneas, denominada SSF y si no son, HSF.

Proceso HSF. SEPARADA HIDRÓLISIS Y FERMENTACIÓN

En este proceso, el desarrollo de las etapas de Hidrólisis Enzimática y Fermentación se realiza por separado. La principal ventaja de separarlas, es que cada una puede llevarse a cabo en sus condiciones óptimas. La etapa de Hidrólisis Enzimática se lleva a cabo a la temperatura óptima de la enzima (unos 50 ºC), mientras que el proceso de Fermentación se efectúa a la temperatura óptima del microorganismo utilizado. [9]

En algunos procesos, se utiliza parte del sustrato (FORSU) para la obtención de enzimas, que una vez producidas, se extraen del medio y se añaden al resto del material pretratado en un reactor de hidrólisis.

Una vez que se ha obtenido glucosa en el reactor de hidrolisis enzimática, ésta es enviada al otro reactor para que se efectúe la fermentación mediante microorganismos

La principal desventaja de llevar a cabo estos procesos de forma separada, es la inhibición de las enzimas que se produce en el reactor de hidrólisis enzimática, debido a la propia glucosa y celobiosa liberadas. [6]

	PROCESO HSF	
	Condiciones del proceso	**Referencia**
Hidrólisis enzimática	50 ºC; pH 4,8	[6]
Fermentación	30 - 37 ºC; pH 5,5	[6]

Tabla 10: Condiciones proceso HSF.

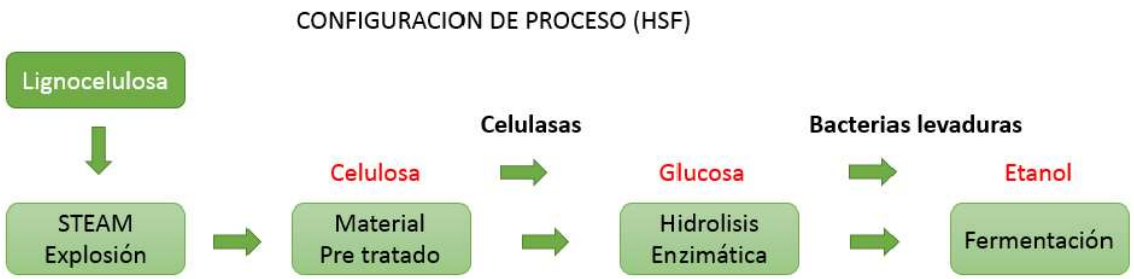

Ilustración 4: Proceso HSF CIEMAT. [6]

Proceso SSF. SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEAS

El proceso Sacarificación y Fermentación a una etapa se realiza en el mismo reactor. La ventaja principal de realizar estos procesos simultáneamente en el mismo reactor, es que se reduce la inhibición de la Hidrólisis, como ocurre en el proceso HSF, ya que la presencia de microorganismos fermentadores junto con las enzimas celulolíticas, reducen la acumulación de azúcares simples en el reactor, se consumen al tiempo que se generan. Debido a esto, se obtienen mayores rendimientos de hidrólisis en este proceso SSF, requiriéndose un menor número de enzimas y mejorando la eficiencia del proceso. [6]

Los costos de inversión se reducen en comparación con el proceso HSF, ya que ahora el proceso se ejecuta en un solo reactor.

Una de las dificultades del proceso SFS, es que las condiciones óptimas de la Hidrólisis Enzimática y la Fermentación son diferentes, por lo que es necesario realizar el proceso en condiciones que sean compatibles para ambas.

Se recomienda el uso microorganismos termo-tolerantes para efectuar este proceso simultáneo. [6]

En los procesos de Sacarificación y Fermentación Simultáneas (SFS), se suelen emplear celulasas provenientes de un microorganismo celulolítico junto con la presencia de un microorganismo productor de etanol. [6]

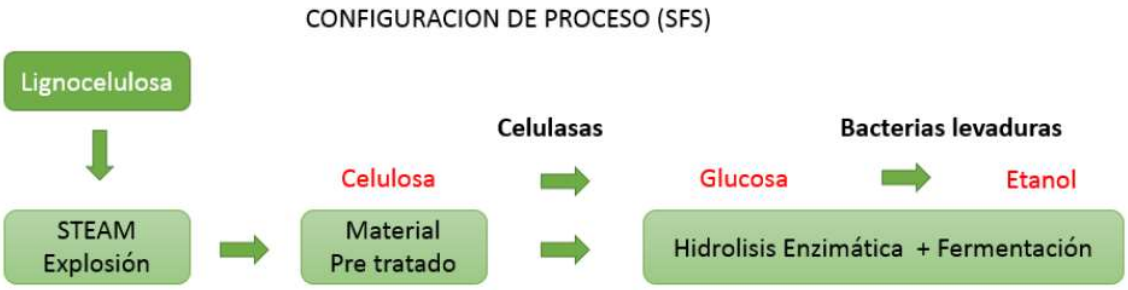

Ilustración 5: Proceso SSF CIEMAT. [6]

En la actualidad, el proceso SSF es el que ofrece mejores perspectivas. Las celulasas provienen de hongos celulolíticos, normalmente *Trichoderma reesei,* y el microorganismo fermentador es una levadura. [6]

PROCESO SFS	
Condiciones del proceso	**Referencia**
10 - 20% Concentración sustrato	[3] [6]
32 - 42 ºC	[3] [6]
48 - 72 horas	[3] [6]
pH 4,8 - 5,5	[1]

Tabla 11: Condiciones proceso SFS.

PROCESO	Rendimiento	Referencia
HSF	0,43 g etanol / g total sólidos	[9] [10]
SSF	0,31 g etanol / g total sólidos	[9] [10]
SSF	0,2 g etanol / g total sólidos	[10]

Tabla 12: Comparación rendimientos del proceso. Referencias.

En la tabla 12 se exponen diferentes rendimientos de los procesos HSF y SSF. Como se observa, separar los procesos de hidrólisis y fermentación ofrece mayores rendimientos de producción de etanol. Esto se debe probablemente a que las enzimas pueden actuar bajos sus condiciones óptimas. Normalmente, la temperatura óptima enzimática es superior a la del proceso de fermentación. [9]

4.1.3. Destilación y Deshidratación

Una vez llevada a cabo la fermentación, se obtiene el etanol diluido en la disolución utilizada en el proceso, en torno a un 8.5 % (v/v). [6] La concentración es baja, pero depende de la proporción de celulosa/glucosa, así como de las condiciones de proceso.

Para obtener etanol de elevada pureza, es necesario realizar un proceso de destilación y deshidratación, para separar la disolución (Agua, H2SO4, compuestos solubles) de nuestro producto objetivo.

De la misma manera, los lodos de las columnas de destilación pueden ser aprovechados para la producción de biogás. [6]

El destilado de la segunda columna de destilación, cuyo funcionamiento es igual que la primera, pero a una presión ligeramente más elevada, tiene un contenido de etanol de entorno al 96 % (v/v).

Este destilado forma una mezcla azeotrópica, lo que supone que los componentes de la mezcla, principalmente etanol y agua, pasan a tener el mismo punto de ebullición.

Esto sucede debido a que, al alcanzar la temperatura de ebullición del etanol (78.45 ºC), este no se vaporizada separadamente del agua (100 ºC), sino que cambia de fase arrastrando el porcentaje de agua (4%) contenido en la mezcla.

Es necesario un porcentaje de pureza de etanol de en torno al 99.85 % para que sea posible su uso en motores de combustión tipo Otto. [6]

El sistema de separación mediante lecho molecular de zeolitas, consigue deshidratar la mezcla, y obtener porcentajes de pureza de etanol de hasta 99.85%. Las zeolitas son aluminosilicatos cristalinos sintéticos, con una gran afinidad por el agua.

Las moléculas de agua penetran en los poros de las zeolitas, quedando atrapadas. Esta deshidratación se consigue gracias al distinto tamaño de las moléculas de etanol (más grande) y las moléculas de agua (más pequeñas).

El agua queda atrapada en las zeolitas cuando están en frío. Para la regeneración de las zeolitas es necesario calentarlas, de manera que expulsan el agua absorbida y pueden usarse de nuevo.

Debido a que la capacidad de absorción de las zeolitas es limitada y deben regenerarse cada cierto tiempo, es necesario trabajar con dos en paralelo, de manera que cuando una está llevando a cabo la deshidratación, la otra está regenerándose. Por lo que es necesaria una inversión elevada para aplicar este proceso, sin embargo, se reducen las necesidades de vapor y energía. Siendo la opción más rentable. [6]

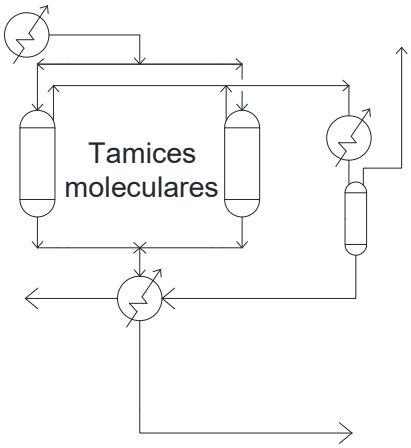

Ilustración 6: Diagrama de bloques proceso de Deshidratación. Fuente: Elaboración propia.

La regeneración de los tamices moleculares se lleva a cabo con el reciclo de una porción de etanol anhidro sobrecalentado y presiones de vacío, mientras el otro opera a presión para la producción de etanol 99.85%. [12]

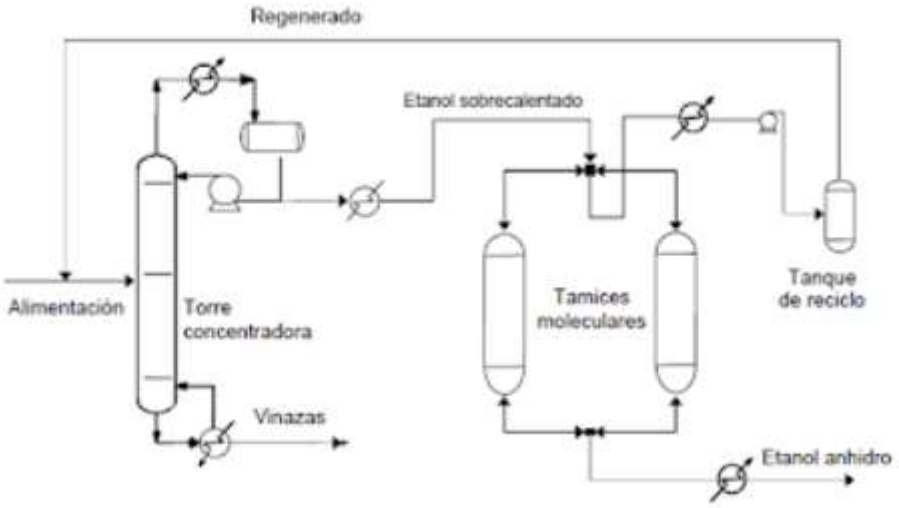

Ilustración 7: Diagrama de Bloques proceso Destilación y Deshidratación. [12]

5. DISEÑO DE PROCESO

5.1. JUSTIFICACIÓN DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS

Una vez estudiado y valorado el estado del arte de esta tecnología, los diferentes procesos de tratamiento y comparado los datos de rendimientos de cada uno de ellos, se va a llevar a cabo un planteamiento y estudio de dos alternativas de producción de etanol a partir de FORSU.

Los principales bloques de las alternativas planteadas son:

- Separación y molienda.

Realizada previamente a la instalación, esta etapa se lleva a cabo en plantas de tratamiento de residuos externas a la planta de producción, siguiendo un proceso similar al descrito en el apartado anterior.

- Pretratamiento de hidrólisis con ácido diluido y explosión + neutralización parcial.

Se ha seleccionado este pretratamiento ya que ofrece mejores rendimientos de hidrólisis de xilano y celulosa (tabla 9), y como consecuencia, unos rendimientos de producción de etanol mayores. La adición de una línea de vapor al reactor mejora los rendimientos de hidrólisis. [6]

- Separada Hidrólisis y Fermentación [HSF].

Como se citó en el apartado anterior, la separación de estas dos etapas ofrece mejores rendimientos. Esto se debe a que los procesos pueden ser desarrollados en sus condiciones óptimas, consiguiendo una actividad enzimática mayor y requiriéndose menor cantidad de estas enzimas. Como se ha observado en bibliografía, la mayoría de los procesos estudiados optan por esta vía.

- Destilación y deshidratación con tamices moleculares.

Implantado industrialmente en multitud de procesos, ofrece buenas expectativas para la obtención de una pureza de etanol del 99,85%.

- Tratamiento de aguas por digestión anaerobia.

Proceso desarrollado industrialmente para el tratamiento de aguas residuales, asegura un efectivo procesamiento de la salida de aguas además de generar un biogás que puede ser utilizado en una caldera de combustión.

- Generación de energía mediante caldera aprovechando los sólidos no convertidos y el biogás de la planta de tratamiento de aguas.

En diferentes artículos bibliográficos se instala una caldera de combustión con el objetivo de aprovechar el PCI de la salida de fracción orgánica no convertida, así como del biogás generado en el proceso de digestión anaerobia, para la producción del vapor y electricidad necesarios en el proceso. [19] [27]

En lo que se refiere a aspectos técnicos y económicos de algunas etapas, se recurre a referencias bibliográficas de procesos de producción a partir de biomasa lignocelulósica publicados por instituciones de reconocido prestigio, implantadas a nivel industrial, y se consideran válidos para el procesamiento de la materia prima estudiada, dando por hecho que esto también implica una cierta incertidumbre.

A continuación, se exponen los diagramas de bloques de las dos alternativas planteadas.

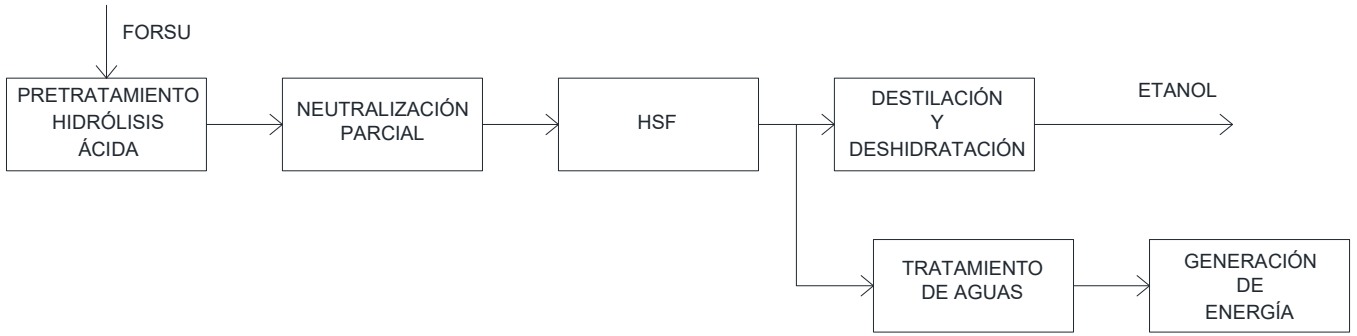

Ilustración 8: Diagrama de Bloques ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

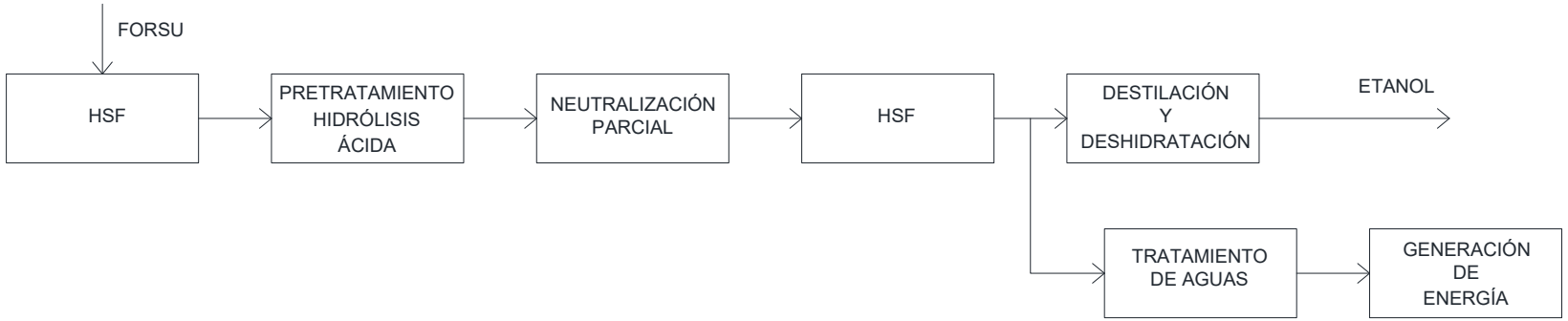

Ilustración 9: Diagrama de Bloques ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

En base a la incertidumbre respecto a la posible degradación de los azúcares libres por efecto del pretratamiento de hidrólisis ácida diluida, se han desarrollado dos alternativas de producción cuyos diagramas de bloques se exponen arriba.

La causa de esta degradación, es debida a las condiciones en las que es sometida la FORSU de entrada en la etapa de pretratamiento ácido y vapor de media presión.

La fracción orgánica que entra al proceso tiene una composición soluble e insoluble. Dentro de esa fracción soluble se encuentran los azúcares libres (glucosa, fructosa y sacarosa) fermentables a etanol. La aplicación de pretratamientos como el de hidrólisis ácida diluida tiene como objetivo descomponer los polímeros de la fracción insoluble a azúcares simples, sin embargo, las condiciones del mismo pueden provocar la degradación de los azúcares libres ya presentes a compuestos inhibidores, afectando a los rendimientos del proceso.

Con el objetivo de evitar esta degradación, se han planteado dos alternativas diferentes.

Como se aprecia en los diagramas de bloques, en la alternativa 1 se ha dispuesto en primer lugar un pretratamiento de hidrólisis ácida diluida con explosión de vapor y posteriormente los procesos de HSF y destilación – deshidratación. Esta estructura de proceso es la más desarrollada en los artículos bibliográficos. Para este caso se van a considerar unos porcentajes de degradación de azúcares solubles durante el pretratamiento de hidrólisis ácida de 18%, 30% y 66%. [33]

Sin embargo, en la alternativa 2, la principal diferencia es que se va a aplicar a la FORSU de entrada un proceso de Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF), con el objetivo de fermentar a etanol los azúcares solubles presentes e hidrolizar parte de la celulosa. Una vez realizada esta etapa se lleva a cabo una separación por decantación, enviando la fracción líquida (donde está el etanol) al proceso de destilación y la fracción sólida al pretratamiento de hidrólisis ácida diluida, para continuar con el proceso y evitando de esta manera la degradación de azúcares solubles.

5.2. DEFINICIÓN DE LAS ALTERNATIVAS Y CASO DE REFERENCIA

5.2.1. Alternativa 1

El diagrama de procesos de esta alternativa está desarrollado en el apartado de Anexos.

Pretratamiento hidrólisis ácida con explosión de vapor

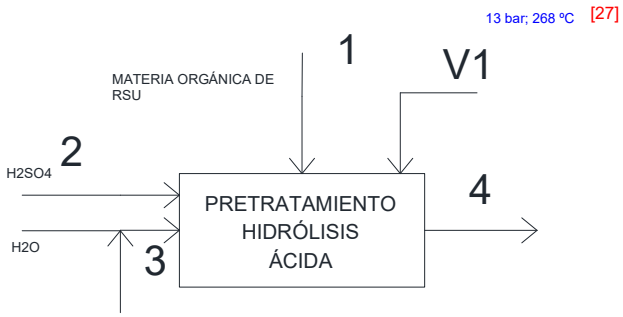

Ilustración 10: Pretratamiento hidrólisis Ácida ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

En este proceso, la FORSU de entrada es sometida a un pretratamiento de prehidrólisis ácida diluida con explosión de vapor. Se ha decidido este pretratamiento ácido, ya que es el que mejores rendimientos ofrece para la hidrólisis de compuestos como celulosa y xilano, 23% y 89.70% respectivamente. [19]. Así como la hidrólisis completa de la sacarosa. Además, en el tanque de prehidrólisis ácida se añade una línea de vapor a 13 bar, 268 ºC [27], para la mejora de los rendimientos.

Como se mencionó anteriormente, para este caso se van a considerar unos porcentajes de degradación de azúcares solubles durante el pretratamiento de 18%, 30% y 66%. [33]

Se expondrán en apartados posteriores, los balances de materia y energía de los diferentes casos (sin degradación de azúcares, y degradación 18%, 30%, 66%).

Según datos de bibliografía, la carga total de sólidos en el proceso es el 30% peso. [27]

El porcentaje diluido de H2SO4 en agua es del 1%. [1]

La cantidad de vapor (13 bar, 268 ºC) inyectada en el reactor es del 17% en peso del agua de proceso. [27]

$$(C_5H_8O_4)_{\ m}\ \text{(Xilano)} + m\ H_2O \rightarrow (C_5H_{10}O_5)_{\ m}\ \text{(Xilosa)}$$

$$(C_6\ H_{10}O_5)_{\ n}\ \text{(Celulosa)} + n\ H_2O \rightarrow (C_6\ H_{12}O_6)_{\ n}\ \text{(Glucosa)}$$

$$C_{12}\ H_{22}O_{11}\ \text{(Sacarosa)} + H_2O \rightarrow C_6\ H_{12}O_6\ \text{(Glucosa)} + C_6\ H_{12}O_6\ \text{(Fructosa)}\ [6]$$

En el reactor de pretratamiento ácido se producen las tres reacciones de hidrólisis anteriores. Dicho proceso se lleva a cabo a unos 120-140 ºC y 1 bar de presión [1], durante unos 180 minutos [5].

Separación sólido / líquido

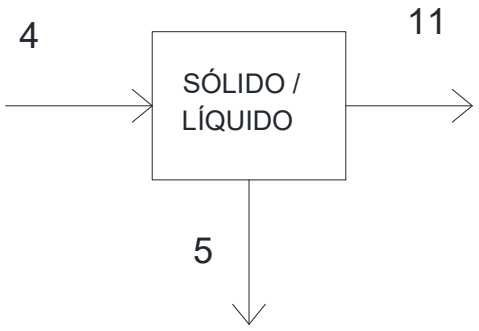

Ilustración 11: Separación Sólido/Líquido ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

Posterior al pretratamiento ácido se realiza un proceso de separación sólido-líquido con el objetivo de enviar la fracción líquida (5), donde se encuentra la mayoría del ácido utilizado, a la etapa de neutralización parcial. La fracción sólida (11) es enviada al proceso de Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF).

Neutralización parcial

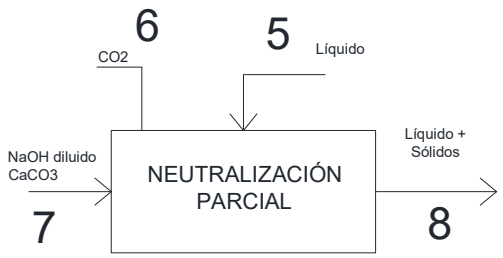

Ilustración 12: Neutralización Parcial ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia

Se lleva a cabo un proceso de Neutralización Parcial con el objetivo de controlar la acidez del medio, que tendría efectos inhibidores en los procesos biológicos subsecuentes, precipitando el H_2SO_4 formando yeso para facilitar su separación de la fracción líquida que posteriormente será recirculada hacia el proceso de Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF).

El H_2SO_4 reacciona con $CaCO_3$ (piedra caliza), formando $CaSO_4$ (yeso) + CO_2 + H_2O. El proceso de neutralización libera CO2 procedente del carbonato.

Se efectúa dicha separación ya que el H_2SO_4 no puede estar presente en cantidades altas en el proceso HSF, debido a su composición ácida, ya que inhibiría la producción de etanol, objetivo del presente trabajo. [5]

Dicho proceso se realiza a unos 50 ºC, 1.01 bar, 1 hora. [19]

$$CaCO_3 \text{ (piedra caliza)} + H_2SO_4 \rightarrow CaSO_4 \text{ (yeso)} + CO_2 + H_2O \text{ [21]}$$

Separación del precipitado de la fracción líquida

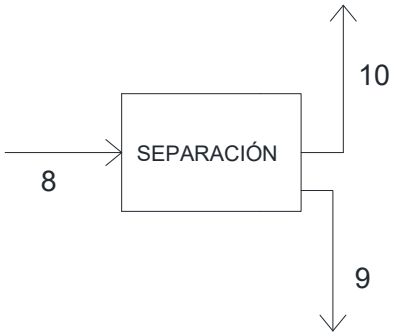

Ilustración 13: Separación del precipitado ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

En esta etapa del proceso, se ha considerado una separación ideal, por lo que todo el $CaSO_4$ (yeso) formado en la etapa de neutralización parcial sale por (9). La fracción líquida compuesta por agua y solubles es conducida al proceso SSF por (10).

Como se describió en el apartado 4.1.1, el tiempo de residencia para llevar a cabo esta separación es de unas 4 horas.

Dicha separación consiste en dos etapas, un hidrociclón y un filtro de tambor rotativo. [19]

Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF)

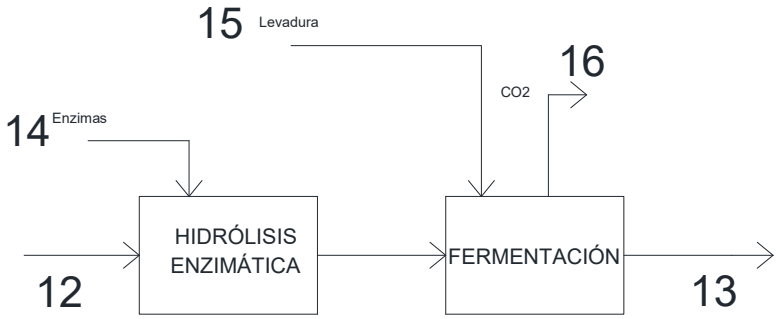

Ilustración 14: Separada Hidrólisis y Fermentación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

En este proceso se lleva a cabo una separada Hidrólisis enzimática y Fermentación (HSF) ya que ofrece mejores rendimientos debido a que cada proceso puede ser realizado en sus condiciones óptimas.

En la hidrólisis enzimática se hidroliza el 80% de la celulosa [7]. Esta etapa se lleva a cabo a 50ºC y pH 4,8. [6]

La carga enzimática en esta etapa es de 35.1 mg / g Celulosa. [19]

$$(C_6\ H_{10}O_5)_n \text{ (Celulosa)} + n\ H_2O \rightarrow (C_6\ H_{12}O_6)_n \text{ (Glucosa)}$$

Los rendimientos de fermentación de la xilosa y glucosa/fructosa son 80% y 95%, respectivamente [27]. La fermentación se realiza a 30-37ºC y Ph 5,5. [6]

$$C_6\ H_{12}O_6 \text{ (Glucosa)} \rightarrow 2\ C_2\ H_6O \text{ (Etanol)} + 2\ CO_2$$

$$C_6\ H_{12}O_6 \text{ (Fructosa)} \rightarrow 2\ C_2\ H_6O \text{ (Etanol)} + 2\ CO_2$$

$$3\ C_5\ H_{10}O_5 \text{ (Xilosa)} \rightarrow 5\ C_2\ H_6O \text{ (Etanol)} + 5\ CO_2$$

Para esta etapa de hidrólisis enzimática se considera la utilización de celulasas *Trichoderma reesei* para la hidrólisis y levaduras para la fermentación de los azúcares solubles.

Decantación

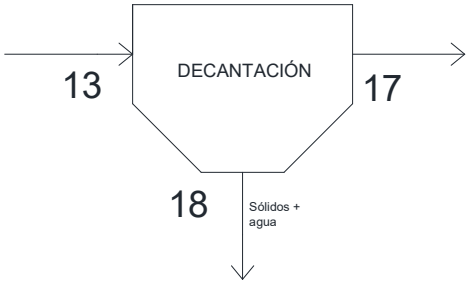

Ilustración 15: Decantación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

Una vez llevada a cabo la etapa de HSF, en un decantador, la fracción sólida decanta (18) y la fracción líquida pasa a la etapa de destilación y deshidratación.

