



ULPGC
Universidad de
Las Palmas de
Gran Canaria



AREHUCAS

BIOCOMBUSTIBLES EN CANARIAS A PARTIR DE REVALORIZACIÓN DE RESIDUOS VEGETALES: ECONOMÍA CIRCULAR

PROGRAMA DE DOCTORADO:

**Doctorado en Ingenierías Química, Mecánica y de
Fabricación.**

Autor:

Cristo David Santana Suárez

Directores:

Julieta Cristina Schallenberg Rodríguez

Oscar Manuel González Díaz

Junio 2025



UNIVERSIDAD DE LAS PALMAS DE GRAN CANARIA

Programa de Doctorado en Ingenierías Química, Mecánica y de Fabricación.

Escuela de Doctorado de la Universidad de Las Palmas de Gran Canaria.

Título de la Tesis: *Biocombustibles en Canarias a partir de Revalorización de Residuos Vegetales: Economía Circular*

Tesis Doctoral presentada por D. Cristo David Santana Suárez, Ingeniero Industrial en Destilerías Arehucas S.A.

Dirigida por la Dra. Julieta Cristina Schallenberg Rodríguez y por el Dr. Oscar Manuel González Díaz

Las Palmas de Gran Canaria a de de

La Directora,

El Director

El Doctorando

AGRADECIMIENTOS.

Quiero iniciar dirigiendo las primeras palabras de agradecimiento a la Universidad de Las Palmas de Gran Canaria, que me ha dado la oportunidad de ampliar el conocimiento sobre mi trabajo diario, no solo a nivel formativo sino como apoyo en los recursos necesarios para el correcto desarrollo de la investigación.

Tengo que continuar con quien ha sido mi casa durante los últimos 11 años, Destilerías Arehucas S.A., empresa con más de 140 años de historia en Canarias que sigue apostando por la investigación en un sector muy trillado, y para ello no duda en contar con el talento local, no solo por el apoyo en esta Tesis, sino que tiene las puertas abiertas a la universidad para lo que necesiten, es por ello, que es de agradecer a su Presidente D. Rafael Méndez Martín y a la Gerencia D. Carlos Iglesias Nespereira por el apoyo y la libertad que me han proporcionado para que cumpla con los objetivos de la investigación, como no, mencionar a quien ha sido mi mentor profesional en todos estos años D. José Luis Lara uno de los mayores conocedores de España de la destilación, siempre ha tenido un buen consejo y me ha puesto los pies en la tierra cuando la investigación no parecía que iba por buen camino.

Que decir de mi directora Dña. Julieta Schallenberg, quien me animo desde un inicio a que comenzara una investigación en profundidad cuando acabe Ingeniería Industrial en 2014.

Como no voy a mencionar al apoyo incondicional de mi tutor D. Oscar González, se trata de un profesional como pocos, su calidad humana sobresale por encima de sus altísimas capacidades como investigador, amante de la docencia como pocos y de la investigación como el que más, quien ha buscado continuamente que no tire la toalla, él sabe que han sido muchas ocasiones en las que si no es por sus palabras esto no hubiera salido pa'lante, así que solo puede decirte
¡¡GRACIAS!!

Pero sin lugar a dudas estos años de trabajo interminable no habrían sido posibles sin la ayuda de mi familia empezando por mi madre y mi padre, Reyes y Juan, quienes además de darme la vida hicieron un esfuerzo encomiable para que pudiera tener unos estudios superiores, continuo con mi hermano, Ulises, quien siempre ha confiado en mi sin dudarlo y no ha dejado que nunca me rinda ni en los momentos más difíciles, que los ha habido.

He querido dejar para al final a mi compañera de viaje, Eduina, solo ella sabe lo que ha costado estar donde estamos hoy en día, el 50% de esta Tesis es suya, ya que de no ser por su sacrificio constante no habría podido dedicarle las horas que tiene este proyecto que comenzó hace muchos años, anteponiendo sus inquietudes y proyectos para que alcance este objetivo, que decir de las dos luces que iluminan el sendero que nos marcamos con este proyecto de vida, nuestras hijas, Iraya y Leila, ellas son la verdadera motivación y el motor para trabajar día a día en desarrollo personal.

*La gratitud abre la puerta al poder,
a la sabiduría y a la creatividad del universo.
Deepak Chopra*

RESUMEN

Las Regiones Ultraperiféricas (RUP) tienen una fuerte dependencia de recursos exteriores para el correcto desarrollo económico y social del territorio, un problema serio es la necesidad de gestionar los residuos de cualquier índole en territorio continental, lo que contraviene las nuevas políticas comunitarias que buscan el fomento de la economía local mediante la aplicación de modelos de economía circular.