La corriente (18) es enviada a un filtro prensa para separar de la fracción sólida la mayor parte del agua. Una vez llevada a cabo esta separación alcanzándose una humedad del 26% [27], los sólidos (lignina, aceites y grasas, celulosa no convertida, ETC) son enviados a la caldera para el aprovechamiento energético de los mismos, generando calor y electricidad. [1] [3] [14]

El agua separada en el filtro de presión es enviada a un digestor anaerobio.

Digestor anaerobio

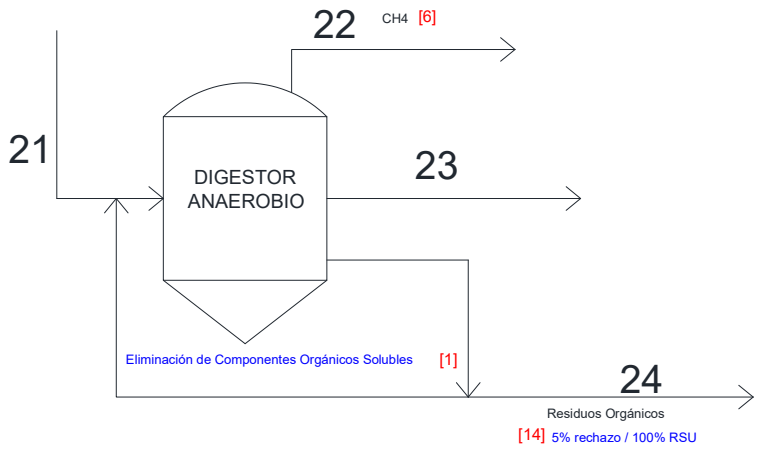

Ilustración 16: Digestión Anaerobia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

El fondo de la columna primaria de destilación y el agua separada en el filtro de presión (21), es enviada a un digestor anaerobio. De este digestor salen tres líneas:

- Biogás generado en la digestión, enviado a la caldera para la producción de calor y electricidad necesarios en el proceso. [6] Este biogás pasa por un tanque de expansión a 25 ºC para reducir el contenido de humedad, y por un intercambiador de calor antes de ser enviado a la caldera.
- Agua tratada para su recirculación al proceso.
- Lodos, los cuales son enviados a la caldera para la producción de calor y electricidad necesarios en el proceso. [14]

En la digestión anaerobia, el 91% de cada uno de los compuestos orgánicos es degradado, el 86% es convertido a biogás (CH4 y CO2) y el 5% es convertido a masa celular, saliendo por la línea de lodos. [27]

El CH4 constituye el 60% de la composición de Biogás. [27]

Las corrientes de CH4 (22) y de lodos (24), son enviadas a la caldera de combustión para la generación de vapor a alta presión y la electricidad necesaria en el proceso.

La corriente de CH4 (22), es enviada a un equipo flash a 25 ºC para reducir el contenido de humedad hasta el 4%.

Destilación y Deshidratación

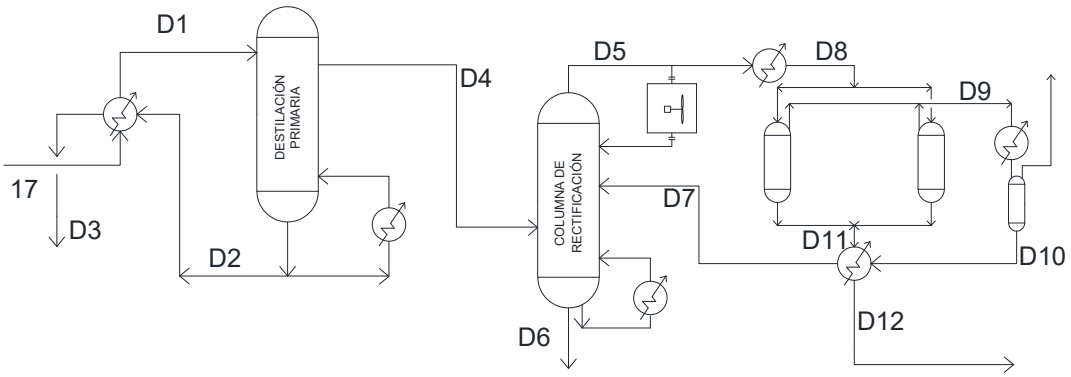

Ilustración 17: Destilación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

Es necesario llevar a cabo una destilación fraccionada, ya que el porcentaje de etanol por volumen de disolución es muy bajo, por lo que son necesarias dos torres de destilación, una primaria y una de rectificación.

En la torre de destilación primaria se va a realizar una destilación al vacío, reduciendo el punto de ebullición de la mezcla y, como consecuencia, ahorrando energéticamente hasta un 50 % del vapor necesario en la destilación atmosférica. [6]

La columna de destilación primaria al vacío, es calentada aprovechando los vapores de salida de la segunda columna de destilación, de rectificación, que opera a una presión ligeramente superior. [6]

La disolución procedente del proceso de fermentación es precalentada en la parte superior de la columna primaria. Esta mezcla desciende, pasando de plato a plato en contracorriente con vapor ascendente. El etanol, con punto de ebullición 78.45 ºC, es evaporado junto a otros productos que posteriormente son condensados separadamente.

La corriente D1 que entra en la columna de destilación primaria, tiene un porcentaje de etanol del 4.67%.

El fondo de la primera columna de destilación contiene todos los solubles de la línea D1. La corriente D2 es enviada al proceso de Digestión Anaerobia con el objeto de depurar el agua para que pueda ser recirculada al proceso y degradar los orgánicos solubles.

La corriente D4 con un porcentaje de etanol del 34.4%, es enviada a la columna de rectificación.

Del fondo de la columna de rectificación sale la línea D6, con un % de etanol de 0, y es recirculada al proceso, y la línea D5, cuyo porcentaje de etanol es del 92%, que es prácticamente el máximo técnico con destilación

La corriente D5 es enviada a los tamices moleculares para obtener etanol con una pureza del 99.85%. [6]

Generación de energía

Se considera una caldera de sólidos para quemar los sólidos resultantes del filtro prensa, apoyada con el biogás del digestor anaerobio y con gas natural. En la caldera, para la producción de vapor a alta presión y electricidad entran, como se ha mencionado anteriormente, el CH4 y lodos del digestor anaerobio, y la fracción sólida tras el filtro de presión. Si fuese necesario, se utilizaría un combustible alternativo.

El vapor se genera en unas condiciones de 62 atm y 454 ºC. El agua a presión se alimenta a la caldera en unas condiciones de 62 atm, 1746ºC. [27]

Una turbina de vapor multietapa es utilizada para extraer varias líneas de salida de vapor en las diferentes condiciones en las que es utilizado, en los procesos de pretratamiento (13 atm, 268 ºC), destilación y deshidratación (9.5 atm, 233 ºC). [27]

5.2.2. Alternativa 2

El diagrama de procesos de esta alternativa está desarrollado en el apartado de Anexos.

Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF) 1º etapa

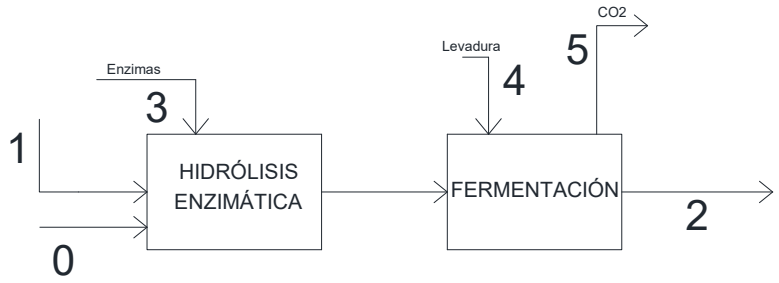

Ilustración 18: Separada Hidrólisis y Fermentación. 1º Etapa. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

A la FORSU de entrada, como se explicó anteriormente, se le aplica una Separada Hidrólisis enzimática y Fermentación (HSF) con el objetivo de fermentar los azúcares solubles presentes, evitando la aplicación de un pretratamiento de condiciones más duras que podría degradar dichos compuestos.

Se obtienen unos rendimientos de hidrólisis enzimática del 100% de sacarosa a glucosa y fructosa, y del 50.27% de celulosa a glucosa. [15]

Según datos de bibliografía, la carga total de sólidos en el proceso es el 30% peso. [27]

La carga enzimática es de 35.1 mg / g Celulosa. [19]

Esta etapa se lleva a cabo a 50ºC y pH 4,8. [6]

$$C_{12}\ H_{22}O_{11}\ (\text{Sacarosa}) + H_2O \rightarrow C_6\ H_{12}O_6\ (\text{Glucosa}) + C_6\ H_{12}O_6\ (\text{Fructosa})\ [6]$$

$$(C_6\ H_{10}O_5)_{\ n}\ (\text{Celulosa}) + n\ H_2O \rightarrow (C_6\ H_{12}O_6)_{\ n}\ (\text{Glucosa})$$

El 95% de la glucosa/fructosa es fermentada a etanol. [27] Además, la fracción sólida es debilitada, facilitando la posterior hidrólisis y mejora de rendimientos. La fermentación se realiza a 30-37ºC y Ph 5,5. [6]

$$C_6\ H_{12}O_6\ (\text{Glucosa}) \rightarrow 2\ C_2\ H_6O\ (\text{Etanol}) + 2\ CO_2$$

$$C_6\ H_{12}O_6\ (\text{Fructosa}) \rightarrow 2\ C_2\ H_6O\ (\text{Etanol}) + 2\ CO_2$$

En esta etapa, para la hidrólisis enzimática se utilizan celulasas *Trichoderma reesei,* y para la fermentación de los azúcares solubles se utilizan levaduras *Saccharomyces cerevisiae* [4].

Decantación

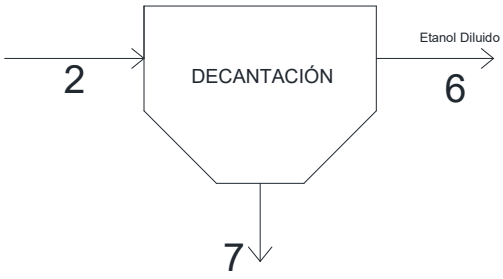

Ilustración 19: Decantación. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

A continuación, se realiza un proceso de decantación. En esta etapa la fracción sólida (7) es separada de la líquida (6), en la cual se encuentra el etanol producido. La fracción sólida (7) es enviada a un pretratamiento de hidrólisis ácida diluida con explosión de calor, y la fracción líquida (6) al proceso de destilación y deshidratación.

Pretratamiento hidrólisis ácida con explosión de vapor

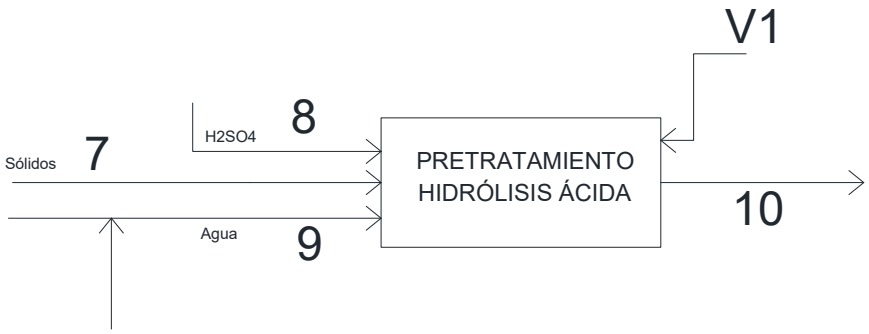

Ilustración 20: Tratamiento de Hidrólisis Ácida. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

La fracción de insolubles que sale de la etapa de HSF es sometida a un pretratamiento de hidrólisis ácida diluida con explosión de vapor similar al de la ALTERNATIVA 1. Esto se lleva a cabo debido a que una cantidad de componentes de dicha fracción, tales como celulosa, xilano…, no han sido hidrolizados. La aplicación de este tratamiento a dicha fracción, mejora los rendimientos de productividad del proceso. El 36,68 % de celulosa y 89,7% de xilosa son hidrolizadas a glucosa y xilosa, respectivamente. [15] [19]

$$(C_5H_8O_4)_m\ (\text{Xilano}) + m\ H_2O \rightarrow (C_5H_{10}O_5)_m\ (\text{Xilosa})$$

$$(C_6H_{10}O_5)_n\ (\text{Celulosa}) + n\ H_2O \rightarrow (C_6H_{12}O_6)_n\ (\text{Glucosa})$$

Según datos de bibliografía, la carga total de sólidos en el proceso es el 30% peso. [27]

El porcentaje diluido de H2SO4 en agua es del 1%. [1]

La cantidad de vapor (13 bar, 268 ºC) inyectada en el reactor es del 17% en peso del agua de proceso. [27]

Dicho proceso se lleva a cabo a unos 120-140 ºC y 1 bar de presión [1], durante unos 180 minutos [5].

Separación sólido / líquido

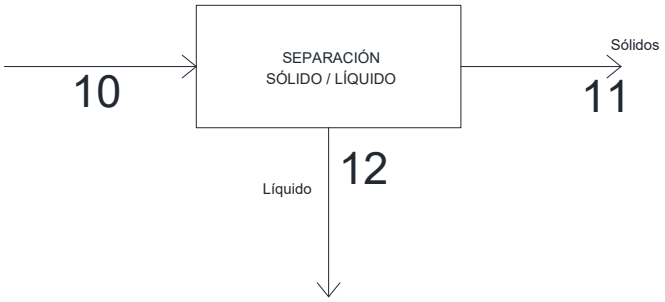

Ilustración 21: Separación Sólido / Líquido. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

Posterior al pretratamiento ácido se realiza un proceso de separación sólido-líquido con el objetivo de enviar la fracción líquida (12), donde se encuentra la mayoría del ácido utilizado, a la etapa de neutralización parcial. La fracción sólida (11) es enviada al proceso de Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF) 2º etapa.

Neutralización parcial

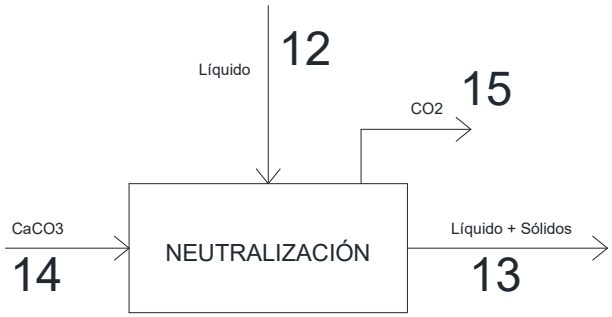

Ilustración 22: Neutralización parcial. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

Se efectúa una neutralización parcial a la fracción líquida (similar a la alternativa 1), para evitar inhibiciones en la 2º etapa de Sacarificación y Fermentación Simultánea (SSF), debidas a la composición ácida del H2SO4.

La neutralización parcial es planteada del mismo modo que en la ALTERNATIVA 1.

Separación del precipitado de la fracción líquida

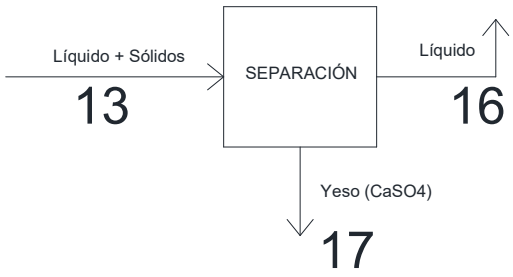

Ilustración 23: Separación precipitado de la fracción líquida. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

Este proceso de separación es similar al descrito en la alternativa 1.

Separada Hidrólisis y Fermentación. 2º Etapa

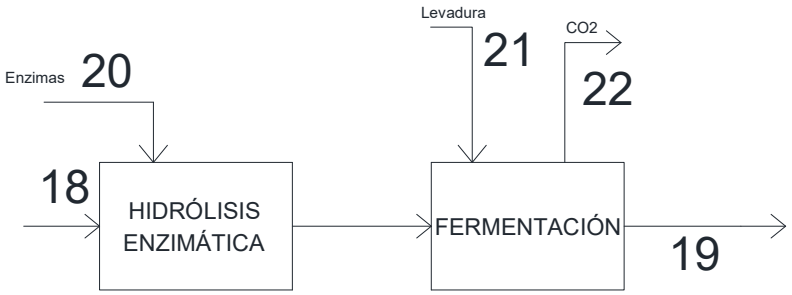

Ilustración 24: Separada Hidrólisis y Fermentación. 2º Etapa. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

En el proceso HSF 2º etapa entra por la corriente (18) la fracción sólida no hidrolizada en el pretratamiento de hidrólisis ácida diluida con explosión de vapor, así como la fracción líquida que ha sido separada del yeso producido en la neutralización parcial.

Es hidrolizada en esta etapa el 80% del total de celulosa contenida en la fracción sólida tras el decantador.

Las condiciones del proceso son similares a las de la 1º etapa.

$$(C_6\ H_{10}O_5)_{\ n}\ \text{(Celulosa)} + n\ H_2O \rightarrow (C_6\ H_{12}O_6)_{\ n}\ \text{(Glucosa)}$$

Los rendimientos de fermentación son del 80% de xilosa a etanol y 95% de glucosa a etanol. [27]

$$3\ C_5\ H_{10}O_5\ (\text{Xilosa}) \rightarrow 5\ C_2\ H_6O\ (\text{Etanol}) + 5\ CO_2$$

$$C_6\ H_{12}O_6\ (\text{Glucosa}) \rightarrow 2\ C_2\ H_6O\ (\text{Etanol}) + 2\ CO_2$$

Decantación

Ilustración 25: Decantación. ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

Una vez llevada a cabo la etapa de HSF 2º Etapa, la fracción sólida (24) es separada de la fracción líquida (23) en un decantador. La fracción líquida (23) es enviada al proceso de destilación y la fracción sólida (24) a un filtro de presión similar a la alternativa 1.

Las etapas de destilación y deshidratación, digestor anaerobio y cogeneración de calor para la producción de vapor a alta presión y electricidad, son similares a las llevadas a cabo en la ALTERNATIVA 1.

5.2.3. Caso de Referencia

Como se ha comentado, con intención de tener una base de comparación, se ha considerado para el posterior análisis un caso de referencia, de conversión de biomasa lignocelulósica, en el que el proceso está mucho más consolidado, y del que se disponen de análisis técnicos y económicos publicados por entidades de reconocido prestigio.

Se van a definir a continuación, los bloques principales del proceso de referencia, con el objeto de entender las variaciones entre un proceso y otro.

Materia prima

La materia prima es paja/residuo de maíz molido. El flujo de materia es de 833.336 Tn/año con un porcentaje de humedad del 20%. Como se citó anteriormente, el flujo de materia de los casos planteados en el presente proyecto es de 179.372 Tn/año de FORSU húmeda.

Como se aprecia, la capacidad de procesamiento de los casos planteados es muy inferior a la del caso de referencia. Se ha considerado este caudal ya que dicha tecnología se encuentra aún en vías de desarrollo.

Pretratamiento y acondicionamiento

La biomasa es tratada con ácido sulfúrico diluido a alta temperatura durante un periodo de tiempo corto, para liberar los azúcares de la hemicelulosa y debilitar la estructura de la biomasa para mejorar los rendimientos del proceso de hidrólisis enzimática. A continuación, se añade amoniaco a la materia pretratada para subir el pH de 1 a 5. [27]

Hidrólisis enzimática y fermentación

La hidrólisis enzimática es llevada a cabo en un reactor continuo de alto contenido en sólidos, usando para ello una enzima celulasa preparada in situ. La lechada parcialmente hidrolizada es enviada por lotes a varios biorreactores en paralelo. Posteriormente es enfriada y fermentada usando el microorganismo *Zymomonas mobilis.* Después de 5 días de una hidrólisis enzimática y fermentación secuencial, la mayoría de la celulosa y xilosa ha sido convertida a etanol. [27]

Recuperación del producto

El etanol diluido es separado por destilación y separación sólido-líquido. El etanol es destilado hasta una mezcla azeotrópica con agua y entonces, usando un tamiz molecular de adsorción, purificado hasta el 99.5%. Los sólidos recuperados del fondo de la torre destilación son enviados a la caldera de combustión, mientras el líquido es enviado a la zona de tratamiento de aguas residuales. [27]

Tratamiento de aguas residuales

La corriente que llega a la planta de tratamiento de aguas residuales es tratada por un digestor anaeróbico y un digestor aeróbico. El biogás rico en metano del digestor anaeróbico es enviado a la caldera de combustión. El agua tratada es recirculada al proceso.

Caldera de combustión y turbogenerador

Los sólidos de destilación y tratamiento de aguas, y el biogás del digestor anaerobio, son combustionados para producir vapor a alta presión para la producción de electricidad y calor de proceso. La mayoría del vapor de proceso es demandado en la etapa de pretratamiento y columnas de destilación. La electricidad producida es usada en planta y el exceso es vendida.

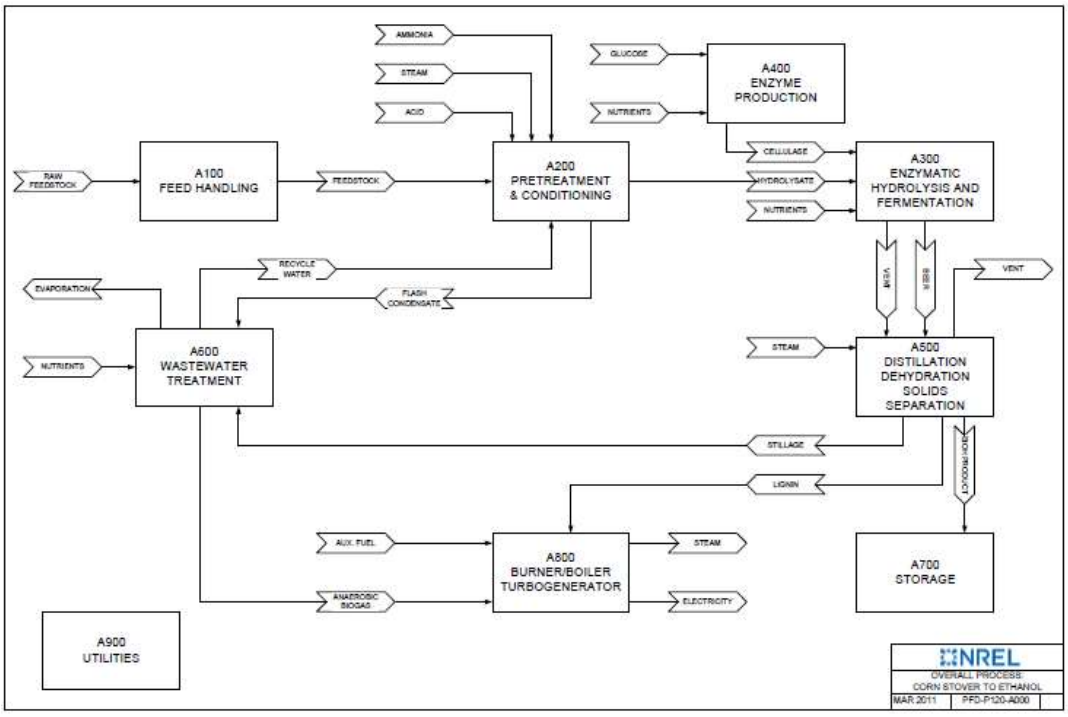

Ilustración 26: Diagrama de bloques. Caso de referencia. [27]

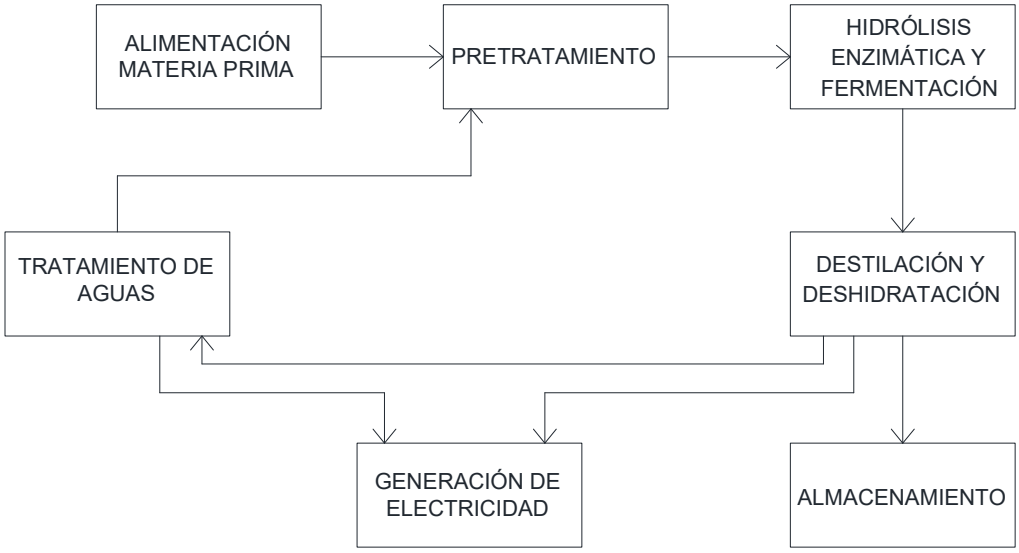

Ilustración 27: Diagrama de bloques. Caso de referencia. Fuente: Elaboración propia.

6. ANÁLISIS TÉCNICO DE ALTERNATIVAS

6.1. BALANCE DE MATERIA

En el presenta capítulo se exponen los cuadros generales de los balances de materia de la alternativa 1 (cuatro casos) y la alternativa 2.

En el apartado de anexos están desarrollados los balances de materia de las dos alternativas planteadas.

El balance de materia se ha desarrollado a partir de los rendimientos documentados bibliográficamente de cada una de las etapas, teniendo en cuenta las reacciones químicas y calculando los reactivos necesarios mediante el equilibrio molecular de la reacción.

En las tablas 15 y 20 están expuestas cada una de las etapas de las dos alternativas con sus respectivos rendimientos.

Para los casos de degradación de solubles de la alternativa 1, se ha establecido este porcentaje de eliminación a los solubles en la etapa de prehidrólisis ácida, apreciándose una disminución progresiva de los rendimientos de producción conforme la degradación aumenta.

El escaso desarrollo de esta tecnología y la variabilidad de rendimientos y datos técnicos en las fuentes bibliográficas, hacen necesaria la elaboración de diferentes hipótesis, de manera que los resultados obtenidos se asemejen lo máximo posible a las referencias para considerar viables las vías de desarrollo planteadas.

6.1.1. Materia prima

Cantidad RSU (Tn/a)	179.372,20	
Cantidad RSU (Tn/h)	22,42	
		kg / h
Materia Orgánica húmeda FORSU (Tn/h) [18] 44,06%	10	10000
Humedad [4] 50%	5	5000
Materia Orgánica b.s. (Tn)	5	5000
Peso específico Residuos Comida (kg/m3) [17]	131-481	
Peso específico Residuos Comida (kg/m3) [2]	300	
Horas de operación (h/año) [27]	8000	

Tabla 13: Cantidad de entrada de RSU al ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

En la tabla 13 se exponen las características generales de la FORSU utilizada en las dos alternativas de producción de etanol. Para la definición de dicha composición se han tenido en cuenta diferentes caracterizaciones de la misma, obtenidas de diversas fuentes bibliográficas.

En nuestro caso, se ha considerado que los RSU utilizados están compuestos en un 44.06% de Materia Orgánica [18].

La humedad de nuestra FORSU es del 50% [4]. La fracción orgánica es introducida en cada uno de los procesos sin secar, aprovechando de este modo la cantidad de agua procedente de la humedad para los procesos que necesiten grandes cantidades de la misma.

Las horas de operación por año son las mismas que las del caso de referencia, para poder llevar a cabo una comparación fiable de los procesos. [27]

FRACCIÓN	% w/w
SOLUBLE	33,81
Glucosa	4,39
Fructosa	3,47
Sacarosa	4,38
Azúcares reducidos	12,54
Proteínas	0,54
GRASAS	11,91
PROTEINA CRUDA	10,51
PECTINA	3,92
CELULOSA	18,3
HEMICELULOSA	7,55
Xilano	75,0
LIGNINA	2,16
CENIZA	11,03

Tabla 14: Composición de HFW (Residuos Domésticos de Comida). [15]

En la tabla anterior se expone la composición de una fracción de Residuos domésticos de comida (HFW) utilizada en un ensayo de laboratorio [15]. La mayor parte de los residuos orgánicos que se generan corresponden a los desperdicios de comida generados en las casas, por lo que se considera adecuada esta composición para definir la materia prima de entrada de las dos alternativas planteadas en el presente proyecto. Como en cualquier otro proceso, es primordial el conocimiento de la materia prima utilizable para poder estimar los rendimientos de producción.

El proceso de separación de la fracción orgánica de los residuos, es desarrollado previo al proceso de producción de etanol por plantas de tratamiento de residuos.

El flujo de materia establecido para el cálculo de los balances de materia de los dos procesos, es de 10000 kg/hora de FORSU húmeda a la entrada de la instalación, ya que se ha considerado una planta de tratamiento a baja escala al estar esta tecnología en vías de desarrollo.

Por lo que el caudal de la planta es de 80.000 toneladas/año.

6.1.2. ALTERNATIVA 1

A continuación, se muestra el cuadro de entradas para el balance de materia, esto es, la composición de la materia prima de entrada y los rendimientos de conversión de cada componente en las etapas de pretratamiento, sacarificación y fermentación.

	Composición kg/h	Pretratamiento	Sacarificación	Fermentación
HUMEDAD	0,5 · FORSU	-	-	-
SOLUBLE	33,81 % b.s.	-	-	-
Glucosa	4,39 % solubles	-	-	95% [27]
Fructosa	3,47 % solubles	-	-	95% [27]
Sacarosa	4,38 % solubles	100% [27]	-	-
Azúcares reducidos	12,54 % solubles	-	-	-
Proteinas	0,54 % solubles	-	-	-
GRASAS	11,91 % b.s.	-	-	-
PROTEINA CRUDA	10,51 % b.s.	-	-	-
PECTINA	3,92 % b.s.	-	-	-
CELULOSA	18,3 % b.s.	23% **[19]**	80% **[7]**	-
HEMICELULOSA	7,55 % b.s.	-	-	-
Xilano	75 % hemicelulosa	89,70% **[19]**	-	-
LIGNINA	2,16 % b.s.	-	-	-
CENIZA	11,03 % b.s.	-	-	-
TOTAL	100 % FORSU b.s.	-	-	-
Xilosa	-	-	-	80% **[27]**
Glucosa	-	-	-	95% [27]
Etanol	-	-	-	0,31 g etanol / g TS **[9]** **0,5 g etanol/g glucosa [8]**

Tabla 15: Composición de los RSU y rendimientos de las etapas del ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

Aplicando las condiciones de composición y rendimientos a la corriente establecida de entrada de 10 t/h de FORSU al 50% de humedad, se obtienen las características de las corrientes principales en cuanto a las especies derivadas de la FORSU.

FORSU b.s. (kg/h)				
5000	**Composición kg/h**	**Pretratamiento (kg/h)**	**Sacarificación (kg/h)**	**Fermentación (kg/h)**
HUMEDAD (H2O)	5000	5000	5000	-
SOLUBLE	1690,5	1690,5	1690,5	-
Glucosa	219,50	334,76	334,76	16,74
Fructosa	173,50	288,76	288,76	14,44
Sacarosa	219,00	-	-	-
Azúcares reducidos	612,00	1124,01	1703,47	125,17
Proteinas	9,129	9,129	9,129	9,129
GRASAS	595,5	595,5	595,5	595,5
PROTEINA CRUDA	525,5	525,5	525,5	525,5
PECTINA	196	196	196	196
CELULOSA	915	704,55	183	183
HEMICELULOSA	377,5			-
Xilano **[20]**	283,125	29,162	29,162	29,162
LIGNINA	108	108	108	108
CENIZA	551,5	551,5	551,5	551,5
FORSU húmeda	10000	10000	10000	-
Xilosa	-	266,66	266,66	53,33
Glucosa	-	233,82	813,29	40,7
Etanol	-	-	-	806,69
				1022,42 L etanol

Tabla 16: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1. Composición FORSU. Fuente: Elaboración propia.

En las tablas que se presentan a continuación, se caracterizan las corrientes principales de los diferentes casos de la alternativa 1 en los que se han considerado porcentajes de degradación de azúcares solubles durante el pretratamiento ácido.

Se han aplicado unos porcentajes del 18, 30 y 66% de eliminación de los azúcares solubles (glucosa, fructosa, sacarosa) en las salidas del pretratamiento ácido, observándose una reducción de la productividad conforme dichos porcentajes aumentan. [33]

FORSU b.s. (kg/h)				
5000	**Composición kg/h**	**Pretratamiento (kg/h)**	**Sacarificación (kg/h)**	**Fermentación (kg/h)**
HUMEDAD (H2O)	5000	5000	5000	-
SOLUBLE	1690,5	1690,5	1690,5	-
Glucosa	219,50	274,51	274,51	13,73
Fructosa	173,50	236,79	236,79	11,84
Sacarosa	219,00	-	-	-
Azúcares reducidos	612,00	1011,77	1591,24	119,56
Proteinas	9,129	7,49	7,49	7,49
GRASAS	595,5	595,5	595,5	595,5
PROTEINA CRUDA	525,5	525,5	525,5	525,5
PECTINA	196	196	196	196
CELULOSA	915	704,55	183	183
HEMICELULOSA	377,5			-
Xilano **[20]**	283,125	29,162	29,162	29,162
LIGNINA	108	108	108	108
CENIZA	551,5	551,5	551,5	551,5
FORSU húmeda	10000	10000	10000	-
Xilosa	-	266,66	266,66	53,33
Glucosa	-	233,82	813,29	40,7
Etanol	-	-	-	752,19
				953,35 L etanol

Tabla 17: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1 – 18% Degradación. Fuente: Elaboración propia.

FORSU b.s. (kg/h)				
5000	**Composición kg/h**	**Pretratamiento (kg/h)**	**Sacarificación (kg/h)**	**Fermentación (kg/h)**
HUMEDAD (H2O)	5000	5000	5000	-
SOLUBLE	1690,5	1690,5	1690,5	-
Glucosa	219,50	234,33	234,33	11,72
Fructosa	173,50	202,13	202,13	10,11
Sacarosa	219,00	-	-	-
Azúcares reducidos	612,00	936,95	1516,41	115,82
Proteinas	9,129	6,39	6,39	6,39
GRASAS	595,5	595,5	595,5	595,5
PROTEINA CRUDA	525,5	525,5	525,5	525,5
PECTINA	196	196	196	196
CELULOSA	915	704,55	183	183
HEMICELULOSA	377,5			-
Xilano **[20]**	283,125	29,162	29,162	29,162
LIGNINA	108	108	108	108
CENIZA	551,5	551,5	551,5	551,5
FORSU húmeda	10000	10000	10000	-
Xilosa	-	266,66	266,66	53,33
Glucosa	-	233,82	813,29	40,7
Etanol	-	-	-	715,86
				907,30 L etanol

Tabla 18: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1 – 30% Degradación. Fuente: Elaboración propia.

FORSU b.s. (kg/h)				
5000	**Composición kg/h**	**Pretratamiento (kg/h)**	**Sacarificación (kg/h)**	**Fermentación (kg/h)**
HUMEDAD (H2O)	5000	5000	5000	-
SOLUBLE	1690,5	1690,5	1690,5	-
Glucosa	219,50	113,82	113,82	5,69
Fructosa	173,50	98,18	98,18	4,91
Sacarosa	219,00	-	-	-
Azúcares reducidos	612,00	712,48	1291,95	104,60
Proteinas	9,129	3,10	3,10	3,10
GRASAS	595,5	595,5	595,5	595,5
PROTEINA CRUDA	525,5	525,5	525,5	525,5
PECTINA	196	196	196	196
CELULOSA	915	704,55	183	183
HEMICELULOSA	377,5			-
Xilano **[20]**	283,125	29,162	29,162	29,162
LIGNINA	108	108	108	108
CENIZA	551,5	551,5	551,5	551,5
FORSU húmeda	10000	10000	10000	-
Xilosa	-	266,66	266,66	53,33
Glucosa	-	233,82	813,29	40,7
Etanol	-	-	-	606,87
				769,16 L etanol

Tabla 19: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 1 – 66% Degradación. Fuente: Elaboración propia.

6.1.3. ALTERNATIVA 2

A continuación, se muestra el cuadro de entradas para el balance de materia, esto es, la composición de la materia prima de entrada, y los rendimientos de conversión de cada especie en las etapas de sacarificación, fermentación, pretratamiento, sacarificación y fermentación.

FORSU b.s. (kg/h)					**FORSU b.s. (kg/h)**				
1000	**Composición kg/h**	**SACARIFICACIÓN**	**Fermentación**	**DECANTACIÓN**	617,2	**Composición kg/h**	**TRATAMIENTO HIDROTERMAL**	**SACARIFICACIÓN**	**FERMENTACIÓN**
HUMEDAD	0,5 · FORSU	-	-		**HUMEDAD**	0,5 · FORSU	-	-	-
SOLUBLE	33,81 % b.s.	-	-		**SOLUBLE**	-	-	-	-
Glucosa	4,39 % solubles	-	95% [27]		Glucosa	-	-	-	95% [27]
Fructosa	3,47 % solubles	-	95% [27]		Fructosa	-	-	-	95% [27]
Sacarosa	4,38 % solubles	100% [27]	-		Sacarosa	-	-	-	-
Azúcares reducidos	12,54 % solubles	-	-		Azúcares reducidos	-	-	-	-
Proteinas	0,54 % solubles	-	-		Proteinas	-	-	-	-
GRASAS	11,91 % b.s.	-	-		**GRASAS**	11,91 % b.s. inicial	-	-	-
PROTEINA CRUDA	10,51 % b.s.	-	-		**PROTEINA CRUDA**	10,51 % b.s. inicial	-	-	-
PECTINA	3,92 % b.s.	-	-		**PECTINA**	3,92 % b.s. inical	-	-	-
CELULOSA	18,3 % b.s.	50,27% [15]	-		**CELULOSA**	14,75% b.s. **[15]**	36,68% [15]	80% [7]	-
HEMICELULOSA	7,55 % b.s.	-	-		**HEMICELULOSA**	7,55 % b.s.	-	-	-
Xilano	75 % hemicelulosa	-	-		Xilano	75 % hemicelulosa	89,7% [19]	-	-
LIGNINA	2,16 % b.s.	-	-		**LIGNINA**	2,16 % b.s. inicial	-	-	-
CENIZA	11,03 % b.s.	-	-		**CENIZA**	11,03 % b.s. inicial	-	-	-
TOTAL	100 % FORSU b.s.	-	-		**TOTAL**	61,72 % FORSU b.s. **[15]**	-	-	-
Xilosa	-	-	80% [27]		Xilosa	-	-	-	80% [27]
Glucosa	-	-	95% [27]		Glucosa	-	-	-	95% [27]
1º Etapa Etanol	-	-	95,07 g Etanol / kg DM **[15]**		2º Etapa Etanol	-	-	-	12,51 g Etanol / kg DM **[15]**

Tabla 20: Composición de los RSU y rendimientos de las etapas del ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

FORSU b.s. (kg/h)					**FORSU b.s. (kg/h)**				
5000	**Composición kg/h**	**SACARIFICACIÓN**	**Fermentación**	**DECANTACIÓN**	2809,03	**Composición kg/h**	**TRATAMIENTO HIDROTERMAL**	**SACARIFICACIÓN**	**FERMENTACIÓN**
HUMEDAD	5000	-	-		**HUMEDAD**	1404,51	-	-	-
SOLUBLE	1690,50	2201,58			**SOLUBLE**	-	-	-	-
Glucosa	219,50	334,86	16,74		Glucosa	-	-	-	-
Fructosa	173,50	288,86	14,44		Fructosa	-	-	-	-
Sacarosa	219,00	-	-		Sacarosa	-	-	-	-
Azúcares reducidos	612,00	1134,80	56,74		Azúcares reducidos	-	-	452,11	
Proteinas	9,13	9,13	9,13		Proteinas	-	-	-	-
GRASAS	595,50	595,50	595,50		**GRASAS**	595,50	595,50	595,50	595,50
PROTEINA CRUDA	525,50	525,50	525,50		**PROTEINA CRUDA**	525,50	525,50	525,50	525,50
PECTINA	196,00	196,00	196,00		**PECTINA**	196,00	196,00	196,00	196,00
CELULOSA	915,00	455,03	455,03		**CELULOSA**	455,03	288,12	91,01	91,01
HEMICELULOSA	377,50	377,50	377,50		**HEMICELULOSA**	377,50	123,54	123,54	123,54
Xilano	283,13	283,13	283,13		Xilano	283,13	29,16	29,16	29,16
LIGNINA	108,00	108,00	108,00		**LIGNINA**	108,00	108,00	108,00	108,00
CENIZA	551,50	551,50	551,50		**CENIZA**	551,50	551,50	551,50	551,50
FORSU (húmeda)	10000	-	-		**TOTAL**	4213,54			
Xilosa	-	-	-		Xilosa	-	266,66	266,66	53,33
Glucosa	-	511,08	25,55		Glucosa	-	185,45	404,47	20,22
1º Etapa Etanol	-	-	551,01		2º Etapa Etanol	-	-	-	305,43
			698,37 L/h Etanol						387,107 L/h Etanol

Tabla 21: Caracterización de las corrientes principales ALTERNATIVA 2.Composición FORSU. Fuente: Elaboración propia.

TOTAL ETANOL	1085,47 L/h Etanol

6.1.4. Resultado final de las alternativas planteadas

Se han obtenido para los diferentes casos de la ALTERNATIVA 1:

- 1022.42 L etanol / 10 Tonelada de FORSU – Sin degradación.
- 953.35 L etanol / 10 Tonelada de FORSU – 18% degradación de solubles.
- 907.30 L etanol / 10 Tonelada de FORSU – 30% degradación de solubles.
- 769.16 L etanol / 10 Tonelada de FORSU – 66% degradación de solubles.

La ALTERNATIVA 2 tiene una producción de:

- 1085.47 L etanol / 10 Tonelada de FORSU.

6.1.5. Balances de Carbono

ALTERNATIVA 1

Se ha desarrollado el balance de Carbono de la alternativa 1 a partir de las entradas y salidas del proceso, con el objetivo de chequear el balance de materia y comprobar que el carbono que entra es igual al que sale. Existe un pequeño desfase debido a la recirculación de agua al proceso tras la etapa de destilación y digestión anaerobia. Esta agua recirculada contiene un porcentaje de solubles del 0.8%, por lo que una pequeña parte del carbono de entrada no sale del proceso.

La entrada de Carbono al proceso es a partir de la materia prima (FORSU) y del reactivo de Neutralización parcial (CaCO3). Las salidas de carbono se producen a partir de las líneas de escape de combustión, el etanol producido $C_2\ H_6O$, y de las ventilaciones de depuración de la etapa SSF y neutralización parcial.

	CARBONO (Kmol / h)	% CARBONO
ENTRADAS DE CARBONO		
Insolubles (FORSU)	-	-
GRASAS	24,142	16,73%
PROTEINA CRUDA	14,20	9,84%
PECTINA	6,36	4,40%
CELULOSA	33,86	23,46%
HEMICELULOSA	13,98	9,69%
Xilano [20]	-	-
LIGNINA	6	4,16%
CENIZA	-	-
SOLUBLES	-	-
Glucosa	7,31	5,06%
Fructosa	5,78	4,00%
Sacarosa	7,68	5,32%
Azúcares reducidos	21,47	14,88%
Proteinas	0,25	0,17%
Xilosa	-	-
CACO3	3,31	2,29%
TOTAL	144,34	100,00%
SALIDAS DE CARBONO		
Escape de combustión	68,69	55,87%
Etanol	35,02	28,49%
Ventilación de depuración	17,54	14,27%
Ventilación Neutralización	1,69	1,37%
TOTAL	122,93	100,00%

Tabla 22: Balance de Carbono ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

A continuación, en la tabla, se ha calculado la salida de carbono del escape de combustión de la caldera. A caldera llegan las líneas de la fracción sólida tras el filtro de presión (19), los lodos del digestor anaerobio (24) y el biogás producido durante la etapa de digestión anaerobia (26), que proceden del proceso y son combustionadas para obtener el calor necesario para la producción de electricidad y vapor de proceso.

		ESCAPE COMBUSTIÓN CARBONO (Kmol / h)
19	**Insolubles (FORSU)**	-
	GRASAS	24,14
	PROTEINA CRUDA	14,20
	PECTINA	6,36
	CELULOSA	6,77
	HEMICELULOSA	4,58
	Xilano [20]	-
	LIGNINA	6
	CENIZA	-
24	**SOLUBLES**	-
	Glucosa	0,10
	Fructosa	0,02
	Sacarosa	0
	Azúcares reducidos	0,22
	Proteinas	0,001
	Xilosa	0,09
26	**CO2**	2,17
	CH4	4,04
		68,69

Tabla 23: Balance de Carbono escape de combustión ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

ALTERNATIVA 2

Para el balance de carbono de la alternativa 2 se ha seguido el mismo criterio que en la alternativa 1.

	CARBONO (Kmol / h)	% CARBONO
ENTRADAS DE CARBONO		
Insolubles (FORSU)	-	-
GRASAS	24,142	16,89%
PROTEINA CRUDA	14,20	9,94%
PECTINA	6,36	4,45%
CELULOSA	33,86	23,69%
HEMICELULOSA	13,98	9,78%
Xilano [20]	-	-
LIGNINA	6	4,20%
CENIZA	-	-
SOLUBLES	-	-
Glucosa	7,31	5,12%
Fructosa	5,78	4,04%
Sacarosa	7,68	5,38%
Azúcares reducidos	21,47	15,03%
Proteinas	0,25	0,17%
Xilosa	-	-
CACO3	1,87	1,31%
TOTAL	142,91	100,00%
SALIDAS DE CARBONO		
Escape de combustión	65,28	53,49%
Etanol	37,18	30,47%
Ventilación de depuración	18,62	15,26%
Ventilación Neutralización	0,96	0,78%
TOTAL	122,03	100,00%

Tabla 24: Balance de Carbono ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

		ESCAPE COMBUSTIÓN CARBONO (Kmol / h)
25	**Insolubles (FORSU)**	-
	GRASAS	24,14
	PROTEINA CRUDA	14,20
	PECTINA	6,36
	CELULOSA	3,37
	HEMICELULOSA	4,58
	Xilano [20]	-
	LIGNINA	6
	CENIZA	-
30	**SOLUBLES**	-
	Glucosa	0,10
	Fructosa	0,02
	Sacarosa	0
	Azúcares reducidos	0,23
	Proteinas	0,001
	Xilosa	0,09
32	**CO2**	2,16
	CH4	4,02
		65,28

Tabla 25: Balance de Carbono escape de combustión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

6.2. BALANCE DE ENERGÍA

6.2.1. Simulación Aspen Plus

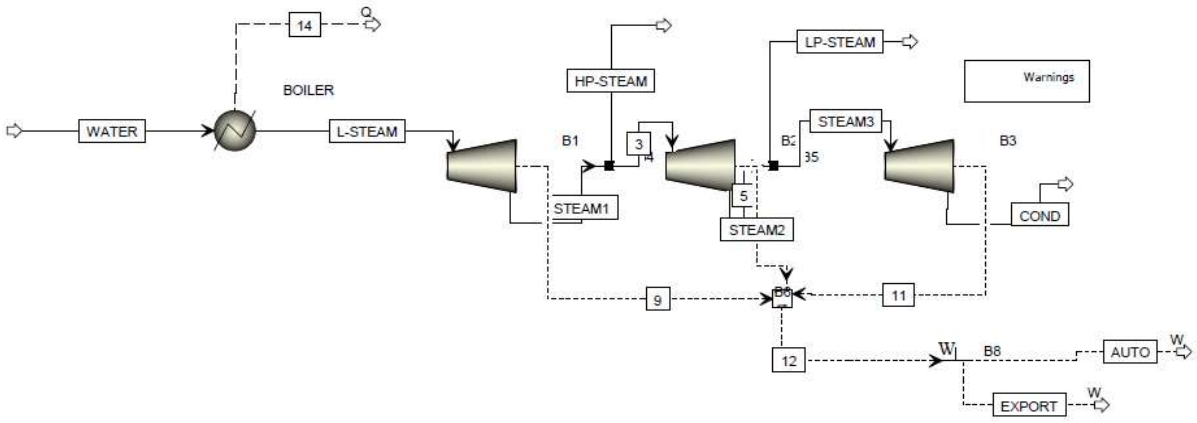

Ilustración 28: Diagrama de bloques caldera y turbina de vapor ALTERNATIVA 1 Aspen Plus. Fuente: Elaboración propia.

Se ha realizado la simulación del balance de energía de las dos alternativas planteadas mediante el programa Aspen Plus. En la ilustración anterior, se muestra el diagrama de bloques de la caldera y turbinas simulado en los dos procesos.

Las tablas calculadas por el programa están desarrolladas en el apartado de Anexos del presente proyecto.

6.2.2. Balance de Energía ALTERNATIVA 1

Sin degradación

Se aprovechan las corrientes de insolubles tras filtro de presión (19), lodos del digestor anaerobio (24) y biogás del digestor anaerobio (26) como combustible en caldera a para la producción de electricidad y vapor de proceso. Además, como los kW aportados por estas tres líneas no son suficientes, se aporta gas natural como combustible alternativo.

19	MJ/Kg	Kg/h	MJ/h	KW
Insolubles (FORSU)	-	2283,04	44347,15	12318,65
GRASAS	42	595,50	25011	
PROTEINA CRUDA	16,74	525,50	8796,87	
PECTINA	13,6	196	2665,6	
CELULOSA	16,7	183	3056,1	
HEMICELULOSA	17,15	123,54	2118,66	
Xilano [20]	-	29,16	-	
LIGNINA	24,99	108	2698,92	
CENIZA	-	551,5	-	
H2O (líquido)		799,06		

Tabla 26: PCI componentes de la fracción sólida ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

ENERGÍA SÓLIDOS (19)		
Húmedad	26%	
PCI seco	19,42	Mj/kg
PCI Humd.	13,76	Mj/kg
Energía fuel	11777	kW

Tabla 27: PCI fracción sólida ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

La corriente (19) de sólidos tras filtro de presión que llega a caldera, aporta 11.777 kW de energía útil. En la tabla 26 se exponen los PCI de cada uno de los componentes de la línea. La presencia de agua, penaliza la aportación calorífica de esta corriente, al igual que ocurre con la línea de lodos. Por otra parte, mediante la combustión de esta línea, además de obtener kW útiles, se evita el vertido o necesidad de aplicar tratamientos costosos de eliminación de rechazos.

26	MJ/Kg	Kg/h	MJ/h	KW
CH4	50,2	64,58	3241,93	900,54
H2O (vapor)		3,00		

Tabla 28: PCI componentes de biogás ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

ENERGÍA CH4 (26)		
Húmedad	4%	
PCI seco	50,20	Mj/kg
PCI Humd.	47,86	Mj/kg
Energía fuel	899	kW

Tabla 29: PCI CH4 ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

La corriente (26) de biogás combustionado en caldera, aporta 899 kW de energía útil para la producción de electricidad y vapor de proceso. Como se indica en la tabla anterior, está línea tiene un porcentaje de humedad muy bajo.

24	MJ/Kg	Kg/h	MJ/h	KW
SOLUBLES	-	59,61	837,69	232,69
Glucosa	15,57	2,87	44,69	
Fructosa	15,69	0,72	11,33	
Sacarosa	-	-	-	
Proteinas	16,74	0,05	0,76	
Xilosa	13	2,7	34,67	
H2O (líquido)	-	957,79	-	

Tabla 30: PCI componentes de lodos ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

ENERGÍA LODOS (24)		
Húmedad	94%	
PCI seco	14,05	Mj/kg
PCI Humd.	-1,47	Mj/kg
Energía fuel	-417	kW

Tabla 31: PCI lodos ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

La línea de lodos (24), penaliza los kW útiles en caldera debido al alto contenido en agua de esta corriente. Sin embargo, se ha decidido combustionar esta línea en caldera para evitar el vertido y costes de eliminación por otras vías externas a la planta.

Caldera Generación Vapor		
Total Energía fuel	12.259	kW
Rendimiento Caldera [27]	85%	
Total Energía útil	10.420	kW

Tabla 32: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

En la tabla anterior, se expone el total de energía útil aportado por las tres líneas descritas, siendo esta de 10.420 kW.

El PCI de las líneas de CH4, fracción sólida y lodos que entran en la caldera de combustión, no es suficiente para la obtención de los KW eléctricos y las corrientes de vapor de alta y baja presión necesarios en el proceso, por lo que es necesario el uso de un combustible alternativo (C1) para añadir Poder Calorífico a la caldera.

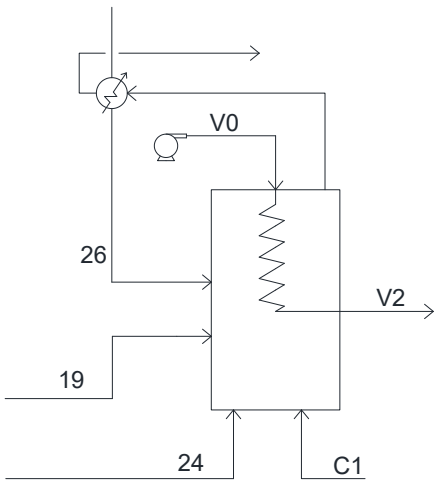

Ilustración 29: Diagrama de flujo de caldera ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

En la ilustración anterior se definen las líneas de entrada y salida en la caldera de combustión. El vapor de alta presión generado (V2) (454ºC, 62 atm), es llevado a una turbina de expansión para la obtención de vapor de alta presión, vapor de baja presión y potencia eléctrica.

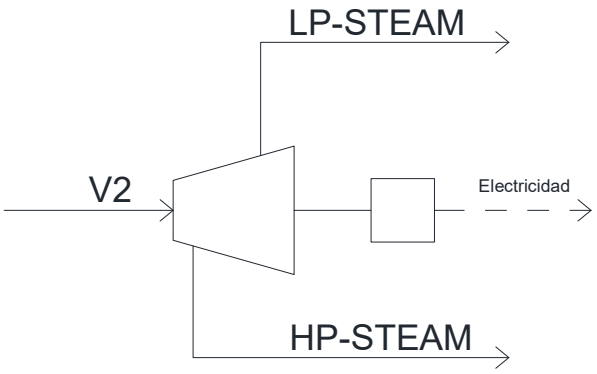

Ilustración 30: Diagrama de flujo turbina de extracción ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

El vapor de alta presión (13 atm, 241 ºC) es usado en el proceso de prehidrólisis ácida.

El vapor de baja presión (9.5 atm, 206 ºC) es usado en los procesos de destilación y deshidratación. [27]

ELECTRICIDAD	POWER kW
1º Extracción	-1561,96723
2º Extracción	-146,972529
Total	-1708,93976
Proceso	-461,12
Exportada	-1247,81976

QCALC kw	-11.031

Tabla 33: Poder calorífico y electricidad ALTERNATIVA 1 Aspen Plus. Fuente: Elaboración propia.