En esta investigación tiene como objetivo principal revalorizar el bagazo de caña de azúcar en la industria de fabricación del ron en regiones aisladas donde se ubican destilerías tradicionales pequeñas. Para ello se analizan las diferentes variables técnicas, económicas y medioambientales que permiten la utilización de los residuos agroindustriales como fuente energética renovable, ya que, en las últimas décadas el consumo de combustibles fósiles ha disparado la emisión de gases de efecto invernadero, siendo necesario el cambio de modelo dirigiéndose a combustibles más “limpios” como son los biocombustibles.

En regiones no continentales o aisladas la industria agroalimentaria no dispone de los medios para la gestión de la biomasa generada. Esta biomasa puede ser revalorizada por diferentes métodos pasando de ser un problema a tratarse de un recurso de alto valor, en el caso de Canarias las fuentes principales de generación de biomasa son el cultivo de la Platanera, el Tomate y en menor medida la Caña de Azúcar, en la actualidad inferior al 1%, aunque llegó a abarcar el 8% de la superficie cultivada insular, la presente investigación busca valorizar la producción de 150 toneladas bagazo de caña de azúcar seco generado por la industria dedicada a la fabricación del ron, que en la actualidad, carece completamente de valor, y teniendo un potencial energético alto.

El bagazo de caña de azúcar producido en la empresa local ha sido estudiado como materia prima para la obtención de bioetanol de segunda generación a través de dos vías de hidrólisis, la enzimática y la ácida. Con el objetivo de que estos mecanismos tengan éxito, es necesario mejorar la accesibilidad de las enzimas específicas a la celulosa y hemicelulosa, por lo que se estudia el uso de un álcali como el hidróxido de sodio en diferentes concentraciones durante 7 días para buscar la concentración óptima, quedando demostrado que una concentración del 10% presenta una gran efectividad a un coste moderado y, sin generación excesiva de inhibidores, observándose, a través de un análisis DRX y FTIR, la influencia del pretratamiento en la ruptura de los enlaces de los diferentes grupos funcionales que constituyen los diferentes polímeros. Comparando las dos vías de hidrólisis para un mismo pretratamiento se comprueba la elevada efectividad de la hidrólisis enzimática consiguiéndose una conversión en azúcares fermentables del 88%, frente al uso del mecanismo ácido, cuyas conversiones han sido inferiores al 75%.

Con el proceso empleado (pretratamiento y posterior hidrólisis) se observa a través de un análisis cromatográfico que, además de la obtención de bioetanol, se generan compuestos de alto valor en la industria química como es el Furfural y otros alcoholes superiores, aunque las concentraciones son inferiores a $100 \text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$.

Por otro lado, se ha realizado un análisis en profundidad de las implicaciones energéticas, económicas y ambientales que tendría la implantación del proceso con el que se consigue los ratios de conversión más altos en una industria local existente, obteniéndose un costo total de $10.63\text{€}\cdot\text{l}^{-1}$, siendo inviable comercialmente al ser el precio de venta del etanol $>99\%$ en el mercado internacional inferior a 1€, por lo que se estudia su uso para autoconsumo en las calderas propias situándose en $0.55\text{€}\cdot\text{MJ}^{-1}$, frente a $0.02\text{€}\cdot\text{MJ}^{-1}$ en de coste con el uso de gasoil industrial.