En las tablas anteriores se expone la simulación del balance de energía de la caldera, salidas de vapor de la turbina de extracción y electricidad generada en la ALTERNATIVA 1. Dicha simulación se ha realizado con el programa Aspen Plus.

La energía necesaria en la Caldera para la producción de vapor (alta y baja presión) en las condiciones de alta presión y temperatura para ser turbinado, y electricidad, es de 11031 kW. Las corrientes de sólidos insolubles, lodos y CH4, aportan una energía calorífica de 10420 kW. Por lo que es necesario aportar energía adicional mediante la introducción de un combustible externo en caldera.

El combustible elegido es Gas Natural, del cual se deben aportar 51.5 kg/h, como se expone a continuación. La eficiencia de la caldera se asume que es del 85%.

Poder calorífico necesario	-11.031	kW
Total energía útil	10.420	kW
	kW a aportar	
	-719	kW
	-2.587,7	MJ/h

Combustible externo		
	MJ/kg	**Kg/h**
CH4	50,2	51,5

Tabla 34: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

Como indica la tabla 33, se generan 1708,9 kW de electricidad. En la ALTERNATIVA 1 son necesarios 461,12 kW, los 1247,97 kW restantes son vendidos, obteniendo un beneficio alternativo en el proceso de producción.

Las etapas con mayor demanda de electricidad son el proceso de fermentación y tratamiento de aguas, con unos consumos en torno a 138 kW y 275 kW, respectivamente. El resto de electricidad producida es consumida por las etapas de pretratamiento, destilación y deshidratación.

A continuación, se exponen las tablas de los tres casos de degradación de solubles de la alternativa 1. En dichas tablas se observa que conforme aumenta la degradación de los azúcares solubles en el pretratamiento ácido, la energía calorífica útil aportada por las líneas de proceso que van a caldera disminuye, debido a la menor cantidad de solubles que son combustionados.

La disminución de la energía calorífica útil hace necesaria la aportación de más gas natural alternativo, para lograr los kW caloríficos necesarios en caldera para la producción de electricidad y vapor de proceso.

18% degradación

Caldera Generacion Vapor		
Total Energia fuel	12.255	kW
Rend. Caldera	85%	
Total Energia util	10.417	kW

Tabla 35: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1 – 18% degradación. Fuente: Elaboración propia.

Poder calorífico necesario	-11.031	kW
Total energía útil	10.417	kW
	kW a aportar	
	-722	kW
	-2.598,9	MJ/h

Combustible externo		
	MJ/kg	**Kg/h**
CH4	50,2	51,8

Tabla 36: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1 – 18% degradación. Fuente: Elaboración propia.

30% degradación

Caldera Generacion Vapor		
Total Energia fuel	12.253	kW
Rend. Caldera	0,85	
Total Energia util	10.415	kW

Tabla 37: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1 – 30% degradación. Fuente: Elaboración propia.

Poder calorífico necesario	-11.031	kW
Total energía útil	10.415	kW
	kW a aportar	
	-724	kW
	-2.606,5	MJ/h

Combustible externo		
	MJ/kg	**Kg/h**
CH4	50,2	51,9

Tabla 38: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1 – 30% degradación. Fuente: Elaboración propia.

66% degradación

Caldera Generacion Vapor		
Total Energia fuel	12.247	kW
Rend. Caldera	0,85	
Total Energia util	10.410	kW

Tabla 39: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 1 – 66% degradación. Fuente: Elaboración propia.

Poder calorífico necesario	-11.031	kW
Total energía útil	10.410	kW
	kW a aportar	
	-730	kW
	-2.629,0	MJ/h

Combustible externo		
	MJ/kg	Kg/h
CH4	50,2	52,4

Tabla 40: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 1 – 66% degradación. Fuente: Elaboración propia.

6.2.3. Balance de Energía ALTERNATIVA 2

El diseño de caldera y turbina de expansión para la alternativa 2 es similar al descrito en la alternativa 1. Se van a desarrollar las líneas de entrada en caldera y la producción eléctrica en este proceso, ya que es lo único que varía respecto al anterior.

25	MJ/Kg	Kg/h	MJ/h	KW
Insolubles (FORSU)	-	2191,04	42810,85	11891,90
GRASAS	42	595,50	25011	
PROTEINA CRUDA	16,74	525,50	8796,87	
PECTINA	13,6	196,00	2665,6	
CELULOSA	16,7	91,01	1519,79853	
HEMICELULOSA	17,15	123,54	2118,66	
Xilano [20]	-	29,16	-	
LIGNINA	24,99	108,00	2698,92	
CENIZA	-	551,50	-	
H2O (líquido)		766,86		

Tabla 41: PCI componentes de la fracción sólida ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

ENERGÍA SÓLIDOS (25)		
Humedad	26%	
PCI seco	19,54	Mj/kg
PCI Humd.	13,84	Mj/kg
Energía fuel	11372	kW

Tabla 42: PCI fracción sólida ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

La corriente (25) son los insolubles tras el filtro de presión que entran en caldera, siendo menor la energía aportada debido a los mayores rendimientos de producción de este proceso. El porcentaje de humedad de esta línea es 26%, similar al de la alternativa anterior.

32	MJ/Kg	Kg/h	MJ/h	KW
CH4	50,2	64,33	3229,31	897,03
H2O (vapor)		3,00		

Tabla 43: PCI componentes de biogás ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

ENERGÍA CH4 (32)		
Humedad	4%	
PCI seco	50,20	Mj/kg
PCI Humd.	47,85	Mj/kg
Energía fuel	895	kW

Tabla 44: PCI CH4 ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

La corriente (32) que llega a caldera es el biogás producido en el digestor anaerobio, aportando 895 kW de energía calorífica.

30	MJ/Kg	Kg/h	MJ/h	KW
SOLUBLES	-	59,40	835,15	231,98
Glucosa	15,57	3,13	48,67	
Fructosa	15,69	0,72	11,33	
Sacarosa	-	-	-	
Proteínas	16,74	0,05	0,76	
Xilosa	13	2,7	34,67	
H2O (líquido)	-	1445,62	-	

Tabla 45: PCI componentes de lodos ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

ENERGÍA LODOS (30)		
Humedad	96%	
PCI seco	14,06	Mj/kg
PCI Humd.	-1,79	Mj/kg
Energía fuel	-748	kW

Tabla 46: PCI lodos ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

La corriente (30) que entra en caldera son los lodos del digestor anaerobio con un porcentaje de humedad muy elevado, lo que penaliza la energía calorífica en -748 kW, por lo que se demanda mayor cantidad de gas natural externo en esta alternativa.

Caldera Generación Vapor		
Total Energía fuel	11.519	kW
Rendimiento Caldera [27]	85%	
Total Energía útil	9.791	kW

Tabla 47: Poder calorífico caldera ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

La energía calorífica útil aportada por las líneas del proceso que entran en caldera es de 9.791 kW.

ELECTRICIDAD	POWER kW
1º Extracción	-1561,55206
2º Extracción	-148,265
Total	-1709,81706
Proceso	-607,74
Exportada	-1102,07706

QCALC kw	-11028

Tabla 48: Poder calorífico y electricidad ALTERNATIVA 2 Aspen Plus. Fuente: Elaboración propia.

La energía necesaria en la Caldera para la producción de vapor (alta y baja presión) y electricidad, es de 11.028 kW. Las corrientes de sólidos insolubles, lodos y CH4 aportan una energía calorífica de 9791 kW. Es necesario aportar energía adicional mediante la introducción de un combustible externo en caldera.

El combustible elegido es Gas Natural, del cual se deben aportar 104.4 kg/h, como se expone a continuación. La eficiencia de la caldera se asume que es del 85%.

Poder calorífico necesario	-11.028	kW
Total energía útil	9.791	kW
	kW a aportar	
	-1.455	kW
	-5.238,9	MJ/h

Combustible externo		
	MJ/kg	Kg/h
CH4	50,2	104,4

Tabla 49: Combustible externo en caldera ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

Como indica la tabla 48, se generan 1709.8 kW de electricidad. En la ALTERNATIVA 2 son necesarios 607.74 kW, los 1102.07 kW restantes son vendidos obteniendo un beneficio alternativo en el proceso de producción.

6.3. EVALUACIÓN TÉCNICA Y COMPARATIVA

En el análisis técnico de los procesos se van a tener en cuenta tanto parámetros cualitativos (complejidad, robustez e implantación tecnológica), como cuantitativos (rendimiento, consumo de combustible alternativo).

Todos los conceptos tenidos en cuenta para el análisis son importantes para la definición de las características y tecnologías de cada uno de los procesos.

6.3.1. Comparativa Cualitativa

Antes de desarrollar la comparativa cualitativa, hay que tener en cuenta que las dos alternativas planteadas son básicamente iguales con algunos matices. En la alternativa 2 se llevan a cabo dos etapas de Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF), con una separación por decantación intermedia entre ambas etapas, mientras que en la alternativa 1, sólo se desarrolla una HSF y separación posterior.

Antes de comenzar con el análisis se definen algunos conceptos aplicados.

- **Complejidad:** La complejidad se puede relacionar con el número de etapas que deben llevarse a cabo en el proceso de producción, las cuales están interrelacionadas, con diferente implicación, complejidad y fiabilidad.
- **Implantación**: Relacionado con el grado de desarrollo y caracterización de una tecnología para su implantación a escala industrial.
- **Robustez:** La robustez de un proceso está marcada por su gran fiabilidad y seguridad a la hora de alcanzar los objetivos para los que fue desarrollada. Una tecnología robusta es insensible a las variabilidades que se puedan presentar en el proceso de producción, así como presenta una baja probabilidad de fallo.

Complejidad

Como se ha descrito anteriormente, la complejidad de un proceso de producción aumenta con el número de etapas interrelacionadas y la complejidad de diseñar cada uno de los parámetros involucrados en las mismas. Teniendo en cuenta este concepto, la ALTERNATIVA 2 para la producción de etanol a partir de FORSU es la más compleja de las planteadas, debido a que en la misma se llevan a cabo dos etapas de Separada Hidrólisis y Fermentación (HSF), las cuales requieren la acción de enzimas muy específicas en diferentes condiciones, así como los procesos de pretratamiento de hidrólisis ácida, neutralización, dos decantaciones y las etapas de destilación/deshidratación, digestión anaerobia, caldera y turbina de expansión.

En la alternativa 1, el proceso previo a la destilación, deshidratación, digestión anaerobia y caldera se compone de siete etapas, mientras que en la alternativa 2 se compone de 9 etapas.

En la alternativa 2, el diseño de las dos etapas de HSF es muy diferente, debido a que en la etapa 1 se aplica el proceso a toda la FORSU que entra en la planta, mientras que en la etapa 2 sólo se procesa la fracción insoluble que queda tras la primera HSF, siendo diferentes las cantidades de enzimas y levaduras necesarias para el óptimo procesamiento de la FORSU.

Es necesario un control más exhaustivo del proceso conforme aumenta la complejidad del mismo.

Implantación

Actualmente, dicho proceso se encuentra en fase de desarrollo e investigación, existiendo algunas plantas a escala piloto, así como multitud de ensayos de laboratorio llevados a cabo con el fin de optimizar y maximizar los rendimientos del proceso para conseguir una tecnología eficiente y desarrollable a escala industrial.

La mayor dificultad de esta tecnología es el tratamiento de la FORSU, debido a que esta es muy heterogénea y su composición depende de muchos factores, tales como parámetros socio-económicos, políticos, culturales… Lo que dificulta el desarrollo de este proceso de valorización energética.

El nivel de TRL de las dos alternativas es similar, sin embargo, en el caso de referencia, está bastante por encima.

Robustez

Como se ha citado anteriormente, la FORSU presenta una composición muy variable, por lo que se necesita una tecnología robusta asegurando la fiabilidad del proceso y los rendimientos esperados.

De las dos alternativas planteadas no hay una gran diferencia de robustez entre ambas. Los procesos bioquímicos, en general, son pocos robustos, especialmente con un tipo de materia prima como los RSU. Por esto se dispone de pretratamientos para la mejora de los rendimientos de producción.

	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 2
Complejidad	Menor complejidad que la ALTERNATIVA 2, debido al planteamiento del pretratamiento de la FORSU	Mayor complejidad, gran número de procesos con diseños específicos e involucración de microorganismos
Implantación	Baja. Tecnología en fase de desarrollo. Escala piloto y ensayos de laboratorio.	Baja. Tecnología en fase de desarrollo. Escala piloto y ensayos de laboratorio.
Robustez	Los rendimientos del proceso presentan variaciones difícilmente controlables. Tecnología frágil.	Tecnología fiable para el tratamiento de la FORSU de manera que se aseguren los rendimientos del proceso.

Tabla 50: Comparativa Técnica Cualitativa. Fuente: Elaboración propia.

6.3.2. Comparativa Cuantitativa

Para el desarrollo de la comparativa cuantitativa, se deben tener en cuenta diferentes parámetros fundamentales que definen cada una de las alternativas planteadas.

- **Rendimiento de producción:** Define la cantidad de producto deseado producido por materia prima. La rentabilidad del proceso depende mucho de este parámetro.
- **Consumo de combustible:** Es necesario el uso de combustible externo a planta para la producción de electricidad y vapor de proceso. La cantidad de combustible depende de las condiciones de cada una de las alternativas, ya que son aprovechables las líneas de rechazo para la obtención energía calorífica.
- **Exportación de electricidad:** En cada una de las alternativas, se produce la electricidad necesaria en el proceso en exceso. Este exceso es vendido para la obtención de beneficios.
- **Rendimiento energético:** El rendimiento energético es la relación entre la energía que suministramos a un sistema, y la energía útil que obtenemos.

		Caso Referencia	Caso 1	Caso 1 - 18%	Caso 1 - 30%	Caso 1 - 66%	Caso 2
Prod- Etanol	m3/a	303.936	8.179,33	7.627	7.258	6.153	8.684
Consumo biomasa / FORM	t/a	833.336	80.000	80.000	80.000	80.000	80.000
Coproductos							
Rendimiento etanol	% m/m (b.s.)	35,97%	16%	15%	14%	12%	17%
Rendimiento etanol máximo	% m/m (b.s.)		20%	19%	18%	16%	20%
Consumo enzimas	kg/a	4.182.080,00	197.838	197.838	197.838	197.838	337.837
Consumo Gas	MWh	0,00	5.750	5.775	5.792	5.842	11.642
Exportacion electricidad	MWh	104.000,00	9.983	9.983	9.983	9.983	8.817
Rendimiento energético		60,16%	42,75%	39,87%	37,94%	32,16%	45,39%
Rendimiento energético		60,16%	42,76%	39,87%	37,95%	32,17%	45,40%

Tabla 51: Comparativa Técnica Cuantitativa. Fuente: Elaboración propia.

Uno de los parámetros más importantes es el rendimiento de producción. Como se observa en la tabla anterior, de las alternativas de producción planteadas en el presente proyecto, la que obtiene mayores rendimientos es la ALTERNATIVA 2. Se consigue una producción mayor gracias al planteamiento de llevar a cabo dos etapas de HSF y a un pretratamiento de hidrólisis ácida.

Como se aprecia en la tabla 51, al simular la ALTERNATIVA 1 con diferentes porcentajes de degradación de azúcares durante el pretratamiento de hidrólisis ácida, los rendimientos del proceso disminuyen conforme aumenta dicha degradación.

Si se convirtiesen todos los azúcares, celulosa y hemicelulosa, como se observa en la tabla anterior, los rendimientos de las alternativas planteadas no superan el 20%. Este rendimiento tan bajo se debe a la composición de la FORSU, cuyo porcentaje aprovechable para la producción de etanol es en torno al 40%.

El caso de referencia tiene un rendimiento mucho mayor que los casos planteados, esto es debido a que la materia prima valorizada en dicho proceso es biomasa lignocelulósica, es decir, una materia más homogénea cuya valorización está implantada industrialmente y que no presenta las dificultades de heterogeneidad de los RSU.

Como se indicó en apartados anteriores, las tecnologías planteadas necesitan la aportación de combustible externo en la caldera de combustión para la producción de la electricidad y el vapor necesarios en el proceso. Se observa que en la ALTERNATIVA 2 son necesarios 11.642 MWh al año de gas natural, más del doble que en la ALTERNATIVA 1 (en sus cuatro casos). En las tablas 32 y 47 se exponen los poderes caloríficos aportados a la caldera de combustión por las

líneas de sólidos, CH4 y lodos de la ALTERNATIVA 1 y 2, respectivamente. Dichos valores son de 10.420 kW para la ALTERNATIVA 1 y 9.791 kW para la ALTERNATIVA 2.

Esta diferencia de demanda de potencia calorífica se debe al mayor rendimiento de producción de etanol en la ALTERNATIVA 2, y por lo tanto la cantidad de sólidos no convertidos a etanol que es empleada como combustible en la caldera es menor, siendo necesaria una aportación mayor de gas natural para alcanzar los kW caloríficos requeridos en la caldera.

Además, dicha diferencia energética es debida a que la corriente de lodos de la ALTERNATIVA 2 que llega a caldera contiene mayor cantidad de agua, lo que netamente implica una pérdida energética, y esta pérdida hace que se requiera mayor aportación de gas natural. Este mayor contenido de agua se debe al planteamiento de etapas del proceso, añadiéndose grandes cantidades de agua para la HSF 1º etapa y para el pretratamiento de hidrólisis ácida (-417 kW y -748 kW son las pérdidas de poder calorífico en caldera por la línea de lodos de los casos 1 y 2, respectivamente).

El consumo de enzimas es mayor en la ALTERNATIVA 2 debido a las dos etapas de HSF. La degradación de azúcares en la ALTERNATIVA 1 no influye en el consumo de enzimas, debido a que la dosificación de estas es en función de la celulosa.

En cuanto a la exportación de electricidad, esta es mayor en la ALTERNATIVA 1 debido a que la electricidad demandada en el proceso de producción es inferior, al existir solo una etapa de HSF. Menor número de equipos, menor consumo eléctrico.

El rendimiento energético es mayor en la ALTERNATIVA 2, debido a que obtiene el mayor rendimiento de producción de etanol. Es muy inferior comparado con el caso de referencia, lo cual se debe, como se citó anteriormente, a la diferente materia prima utilizada y al menor desarrollo tecnológico.

7. ANÁLISIS ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS

7.1. RESULTADO DE LOS CASOS

Para cada uno de los casos planteados se ha desarrollado una estimación de la inversión, costes de operación, ingresos y cálculo de la Inversión Total de Capital (TCI).

Se ha llevado a cabo una recopilación de cada uno de los equipos necesarios en cada proceso. Acudiendo al caso de referencia, cuyo análisis financiero es muy detallado, se han adaptado los equipos a cada uno de los casos del presente proyecto, ya que la tecnología aplicada es similar a la desarrollada en las alternativas 1 y 2.

A partir de los costes de inversión se ha desglosado el TCI de cada alternativa teniendo en cuenta los Costes Directos e Indirectos.

Los costes de operación se han obtenido a partir del flujo de masa de los químicos utilizados multiplicado por el precio de los mismos, obtenido a partir de referencias bibliográficas. Considerando también los costes fijos, tratamiento de residuos, tratamiento de aguas y otras materias brutas.

En cuanto a los ingresos de cada una de las alternativas, se han calculado a partir de la producción de etanol y electricidad por sus precios de venta, además de la tasa de tratamiento de residuos, calculada a partir de un VAN igual a cero, y con un TIR del 10%.

En la tabla siguiente se muestran los resultados de los análisis económicos de cada uno de los casos planteados en el presente proyecto, así como el caso de referencia.

En el apartado Anexos se desarrollan más profundamente el balance económico global, los costes de inversión, proceso e ingresos de las alternativas 1 – sin degradación y 2. Además de los modelos financieros de las dos alternativas y del caso de referencia.

		Caso Referencia	Caso 1	Caso 1 - 18%	Caso 1 - 30%	Caso 1 - 66%	Caso 2
Inversion	M$	422,50	81,94	81,86	81,80	81,62	86,13
	M$/l	1,39	10,02	10,73	11,27	13,27	9,92
Tasa	$/t		148,07	150,78	152,58	157,97	152,89
Ingresos							
Etanol		609,00	609,00	609,00	609,00	609,00	609,00
Electricidad		22,58	80,52	86,35	90,74	107,03	66,98
Tasa Tratamiento		0,00	1.469,93	1.605,27	1.706,90	2.084,57	1.429,65
Gastos							
Biomasa		148,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Consumos planta		150,95	81,31	87,20	91,63	108,08	43,67
Compra enzimas	$/m3	39,41	185,03	185,03	185,03	185,03	185,03
Gas		0,00	10,70	11,48	12,06	14,23	20,41
Otros		41,74	148,91	159,70	167,81	197,94	140,26
Operación y Mantenimiento		56,44	406,74	435,76	457,56	538,56	402,69
Amortización		69,50	500,91	536,66	563,50	663,25	495,92
Impuesto de sociedades		76,55	247,75	265,44	278,71	328,05	245,29
Coste total		**560,73**	**1.500,83**	**1.594,91**	**1.665,57**	**1.928,12**	**1.466,30**
TIR		**18,43%**	**10,00%**	**10,00%**	**10,00%**	**10,00%**	**10,00%**

Tabla 52: Comparativa económica. Fuente: Elaboración propia.

7.2. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y COMPARATIVA

Una vez realizada la comparativa técnica de las diferentes alternativas, se va a proceder a la comparación de los aspectos económicos.

Los elementos tecnológicos tendrán influencia en los requerimientos económicos, como son; costes de inversión de las plantas de producción, costes de operación, adición de reactivos, así como en los ingresos

Inversión

En la tabla 52 se exponen diferentes datos económicos de cada uno de los casos planteados.

Como se observa, los mayores costes de inversión son los de la ALTERNATIVA 2 debido a que la planta de producción está constituida por más equipos, 2 etapas de HSF y dos decantadores, además de ser el proceso con mayor rendimiento, por lo que los costes de equipos de almacenamiento, tratamiento de agua, destilación y deshidratación son mayores.

Los costes de inversión de la ALTERNATIVA 1 van disminuyendo conforme se considera un porcentaje de degradación mayor de los azúcares solubles en el tratamiento de hidrólisis ácida.

Esta disminución de costes es consecuencia de la baja de rendimientos de producción por dicha degradación, lo cual disminuye los costes de equipos de almacenamiento y destilación y deshidratación.

Al expresar los costes de inversión respecto a la capacidad de producción, en M$/l, se aprecia que el orden de costes es inverso al anteriormente descrito, es decir, los costes de la ALTERNATIVA 2 son los más bajos.

Los costes de inversión del caso de referencia son mucho más elevados debido a la mayor capacidad de procesamiento de la planta, teniendo un flujo de materia 10 veces mayor que las dos alternativas planteadas de valorización de FORSU. Pero referidos a la producción resultan 1,39M$/L.

Coste de operación

Los principales costes de operación de cada una de las alternativas son:

- Consumo de químicos
    - H2SO4: 0.08 $/kg [27]
    - H2O: 0.0002 $/kg [27]
    - CaCO3: 0.20 $/kg [27]
    - Enzimas: 0.23 $/kg etanol [19]
- Otras materias brutas.
- Tratamiento de residuos.
- Costes fijos.
- Tratamiento de aguas.

Los precios de los diferentes químicos se han obtenido a partir de referencias bibliográficas. El resto de costes se ha obtenido llevando a cabo una extrapolación de los costes del caso de referencia a cada una de las alternativas planteadas.

En el apartado Anexos se desglosan las tablas de costes de operación de las dos alternativas.

Como se aprecia de nuevo en la tabla 52, los costes de producción expresados en $/m3 de etanol son más bajos en la ALTERNATIVA 2, ya que la producción es mayor.

En la ALTERNATIVA 1 los costes de tratamiento de hidrólisis ácida y neutralización parcial son mucho mayores debido a que toda la materia que entra en la planta es tratada, sin embargo, en la ALTERNATIVA 2 estos tratamientos son aplicados sólo a los sólidos tras la primera decantación, por lo que se reduce el coste. Hay mayor coste enzimático en el caso 2 al haber dos etapas de HSF, pero tampoco hay una gran subida respecto al caso 1 ya que en la segunda HSF se requieren pocas enzimas al ser menos materia la que llega a dicho proceso.

Respecto a la ALTERNATIVA 1, conforme aumenta la degradación de azúcares solubles, aumentan los costes de producción ya que los rendimientos bajan.

En el caso de referencia los costes de operación son más elevados debido a la capacidad de planta.

Ingresos y gastos

Como se ha citado anteriormente, los ingresos de las alternativas planteadas se obtienen a partir del etanol producido, de la electricidad excedente que es vendida y de la tasa de tratamiento de residuos.

Observando la tabla 52, la rentabilidad del proceso depende principalmente de la tasa de tratamiento de residuos, ya que, observando los costes totales de la alternativa 1, por ejemplo, estos alcanzan los 1.478,39 $/m³ mientras que los ingresos por tasa son de 1.469,93 $/m³. Los beneficios totales de etanol y electricidad son de 689,52 $/m³.

Los ingresos por etanol y electricidad, se han calculado a partir del etanol producido en m³/año y de los MW eléctricos vendidos, multiplicados por el precio de venta:

- Etanol: 600 $/m³ [27]
- Electricidad: 65 $/MWh [27]

La tasa de tratamiento se ha calculado para un VAN igual a cero y un TIR del 10%.

En el caso de referencia los ingresos por etanol y electricidad, expresados en $/m³, son similares a los casos planteados. Sin embargo, los costes totales tienen un valor de 560.73 $/m³, inferior a los ingresos. Lo que asegura la rentabilidad del proceso.

Los costes de operación y mantenimiento se han calculado a partir de la Inversión Total de Capital (TCI).

En el TCI se tienen en cuenta:

- Costes Directos:
    - Etapas del proceso:
        - Alimentación.
        - Pretratamiento y acondicionamiento.
        - Simultánea Sacarificación y Fermentación.
        - Destilación y deshidratación.
        - Tratamiento de aguas.
        - Almacenamiento.
        - Caldera y turbina.
        - Servicios.
    - Almacén.
    - Desarrollo.
    - Tuberías adicionales.
- Costes Indirectos:
    - Gasto extraordinario.
    - Gasto de campo.
    - Oficina y cuota de construcción.
    - Contingencia del proyecto.
    - Otros costes (puesta en marcha, permisos…).

EL cálculo de estos gastos se ha obtenido a partir del caso de referencia utilizado en el presente proyecto.

Acudiendo a la tabla 52, expresados en $/m^3$, los gastos totales de la alternativa 2 son inferiores a los de la alternativa 1 debido a los mayores rendimientos de producción.

Coste de Gas Natural

El cálculo del coste de gas natural para cada una de las alternativas se ha realizado a partir de los MW necesarios en cada proceso multiplicado por el precio de CH4, el cual es igual a 15,00$/MWh.

Como se citó en el apartado 6.3.2., en la ALTERNATIVA 2 es necesaria una aportación a la caldera de combustión de 11642 MWh de gas natural, más del doble que en la ALTERNATIVA 1 (en sus cuatro alternativas). Debido a esto aparecen en la tabla 52 unos gastos de gas mucho mayores en este proceso.

En el caso de referencia no se producen costes asociados al gas natural, ya que este proceso es autosuficiente. Se generan 41 MW de potencia eléctrica, el proceso usa 28 MW, los 13 MW restantes son vendidos. [27]

Tasa de tratamiento

El proceso de producción de etanol a partir de FORSU tiene unos rendimientos bajos en comparación con otras tecnologías y materias primas. Como se indicó anteriormente, en comparación con el caso de referencia, cuya materia prima es biomasa lignocelulósica, los rendimientos son muchos más bajos, por lo tanto, los ingresos también, siendo difícil desarrollar esta tecnología a escala industrial de manera eficiente.