ÍNDICE

CAPITULO I: INTRODUCCIÓN Y CONTEXTUALIZACIÓN.	9
1.1. ECONOMÍA CIRCULAR	10
1.1.1 ECONOMÍA CIRCULAR EN EL MUNDO	12
1.1.2 ECONOMÍA CIRCULAR EN EUROPA	15
1.1.3 ECONOMÍA CIRCULAR EN ESPAÑA Y CANARIAS	17
1.2. BIOCOMBUSTIBLES: PASADO, PRESENTE Y FUTURO	23
1.3. ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN EN CANARIAS (BIOETANOL).	29
1.3.1 BIOETANOL, ¿ES POSIBLE PRODUCIRLO EN CANARIAS DE MANERA RENTABLE Y SOSTENIBLE?	29
1.4. RESUMEN Y RECOMENDACIONES	39
 CAPÍTULO II. ESTUDIO DE VIABILIDAD TÉCNICA DE APLICACIÓN DE PRE-TRATAMIENTOS Y DIFERENTES TIPOS DE HIDRÓLISIS A UNA INDUSTRIA LOCAL EN TERRITORIOS ULTRAPERIFÉRICOS Y FRAGMENTADOS.	 41
2.1.¿QUÉ ES EL BIOETANOL?	42
2.2. MECANISMOS DE OBTENCIÓN	42
2.2.1. MATERIAS PRIMAS	42
2.2.2. PROCESOS DE OBTENCIÓN BIOETANOL PRIMERA GENERACIÓN.	42
2.2.3. PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOETANOL AVANZADO O DE SEGUNDA GENERACIÓN (A PARTIR DE RESIDUOS).	42
2.2.4. PRETRATAMIENTOS EXISTENTES	46
2.2.5. HIDRÓLISIS	59
2.3. ANÁLISIS Y JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO EN EL SENO DE LA INDUSTRIA	68
2.3.1. PRODUCCIÓN ACTUAL DE ETANOL 1G	68
2.3.2. PRODUCCIÓN ACTUAL DE BAGAZO DE CAÑA	70
2.4. CARACTERIZACIÓN DEL MATERIAL LIGNOCELULÓSICO “BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR”	75
2.5. CONVERSIÓN DEL MATERIAL LIGNOCELULÓSICO MEDIANTE HIDRÓLISIS ÁCIDA Y ENZIMÁTICA.	75
2.5.1. MATERIALES	75
2.5.2. METODOLOGÍA	78
2.5.2.1 Preparación del bagazo de caña	78
2.5.2.2 Hidrólisis ácida	79
2.5.2.3. Hidrólisis ácida con pretratamiento	81
2.5.2.4. Hidrólisis enzimática	84
2.5.2.6. Determinación de azúcares reductores	85

2.5.2.7. Difracción de Rayos X	86
2.5.2.8. Espectrofotometría infrarroja de Transformadas de Fourier (FTIR)	86
2.5.2.9. Fermentación	87
2.5.2.10. Determinación de congéneres (otras sustancias distintas del Etanol).	88
2.5.3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	89
2.5.3.1 Hidrólisis.....	89
2.5.3.2. Caracterización del bagazo de caña antes y después de la hidrólisis	92
2.5.3.3. Fermentación y Determinación de Rendimiento Alcohólico	95
2.5.3.4. Análisis cromatográfico	96
 CAPITULO III: ANÁLISIS ENERGÉTICO Y DE COSTES. ESTUDIO DE LA VIABILIDAD ECONÓMICA.....	 102
3.1 INTRODUCCIÓN	103
3.2 ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL	105
3.2.1 CULTIVO	105
3.2.2 INDUSTRIA.....	108
3.2.2.1 Definición del escenario base y alternativas tecnológicas	108
3.2.2.1.1. Capacidad instalada y escala de producción	109
3.2.2.1.2 Configuraciones tecnológicas necesarias para obtener un bioetanol (>99%)	109
3.2.2.2 Balance energético del proceso, configuración actual.	110
3.2.2.3. Balance energético global de la configuración actual y conclusiones.	130
3.2.2.4 Requerimientos energéticos nueva configuración.	131
3.3 ANÁLISIS DE COSTOS DE CAPITAL (CAPEX).....	133
3.4 ANÁLISIS DE COSTOS DE OPERACIONALES (OPEX).....	135
3.5 EVALUACIÓN FINANCIERA	136
3.6 COMPARACIÓN CON ALTERNATIVAS ENERGÉTICAS	137
3.6.1 ESCENARIO 1.-Escenario actual, seguir empleando el gasoil como única fuente energética y no valorizar la biomasa.....	137
3.6.2 ESCENARIO 2.-Emplear el bagazo como biomasa directamente como combustible para la caldera.....	138
3.6.3 ESCENARIO 3.-Emplear el bagazo como fuente para la producción de bioetanol de segunda generación	139
3.7 RESUMEN Y RECOMENDACIONES.....	139
 CAPITULO IV: CONCLUSIONES Y FUTURAS LÍNEAS DE ACTUACIÓN	 141
4.1 CONCLUSIONES.....	142
4.2 FUTURAS LÍNEAS DE INVESTIGACIÓN.....	143