Para contrarrestar está penalización en el rendimiento de producción, e impulsar el desarrollo de esta tecnología de valorización de FORSU, es necesaria la aplicación de una tasa de tratamiento de residuos. Los organismos/plantas encargados del tratamiento y gestión de los RSU pagan tasas de tratamiento de residuos a las plantas de producción de etanol, por lo que la materia prima de este proceso, además de tener coste cero, aporta beneficios al ser valorizada, impulsando esta gestión más sostenible y respetuosa con el medio ambiente.

La tasa tendría el concepto del coste de gestión del residuo, que se cobra para compensar los gastos de tratamiento, incluyendo inversión, productos químicos etc, y descontando los ingresos por la venta del etanol y la electricidad excedentaria.

Las tasas de tratamiento para cada uno de los casos, expresadas en $/tonelada de RSU, están expuestas en la tabla 52. El cálculo de las mismas se ha realizado para un Valor Actual Neto (VAN) igual a cero en cada proceso, y para un TIR del 10%.

El Valor Actual Neto es un criterio de inversión que consiste en actualizar los cobros y pagos de un proyecto o inversión para conocer cuánto se va a ganar o perder con esa inversión. [35]

En la ALTERNATIVA 1 se aprecia que conforme aumenta el porcentaje de degradación de azúcares solubles (disminuyen los rendimientos), la tasa de tratamiento aumenta para conseguir un VAN igual a cero, es decir, al disminuir los ingresos obtenidos por producción de etanol es necesario obtenerlos por otra vía, en este caso, aumentando el precio de la tasa de tratamiento.

Siguiendo la reflexión anterior, un proceso con altos rendimientos de producción tendría una tasa de tratamiento baja.

Atendiendo a la ALTERNATIVA 2 se observa que la tasa de tratamiento no es la mínima a pesar de tener el rendimiento más alto, queda en medio de los casos de degradación. Esto se debe a que el coste de inversión es el más elevado y, por tanto, necesita una mayor tasa de tratamiento para obtener un VAN igual a cero.

Por otro lado, la tasa de tratamiento expresada en $/m3 de etanol muestra que para la ALTERNATIVA 2 es la más baja, debido a su mayor rendimiento de producción.

En el caso de referencia no se obtienen ingresos por tasa de tratamiento debido a que su materia prima es rastrojo de maíz. En este caso, la materia prima supone unos costes de 45.200.000 $/año, que expresados en $/m3 son 148.72, debido a los costes de producción de la misma.

Atendiendo a la tabla, los ingresos por etanol y electricidad en el caso de referencia son superiores a los costes totales del proceso, lo que asegura la rentabilidad, obteniendo un TIR del 18.43%, casi el doble que nuestros casos planteados.

8. ANÁLISIS MEDIOAMBIENTAL DE ALTERNATIVAS

Para completar el análisis técnico y económico se hacen unas consideraciones de tipo medioambiental, enfocando este análisis medioambiental por el impacto en el cambio climático debido a las emisiones de Gases Efecto Invernadero (GEI).

8.1. INVENTARIO DE EMISIONES

A continuación, se desglosa el inventario de emisiones de g CO2 equivalente asociadas a los reactivos utilizados en cada alternativa y a la potencia eléctrica producida.

Se ha multiplicado el flujo de materia de cada reactivo por su factor de emisión para el cálculo de los g CO2 equ. / kg.

Las principales fuentes de emisión son los reactivos utilizados en el proceso, expuestos en la tabla posterior, así como el combustible gas natural adicionado a la caldera.

La energía eléctrica exportada supone un impacto negativo en las emisiones de GEI por la sustitución de combustibles fósiles para la generación de electricidad.

Se ha acudido a la base de datos de Biograce para la obtención de los factores de emisión de cada uno de los reactivos. Nuestra unidad funcional es el etanol, expresando las emisiones de GEI en g de CO2 / MJ de etanol.

REACTIVOS	**Cantidad**		**g CO2 / kg [36]**	**g CO2 / MJ**	
H2SO4	0,00773	kg / MJ	207,70	1,606	
CaCO3	0,00789	kg / MJ	50,26	0,397	
ENZIMAS	0,0012	kg / MJ	5.500,00	6,363	
LEVADURA	0,0004	kg / MJ	0,00	0,000	
COMBUSTIBLE			**g CO2 eq / MJ [36]**		
CH4	0,12105	MJ / MJ	71,75	8,685	**g CO2 / Let**
TOTAL				**17,051**	356,50

	Cantidad		**g CO2 / MJ [36]**	**g CO2 / MJ**	
ETANOL	171.017.567,52	MJ / a			**g CO2 / Let**
ELECTRICIDAD	0,210	MJ / MJ	127,65	**-26,82**	-560,85

Total emisiones	-204,35	g CO2 / Let

Tabla 53: Inventario de emisiones ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

REACTIVOS	**Cantidad**		**g CO2 / kg [36]**	**g CO2 / MJ**	
H2SO4	0,00413	kg / MJ	207,70	0,857	
CaCO3	0,00421	kg / MJ	50,26	0,212	
ENZIMAS	0,0019	kg / MJ	5.500,00	10,234	
LEVADURA	0,0014	kg / MJ	0,00	0,000	
COMBUSTIBLE			**g CO2 eq / MJ [36]**		
CH4	0,23083	MJ / MJ	71,75	16,562	**g CO2 / Let**
TOTAL				**27,865**	582,61

	Cantidad		**g CO2 / MJ [36]**	**g CO2 / MJ**	
ETANOL	181.564.943,74	MJ / a			**g CO2 / Let**
ELECTRICIDAD	0,17	MJ / MJ	127,65	-22,31	-466,57

Total emisiones	116,04	g CO2 / Let

Tabla 54: Inventario de emisiones ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

En el caso de referencia existen emisiones asociadas al cultivo y transporte de la materia prima. Esta es la principal diferencia que se aprecia respecto a las emisiones asociadas a los casos planteados en el presente proyecto.

8.2. EVALUACIÓN MEDIOAMBIENTAL Y COMPARATIVA

TOTAL EMISIONES	Caso Referencia	Caso 1	Caso 1 - 18%	Caso 1 - 30%	Caso 1 - 66%	Caso 2
g CO2 eq / t EtOH	**604.459,49**	**-248.908,06**	**-266.941,45**	**-280.489,07**	**-330.864,47**	**152.451,84**
g CO2 eq / litro EtOH	**476,92**	**-196,39**	**-210,62**	**-221,31**	**-261,05**	**120,28**

Balance de emisiones	g CO2/litro EtOH	g CO2/litro EtOH	g CO2/litro EtOH	g CO2/litro EtOH	g CO2/litro EtOH	g CO2/litro EtOH
Cultivo	431,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Transporte	15,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Quimicos	187,93	182,87	196,12	206,07	243,08	240,56
Consumo Energía	0,00	181,59	194,75	204,63	241,39	346,29
Crédito electricidad	-157,24	-560,85	-601,48	-632,01	-745,52	-466,57
Balance total	**476,92**	**-196,39**	**-210,62**	**-221,31**	**-261,05**	**120,28**

Tabla 55: Comparativa Ambiental. Emisiones de CO2. Fuente: Elaboración propia.

En el apartado de Anexos se expone un resumen de emisiones de las principales fases del caso de referencia (cultivo, transporte, transformación)

En la tabla anterior se exponen los balances de emisiones de g Co2 / litro de etanol de cada uno de los casos planteados y del caso de referencia.

- Se observa que las emisiones del caso de referencia son mucho mayores que la de los casos planteados en el presente proyecto. Esta gran diferencia es debida a las emisiones relativas al cultivo y transporte de la materia prima (maíz) del caso de referencia. En los procesos planteados, no se consideran emisiones asociadas a la materia prima utilizada, que al ser RSU en la situación actual, se recolecta y lleva a un centro de tratamiento, en cualquier caso.
- En la ALTERNATIVA 2, a diferencia de los diferentes casos de la ALTERNATIVA 1, las emisiones de CO2 son positivas. El motivo de esta diferencia se debe a las emisiones asociadas al consumo de energía externa, ya que en la ALTERNATIVA 2 es necesario aportar en caldera muchos más kW de CH4 externos. Esto es consecuencia de la pérdida de poder calorífico por la cantidad de agua de la línea de lodos que entra en caldera, mayor que en la ALTERNATIVA 1 debido al planteamiento de las etapas. Además, el PCI aportado por la línea de insolubles es menor, debido a los mayores rendimientos de conversión de dicho proceso. También influye el mayor consumo de enzimas y la menor exportación de energía eléctrica.

- Las emisiones de CO2 /litro de etanol son menores conforme se considera mayor porcentaje de degradación de azúcares solubles, esto es debido a la disminución progresiva de los rendimientos de producción.

9. CONSIDERACIONES FINALES

9.1. RESUMEN COMPARATIVO DE RESULTADOS

		Caso Referencia	Caso 1	Caso 1 - 18%	Caso 1 - 30%	Caso 1 - 66%	Caso 2
Prod- Etanol	m3/a	303.936	8.179,33	7.627	7.258	6.153	8.684
Consumo biomasa / FORM	t/a	833.336	80.000	80.000	80.000	80.000	80.000
Coproductos							
Rendimiento etanol	% m/m	28,78%	16%	15%	14%	12%	17%
Consumo enzimas	kg/a	4.182.080,00	6.453.493	6.017.524	5.726.877	4.854.938	6.851.507
Consumo Gas	MWh	0,00	5.750	5.750	5.750	5.750	11.642
Exportacion electricidad	MWh	104.000,00	9.983	9.983	9.983	9.983	8.817
Rendimiento energético		60,16%	16,92%	15,78%	15,02%	12,73%	17,97%
Rendimiento energético		60,16%	16,93%	15,78%	15,02%	12,73%	17,97%

Inversion	M$	422,50	81,94	81,86	81,80	81,62	86,13
	M$/l	1,39	10,02	10,73	11,27	13,27	9,92
Tasa	$/t		148,07	150,78	152,58	157,97	152,89
Ingresos							
Etanol		609,00	609,00	609,00	609,00	609,00	609,00
Electricidad		22,58	80,52	86,35	90,74	107,03	66,98
Tasa Tratamiento		0,00	1.469,93	1.605,27	1.706,90	2.084,57	1.429,65
Gastos							
Biomasa		148,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Consumos planta		150,95	81,31	87,20	91,63	108,08	43,67
Compra enzimas	$/m3	39,41	185,03	185,03	185,03	185,03	185,03
Gas		0,00	10,70	11,48	12,06	14,23	20,41
Otros		41,74	148,91	159,70	167,81	197,94	140,26
Operación y Mantenimiento		56,44	406,74	435,76	457,56	538,56	402,69
Amortización		69,50	500,91	536,66	563,50	663,25	495,92
Impuesto de sociedades		76,55	247,75	265,44	278,71	328,05	245,29
Coste total		**560,73**	**1.500,83**	**1.594,91**	**1.665,57**	**1.928,12**	**1.466,30**
TIR		**18,43%**	**10,00%**	**10,00%**	**10,00%**	**10,00%**	**10,00%**
TOTAL EMISIONES							
g CO2 eq / t EtOH		**604.459,49**	**-248.908,06**	**-266.941,45**	**-280.489,07**	**-330.864,47**	**152.451,84**
g CO2 eq / litro EtOH		**476,92**	**-196,39**	**-210,62**	**-221,31**	**-261,05**	**120,28**

Balance de emisiones	**g CO2/litro EtOH**	**g CO2/litro EtOH**	**g CO2/litro EtOH**	**g CO2/litro EtOH**	**g CO2/litro EtOH**	**g CO2/litro EtOH**
Cultivo	431,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Transporte	15,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Quimicos	187,93	182,87	196,12	206,07	243,08	240,56
Consumo Energía	0,00	181,59	194,75	204,63	241,39	346,29
Crédito electricidad	-157,24	-560,85	-601,48	-632,01	-745,52	-466,57
Balance total	**476,92**	**-196,39**	**-210,62**	**-221,31**	**-261,05**	**120,28**

Tabla 56: Resumen Comparativo de Resultados. Fuente: Elaboración propia.

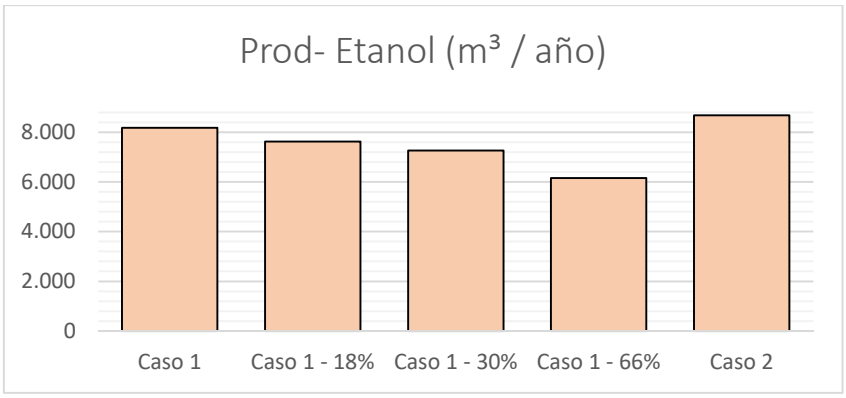

Ilustración 31: Comparativa Producción Alternativas. Fuente: Elaboración propia.

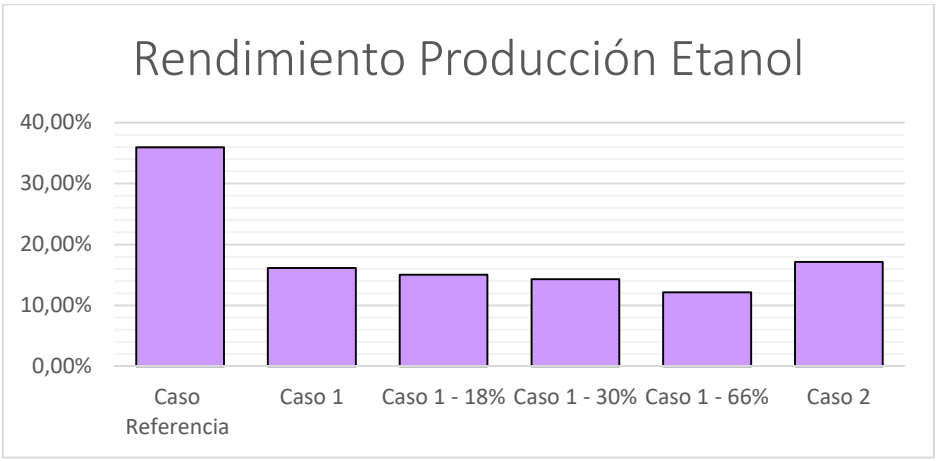

Ilustración 32: Comparativa Rendimientos de Producción. Fuente: Elaboración propia.

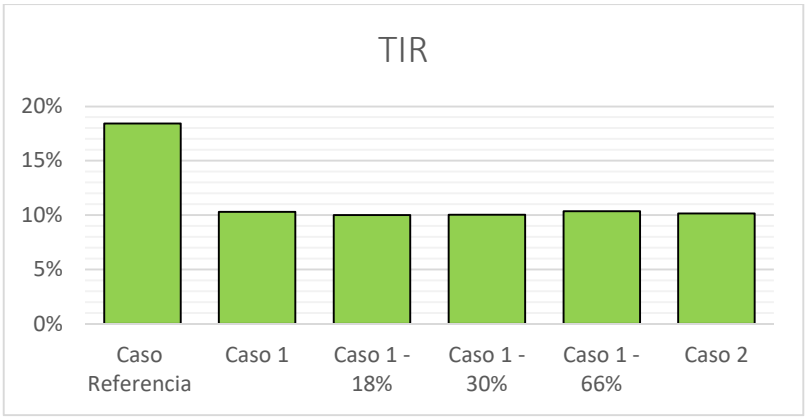

Ilustración 33: Comparativa Tasa Interna de Retorno (TIR). Fuente: Elaboración propia

La TIR de todos los casos de RSU es fija porque se calcula el canon de gestión para que esta TIR sea 10%.

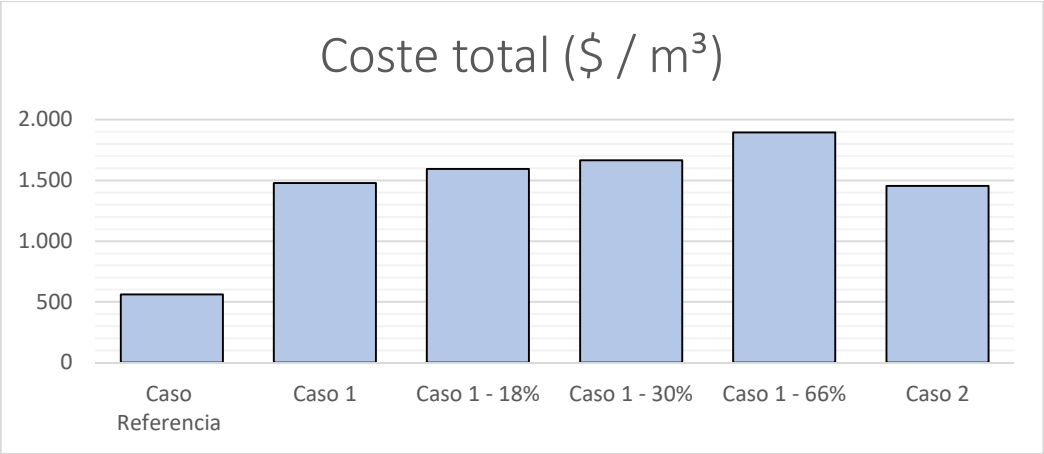

Ilustración 34: Comparativa coste total $m³. Fuente: Elaboración propia

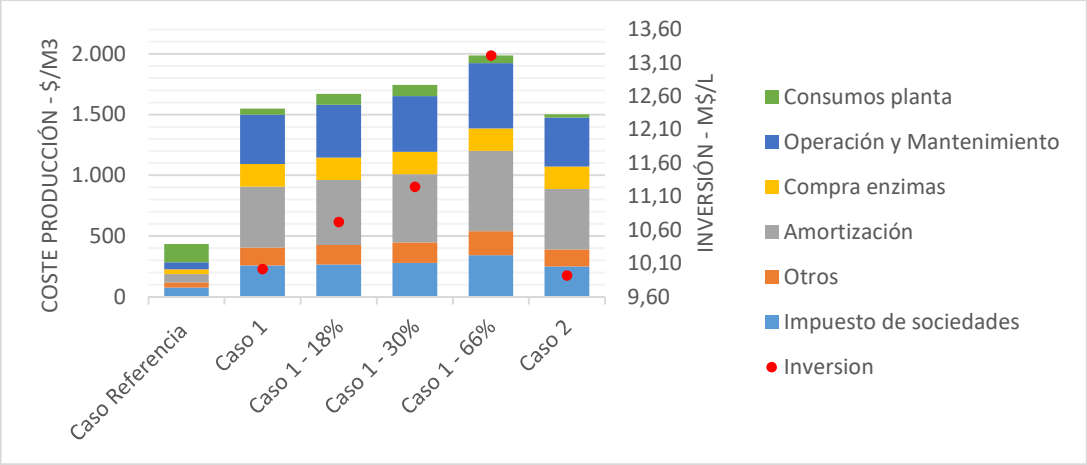

Ilustración 35: Comparativa económica. Fuente: Elaboración propia.

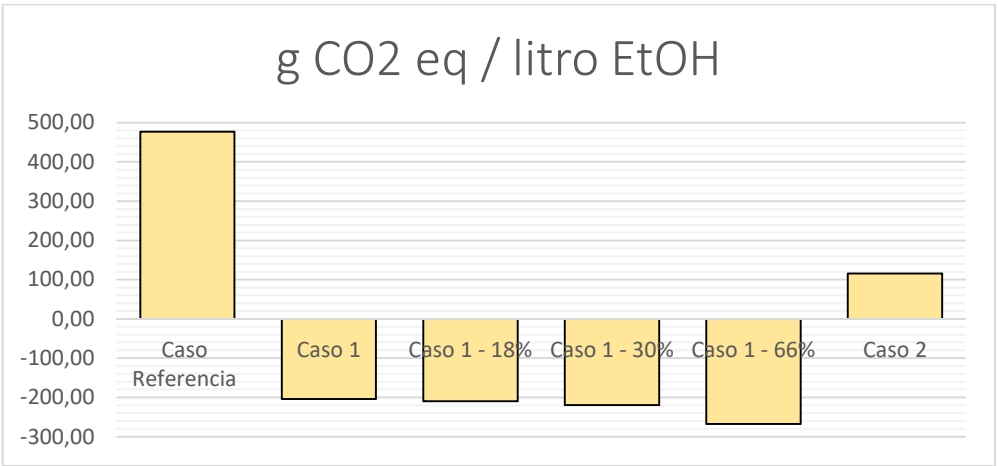

Ilustración 36: Comparativa emisiones CO2 / litro etanol. Fuente: Elaboración propia.

9.2. CONCLUSIONES

Una vez realizado el análisis técnico, económico y ambiental de los procesos planteados, se pueden establecer las siguientes conclusiones:

- Las dificultades para llevar a cabo una gestión sostenible de los Residuos Sólidos Urbanos, debido a la problemática del aumento de la generación de los mismos, hace necesaria la búsqueda de alternativas de manera que se logren los objetivos marcados en las normativas vigentes. El desarrollo de vías de valorización de la FORSU a escala industrial es una solución a dicha problemática, ya que la generación de biogás y lixiviados tienen gran impacto en el cambio climático y en los acuíferos y aguas.

- Tras analizar la normativa de políticas y planificación, existe una necesidad de recoger y tratar la FORM de forma segregada, lo que surge la oportunidad de aplicar tecnologías específicas.

- La tecnología bioquímica de bioetanol está desarrollada para materia orgánica derivada de biomasa y existen numerosas experiencias de investigación y algunas preindustriales para hacerlo con materiales derivados de residuos urbanos. Aplicando tratamientos a la fracción orgánica de los residuos similares a los llevados a cabo en biomasa lignocelulósica, con el objetivo de mejorar los rendimientos de producción y desarrollar una tecnología eficiente y sostenible.

- Se ha planteado un proceso consistente en llevar a cabo un pretratamiento de hidrólisis ácida y neutralización parcial a la FORSU, y un proceso de Separada Hidrólisis y Fermentación para la producción de etanol, con dos variantes. En una de ellas, se realiza

en primer lugar el pretratamiento de hidrólisis ácida y posteriormente la etapa de HSF, con el objetivo de preparar la FORSU para la obtención de mayores rendimientos de fermentación a etanol. En la otra alternativa se somete a la FORSU a una primera etapa de HSF, después se aplica un pretratamiento de hidrólisis ácida a la fracción orgánica, y finalmente se realiza una segunda etapa de HSF, con el objetivo de fermentar en primer lugar los azúcares solubles de la FORSU para evitar una posible degradación de los mismos durante el pretratamiento ácido. Se ha aplicado a un caso de 80.000 t/a de FORM.

- De acuerdo al proceso planteado, aplicando tecnologías bioquímicas, se pueden alcanzar rendimientos de entre 12 y 17%. Lo que contrasta con el rendimiento del proceso de biomasa de 35,97%, esto se debe a la composición de la materia prima (moléculas "fermentables"). La variante que considera la fermentación inicial de los azúcares libres obtiene mayor rendimiento por el planteamiento de las etapas de tratamiento aplicadas a la FORSU, mejorando la hidrólisis de celulosa y fermentación de azúcares realizando dos etapas de HSF.

- Tras aplicar el modelo económico al caso de estudio, las inversiones están en el entorno de 1.894,94 y 1.454,33 $/m³, los costes de producción 536,31 – 402,69 $/m³, y fijando una rentabilidad de 10%, y considerando los precios de venta de etanol, la tasa necesaria a cobrar por la gestión es de 2.084,57 – 1.429,65 $/m³. Esto contrasta con el caso de referencia, biomasa, que resulta 560,73 $/m3 de inversión, considerando un precio adquisición de biomasa de 148,72 $/m³.

- Respecto al impacto medioambiental, se ha desarrollado un inventario de emisiones de GEI, y resultan -204,35 gCO2/l para la variante fermentación en una etapa, y 116,04 gCO2/l para la variante de fermentación en dos etapas. Esto se debe a los mayores consumos energéticos y de enzimas del segundo caso. El proceso basado en biomasa, y

en el que se imputan las emisiones de GEI correspondiente a la cosecha del cereal (maíz), resulta unas emisiones de 476,92 gCO2/l.

9.3. TRABAJOS FUTUROS

En el presente trabajo, se han planteado dos alternativas de producción de etanol a partir de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos, con el objetivo de seguir profundizando y desarrollando esta tecnología de valorización, en la búsqueda de soluciones para llevar a cabo una gestión sostenible y respetuosa medioambientalmente.

Se debe seguir profundizando en alguno de los puntos tratados en el presente trabajo, cómo, por ejemplo:

- Profundizar en las condiciones de cada una de las etapas para la mejora y efectividad de los tratamientos.
- Profundizar en los procesos de conversión de la FORM a etanol, de manera que se consiga aumentar los rendimientos de producción, logrando una tecnología eficiente y desarrollable industrialmente, ya que se han asumido muchas hipótesis sin base experimental que se deberían contrastar a ser posible en el futuro.
- Contemplar otras vías para el aprovechamiento o tratamiento de las líneas de rechazo, de manera que se mejore la eficiencia de la caldera de combustión para la obtención de electricidad y vapor de proceso, evitando pérdidas de poder calorífico que hacen necesario el uso de combustibles alternativos.
- Planteamiento de diferentes vías de producción, buscando mejorar los rendimientos de producción a partir de una disposición de etapas de tratamiento adecuadas.

- El proceso se ha comparado con la conversión de biomasa. Se debería comparar con otras tecnologías de tratamiento de la FORM, no necesariamente para producir biocombustibles, como el vertedero, la digestión y el compostaje.

REFERENCIAS

[1] Method for recovering energy from the organic fraction of sold urban waste and assocated eacility. Kong, Shiao-tong; Application, Foreign; Data, Priority. (2011).

[2] Propiedades Físicas, Químicas y Biológicas de los RSU. Nádales, Enrique. (2015).

[3] Producción De Bioetanol De Segunda Generación. Oliva, José Miguel. (2012).

[4] Bioethanol Production From Agricultural and Municipal Wastes. Nair, R. B.; Lennartsson, P. R.; Taherzadeh, M. J. (2016).

[5] Bioconversion of municipal solid waste to glucose for bio-ethanol production.

Li, Aiduan; Antizar-Ladislao, Blanca; Khraisheh, Majeda. (2007).

[6] Estudio de prefactibilidad planta de transformación de residuos orgánicos en bioetanol (PTROE). María Yodaly Sierra Rubio, Jaime Andrés Díaz Rubio. (2014).

[7] Bioconversion of Municipal Solid Wastes for Bioethanol Production. J. Patraı, A. Basu, A.Mishra and N. K. Dhal. (2017)

[8] Energía del futuro: Bioalcoholes a partir de Residuos Sólidos Urbanos (RSU).

José Alejandro Martínez, Nancy Montoya, María Sierra.

[9] Green conversion of municipal solid wastes into fuels and chemicals. Leonidas Matsakas, Qiuju Gao, Stina Jansson, Ulrika Rova, Paul Christakopoulos. (2017).

[10] Feasibility of producing ethanol from food waste. Jae Hyung Kim, Jun Cheol Lee, Daewon Pak. (2011).

[11] Proyecto PERSEO. Julieta Evangelina Sánchez Cano. Universidad Juárez del Estado de Durango, México.

[12] Destilación del Bioetanol a partir de la caña de azúcar. Grupo destilación – Procesos químicos – Ingeniería Industria. (2012).