BIBLIOGRAFÍA.....	145
ANEXOS	154

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.Principales materias primas para la producción de biodiesel.[19]	26
Tabla 2. Productores y características de las instalaciones de producción de etanol	37
Tabla 3. Primera aproximación al Balance de Materia en Destilerías Arehucas S.A.	38
Tabla 4.Resumen de las características principales de los compuestos mayoritarios presentes en los residuos lignocelulósicos. Fuente adaptada [30]	44
Tabla 5. Pretratamientos existentes	47
Tabla 6. Modelos cinéticos de la hidrólisis enzimática.....	66
Tabla 7. Balance de materia, Molienda.....	71
Tabla 8. Balance de materia, Pasteurizado.....	71
Tabla 9. Balance de materia, Fermentación	72
Tabla 10. Balance de materia, Destilación.....	72
Tabla 11. Balance de materia, Evaporación	72
Tabla 12. Balance de materia, Destilería Salinetas, Etanol>95%	73
Tabla 13. Caracterización del bagazo de caña de azúcar	75
Tabla 14. Codificación de muestras, Hidrólisis ácida sin pretratamiento	80
Tabla 15. Codificación de muestras, Hidrólisis ácida con pretratamiento alcalino 5%	81
Tabla 16.Codificación de muestras, Hidrólisis ácida con pretratamiento alcalino 10%	82
Tabla 17.Codificación de muestras, Hidrólisis ácida con pretratamiento alcalino 15%	83
Tabla 18. Codificación de muestras, Hidrólisis enzimática	85
Tabla 19. Resultados de conversión de hidrólisis ácida.....	89
Tabla 20. Resultados conversión hidrólisis enzimática.....	91
Tabla 21. Resultados de la fermentación.....	95
Tabla 22. Capacidades productivas de caña de azúcar por Ha.....	104
Tabla 23. Distribución del cultivo en Gran Canaria.....	105
Tabla 24. Datos molinos instalados.....	110
Tabla 25. Caldera Vulcano Sadeca, TCN-V	111
Tabla 26. Consumo combustible Caldera 1.....	111
Tabla 27. Emisiones Caldera 1.....	111
Tabla 28. Purga Caldera 1	112
Tabla 29. Consumos de vapor, instalación Arucas	112
Tabla 30. Retorno de condensados, instalación Arucas	112
Tabla 31. Calores generados en Caldera 1	112
Tabla 32. Caldera Estandar-Kessel	113
Tabla 33. Consumo de combustible, Caldera 2.....	113
Tabla 34. Emisiones Caldera 2.....	114
Tabla 35. Purga Caldera 2	114
Tabla 36. Consumos de vapor, instalación de Telde.....	114
Tabla 37. Retorno de condensados, Caldera 2	114
Tabla 38. Calores generados en Caldera 2	114
Tabla 39. Caldera CIMO	115
Tabla 40. Consumo de combustible, Caldera 3.....	115
Tabla 41. Emisiones Caldera 3.....	115
Tabla 42. Purga de Caldera 3	116
Tabla 43. Consumos de vapor, instalación de Telde.....	116
Tabla 44. Retornos de condensados, Caldera 3.....	116
Tabla 45. Calores generados en Caldera 3	116
Tabla 46. Datos equipo de destilación de "FLEMAS".....	119

Tabla 47. Corrientes de entrada y salida en destilación de "FLEMAS"	121
Tabla 48. Calores de cada una de las corrientes en la destilación de "FLEMAS"	121
Tabla 49. Datos de corrientes en la destilación de alcohol >95%.....	122
Tabla 50. Datos de las corrientes de entrada/salida de la destilación.....	124
Tabla 51. Calores de cada una de las corrientes entrada/salida de la destilación.....	125
Tabla 52. Exergías de cada una de las corrientes en la destilación	126
Tabla 53. Datos de las corrientes entrada/salida concentración	127
Tabla 54. Flujos máxicos en concentrador	128
Tabla 55. Balance de solidos entrada/salida.....	128
Tabla 56. Balance de agua evaporada	128
Tabla 57. Calores de cada corriente en el concentrador.....	129
Tabla 58. Coste medio de reactores de hidrólisis	134
Tabla 59. Salarios	135
Tabla 60. Costos de materias primas.....	135
Tabla 61. Coste de vapor de calefacción.....	136
Tabla 62. Resumen de coste total.....	136

ÍNDICE DE FIGURAS Y FOTOGRAFÍAS

Fig. 1. Comunicación de la Comisión al Parlamento Europeo, al Consejo, al Comité Económico y Social Europeo y al Comité de las Regiones. Objetivo 55: Cumplimiento del objetivo climático de la UE para 2030 en el camino hacia la neutralidad climática.	16
Fig. 2. Nuevo Plan de Acción para la Economía Circular por una Europa más limpia y competitiva. (Comisión Europea)	16
Fig. 3. Reacción de Transesterificación	27
Fig. 4. Estimación de Ingenios Azucareros en Gran Canaria S. XVI	30
Fig. 5. Producción de Aguardientes de Caña 1940-1964, Destilerías Arehucas (Libro de Alcoholes).....	35
Fig. 6. Expansión empresarial de Familia Martín Reyes	36
Fig. 7. Estructura de residuos lignocelulósicos. Disposición de sus componentes.[29].....	43
Fig. 8. Alcohol sinapílico	44
Fig. 9. Alcohol coniferílico	44
Fig. 10. Alcohol cumarílico.....	45
Fig. 11. Mecanismo de reacción de hidrólisis [63,64]	61
Fig. 12. Esquema del mecanismo de hidrólisis enzimática, enzimas Celulasas [69]	62
Fig. 13. Estructura básica de los componentes presentes en la hemicelulosa[69]	63
Fig. 14. Diagrama de flujo de proceso completo	71
Fig. 15. Diagrama de bloques, Alcoholera Salinetas (1987).....	73
Fig. 16. Equipo de hidrólisis	76
Fig. 17. Equipo de fermentación	77
Fig. 18. Conversión en azúcares reductores	91
Fig. 19. Imágenes SEM del bagazo de caña de azúcar.....	93
Fig. 20. Interferograma FTIR de una muestra de Bagazo de azúcar de caña, sin tratar, procedente del residuo de una industria manufacturera de ron.....	94
Fig. 21. Difracción de RX de una muestra de bagazo con hidrólisis ácida, sin pretratamiento ..	94
Fig. 22. Difracción de RX de una muestra con hidrólisis enzimática y pretratamiento alcalino	95
Fig. 23. Datos climatológicos, Gran Canaria	106
Fig. 24. Datos de precipitaciones	107
Fig. 25. Datos tipo de suelo.....	107
Fig. 26. Datos plantación.....	108
Fig. 27. Diagrama de bloques configuración actual	110
Fig. 28. Esquema pasteurizador	117
Fig. 29. SCADA de destilería.....	119
Fig. 30. SCADA, Concentrador	127
Fig. 31. Resumen de energías por procesos	130
Fig. 32. Diagrama de bloques nueva configuración	131
Fig. 33. Actualización de oferta económica	134
 Fotografía 1. Lavadero junto a la Fábrica de Azúcar de San Juan Telde, 1910-1915.....	33
Fotografía 2. Almacenamiento de bagazo molido, bolsas de vacío	79
Fotografía 3. Caldera Vulcano Sadeca.....	113
Fotografía 4. Pasteurizador	118
Fotografía 5. Destilería de "FLEMAS"	121

Fotografía 6. Planos y Esquemas de la instalación, 1987 (Ver Anexo V)	123
Fotografía 7. Evaporador.....	130
Fotografía 8. Trómel de secado.....	132

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 1. Reacción de primer orden, cinética de hidrólisis [62]	60
Ecuación 2. Reacción de primer orden, cinética hidrólisis modificada	60
Ecuación 3. Modelo propuesto para la determinación de la cristalinidad [98]	86
Ecuación 4. Huella hídrica	108
Ecuación 5. Exergía Física	118
Ecuación 6. Exergía química.....	119
Ecuación 7. Exergía total	119
Ecuación 8. Rendimiento exergético, destilación primaria.....	126
Ecuación 9. Rendimiento exergético, destilación >95%.....	126
Ecuación 10. Rendimiento exergético global en la destilación.....	127
Ecuación 11. Sólidos de entrada	128
Ecuación 12. Sólidos de salida.....	128
Ecuación 13. Diferencia entre sólidos de entrada y salida	128
Ecuación 14. Rendimiento energético.....	129
Ecuación 15. Economía de vapor	129
Ecuación 16. Determinación del PCI del bagazo húmedo	138

CAPITULO I: INTRODUCCIÓN Y CONTEXTUALIZACIÓN.



*“Si realmente crees que el medio ambiente
es menos importante que la economía,
intenta aguantar la respiración mientras
cuentas tu dinero”*

Guy R. McPherson

1.1. ECONOMÍA CIRCULAR.

La economía circular se define como un *“sistema económico y social que tiene como objetivo la producción de bienes y servicios al tiempo que reduce el consumo y el desperdicio de materias primas, agua y fuentes de energía”*[1]. Entrando algo más en profundidad podríamos indicar que se basa en dos aspectos fundamentales, uno biológico y otro técnico, con lo que promovemos un ciclo continuo de desarrollo positivo que conserva y mejora el capital natural, generando un sistema de flujos renovables al gestionar unos recursos finitos[2].