[13] Análisis de la producción de bioetanol de segunda generación, a partir del aprovechamiento de la Fracción Orgánica de Residuos Sólidos Urbanos en Bogotá – Colombia. Germán Darío Palacios Palacios. (2014).

[14] Experiencias en la valorización de residuos. Ferrovial Servicios. (2013).

[15] Utilization of household food waste for the production of ethanol at high dry material content. Leonidas Matsakas, Dimitris Kekos, Maria Loizidou and Paul Christakopoulos. (2014)

[16] Characterisation of lignocellulosic sugars from municipal solid waste residue.

A.S. Meor Hussin, S.R.A. Collins, Z. Merali, M.L. Parker, A. Elliston, N. Wellner, K.W. Waldron. (2013).

[17] El proceso de carbonización hidrotermal aplicado a la F.O. de los RSU. Estefanía Ponce Ballester. (2012).

[18] Plan Nacional de Residuos Urbanos (PNRU).

[19] Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol. F. Kabir Kazi, J. Fortman, and R. Anex. (2010).

[20] Enzimas xilanolíticas bacterianas y sus aplicaciones industriales Bárbara Leslie Cooper Bribiesca. (2013).

[21] Equilibrios Heterogéneos. Reacciones de Precipitación. (2012).

[22] Pretratamientos de la celulosa y biomasa para la sacarificación. Guarnizo Franco, Anderson; Martínez Yépes, Pedro Nel; Valencia Sánchez, Hoover Albeiro. (2009).

[23] Iogen's process for producing ethanol from cellulosic biomass. Jeffrey S. Tolan. (2002).

[24] Production of Mixed Alcohols from Municipal Solid Waste via Gasification.

C Valkenburg, Y Zhu, CW Walton, BL Thompson, MA Gerber, SB Jones, DJ Stevens. (2010).

[25] RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (R.S.U.). Módulo I: Contaminación Ambiental. Máster en Ingeniería Medioambiental y Gestión del Agua. Julián González. (2007/2008).

[26] La fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos como fuente potencial de producción de biogás. María del Carmen Espinosa Lloréns, Matilde López Torres, Alexis Pellón Arrechea, Rogelio Mayarí Navarro y Alejandro Fernández Colomina. (2007).

[27] Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol. Dilute-Acid Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Corn Stover. D. Humbird, R. Davis, L. Tao, C. Kinchin, D. Hsu, and A. Aden P. Schoen, J. Lukas, B. Olthof, M. Worley, D. Sexton, and D. Dudgeon. (2011).

[28]. PLAN ESTATAL MARCO DE GESTIÓN DE RESIDUOS (PEMAR) (2016-2022). Secretaría de Estado de Medio Ambiente (2015).

[29] Poder Calorífico de diversas sustancias. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo. Ministerio de Trabajo y Asuntos Sociales.

[30] Determinación del contenido energético de lignina obtenida a partir de vara de algodón del Valle de Mexicai, México. Ricardo Torres, Gisela Montero, Mary Triny Beleno, Ramón Ayala. (2015).

[31] Los residuos de las agroindustrias como biocombustibles sólidos (I). Jesús Fernández. (2006).

[32] Producción Industrial de Bioetanol: Comparativa y Análisis Técnico-Económico. Antonio López Paneque. (2015).

[33] Hidrólisis de residuos de la venta de verduras y hortalizas para la producción de bioetanol. Ana Isabel Díaz González. (2015)

[34] The generation of fermentation inhibitors during dilute acid hydrolysis of softwood. Simona Larsson, Eva Palmqvist, Barbel Hahn-Ha¨gerdal, Charlotte Tengborg, Kerstin Stenberg, Guido Zacchi, and Nils-Olof Nilvebrant. (1998)

[35] Economipedia. Valor Actual Neto (VAN). Victor Velayos Morales.

[36] Biograce I. Harmonised Calculations of Biofuel Greenhouse Gas Emissions in Europe.

www.biograce.net

[37] https://enerkem.com/about-us/technology/

[38] https://fiberight.com/technology/

ANEXOS

DIAGRAMA DE BLOQUES

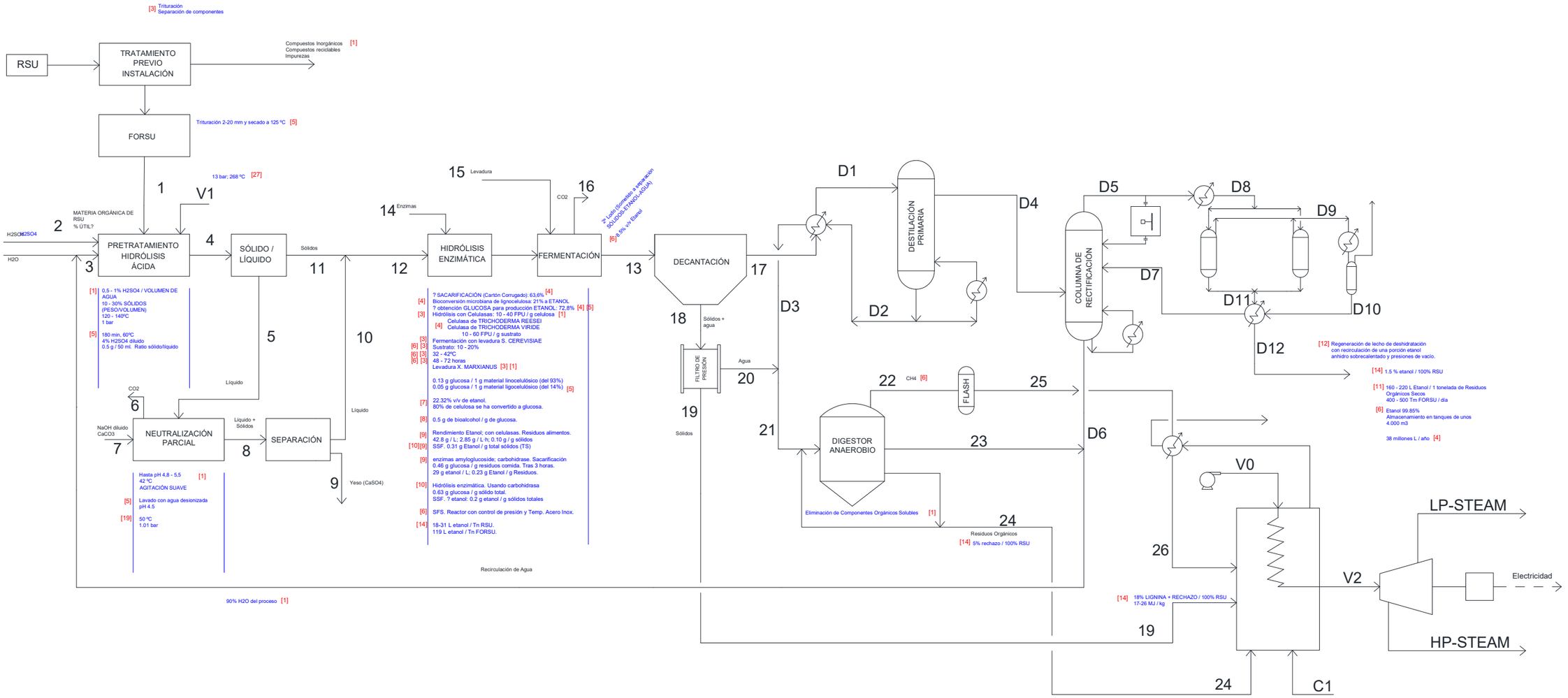

Ilustración 37: Diagrama de Bloques ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

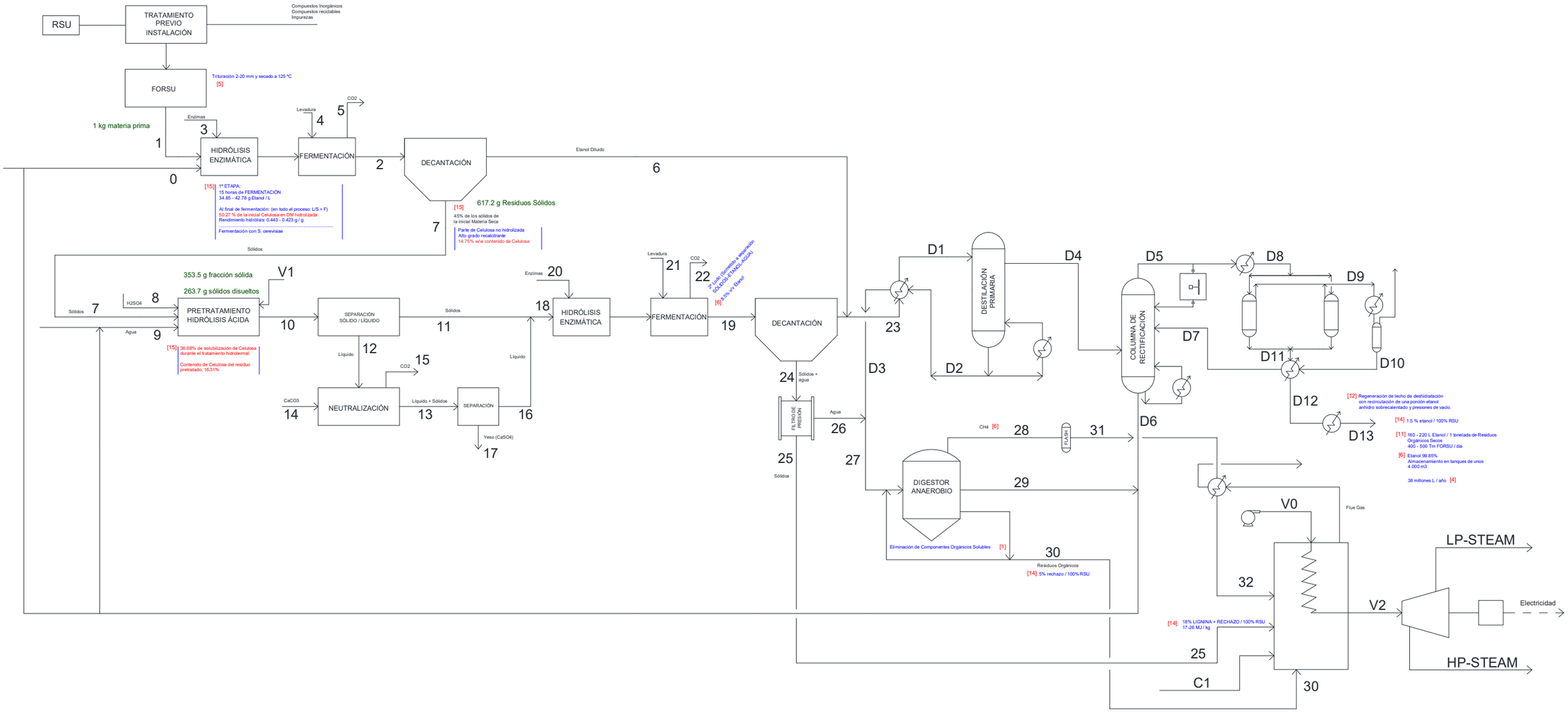

Ilustración 38: Diagrama de bloques ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

BALANCE DE MATERIA

kg/h	1	2	3	V1 [27]	4	5	6	7	8	9	10		11	12
Insolubles (FORSU)	3.269,00	-	-	-	2.804,59	-	-	-	-	-	-		2.804,59	2.804,59
GRASAS	595,50	-	-	-	595,50	-	-	-	-	-	-		595,50	595,50
PROTEINA CRUDA	525,50	-	-	-	525,50	-	-	-	-	-	-		525,50	525,50
PECTINA	196,00	-	-	-	196,00	-	-	-	-	-	-		196,00	196,00
CELULOSA	915,00	-	-	-	704,55	-	-	-	-	-	-		704,55	704,55
HEMICELULOSA	377,50	-	-	-	123,54	-	-	-	-	-	-		123,54	123,54
Xilano [20]	283,13	-	-	-	29,16	-	-	-	-	-	-		29,16	29,16
LIGNINA	108,00	-	-	-	108,00	-	-	-	-	-	-		108,00	108,00
CENIZA	551,50	-	-	-	551,50	-	-	-	-	-	-		551,50	551,50
SOLUBLES	1.690,50	-	-	-	2.190,98	2.190,98	-	-	2.190,98	-	2.190,98		-	2.190,98
Glucosa	219,50	-	-	-	568,58	568,58	-	-	568,58	-	568,58		-	568,58
Fructosa	173,50	-	-	-	288,76	288,76	-	-	288,76	-	288,76		-	288,76
Sacarosa	219,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		-	-
Azúcares reducidos	612,00	-	-	-	1.124,01	1.124,01	-	-	1.124,01	-	1.124,01		-	1.124,01
Proteinas	9,13	-	-	-	9,13	9,13	-	-	9,13	-	9,13		-	9,13
Xilosa	-	-	-	-	266,66	266,66	-	-	266,66	-	266,66		-	266,66
H2O	5.000,00	-	8.721,28	2.810,38	16.462,13	15.059,83	-	-	15.090,20	-	15.090,20		1.402,29	16.492,49
H2SO4	-	165,32	-	-	165,32	165,32	-	-	-	-	-		-	-
CaCO3	-	-	-	-	-	-	-	168,69	-	-	-		-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	74,22	-	-	-	-		-	-
CaSO4	-	-	-	-	-	-	-	-	229,42	229,42	-		-	-
ENZIMAS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		-	-
LEVADURA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		-	-
ETANOL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		-	-

Tabla 57: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

SACARIFICACIÓN	FERMENTACIÓN	13	14	15	16	17	18	kg/h
2.283,04	2.283,04	2.283,04	-	-	-	-	2.283,04	**Insolubles (FORSU)**
595,50	595,50	595,50	-	-	-	-	595,50	*GRASAS*
525,50	525,50	525,50	-	-	-	-	525,50	*PROTEINA CRUDA*
196,00	196,00	196,00	-	-	-	-	196,00	*PECTINA*
183,00	183,00	183,00	-	-	-	-	183,00	*CELULOSA*
123,54	123,54	123,54	-	-	-	-	123,54	*HEMICELULOSA*
29,16	29,16	29,16	-	-	-	-	29,16	*Xilano [20]*
108,00	108,00	108,00	-	-	-	-	108,00	*LIGNINA*
551,50	551,50	551,50	-	-	-	-	551,50	*CENIZA*
2.770,45	1.192,15	1.192,15	-	-	-	1.192,15	-	**SOLUBLES**
1.148,05	57,40	57,40	-	-	-	57,40	-	*Glucosa*
288,76	14,44	14,44	-	-	-	14,44	-	*Fructosa*
-	-	-	-	-	-	-	-	*Sacarosa*
1.703,47	125,17	125,17	-	-	-	125,17	-	*Azúcares reducidos*
9,13	9,13	9,13	-	-	-	9,13	-	*Proteinas*
266,66	53,33	53,33	-	-	-	53,33	-	*Xilosa*
16.411,16	16.411,16	16.411,16	-	-	-	15.269,64	1.141,52	**H2O**
-	-	-	-	-	-	-	-	**H2SO4**
-	-	-	-	-	-	-	-	**CaCO3**
-	-	-	-	-	771,61	-	-	**CO2**
-	-	-	-	-	-	-	-	**CaSO4**
-	-	-	24,73	-	-	-	-	**ENZIMAS [19]**
-	-	-	-	9,54	-	-	-	**LEVADURA [19]**
-	806,69	806,69	-	-	-	806,69	-	**ETANOL**

Tabla 58: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

kg/h	D1	D2	D3	D4	D5	D6	D7	D8	D9	D10	D11	D12	D13
Insolubles (FORSU)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
GRASAS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
PROTEINA CRUDA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
PECTINA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CELULOSA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HEMICELULOSA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Xilano [20]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LIGNINA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CENIZA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SOLUBLES	1.192,15	1.192,15	1.192,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glucosa	57,40	57,40	57,40	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fructosa	14,44	14,44	14,44	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sacarosa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Azúcares reducidos	125,17	125,17	125,17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Proteinas	9,13	9,13	9,13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Xilosa	53,33	53,33	53,33	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	15.269,64	13.742,67	13.742,67	1.526,96	91,62	1.522,38	87,04	91,62	87,04	87,04	4,58	4,58	4,58
H2SO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaCO3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaSO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ENZIMAS [19]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LEVADURA [19]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ETANOL	806,69	6,45	6,45	800,23	1000,29	-	200,06	1000,29	200,06	200,06	800,23	800,23	800,23
Temperatura ºC	103	125	47	117	91	114	71	116	116	35	116	92	38
Presión (atm)	6,0	6,3	6,3	2,1	1,6	6,1	1,7	1,6	1,6	2,5	1,6	1,4	1

Tabla 59: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

kg/h	19	20	21	22	23	24	25	26
Insolubles (FORSU)	2.283,04	-	-	-	-	-	-	-
GRASAS	595,50	-	-	-	-	-	-	-
PROTEINA CRUDA	525,50	-	-	-	-	-	-	-
PECTINA	196,00	-	-	-	-	-	-	-
CELULOSA	183,00	-	-	-	-	-	-	-
HEMICELULOSA	123,54	-	-	-	-	-	-	-
Xilano [20]	29,16	-	-	-	-	-	-	-
LIGNINA	108,00	-	-	-	-	-	-	-
CENIZA	551,50	-	-	-	-	-	-	-
SOLUBLES	-	-	1.192,15	-	108,11	59,61	-	-
Glucosa	-	-	57,40	-	5,17	2,87	-	-
Fructosa	-	-	14,44	-	1,30	0,72	-	-
Sacarosa	-	-	-	-	-	-	-	-
Azúcares reducidos	-	-	125,17	-	12,09	6,26	-	-
Proteinas	-	-	9,13	-	0,82	0,05	-	-
Xilosa	-	-	53,33	-	4,80	2,67	-	-
H2O	799,06	342,46	14.085,13	28,17	13.099,17	957,79	3,00	3,00
H2SO4	-	-	-	-	-	-	-	-
CaCO3	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	95,63	-	-	95,63	95,63
CaSO4	-	-	-	-	-	-	-	-
ENZIMAS [19]	-	-	-	-	-	-	-	-
LEVADURA [19]	-	-	-	-	-	-	-	-
ETANOL	-	-	6,45	-	-	-	-	-
Temperatura ºC	55			38	35	35		192
Presión (atm)	6,9			1	1	1		1
CH4	-	-	-	64,58	-	-	64,58	64,58

Tabla 60: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

	21	22	23	24
	Kmol	**Kmol**	**Kmol**	**Kmol**
SOLUBLES	7,22	-	0,650	0,361
Glucosa	0,319	-	0,029	0,016
Fructosa	0,080	-	0,007	0,004
Sacarosa	-	-	-	-
Azúcares reducidos	0,754	-	0,068	0,038
Proteinas		-		
Xilosa	0,355	-	0,032	0,018
BIOGAS	-	6,21	-	-
CO2	-	2,17	-	-
CH4	-	4,04	-	-

Tabla 61: Balance en moles de la etapa de Digestión Anaerobia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

kg/h	V0	V2	HP-STEAM	LP-STEAM
Insolubles (FORSU)	-	-	-	-
GRASAS	-	-	-	-
PROTEINA CRUDA	-	-	-	-
PECTINA	-	-	-	-
CELULOSA	-	-	-	-
HEMICELULOSA	-	-	-	-
Xilano [20]	-	-	-	-
LIGNINA	-	-	-	-
CENIZA	-	-	-	-
SOLUBLES	-	-	-	-
Glucosa	-	-	-	-
Fructosa	-	-	-	-
Sacarosa	-	-	-	-
Azúcares reducidos	-	-	-	-
Proteinas	-	-	-	-
Xilosa	-	-	-	-
H2O	15.237,00	15.237,00	6.661,80	8.575,20
H2SO4	-	-	-	-
CaCO3	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-
CaSO4	-	-	-	-
ENZIMAS [19]	-	-	-	-
LEVADURA [19]	-	-	-	-
ETANOL	-	-	-	-
Temperatura ºC	174	454	241	206
Presión (atm)	62	62	13	9,5
CH4	-	-	-	-

Tabla 62: Balance de materia ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

kg/h	0	1	SACARIFICACIÓN	FERMENTACIÓN	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Insolubles (FORSU)	-	3269,00	2809,03	2809,03	2809,03	-	-	-	-	2809,03	-	-	2388,16
GRASAS	-	595,50	595,50	595,50	595,50	-	-	-	-	595,50	-	-	595,50
PROTEINA CRUDA	-	525,50	525,50	525,50	525,50	-	-	-	-	525,50	-	-	525,50
PECTINA	-	196,00	196,00	196,00	196,00	-	-	-	-	196,00	-	-	196,00
CELULOSA	-	915,00	455,03	455,03	455,03	-	-	-	-	455,03	-	-	288,12
HEMICELULOSA	-	377,50	377,50	377,50	377,50	-	-	-	-	377,50	-	-	123,54
Xilano [20]	-	283,13	283,13	283,13	283,13	-	-	-	-	283,13	-	-	29,16
LIGNINA	-	108,00	108,00	108,00	108,00	-	-	-	-	108,00	-	-	108,00
CENIZA	-	551,50	551,50	551,50	551,50	-	-	-	-	551,50	-	-	551,50
SOLUBLES	-	1690,50	2201,58	1123,51	1123,51	-	-	-	1123,51	-	-	-	452,11
Glucosa	-	219,50	845,94	42,30	42,30	-	-	-	42,30	-	-	-	185,45
Fructosa	-	173,50	288,86	14,44	14,44	-	-	-	14,44	-	-	-	-
Sacarosa	-	219,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Azúcares reducidos	-	612,00	1134,80	65,87	65,87	-	-	-	65,87	-	-	-	452,11
Proteinas	-	9,13	9,13	9,13	9,13	-	-	-	9,13	-	-	-	-
Xilosa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	266,66
H2O	11531,7	5000	16469,0	16469,0	16469,0	-	-	-	15064,52	1404,51	-	6367,13	9310,26
H2SO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	93,63	-	93,63
CaCO3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	527,05	-	-	-	-	-
CaSO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ENZIMAS	-	-	-	-	-	32,12	-	-	-	-	-	-	-
LEVADURA	-	-	-	-	-	-	9,54	-	-	-	-	-	-
ETANOL		-	-	551,01	551,01	-	-	-	551,01	-	-	-	-

Tabla 63: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

V1	11	kg/h	12	13	14	15	16	17	18	SACARIFICACIÓN	FERMENTACIÓN	19	20	21	22	23	24
-	2388,16	**Insolubles (FORSU)**	-	-	-	-	-	-	2388,16	2191,04	2191,04	2191,04	-	-	-	-	2191,04
-	595,50	*GRASAS*	-	-	-	-	-	-	595,50	595,50	595,50	595,50	-	-	-	-	595,50
-	525,50	*PROTEINA CRUDA*	-	-	-	-	-	-	525,50	525,50	525,50	525,50	-	-	-	-	525,50
-	196,00	*PECTINA*	-	-	-	-	-	-	196,00	196,00	196,00	196,00	-	-	-	-	196,00
-	288,12	*CELULOSA*	-	-	-	-	-	-	288,12	91,01	91,01	91,01	-	-	-	-	91,01
-	123,54	*HEMICELULOSA*	-	-	-	-	-	-	123,54	123,54	123,54	123,54	-	-	-	-	123,54
-	29,16	*Xilano [20]*	-	-	-	-	-	-	29,16	29,16	29,16	29,16	-	-	-	-	29,16
-	108,00	*LIGNINA*	-	-	-	-	-	-	108,00	108,00	108,00	108,00	-	-	-	-	108,00
-	551,50	*CENIZA*	-	-	-	-	-	-	551,50	551,50	551,50	551,50	-	-	-	-	551,50
-	-	**SOLUBLES**	452,11	452,11	-	-	452,11	-	452,11	671,13	73,56	73,56	-	-	-	1197,07	-
-	-	*Glucosa*	185,45	185,45	-	-	185,45	-	185,45	404,47	20,22	20,22	-	-	-	62,52	-
-	-	*Fructosa*	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	14,44	-
-	-	*Sacarosa*	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	*Azúcares reducidos*	452,11	452,11	-	-	452,11	-	452,11	671,13	73,56	73,56	-	-	-	139,42	-
-	-	*Proteinas*	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9,13	-
-	-	*Xilosa*	266,66	266,66	-	-	266,66	-	266,66	266,66	53,33	53,33	-	-	-	53,33	-
1591,78	1194,08	**H2O**	8116,17	8133,37	-	-	8133,37	-	9327,45	9287,01	9287,01	9287,01	-	-	-	23256,00	1095,52
-	-	**H2SO4**	93,63	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	**CaCO3**	-	-	95,55	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	**CO2**	-	-	-	42,04	-	-	-	-	-	-	-	-	292,15	-	-
-	-	**CaSO4**	-	129,94	-	-	-	129,94	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	**ENZIMAS**	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10,11	-	-	-	-
-	-	**LEVADURA**	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	22,79	-	-	-
-		**ETANOL**	-	-	-	-	-	-	-	-	305,43	305,43	-	-	-	856,44	-

Tabla 64: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

kg/h	D1	D2	D3	D4	D5	D6	D7	D8	D9	D10	D11	D12	D13
Insolubles (FORSU)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
GRASAS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
PROTEINA CRUDA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
PECTINA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CELULOSA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HEMICELULOSA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Xilano [20]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LIGNINA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CENIZA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SOLUBLES	1197,07	1197,07	1197,07	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glucosa	62,52	62,52	62,52	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fructosa	14,44	14,44	14,44	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sacarosa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Azúcares reducidos	139,42	139,42	139,42	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Proteinas	9,13	9,13	9,13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Xilosa	53,33	53,33	53,33	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	23256,00	20930,40	20930,40	2325,60	139,54	2318,62	132,56	139,54	132,56	132,56	6,98	6,98	6,98
H2SO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaCO3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaSO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ENZIMAS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LEVADURA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ETANOL	856,44	6,85	6,85	849,59	1061,98	-	212,40	1061,98	212,40	212,40	849,59	849,59	849,59
Temperatura ºC	103	125	47	117	91	114	71	116	116	35	116	92	38
Presión (atm)	6,0	6,3	6,3	2,1	1,6	6,1	1,7	1,6	1,6	2,5	1,6	1,4	1

Tabla 65: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

kg/h	25	26	27	28	29	30	31	32
Insolubles (FORSU)	2191,04	-	-	-	-	-	-	-
GRASAS	595,50	-	-	-	-	-	-	-
PROTEINA CRUDA	525,50	-	-	-	-	-	-	-
PECTINA	196,00	-	-	-	-	-	-	-
CELULOSA	91,01	-	-	-	-	-	-	-
HEMICELULOSA	123,54	-	-	-	-	-	-	-
Xilano [20]	29,16	-	-	-	-	-	-	-
LIGNINA	108,00	-	-	-	-	-	-	-
CENIZA	551,50	-	-	-	-	-	-	-
SOLUBLES	-	-	1197,07	-	107,74	59,40	-	-
Glucosa	-	-	62,52	-	5,63	3,13	-	-
Fructosa	-	-	14,44	-	1,30	0,72	-	-
Sacarosa	-	-	-	-	-	-	-	-
Azúcares reducidos	-	-	139,42	-	12,55	6,51	-	-
Proteinas	-	-	9,13	-	0,82	0,05	-	-
Xilosa	-	-	53,33	-	4,80	2,7	-	-
H2O	766,9	328,66	21259,06	42,52	19770,9	1445,62	3,00	3,00
H2SO4	-	-	-	-	-	-	-	-
CaCO3	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	95,26	-	-	95,26	95,26
CaSO4	-	-	-	-	-	-	-	-
ENZIMAS	-	-	-	-	-	-	-	-
LEVADURA	-	-	-	-	-	-	-	-
ETANOL	-	-	6,85	-	-	-	-	-
Temperatura ºC	55			38	35	35		192
Presión (atm)	6,9			1	1	1		1
CH4	-	-	-	64,33	-	-	64,33	64,33