Lo que se busca con un modelo de economía circular es cambiar el modelo actual de “Economía Lineal”, contextualicemos esto, a lo largo de la historia la humanidad ha evolucionado con grandes cambios en el uso de la tecnología, que ha permitido el acceso con mayor facilidad a mucha más gente cada vez a bienes que anteriormente tal vez no podían permitírselo, pero, ¿a qué coste?, para entender esto es necesario remontarnos a épocas tribales en donde los recursos eran locales y se fabricaban únicamente según las necesidades del individuo, tenían una vida larga si eran bienes valiosos (metales), se reutilizaban, reparaban e incluso en ocasiones se heredaban, en caso de deteriorarse eran materiales fácilmente degradables hablando en términos de edad humana. Paulatinamente las sociedades fueron avanzando tecnológicamente lo que permitió adquirir y transformar bienes de otras tierras o simplemente costaba menos esfuerzo obtenerlas con lo que el coste era mucho menor, hasta el punto que el aumento de potencia para generar valor y disminuir el tiempo de fabricación de objetos llega a unos límites que otorgan la infinidad de oportunidades industriales, este hecho unido a los avances en la síntesis química junto con el uso más extendido de combustibles fósiles que permite a cada individuo tener un vehículo en propiedad originan que la humanidad valore más el tiempo libre y el ocio, consecuentemente se pierde el respeto al “valor” de los objetos.

¿Qué originó esto? Una falsa ilusión de recursos infinitos tal es así, que mientras en los siglos anteriores tener un vestido era un bien que se consideraba único y con un valor incalculable, actualmente se disponen de vestidores repletos de prendas que carecen de valor alguno, producidas en entornos lejanos al país de consumo con unos costes ínfimos. Se dispone de una máxima: *“consumir y vender por parte de multinacionales que debido a sus economías de escala ahogan al artesano o al productor local”*. Si no existe mercado para dar salida a un producto, pues se origina una nueva necesidad con estrategias de marketing, o mientras el artesano o comerciante local ofrece calidad y durabilidad de sus productos, al consumidor final lo que le interesa es el menor precio, aunque se rompa en un periodo corto de tiempo, obsolescencia programada, como mencionábamos antes pérdida de valor a los objetos consumidos.



La clave de este modelo fue la conexión creada entre la felicidad y el consumo material, tras siglos de estar bajo el estigma de la pobreza y la escasez, con la bajada de precios cada vez mayor, al mismo tiempo que cada vez se originaban más bienes de un solo uso, ejemplo envases de plástico[3].

Pero este modelo está abocado al cambio debido a que cada vez hay menos recursos, tal es así que, con la población actual de unos ocho mil millones de personas, con una previsión de crecimiento según las Naciones Unidas de dos mil millones de personas en los próximos 30 años, alcanzándose la cifra de 9,700 millones de personas en 2050[4], las perspectivas no son nada halagüeñas en cuanto a la equidad en el acceso de los recursos de la población.

Por otro lado, la Agencia Internacional de la Energía (IAE) augura un aumento del consumo energético del 30% para 2040, pero con un aumento de crecimiento de la economía de un 3.4% anual, con estos datos, a nivel global la IAE no es nada optimista en el cumplimiento del acuerdo de París, con respecto a las emisiones.

Todo esto origina la imperiosa necesidad de cambio de modelo dirigido a una “Economía Circular”, lo conocido como las **7R**:

- **Rediseñar**, consiste en diseñar productos respetuosos con el medio ambiente, duraderos, con recursos sostenibles y reutilizables.
- **Reducir**, reducción del consumo de recursos en general que no sean necesarios.
- **Reutilizar**, darle usos distintos a objetos que ya han agotado la vida útil para lo que fueron diseñados.
- **Reparar**, evitar o disminuir el consumo productos que a priori se sabe que tienen una obsolescencia programada, y en caso de ser reparable hacerlo.
- **Renovar**, es un concepto muy similar al de reutilizar, pero en esta ocasión no reutilizaremos directamente, sino que tal vez debamos hacer alguna modificación/actualización para usarlo.
- **Recuperar**, recuperar materiales que pueden ser usados como materias primas en otros procesos distintos al original.
- **Reciclar**, este término no es nuevo, los materiales recuperados deben poder introducirse nuevamente como materias primas en procesos de fabricación.

Esta clasificación de las “**7R**” la podemos agrupar en tres principios fundamentales[5]:

- *Principio 1:* Preservar y mejorar el capital natural controlando reservas finitas y equilibrando los flujos de recursos renovables.
- *Principio 2:* Optimizar los rendimientos de los recursos distribuyendo productos, componentes y materias con su utilidad máxima en todo momento, tanto en ciclos técnicos como biológicos.
- *Principio 3:* Promover la eficacia de los sistemas detectando y eliminando del diseño los factores externos negativos.