Tabla 66: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

	27	28	29	30
	Kmol	**Kmol**	**Kmol**	**Kmol**
SOLUBLES	7,19	-	0,647	0,360
Glucosa	0,347	-	0,031	0,017
Fructosa	0,080	-	0,007	0,004
Sacarosa	-	-	-	-
Azúcares reducidos	0,782	-	0,070	0,039
Proteinas		-		
Xilosa	0,355	-	0,032	0,018
BIOGAS	-	6,19	-	-
CO2	-	2,165	-	-
CH4	-	4,021	-	-

Tabla 67: Balance en moles de la etapa de Digestión Anaerobia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

kg/h	V0	V2	HP-STEAM	LP-STEAM
Insolubles (FORSU)	-	-	-	-
GRASAS	-	-	-	-
PROTEINA CRUDA	-	-	-	-
PECTINA	-	-	-	-
CELULOSA	-	-	-	-
HEMICELULOSA	-	-	-	-
Xilano [20]	-	-	-	-
LIGNINA	-	-	-	-
CENIZA	-	-	-	-
SOLUBLES	-	-	-	-
Glucosa	-	-	-	-
Fructosa	-	-	-	-
Sacarosa	-	-	-	-
Azúcares reducidos	-	-	-	-
Proteinas	-	-	-	-
Xilosa	-	-	-	-
H2O	15.232,95	15.232,95	6.582,34	8.650,61
H2SO4	-	-	-	-
CaCO3	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-
CaSO4	-	-	-	-
ENZIMAS	-	-	-	-
LEVADURA	-	-	-	-
ETANOL	-	-	-	-
Temperatura ºC	174	454	241	206
Presión (atm)	62	62	13	9,5
CH4	-	-	-	-

Tabla 68: Balance Materia ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

BALANCE DE ENERGÍA

	3	5	COND	HP-STEAM	L-STEAM	LP-STEAM	STEAM1	STEAM3	WATER
	B2	B5			B1		B4	B3	BOILER
	B4	B2	B3	B4	BOILER	B5	B1	B5	
	VAPOR	VAPOR	MISSING	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MISSING	LIQUID
Substream: MIXED									
Mole Flow kmol/hr									
WATER	475,9959	475,9959	0	369,7861	845,782	475,9959	845,782	0	845,782
METHA-01	0	0	0	0	0	0	0	0,00E+00	0
CARBO-01	0	0	0	0	0	0	0	0,00E+00	0
Mole Frac									
WATER	1	1	0	1	1	1	1	0	1
METHA-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CARBO-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flow kg/hr									
WATER	**8575,2**	**8575,2**	**0**	**6661,8**	**15237**	**8575,2**	**15237**	**0**	**15237**
METHA-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CARBO-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/hr	475,9959	475,9959	0	369,7861	845,782	475,9959	845,782	0	845,782
Total Flow kg/hr	8575,2	8575,2	0	6661,8	15237	8575,2	15237	0	15237
Total Flow l/min	2,49E+04	3,18E+04	0,00E+00	1,93E+04	12741,5	3,18E+04	44184,64	0	304,1567
Temperature C	241,0712	205,693		241,0712	454	205,693	241,0712		174
Pressure bar	13	9,5		13	62	9,5	13		62
Vapor Frac	1	1,00E+00		1,00E+00	1	1,00E+00	1,00E+00		0
Liquid Frac	0	0		0,00E+00	0	0,00E+00	0,00E+00		1
Solid Frac	0	0		0	0	0	0		0
Enthalpy cal/mol	-56125,25	-56396,16		-56125,25	-54504,9	-56396,16	-56125,25		-65737,35
Enthalpy cal/gm	-3115,425	-3130,463		-3115,425	-3025,482	-3130,463	-3115,425		-3648,977
Enthalpy cal/sec	-7,42E+06	-7,46E+06		-5,77E+06	-1,28E+07	-7,46E+06	-1,32E+07		-1,54E+07
Entropy cal/mol-K	-11,39936	-11,35002		-11,39936	-11,67766	-11,35002	-11,39936		-32,09853
Entropy cal/gm-K	-0,6327606	-0,630022		-0,6327606	-0,6482088	-0,630022	-0,6327606		-1,781739
Density mol/cc	3,19E-04	2,49E-04		3,19E-04	1,11E-03	2,49E-04	3,19E-04		0,0463457
Density gm/cc	5,75E-03	4,49E-03		5,75E-03	0,0199309	4,49E-03	5,75E-03		0,8349314
Average MW	18,01528	18,01528		18,01528	18,01528	18,01528	18,01528		18,01528
Liq Vol 60F l/min	143,1954	143,1954	0	111,244	254,4394	143,1954	254,4394	0,00E+00	254,4394

Tabla 69: Simulación Aspen Plus ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

	3	5	COND	HP-STEAM	L-STEAM	LP-STEAM	STEAM1	STEAM3	WATER
	B2	B5			B1		B4	B3	BOILER
	B4	B2	B3	B4	BOILER	B5	B1	B5	
	VAPOR	VAPOR	MISSING	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MISSING	LIQUID
Substream: MIXED									
Mole Flow kmol/hr									
WATER	480,1818	480,1818	0	365,3754	845,5572	480,1818	845,5572	0	845,5572
METHA-01	0	0	0	0	0	0	0	0,00E+00	0
CARBO-01	0	0	0	0	0	0	0	0,00E+00	0
Mole Frac									
WATER	1	1	0	1	1	1	1	0	1
METHA-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CARBO-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flow kg/hr									
WATER	**8650,61**	**8650,61**	**0**	**6582,34**	**15232,95**	**8650,61**	**15232,95**	**0**	**15232,95**
METHA-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CARBO-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/hr	480,1818	480,1818	0	365,3754	845,5572	480,1818	845,5572	0	845,5572
Total Flow kg/hr	8650,61	8650,61	0	6582,34	15232,95	8650,61	15232,95	0	15232,95
Total Flow l/min	2,51E+04	3,21E+04	0,00E+00	1,91E+04	12738,12	3,21E+04	44172,9	0	304,0759
Temperature C	241,0712	205,693		241,0712	454	205,693	241,0712		174
Pressure bar	13	9,5		13	62	9,5	13		62
Vapor Frac	1	1,00E+00		1,00E+00	1	1,00E+00	1,00E+00		0
Liquid Frac	0	0		0,00E+00	0	0,00E+00	0,00E+00		1
Solid Frac	0	0		0	0	0	0		0
Enthalpy cal/mol	-56125,25	-56396,16		-56125,25	-54504,9	-56396,16	-56125,25		-65737,35
Enthalpy cal/gm	-3115,425	-3130,463		-3115,425	-3025,482	-3130,463	-3115,425		-3648,977
Enthalpy cal/sec	-7,49E+06	-7,52E+06		-5,70E+06	-1,28E+07	-7,52E+06	-1,32E+07		-1,54E+07
Entropy cal/mol-K	-11,39936	-11,35002		-11,39936	-11,67766	-11,35002	-11,39936		-32,09853
Entropy cal/gm-K	-0,6327606	-0,630022		-0,6327606	-0,6482088	-0,630022	-0,6327606		-1,781739
Density mol/cc	3,19E-04	2,49E-04		3,19E-04	1,11E-03	2,49E-04	3,19E-04		0,0463457
Density gm/cc	5,75E-03	4,49E-03		5,75E-03	0,0199309	4,49E-03	5,75E-03		0,8349314
Average MW	18,01528	18,01528		18,01528	18,01528	18,01528	18,01528		18,01528
Liq Vol 60F l/min	144,4547	144,4547	0	109,9171	254,3718	144,4547	254,3718	0,00E+00	254,3718

Tabla 70: Simulación Aspen Plus ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

ANÁLISIS ECONÓMICO

ÁREA	COSTE INSTALADO AÑO ($)
ALIMENTACIÓN	8.029.469,13
PRETRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO	13.195.695,57
HSF	2.873.079,85
DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN	9.309.442,00
TRATAMIENTO DE AGUAS	5.463.296,14
ALMACENAMIENTO	506.952,08
CALDERA Y TURBINA	11.604.669,75
SERVICIOS	308.901,69
TOTAL (excepto alimentación)	**43.262.037,06**
ALMACÉN	1.015.128,70
DESARROLLO	2.284.039,57
TUBERÍAS ADICIONALES	1.142.019,78
TOTAL COSTES DIRECTOS (TDC)	**47.703.225,11**
GASTO EXTRAORDINARIO	4.770.322,51
GASTO DE CAMPO	4.770.322,51
OFICINA Y CUOTA DE CONSTRUCCIÓN	9.540.645,02
CONTINGENCIA DEL PROYECTO	4.770.322,51
OTROS COSTES (puesta en marcha, permisos…)	4.770.322,51
TOTAL COSTES INDIRECTOS	**28.621.935,07**
INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO (FCI)	**76.325.160,18**
TERRENO	1.800.000,00
CAPITAL DE EXPLOTACIÓN	3.816.258,01
INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL (TCI)	**81.941.418,19**

Tabla 71: TCI ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

		COSTE DE INVERSIÓN									
		[27]							PROCESO 1		
	EQUIPO	POTENCIA ELÉCTRICA (KW)	VARIABLE ESCALA (Kg/h)	EXPONENTE DE ESCALA	FACTOR INSTALACIÓN	COSTE COMPRA AÑO ($)	COSTE INSTALACIÓN AÑO ($)	FACTOR ACTUALIZACIÓN AÑO	POTENCIA ELÉCTRICA (KW)	VARIABLE DE ESCALA (Kg/h)	COSTE INSTALADO AÑO ($)
ALIMENTACIÓN	Cinta transportadora	15,00	104.167,00	0,60	1,70	5.752.952,00	9.780.018,00	0,97	1,43	9.959,50	2.315.413,30
	Cinta transportadora inclinada	37,30	104.167,00	-	-	-	-	0,97	3,57	9.959,50	-
	Transportador de carga de reserva	14,92	104.167,00	0,60	1,70	5.752.952,00	9.780.018,00	0,97	1,43	9.959,50	2.315.413,30
	Sistema de recuperación	45,00	104.167,00	0,60	1,70	3.246.895,00	5.519.721,00	0,97	4,30	9.959,50	1.306.790,64
	Trasportador alimentación proceso	3,73	104.167,00	-	-	-	-	0,97	0,36	9.959,50	-
	Báscula de camiones	-	104.167,00	0,60	1,70	117.255,00	199.333,00	0,97	-	9.959,50	47.192,08
	Camión de descarga	74,60	104.167,00	0,60	1,70	515.922,00	877.067,00	0,97	7,13	9.959,50	207.645,16
	Tolva de descarga	37,30	104.167,00	0,60	1,70	535.109,00	909.685,00	0,97	3,57	9.959,50	215.367,43
	Cúpula de almacenamiento	-	104.167,00	0,60	1,70	3.730.838,00	6.342.424,00	0,97	-	9.959,50	1.501.565,09
	Sistema recolección de polvo	18,65	104.167,00	0,60	1,70	298.360,00	507.213,00	0,97	1,78	9.959,50	120.082,13
PRETRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO	Agitador de tanque	170,00	292.060,00	0,50	1,50	95.276,00	142.914,00	0,97	12,61	21.656,48	37.680,54
	Agitador de tanque	14,92	429.554,00	0,50	1,50	0,00	0,00	0,97	0,62	17.746,76	-
	Transportador	40,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	1,65	17.746,76	-
	Trasnporte sobrealimentación	40,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	1,65	17.746,76	-
	Tornillo calentamiento presurizado	75,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	3,10	17.746,76	-
	Descarga precalentamiento	40,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	1,65	17.746,76	-
	Calentador agua pretratamiento	-	429.554,00	0,70	2,20	97.091,00	213.600,00	0,97	-	2.810,38	6.118,00
	Alimentador de tambor	15,00	83.333,00	-	-	-	-	0,97	3,11	17.281,18	-
	Reactor de pretratamiento	-	83.333,00	0,60	1,50	19.945.315,00	29.917.973,00	0,97	-	21.656,48	12.905.627,72
	Bomba de descarga de tanque	93,25	292.060,00	0,80	2,30	24.487,00	56.321,00	0,97	5,67	17.746,76	5.801,84
	Bomba de hidrolizado	74,60	429.554,00	0,80	2,30	23.875,00	54.913,00	0,97	3,76	21.623,01	4.866,03
	Separador sólido líquido	-	0,00	0,70	1,70	0,00	0,00	0,97	-	21.623,01	-
	Tanque de purga	-	-	-	-	-	-	0,97	-	-	-
	Tanque ácido sulfúrico	-	1.981,00	0,70	3,00	5.937,00	17.810,00	0,97	-	165,32	3.031,62
	Tanque Flash	-	292.060,00	0,70	2,00	551.948,00	1.103.895,00	0,97	-	21.623,01	172.791,92
	Tanque de conversión	-	292.060,00	0,70	2,00	219.267,00	438.534,00	0,97	-	17.746,76	59.777,90
	Tanque de reacción	-	429.554,00	0,70	2,00	0,00	0,00	0,97	-	17.746,76	-
HSF	Agitador fermentador etanol	22,38	12,00	1,00	1,50	634.225,00	951.337,00	0,97	1,87	1,00	76.760,50
	Agitador de tanque	11,19	42.607,00	0,50	1,50	32.870,00	49.305,00	0,97	5,64	21.488,06	33.902,64
	Mezclador hidrólisis enzimática	74,60	443.391,00	0,50	1,70	118.540,00	201.519,00	0,97	3,62	21.488,06	42.953,98
	Bomba de transferencia	93,25	450.740,00	0,80	2,30	25.289,00	58.165,00	0,97	4,45	21.488,06	4.934,70
	Tanque de almacenamiento	-	450.740,00	0,70	1,80	666.206,00	1.199.170,00	0,97	-	21.488,06	137.928,88
	Tanque sacarificación	-	443.391,00	0,70	2,00	4.003.386,00	8.006.772,00	0,97	-	21.488,06	931.599,15
	Agitador fermentador celulasa	596,80	9,00	1,00	1,50	5.255.007,00	7.882.510,00	0,97	66,31	1,00	848.020,74
	Agitador fermentador celulasa	59,68	4,00	1,00	1,50	44.295,00	66.443,00	0,97	14,92	1,00	16.083,12
	Fermentador celulasa	-	9,00	1,00	2,00	3.628.673,00	7.257.345,00	0,97	-	1,00	780.763,93
	Bomba de transferencia celulasa	2,24	13.836,00	0,80	2,30	7.218,00	16.600,00	0,97	0,01	34,27	132,21

Tabla 72: Estimación Inversión ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia

DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN	Agitador tanque de filtrado	5,60	355.024,00	0,50	1,50	26.848,00	40.272,00	0,97	0,33	20.693,03	9.413,93
	Transportador de lignina húmeda	7,46	36.538,00	0,80	1,70	85.653,00	145.610,00	0,97	0,70	3.424,56	21.216,00
	Columna primaria	-	29.213,00	0,60	2,40	3.350.232,00	8.040.557,00	0,97	-	17.268,47	5.679.069,57
	Columna de rectificación	-	29.213,00	0,60	2,40	3.350.232,00	8.040.557,00	0,97	-	2.327,20	1.706.179,57
	Condensador columna rectificación	300,00	29.213,00	0,60	2,80	465.399,00	1.303.116,00	0,97	11,21	1.091,91	175.603,89
	Tamiz molecular	-	21.808,00	0,60	1,80	2.557.091,00	4.602.764,00	0,97	-	1.091,91	739.172,05
	Compresor filtro presión	111,90	809,00	0,60	1,60	75.750,00	121.199,00	0,97	47,37	342,46	70.061,66
	Compresor filtro secado	522,20	12.105,00	0,60	1,60	405.152,00	648.243,00	0,97	14,77	342,46	73.910,48
	Bomba recirculación lodos columna	149,20	391.501,00	-	-	-	-	0,97	5,69	14.941,27	-
	Bomba reflujo	1,49	12.105,00	-	-	-	-	0,97	1,84	14.941,27	-
	Bomba columna rectificación	11,19	58.629,00	-	-	-	-	0,97	0,44	2.327,20	-
	Bomba reflujo rectificación	37,30	12.233,00	-	-	-	-	0,97	0,88	287,10	-
	Bomba tanque de filtrado	-	36.538,00	0,80	2,30	13.928,00	32.035,00	0,97	-	4.281,87	5.581,00
	Bomba alimentación	74,60	36.538,00	0,80	2,30	19.411,00	44.645,00	0,97	35,26	17.268,47	23.733,81
	Bomba descarga de filtrado	55,95	36.538,00	0,80	2,30	13.928,00	32.035,00	0,97	4,72	3.082,10	4.290,25
	Filtro de presión	-	36.538,00	0,80	1,70	3.519.098,00	5.982.467,00	0,97	-	3.082,10	801.209,78
TRATAMIENTO DE AGUAS	Soplador de biogas	149,20	21.860,00	-	-	-	-	0,97	0,44	64,58	-
	Soplador digestor anaerobico	746,00	393.100,00	0,60	1,00	1.899.498,00	1.899.498,00	0,97	0,12	64,58	9.862,37
	Sistema de evaporación	-	411.178,00	0,60	1,00	3.733.767,00	3.733.767,00	0,97	-	15.283,73	501.477,36
	Bomba alimentación anaeróbico	37,30	411.178,00	0,60	1,00	227.388,00	227.388,00	0,97	1,39	15.283,73	30.540,18
	Bomba recirculación anaeróbico	5,60	28.626,00	-	-	-	-	0,97	0,20	1.017,40	-
	Bomba lodos	2,24	411.178,00	0,60	1,00	91.647,00	91.647,00	0,97	0,01	1.017,40	2.422,03
	Bomba centrífuga	11,19	411.178,00	0,60	1,00	69.546,00	69.546,00	0,97	0,03	1.017,40	1.837,95
	Sistema osmosis inversa	-	411.178,00	0,60	1,00	5.155.780,00	5.155.780,00	0,97	-	1.091,91	142.158,49
	Centrifugadora	-	411.178,00	0,60	1,00	6.378.482,00	6.378.482,00	0,97	-	15.283,73	856.685,56
	Cuenca anaeróbica	-	411.178,00	0,60	1,00	26.521.754,00	26.521.754,00	0,97	-	15.283,73	3.562.102,04
	Digestor anaeróbico	-	411.178,00	0,60	1,00	2.652.175,00	2.652.175,00	0,97	-	15.283,73	356.210,15
	Tanque de retención de lodos	-	-	-	-	-	-	0,97	-	1.017,40	-
ALMAC	Tanque de almacenamiento etanol	-	21.808,00	0,70	1,70	1.312.426,00	2.231.125,00	0,97	-	804,81	214.518,11
	Tanque almacenamiento agua	-	8.021,00	0,70	1,70	786.440,00	1.336.948,00	0,97	-	957,79	292.433,97
CALDERA Y TURBINA	Caldera	2.752,00	234.784,00	0,60	1,80	27.029.216,00	48.652.589,00	0,97	178,60	15.237,00	9.129.120,92
	Turbina / Generador	-	41.324,00	0,60	1,80	8.969.773,00	16.145.591,00	0,97	-	1.708,94	2.311.814,90
	Desaireador	-	234.784,00	0,60	3,00	290.867,00	872.600,00	0,97	-	15.237,00	163.733,94
SERVICIOS	Sistema torre de enfriamiento	559,50	11.923.904,00	0,60	1,50	1.457.782,00	2.186.673,00	0,97	0,81	17.268,47	41.905,35
	Paquete de agua fría	2.536,40	11.923.904,00	0,60	1,60	1.180.217,00	1.888.348,00	0,97	1,86	8.721,28	24.019,47
	Sistema CIP	-	145,00	0,60	1,80	698.878,00	1.257.980,00	0,97	-	8,00	214.136,89
	Bomba de agua fría	373,00	11.923.904,00	0,80	3,10	289.674,00	897.989,00	0,97	0,27	8.721,28	2.695,16
	Tanque de procesado de agua	-	523.463,00	0,70	1,70	279.104,00	474.476,00	0,97	-	8.721,28	26.144,81
		10.118,72							461,12		51.291.506,20

Tabla 73: Estimación Inversión ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia

				COSTE OPERACIÓN			
				[27] [19]		PROCESO 1	
		PRECIO ($/kg)		CONSUMO (kg/h)	COSTE ($/año)	CONSUMO (kg/h)	COSTE ($/año)
PRETRATAMIENTO	H2SO4	0,08	[27]	1.981,00	1.289.868,72	165,32	107.640,99
	H20	0,0002	[27]			11.531,67	20.341,86
NEUTRALIZACIÓN PARCIAL	CaCO3	0,20	[27]	6.125,00	9.767.268,00	168,69	269.003,28
HSF	Enzimas	0,23	$/kg etanol [19]	21.673,00	40.060.394,49	806,69	1.491.080,38
	Levadura						
Otras materias brutas					5.200.000,00		499.198,40
Tratamiento de residuos					1.500.000,00		143.999,54
Costes fijos					10.700.000,00		1.027.196,71
Tratamiento de aguas					5.800.000,00		556.798,22
CALDERA	CH4	15,00	€/MWh			5.750,37	86.255,52
TOTAL					**74.317.531,21**		**4.201.514,90**

Tabla 74: Coste Operación ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

INGRESOS					
PRODUCCIÓN			**PRECIO**		**INGRESO $ / año**
Etanol	8.179,3	m3 / año	600	$ / m3	4.907.599,33
Electricidad	1,2	MW	65	$ / MWh	648.866,3
Tasa Trat. Resid.	75000	t/a	123,2	€/t	9.240.000,00
					14.796.465,60

Tabla 75: Ingresos ALTERNATIVA 1. Fuente: Elaboración propia.

ÁREA	COSTE INSTALADO AÑO ($)
ALIMENTACIÓN	8.029.469,13
PRETRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO	9.380.115,27
HSF	5.542.271,89
DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN	11.286.813,61
TRATAMIENTO DE AGUAS	6.852.196,21
ALMACENAMIENTO	614.183,05
CALDERA Y TURBINA	11.603.899,45
SERVICIOS	330.409,31
TOTAL (excepto alimentación)	**45.609.888,79**
ALMACÉN	1.048.368,03
DESARROLLO	2.358.828,07
TUBERÍAS ADICIONALES	1.179.414,03
TOTAL COSTES DIRECTOS (TDC)	**50.196.498,93**
GASTO EXTRAORDINARIO	5.019.649,89
GASTO DE CAMPO	5.019.649,89
OFICINA Y CUOTA DE CONSTRUCCIÓN	10.039.299,79
CONTINGENCIA DEL PROYECTO	5.019.649,89
OTROS COSTES (puesta en marcha, permisos…)	5.019.649,89
TOTAL COSTES INDIRECTOS	**30.117.899,36**
INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO (FCI)	**80.314.398,29**
TERRENO	1.800.000,00
CAPITAL DE EXPLOTACIÓN	4.015.719,91
INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL (TCI)	**86.130.118,20**

Tabla 76: TCI ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

		COSTE DE INVERSIÓN									
		[27]							PROCESO 2		
	EQUIPO	POTENCIA ELÉCTRICA (KW)	VARIABLE ESCALA (Kg/h)	EXPONENTE DE ESCALA	FACTOR INSTALACIÓN	COSTE COMPRA AÑO ($)	COSTE INSTALACIÓN AÑO ($)	FACTOR ACTUALIZACIÓN AÑO	POTENCIA ELÉCTRICA (KW)	VARIABLE DE ESCALA (Kg/h)	COSTE INSTALADO AÑO ($)
ALIMENTACIÓN	Cinta transportadora	15,00	104.167,00	0,60	1,70	5.752.952,00	9.780.018,00	0,97	1,43	9.959,50	2.315.413,30
	Cinta transportadora inclinada	37,30	104.167,00	-	-	-	-	0,97	3,57	9.959,50	-
	Transportador de carga de reserva	14,92	104.167,00	0,60	1,70	5.752.952,00	9.780.018,00	0,97	1,43	9.959,50	2.315.413,30
	Sistema de recuperación	45,00	104.167,00	0,60	1,70	3.246.895,00	5.519.721,00	0,97	4,30	9.959,50	1.306.790,64
	Trasportador alimentación proceso	3,73	104.167,00	-	-	-	-	0,97	0,36	9.959,50	-
	Báscula de camiones	-	104.167,00	0,60	1,70	117.255,00	199.333,00	0,97	-	9.959,50	47.192,08
	Camión de descarga	74,60	104.167,00	0,60	1,70	515.922,00	877.067,00	0,97	7,13	9.959,50	207.645,16
	Tolva de descarga	37,30	104.167,00	0,60	1,70	535.109,00	909.685,00	0,97	3,57	9.959,50	215.367,43
	Cúpula de almacenamiento	-	104.167,00	0,60	1,70	3.730.838,00	6.342.424,00	0,97	-	9.959,50	1.501.565,09
	Sistema recolección de polvo	18,65	104.167,00	0,60	1,70	298.360,00	507.213,00	0,97	1,78	9.959,50	120.082,13
PRETRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO	Agitador de tanque	170,00	292.060,00	0,50	1,50	95.276,00	142.914,00	0,97	7,14	12.266,10	28.358,05
	Agitador de tanque	14,92	429.554,00	0,50	1,50	0,00	0,00	0,97	0,30	8.661,92	0,00
	Transportador	40,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	0,81	8.661,92	-
	Trasnporte sobrealimentación	40,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	0,81	8.661,92	-
	Tornillo calentamiento presurizado	75,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	1,51	8.661,92	-
	Descarga precalentamiento	40,00	429.554,00	-	-	-	-	0,97	0,81	8.661,92	-
	Calentador agua pretratamiento	-	429.554,00	0,70	2,20	97.091,00	213.600,00	0,97	-	1.591,78	4.109,53
	Alimentador de tambor	15,00	83.333,00	-	-	-	-	0,97	1,55	8.585,48	-
	Reactor de pretratamiento	-	83.333,00	0,60	1,50	19.945.315,00	29.917.973,00	0,97	-	12.266,10	9.175.931,79
	Bomba de descarga de tanque	93,25	292.060,00	0,80	2,30	24.487,00	56.321,00	0,97	1,35	4.213,54	1.839,82
	Bomba de descarga de tanque	93,25	292.060,00	0,80	2,30	24.487,00	56.321,00	0,97	2,77	8.661,92	3.268,60
	Bomba de hidrolizado	74,60	429.554,00	0,80	2,30	23.875,00	54.913,00	0,97	3,64	20.952,59	4.744,95
	Bomba de hidrolizado	74,60	429.554,00	0,80	2,30	23.875,00	54.913,00	0,97	2,91	16.739,04	3.964,84
	Bomba de hidrolizado	74,60	429.554,00	0,80	2,30	23.875,00	54.913,00	0,97	2,13	12.244,16	3.087,34
	Separador sólido líquido	-	0,00	0,70	1,70	0,00	0,00	0,97	-	12.244,16	-
	Tanque de purga	-	-	-	-	-	-	0,97	-	-	-
	Tanque ácido sulfúrico	-	1.981,00	0,70	3,00	5.937,00	17.810,00	0,97	-	93,63	2.036,38
	Tanque Flash	-	292.060,00	0,70	2,00	551.948,00	1.103.895,00	0,97	-	12.244,16	116.046,62
	Tanque de conversión	-	292.060,00	0,70	2,00	219.267,00	438.534,00	0,97	-	8.849,19	36.727,36
	Tanque de reacción	-	429.554,00	0,70	2,00	0,00	0,00	0,97	-	8.849,19	0,00

Tabla 77: Estimación Inversión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia

HSF	Agitador fermentador etanol	22,38	12,00	1,00	1,50	634.225,00	951.337,00	0,97	1,87	1,00	76.760,50
	Agitador fermentador etanol	22,38	12,00	1,00	1,50	634.225,00	951.337,00	0,97	1,87	1,00	76.760,50
	Agitador de tanque	11,19	42.607,00	0,50	1,50	32.870,00	49.305,00	0,97	5,64	21.491,17	33.905,09
	Agitador de tanque	11,19	42.607,00	0,50	1,50	32.870,00	49.305,00	0,97	5,45	20.753,21	33.317,89
	Mezclador hidrólisis enzimática	74,60	443.391,00	0,50	1,70	118.540,00	201.519,00	0,97	3,62	21.491,17	42.957,09
	Bomba de transferencia	93,25	450.740,00	0,80	2,30	25.289,00	58.165,00	0,97	4,45	21.491,17	4.935,27
	Bomba de transferencia	93,25	450.740,00	0,80	2,30	25.289,00	58.165,00	0,97	4,29	20.753,21	4.799,23
	Tanque de almacenamiento	-	450.740,00	0,70	1,80	666.206,00	1.199.170,00	0,97	-	21.491,17	137.942,85
	Tanque sacarificación	-	443.391,00	0,70	2,00	4.003.386,00	8.006.772,00	0,97	-	21.491,17	931.693,51
	Tanque sacarificación	-	443.391,00	0,70	2,00	4.003.386,00	8.006.772,00	0,97	-	20.753,21	909.181,87
	Agitador fermentador celulasa	596,80	9,00	1,00	1,50	5.255.007,00	7.882.510,00	0,97	66,31	1,00	848.020,74
	Agitador fermentador celulasa	596,80	9,00	1,00	1,50	5.255.007,00	7.882.510,00	0,97	66,31	1,00	848.020,74
	Agitador fermentador celulasa	59,68	4,00	1,00	1,50	44.295,00	66.443,00	0,97	14,92	1,00	16.083,12
	Agitador fermentador celulasa	59,68	4,00	1,00	1,50	44.295,00	66.443,00	0,97	14,92	1,00	16.083,12
	Fermentador celulasa	-	9,00	1,00	2,00	3.628.673,00	7.257.345,00	0,97	-	1,00	780.763,93
	Fermentador celulasa	-	9,00	1,00	2,00	3.628.673,00	7.257.345,00	0,97	-	1,00	780.763,93
	Bomba de transferencia celulasa	2,24	13.836,00	0,80	2,30	7.218,00	16.600,00	0,97	0,01	41,66	154,55
	Bomba de transferencia celulasa	2,24	13.836,00	0,80	2,30	7.218,00	16.600,00	0,97	0,01	32,90	127,96
DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN	Agitador tanque de filtrado	5,60	355.024,00	0,50	1,50	26.848,00	40.272,00	0,97	0,33	20.952,59	9.472,78
	Agitador tanque de filtrado	5,60	355.024,00	0,50	1,50	26.848,00	40.272,00	0,97	0,19	11.857,03	7.126,02
	Transportador de lignina húmeda	7,46	36.538,00	0,80	1,70	85.653,00	145.610,00	0,97	0,67	3.286,56	20.529,28
	Columna primaria	-	29.213,00	0,60	2,40	3.350.232,00	8.040.557,00	0,97	-	25.309,51	7.143.237,77
	Columna de rectificación	-	29.213,00	0,60	2,40	3.350.232,00	8.040.557,00	0,97	-	3.175,19	2.055.826,46
	Condensador columna rectificación	300,00	29.213,00	0,60	2,80	465.399,00	1.303.116,00	0,97	12,34	1.201,52	185.977,64
	Tamiz molecular	-	21.808,00	0,60	1,80	2.557.091,00	4.602.764,00	0,97	-	1.201,52	782.838,43
	Compresor filtro presión	111,90	809,00	0,60	1,60	75.750,00	121.199,00	0,97	45,46	328,66	68.353,88
	Compresor filtro secado	522,20	12.105,00	0,60	1,60	405.152,00	648.243,00	0,97	14,18	328,66	72.108,89
	Bomba recirculación lodos columna	149,20	391.501,00	-	-	-	-	0,97	8,44	22.134,32	-
	Bomba reflujo	1,49	12.105,00	-	-	-	-	0,97	2,73	22.134,32	-
	Bomba columna rectificación	11,19	58.629,00	-	-	-	-	0,97	0,61	3.175,19	-
	Bomba reflujo rectificación	37,30	12.233,00	-	-	-	-	0,97	1,05	344,96	-
	Bomba tanque de filtrado	-	36.538,00	0,80	2,30	13.928,00	32.035,00	0,97	-	11.857,03	12.606,25
	Bomba tanque de filtrado	-	36.538,00	0,80	2,30	13.928,00	32.035,00	0,97	-	20.952,59	19.879,04
	Bomba alimentación	74,60	36.538,00	0,80	2,30	19.411,00	44.645,00	0,97	34,18	16.739,04	23.149,89
	Bomba alimentación	74,60	36.538,00	0,80	2,30	19.411,00	44.645,00	0,97	51,67	25.309,51	32.224,88
	Bomba descarga de filtrado	55,95	36.538,00	0,80	2,30	13.928,00	32.035,00	0,97	6,45	4.213,54	5.509,64
	Bomba descarga de filtrado	55,95	36.538,00	0,80	2,30	13.928,00	32.035,00	0,97	5,03	3.286,56	4.516,47
	Filtro de presión	-	36.538,00	0,80	1,70	3.519.098,00	5.982.467,00	0,97	-	3.286,56	843.456,29

Tabla 78: Estimación Inversión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia

TRATAMIENTO DE AGUAS	Soplador de biogas	149,20	21.860,00	-	-	-	-	0,97	0,44	64,33	-
	Soplador digestor anaerobico	746,00	393.100,00	0,60	1,00	1.899.498,00	1.899.498,00	0,97	0,12	64,33	9.839,33
	Sistema de evaporación	-	411.178,00	0,60	1,00	3.733.767,00	3.733.767,00	0,97	-	22.462,98	631.821,12
	Bomba alimentación anaeróbico	37,30	411.178,00	0,60	1,00	227.388,00	227.388,00	0,97	2,04	22.462,98	38.478,18
	Bomba recirculación anaeróbico	5,60	28.626,00	-	-	-	-	0,97	0,29	1.505,01	-
	Bomba lodos	2,24	411.178,00	0,60	1,00	91.647,00	91.647,00	0,97	0,01	1.505,01	3.063,44
	Bomba centrífuga	11,19	411.178,00	0,60	1,00	69.546,00	69.546,00	0,97	0,04	1.505,01	2.324,68
	Sistema osmosis inversa	-	411.178,00	0,60	1,00	5.155.780,00	5.155.780,00	0,97	-	1.201,52	150.556,46
	Centrifugadora	-	411.178,00	0,60	1,00	6.378.482,00	6.378.482,00	0,97	-	22.462,98	1.079.354,89
	Cuenca anaeróbica	-	411.178,00	0,60	1,00	26.521.754,00	26.521.754,00	0,97	-	22.462,98	4.487.961,99
	Digestor anaeróbico	-	411.178,00	0,60	1,00	2.652.175,00	2.652.175,00	0,97	-	22.462,98	448.796,13
	Tanque de retención de lodos	-	-	-	-	-	-	0,97	-	1.505,01	-
ALMAC	Tanque de almacenamiento etanol	-	21.808,00	0,70	1,70	1.312.426,00	2.231.125,00	0,97	-	856,56	224.082,97
	Tanque almacenamiento agua	-	8.021,00	0,70	1,70	786.440,00	1.336.948,00	0,97	-	1.445,62	390.100,08
CALDERA Y TURBINA	Caldera	2.752,00	234.784,00	0,60	1,80	27.029.216,00	48.652.589,00	0,97	178,55	15.232,95	9.127.664,92
	Turbina / Generador	-	41.324,00	0,60	1,80	8.969.773,00	16.145.591,00	0,97	-	1.709,82	2.312.526,70
	Desaireador	-	234.784,00	0,60	3,00	290.867,00	872.600,00	0,97	-	15.232,95	163.707,83
SERVICIOS	Sistema torre de enfriamiento	559,50	11.923.904,00	0,60	1,50	1.457.782,00	2.186.673,00	0,97	1,19	25.309,51	52.709,32
	Paquete de agua fría	2.536,40	11.923.904,00	0,60	1,60	1.180.217,00	1.888.348,00	0,97	2,45	11.531,67	28.402,10
	Sistema CIP	-	145,00	0,60	1,80	698.878,00	1.257.980,00	0,97	-	8,00	214.136,89
	Bomba de agua fría	373,00	11.923.904,00	0,80	3,10	289.674,00	897.989,00	0,97	0,36	11.531,67	3.370,04
	Tanque de procesado de agua	-	523.463,00	0,70	1,70	279.104,00	474.476,00	0,97	-	11.531,67	31.790,96
		11.282,85							607,74		53.639.357,93

Tabla 79: Estimación Inversión ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia

				COSTE OPERACIÓN			
				[27] [19]		PROCESO 1	
		PRECIO ($/kg)		CONSUMO (kg/h)	COSTE ($/año)	CONSUMO	COSTE ($/año)
PRETRATAMIENTO	H2SO4	0,08	[27]	1.981,00	1.289.868,72	93,63	60.967,18
	H20	0,00	[27]			7.958,92	14.039,53
NEUTRALIZACIÓN PARCIAL	CaCO3	0,20	[27]	6.125,00	9.767.268,00	95,55	152.361,76
HSF	Enzimas	0,23	$/kg etanol [19]	21.673,00	40.060.394,49	856,44	1.583.041,61
	Levadura						
Otras materias brutas					5.200.000,00		499.198,40
Tratamiento de residuos					1.500.000,00		143.999,54
Costes fijos					10.700.000,00		1.027.196,71
Tratamiento de aguas					5.800.000,00		556.798,22
CALDERA	CH4	15,00	€/MWh			11.642,00	174.629,93
TOTAL					**74.317.531,21**		**4.212.232,87**

Tabla 80: Coste Operación ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

INGRESOS					
PRODUCCIÓN			**PRECIO**		**INGRESO $ / año**
Etanol	8.683,79	m3 / año	600	$ / m3	5.210.271,72
Electricidad	1,10	MW	65	$ / MWh	573.080,07
Tasa Trat. Resid.	75.000,00	t/a	123,2	€/t	9.240.000,00
					15.023.351,79

Tabla 81: Ingresos ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

Tecnología	**Bioquímica**																					
Caso 1	**ALTERNATIVA 1**		**año**	**0**	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**	**16**	**17**	**18**	**19**	**20**
Ingresos			1,50%	0	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Etanol	8.179	m3/a	600 €/m3	0	4.981.213	5.055.932	5.131.770	5.208.747	5.286.878	5.366.181	5.446.674	5.528.374	5.611.300	5.695.469	5.780.901	5.867.615	5.955.629	6.044.964	6.135.638	6.227.673	6.321.088	6.415.904	6.512.143	6.609.825
Electricidad	9.983	MWh/a	65 €/MWh	0	658.599	668.478	678.505	688.683	699.013	709.498	720.141	730.943	741.907	753.036	764.331	775.796	787.433	799.245	811.233	823.402	835.753	848.289	861.014	873.929
Gestión FORM	80.000	t/a	148,06664 €/t	0	12.023.011	12.203.356	12.386.407	12.572.203	12.760.786	12.952.198	13.146.481	13.343.678	13.543.833	13.746.990	13.953.195	14.162.493	14.374.931	14.590.555	14.809.413	15.031.554	15.257.027	15.485.883	15.718.171	15.953.944
Gastos Variables																								
Consumos planta	655.229			0	665.058	675.034	685.159	695.436	705.868	716.456	727.203	738.111	749.183	760.420	771.827	783.404	795.155	807.082	819.189	831.476	843.949	856.608	869.457	882.499
Consumos planta enzimas	1.491.080			0	1.513.447	1.536.148	1.559.191	1.582.578	1.606.317	1.630.412	1.654.868	1.679.691	1.704.886	1.730.460	1.756.417	1.782.763	1.809.504	1.836.647	1.864.197	1.892.159	1.920.542	1.949.350	1.978.590	2.008.269
Energía (GN)	5.750	MWh	15,00 €/MWh	0	87.549	88.863	90.196	91.548	92.922	94.316	95.730	97.166	98.624	100.103	101.605	103.129	104.676	106.246	107.839	109.457	111.099	112.765	114.457	116.174
Otros	1.199.996			0	1.217.996	1.236.266	1.254.810	1.273.632	1.292.737	1.312.128	1.331.810	1.351.787	1.372.064	1.392.645	1.413.534	1.434.737	1.456.258	1.478.102	1.500.274	1.522.778	1.545.619	1.568.804	1.592.336	1.616.221
Gastos Fijos																								
Operación y Mantenimiento	81.941.418		4%	0	3.326.822	3.376.724	3.427.375	3.478.785	3.530.967	3.583.932	3.637.691	3.692.256	3.747.640	3.803.854	3.860.912	3.918.826	3.977.608	4.037.272	4.097.832	4.159.299	4.221.689	4.285.014	4.349.289	4.414.528
Amortización	81.941.418		20	0	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071	4.097.071
Beneficio Antes de Impuestos				**0**	**6.754.882**	**6.917.661**	**7.082.882**	**7.250.581**	**7.420.796**	**7.593.564**	**7.768.923**	**7.946.913**	**8.127.573**	**8.310.943**	**8.497.063**	**8.685.975**	**8.877.721**	**9.072.343**	**9.269.884**	**9.470.388**	**9.673.900**	**9.880.464**	**10.090.128**	**10.302.935**
Impuesto de sociedades			30%	0	2.026.464	2.075.298	2.124.865	2.175.174	2.226.239	2.278.069	2.330.677	2.384.074	2.438.272	2.493.283	2.549.119	2.605.792	2.663.316	2.721.703	2.780.965	2.841.116	2.902.170	2.964.139	3.027.038	3.090.881
Beneficio después de impuestos				**0**	**4.728.417**	**4.842.363**	**4.958.017**	**5.075.407**	**5.194.557**	**5.315.495**	**5.438.246**	**5.562.839**	**5.689.301**	**5.817.660**	**5.947.944**	**6.080.182**	**6.214.404**	**6.350.640**	**6.488.919**	**6.629.272**	**6.771.730**	**6.916.325**	**7.063.089**	**7.212.055**
Flujo de caja libre				-81.941.418	8.825.488	8.939.433	9.055.088	9.172.478	9.291.628	9.412.566	9.535.317	9.659.910	9.786.372	9.914.731	10.045.015	10.177.253	10.311.475	10.447.711	10.585.990	10.726.343	10.868.801	11.013.396	11.160.160	11.309.126
VNA	**0**			*-81.941.418*	*-73.115.930*	*-64.176.497*	*-55.121.409*	*-45.948.931*	*-36.657.303*	*-27.244.737*	*-17.709.420*	*-8.049.510*	*1.736.862*	*11.651.593*	*21.696.608*	*31.873.862*	*42.185.337*	*52.633.048*	*63.219.037*	*73.945.380*	*84.814.180*	*95.827.576*	*106.987.737*	*118.296.862*
Coste promedi0 capital	10%	**TIR**	**10%**																					

Tabla 82: Modelo Financiero ALTERNATIVA 1 – Sin degradación. Fuente: Elaboración propia.

Tecnología	**Bioquímica**																					
Caso 1	**ALTERNATIVA 2**		**año**	**0**	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**	**16**	**17**	**18**	**19**	**20**
Ingresos			1,50%	0	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Etanol	8.684	m3/a	600 €/m3	0	5.288.426	5.367.752	5.448.268	5.529.992	5.612.942	5.697.137	5.782.594	5.869.332	5.957.372	6.046.733	6.137.434	6.229.496	6.322.938	6.417.782	6.514.049	6.611.760	6.710.936	6.811.600	6.913.774	7.017.481
Electricidad	8.817	MWh/a	65 €/MWh	0	581.676	590.401	599.257	608.246	617.370	626.631	636.030	645.570	655.254	665.083	675.059	685.185	695.463	705.895	716.483	727.230	738.139	749.211	760.449	771.856
Gestión FORM	80.000	t/a	152,89087 €/t	0	12.414.739	12.600.960	12.789.974	12.981.824	13.176.551	13.374.199	13.574.812	13.778.435	13.985.111	14.194.888	14.407.811	14.623.928	14.843.287	15.065.937	15.291.926	15.521.304	15.754.124	15.990.436	16.230.292	16.473.747
Gastos Variables																								
Consumos planta	373.636			0	379.240	384.929	390.703	396.563	402.512	408.549	414.678	420.898	427.211	433.620	440.124	446.726	453.427	460.228	467.131	474.138	481.250	488.469	495.796	503.233
Consumos planta enzimas	1.583.042			0	1.606.787	1.630.889	1.655.352	1.680.183	1.705.385	1.730.966	1.756.931	1.783.285	1.810.034	1.837.184	1.864.742	1.892.713	1.921.104	1.949.921	1.979.169	2.008.857	2.038.990	2.069.575	2.100.618	2.132.128
Energía (GN)	11.642	MWh	15,00 €/MWh	0	177.249	179.908	182.607	185.346	188.126	190.948	193.812	196.719	199.670	202.665	205.705	208.791	211.923	215.101	218.328	221.603	224.927	228.301	231.725	235.201
Otros	1.199.996			0	1.217.996	1.236.266	1.254.810	1.273.632	1.292.737	1.312.128	1.331.810	1.351.787	1.372.064	1.392.645	1.413.534	1.434.737	1.456.258	1.478.102	1.500.274	1.522.778	1.545.619	1.568.804	1.592.336	1.616.221
Gastos Fijos																								
Operación y Mantenimiento	86.130.118		4%	0	3.496.883	3.549.336	3.602.576	3.656.615	3.711.464	3.767.136	3.823.643	3.880.998	3.939.213	3.998.301	4.058.275	4.119.149	4.180.937	4.243.651	4.307.305	4.371.915	4.437.494	4.504.056	4.571.617	4.640.191
Amortización	86.130.118		20	0	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506	4.306.506
Beneficio Antes de Impuestos				**0**	**7.100.179**	**7.271.279**	**7.444.946**	**7.621.218**	**7.800.134**	**7.981.733**	**8.166.057**	**8.353.145**	**8.543.040**	**8.735.783**	**8.931.418**	**9.129.987**	**9.331.534**	**9.536.105**	**9.743.744**	**9.954.497**	**10.168.413**	**10.385.536**	**10.605.917**	**10.829.603**
Impuesto de sociedades			30%	0	2.130.054	2.181.384	2.233.484	2.286.365	2.340.040	2.394.520	2.449.817	2.505.944	2.562.912	2.620.735	2.679.425	2.738.996	2.799.460	2.860.831	2.923.123	2.986.349	3.050.524	3.115.661	3.181.775	3.248.881
Beneficio después de impuestos				**0**	**4.970.125**	**5.089.896**	**5.211.462**	**5.334.853**	**5.460.094**	**5.587.213**	**5.716.240**	**5.847.202**	**5.980.128**	**6.115.048**	**6.251.992**	**6.390.991**	**6.532.074**	**6.675.273**	**6.820.621**	**6.968.148**	**7.117.889**	**7.269.875**	**7.424.142**	**7.580.722**
Flujo de caja libre				-86.130.118	9.276.631	9.396.401	9.517.968	9.641.358	9.766.600	9.893.719	10.022.746	10.153.708	10.286.634	10.421.554	10.558.498	10.697.497	10.838.580	10.981.779	11.127.127	11.274.654	11.424.395	11.576.381	11.730.648	11.887.228
VNA	**0**			*-86.130.118*	*-76.853.487*	*-67.457.085*	*-57.939.117*	*-48.297.759*	*-38.531.159*	*-28.637.440*	*-18.614.694*	*-8.460.986*	*1.825.648*	*12.247.202*	*22.805.700*	*33.503.197*	*44.341.776*	*55.323.556*	*66.450.682*	*77.725.336*	*89.149.731*	*100.726.112*	*112.456.760*	*124.343.988*
Coste promedi0 capital	10%	**TIR**	**10%**																					

Tabla 83: Modelo Financiero ALTERNATIVA 2. Fuente: Elaboración propia.

Tecnología	**Bioquímica**																						
Caso 1	**aso Referencia**		**año**	**0**	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**	**16**	**17**	**18**	**19**	**20**
Ingresos			1,50%	0	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Etanol	303.936	m3/a	600 €/m3	0	185.097.024	187.873.479	190.691.582	193.551.955	196.455.235	199.402.063	202.393.094	205.428.990	208.510.425	211.638.082	214.812.653	218.034.843	221.305.365	224.624.946	227.994.320	231.414.235	234.885.448	238.408.730	241.984.861	245.614.634
Electricidad	104.000	MWh/a	65 €/MWh	0	6.861.400	6.964.321	7.068.786	7.174.818	7.282.440	7.391.676	7.502.552	7.615.090	7.729.316	7.845.256	7.962.935	8.082.379	8.203.615	8.326.669	8.451.569	8.578.342	8.707.017	8.837.623	8.970.187	9.104.740
Gastos Variables																								
Consumos planta	5.500.000			0	5.582.500	5.666.238	5.751.231	5.837.500	5.925.062	6.013.938	6.104.147	6.195.709	6.288.645	6.382.975	6.478.719	6.575.900	6.674.538	6.774.657	6.876.276	6.979.421	7.084.112	7.190.373	7.298.229	7.407.703
Consumos planta enzimas	11.800.000			0	11.977.000	12.156.655	12.339.005	12.524.090	12.711.951	12.902.631	13.096.170	13.292.613	13.492.002	13.694.382	13.899.797	14.108.294	14.319.919	14.534.718	14.752.738	14.974.029	15.198.640	15.426.620	15.658.019	15.892.889
Materia prima	45.200.000	€/a		0	45.878.000	46.566.170	47.264.663	47.973.632	48.693.237	49.423.636	50.164.990	50.917.465	51.681.227	52.456.445	53.243.292	54.041.941	54.852.570	55.675.359	56.510.489	57.358.147	58.218.519	59.091.797	59.978.174	60.877.846
Otros	12.500.000			0	12.687.500	12.877.813	13.070.980	13.267.044	13.466.050	13.668.041	13.873.061	14.081.157	14.292.375	14.506.760	14.724.362	14.945.227	15.169.406	15.396.947	15.627.901	15.862.319	16.100.254	16.341.758	16.586.884	16.835.688
Gastos Fijos																								
Operación y Mantenimiento	422.500.000		4%	0	17.153.500	17.410.803	17.671.965	17.937.044	18.206.100	18.479.191	18.756.379	19.037.725	19.323.291	19.613.140	19.907.337	20.205.947	20.509.036	20.816.672	21.128.922	21.445.856	21.767.544	22.094.057	22.425.468	22.761.850
Amortización	422.500.000		20	0	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000	21.125.000
Beneficio Antes de Impuestos				**0**	**77.554.924**	**79.035.123**	**80.537.525**	**82.062.463**	**83.610.275**	**85.181.304**	**86.775.898**	**88.394.412**	**90.037.203**	**91.704.636**	**93.397.080**	**95.114.912**	**96.858.510**	**98.628.263**	**100.424.562**	**102.247.805**	**104.098.397**	**105.976.748**	**107.883.275**	**109.818.399**
Impuesto de sociedades			30%	0	23.266.477	23.710.537	24.161.257	24.618.739	25.083.082	25.554.391	26.032.769	26.518.323	27.011.161	27.511.391	28.019.124	28.534.473	29.057.553	29.588.479	30.127.369	30.674.342	31.229.519	31.793.025	32.364.982	32.945.520
Beneficio después de impuestos				**0**	**54.288.447**	**55.324.586**	**56.376.267**	**57.443.724**	**58.527.192**	**59.626.913**	**60.743.129**	**61.876.088**	**63.026.042**	**64.193.245**	**65.377.956**	**66.580.438**	**67.800.957**	**69.039.784**	**70.297.193**	**71.573.464**	**72.868.878**	**74.183.724**	**75.518.292**	**76.872.879**
Flujo de caja libre				-422.500.000	75.413.447	76.449.586	77.501.267	78.568.724	79.652.192	80.751.913	81.868.129	83.001.088	84.151.042	85.318.245	86.502.956	87.705.438	88.925.957	90.164.784	91.422.193	92.698.464	93.993.878	95.308.724	96.643.292	97.997.879
VNA	**281.417.587**			*-422.500.000*	*-347.086.553*	*-270.636.967*	*-193.135.700*	*-114.566.976*	*-34.914.784*	*45.837.129*	*127.705.257*	*210.706.345*	*294.857.387*	*380.175.633*	*466.678.589*	*554.384.027*	*643.309.984*	*733.474.768*	*824.896.962*	*917.595.425*	*1.011.589.303*	*1.106.898.027*	*1.203.541.320*	*1.301.539.199*
Coste promedi0 capital	10%	**TIR**	**18%**																					

Tabla 84: Modelo Financiero Caso de referencia. Fuente: Elaboración propia.

INVENTARIO AMBIENTAL CASO DE REFERENCIA

RENDIMIENTO:		
TOTAL:	0,29 kg et/kgm	
CULTIVO:	3883 kg/ha·año	4274,56 kg/ha/a
PRODUCCION:	303.936 m3et/año	

Ratio Stover/Total Plant	
Tallo	0,22
Hojas	0,106
Vaina	0,053
Cáscara	0,043
Caña	0,015
Mazorca	0,075
Borlas	0,005
Espigas inferiore	0,005
Seda	0,002
	0,524

CULTIVO			
INSUMOS	CANTIDAD	EMISIONES DERIVADAS	
COMBUSTIBLE FOSIL			
diesel (MJ/ha)	1886,4	177227,28	g CO2/ha
AGROQUIMICOS			
N-fertilizante (kg/ha)	27,0908	123746,7	g CO2/ha
P-fertilizante (kg/ha)	18,078	21261,0	g CO2/ha
K-fertilizante (kg/ha)	13,5192	8594,5	g CO2/ha
Abono (kg/ha)	0	0,0	g CO2/ha
CaO (kg/ha)	838,4	75073,7	g CO2/ha
Pesticidas (kg/ha)	1,2576	17475,9	g CO2/ha
Mat. Siembra (kg/ha)	0,04192	13,3	g CO2/ha
	TOTAL	423392,394	g CO2/ha

EMISIONES DE NITROGENO DEL SUELO	820 g N2O/ha
TOTAL	244360 g CO2/ha

		g CO2 / Let
TOTAL	667752,4 g CO2/ha	431,03

Tabla 85: Emisiones Cultivo Caso de Referencia. [27]

hectareas	196188 ha
r	35 km
tortuosidad	2
R	53 km

TRANSPORTE MAIZ		
DISTANCIA CULTIVO-PLANTA	53 km	
EFICIENCIA DEL TRANSPORTE	0,94 MJ/t.km	
CONSUMO DE DIESEL	49,84 MJ/t	**g CO2 / Let**
EMISIÓN=	5509,12 g CO2/t	15,20

Tabla 86: Emisiones Transporte Caso de Referencia. [27]

REACTIVOS	Cantidad		g CO2 / kg	g CO2 / MJ	
H2SO4	0,00249	kg / MJ	207,70	0,518	
NaOH	0,00284	kg / MJ	469,30	1,330	
ENZIMAS	0,0007	kg / MJ	5.500,00	3,620	
AMONIACO	0,0013	kg / MJ	2.660,80	3,520	
LEVADURA	0,0002	kg / MJ	0,00	0,00	**g CO2 / Let**
				8,988	187,93

	Cantidad		g CO2 / MJ	g CO2 / MJ	
ETANOL	6.354.845.856,00	MJ / a			**g CO2 / Let**
ELECTRICIDAD	0,0589	MJ / MJ	127,65	**-7,52**	-157,24

Tabla 87: Emisiones Reactivos Caso de Referencia. [27]

Total emisiones	476,92	g CO2 / Let