1.1.1 ECONOMÍA CIRCULAR EN EL MUNDO

Las empresas de cualquier ámbito y tamaño han percibido la tendencia de los consumidores, estos cada vez son más exigentes con el cuidado de nuestro planeta, es por ello por lo que se ha comenzado a una transición industrial hacia modelos más respetuosos, es decir, hacia una economía circular, es por ello por lo que los gobiernos han trazado diferentes hojas de ruta a nivel económico y sectorial para facilitar el cambio.

Para poder tener éxito en el cambio a nivel global es necesario que exista un alineamiento en las políticas que deben llevarse a cabo, es por ello, que existen asociaciones, fundaciones y entidades sin ánimo de lucro que pretenden ser el nexo de unión con los gobiernos y las industrias, como puede ser la Fundación Ellen MacArthur, creada en 2010 con la finalidad de acelerar la transición a la economía circular, trabajando con gobiernos, empresas y centros de formación, (<https://ellenmacarthurfoundation.org/>) otro ejemplo es la Plataforma para la aceleración de la Economía Circular (PACE) que busca fomentar alianzas regionales para definir las prioridades locales en cada región y desarrollar así aspectos concretos y específicos locales (<https://pacecircular.org/>) tal vez un ejemplo más conocido es el Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente (UNEP) este organismo trata de liderar y fomentar el trabajo conjunto en el cuidado del medio ambiente, cuya finalidad última es mejorar la calidad de vida de las generaciones futuras (<https://www.unep.org/es>) por citar un último ejemplo del trabajo que se está realizando a nivel mundial para la implementación y el cambio de paradigma es la Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (UNIDO) la misión de esta organización se recoge en la Declaración de Lima y ratificada en el declaración de Abu Dhabi en 2019, y no es otra que el promover y acelerar el desarrollo industrial inclusivo y sostenible en los diferentes territorios (<https://www.unido.org/>).

Las Naciones Unidas (ONU), han aprobado lo que se conoce como los 17 ODS (Objetivos de Desarrollo Sostenible) para conseguir una economía circular multinivel con implicación de todos los ámbitos de la sociedad [6], aprobados en 2015 y ratificados en la Agenda 2030 del Desarrollo Sostenible:

- Objetivo 1, **Pobreza**: Erradicar la pobreza en todas sus formas y todas partes.
- Objetivo 2, **Hambre**: Poner fin al Hambre, lograr la Seguridad Alimentaria y la mejora de la Nutrición, y promover la Agricultura Sostenible.
- Objetivo 3, **Salud**: Garantizar una vida sana y promover el Bienestar para todos en todas las edades.
- Objetivo 4, **Educación**: Garantizar una Educación Inclusiva, Equitativa y de Calidad. Y promover oportunidades de aprendizaje durante toda la vida para todos.
- Objetivo 5, **Igualdad de Género**: Lograr la igualdad de género y el empoderamiento de las mujeres y las niñas.
- Objetivo 6, **Agua**: Asegurar la disponibilidad y la gestión sostenible del agua, y el saneamiento para todos.
- Objetivo 7, **Energía**: Asegurar el acceso a energías asequibles, fiables, sostenibles y modernas para todos.
- Objetivo 8, **Economía**: Promover el crecimiento económico sostenido, inclusivo y sostenible, el empleo pleno y productivo y el trabajo decente para todos.
- Objetivo 9, **Infraestructuras**: Construir infraestructura resiliente, promover la industrialización inclusiva y sostenible y fomentar la innovación.
- Objetivo 10, **Desigualdad**: Reducir la desigualdad en y entre los países.
- Objetivo 11, **Ciudades**: Lograr que las ciudades y los asentamientos humanos sean inclusivos, seguros, resilientes y sostenibles.
- Objetivo 12, **Consumo**: Garantizar modalidades de consumo y producción sostenibles.
- Objetivo 13, **Cambio Climático**: Adoptar medidas urgentes para combatir el cambio climático y sus efectos.
- Objetivo 14, **Océanos**: Conservar y utilizar en forma sostenible los océanos, los mares y los recursos marinos para el desarrollo sostenible.
- Objetivo 15, **Biodiversidad**: Proteger, restablecer y promover el uso sostenible de los ecosistemas terrestres, gestionar los bosques de forma sostenible, luchar contra la desertificación, detener e invertir la degradación de las tierras y poner freno a la pérdida de la diversidad biológica.

- Objetivo 16, Paz y Justicia: Promover sociedades pacíficas e inclusivas para el desarrollo sostenible, facilitar el acceso a la justicia para todos y crear instituciones eficaces, responsables e inclusivas a todos los niveles.
- Objetivo 17, Alianza: Fortalecer los medios de ejecución y revitalizar la Alianza Mundial para el Desarrollo Sostenible.

Tal vez los objetivos que inciden directamente en la Economía Circular son 1, 4, 7, 8, 9, 12, 13 y 15. Estas organizaciones realizan estudios, informes y trabajos de investigación que presentan en foros internacionales y a los diferentes gobiernos, con la finalidad de crear un espacio común de trabajo, así, en el documento “*Objetivos universales para políticas de economía circular: Habilitando una transición a gran escala*” elaborado por la fundación Ellen MacArthur se recogen una serie de objetivos universales de políticas para la economía circular [7]:

- Objetivo 1: Estimular el diseño para una economía circular.
- Objetivo 2: Gestionar recursos para preservar el valor.
- Objetivo 3: Crear las condiciones económicas favorables para la transición.
- Objetivo 4: Invertir en innovación, infraestructura y competencias.
- Objetivo 5: Promover la colaboración para el cambio de sistema.

En línea con estos 5 objetivos generales para acelerar la transición, a nivel mundial se están estableciendo políticas gubernamentales para disminuir los productos de un solo uso, para ello los países usan estrategias dotando de fondos y ayudas a las empresas más comprometidas, e incrementando las tasas e impuestos a aquellas que no usan materiales reciclables, reutilizables o biodegradables, estas políticas versan fundamentalmente en la disminución del uso de plásticos de un solo uso.

Como ejemplos de estas políticas que se llevan a cabo podemos citar el caso de Perú, donde el gobierno ha aprobado una legislación que facilitará los programas de separación de residuos, facilitando así las tareas de reciclaje, en Buenos Aires, Argentina, establecen una política de pago por retornar el envase, esta política no es nueva en Europa, pero si en estos países, en Nueva Zelanda las tasas de recogida de plásticos se han incrementado para desincentivar su uso.

En Reino Unido han introducido una tasa para abril de 2022 a aquellos productores que no incorporen al menos el 30% de materiales reciclados en sus embalajes de plástico

Por otro lado, solo el 4.4% de los productores de plásticos a nivel mundial han firmado el compromiso de introducir mejoras en sus productos para hacerlos más respetuosos ambientalmente.

Las iniciativas privadas de los diferentes sectores en incorporar envases y embalajes con cada vez más contenido en materiales reciclados o reciclables está en auge, tal y como presente la fundación Ellen MacArthur [8].

Tan necesario es el cambio que, según diferentes estudios, la economía circular puede contribuir en la reducción de los gases de efecto invernadero, es decir, puede abarcar la cuota de reducción que no se podrá alcanzar con la implementación únicamente de las energías renovables. Por otro lado, el cambio de modelo a una economía circular puede ayudar a preservar la biodiversidad y a disminuir el estrés hídrico. Asimismo, el desechar el modelo lineal de la economía puede favorecer a un incremento del PIB, como refleja un estudio sectorial llevado a cabo en Europa [7].

1.1.2 ECONOMÍA CIRCULAR EN EUROPA

En diciembre de 2015 la Comisión europea adopta el primer plan de acción en referencia a la economía circular, posteriormente en 2019 se consigue el denominado “*Pacto Verde Europeo*”, que busca aumentar el bienestar y mejorar la salud de los ciudadanos proponiendo acciones sobre la mejora:

- Aire limpio, calidad del agua, conservación (saludable) del suelo y biodiversidad.
- Mejora de la eficiencia energética de edificios.
- Cadena alimentaria.
- Más transporte público.
- Energías renovables, mejoras tecnológicas.
- Combatir la obsolescencia programada, con posibilidades de reparar, reciclar o reutilizar.
- Mejora de empleabilidad.
- Industria global y resiliente.

Con la situación vivida en la pandemia muchas de estas medidas de este pacto verde se vieron ralentizadas, llegándose a un nuevo acuerdo el 14 de julio de 2021, “*Cumplir el Pacto Verde*”, en esta ocasión los 27 países que conforman la Unión se comprometieron a conseguir que la UE fuera la primera zona climáticamente neutra en 2050, previendo la reducción de emisiones en al menos un 55% en 2030, con respecto a los valores registrados en 1990. Con este nuevo

CAPÍTULO I

acuerdo se establece el “*Objetivo 55*” que es una serie de medidas y paquetes de ayudas para mejorar y conseguir los objetivos fijados en el “Pacto Verde Europeo”

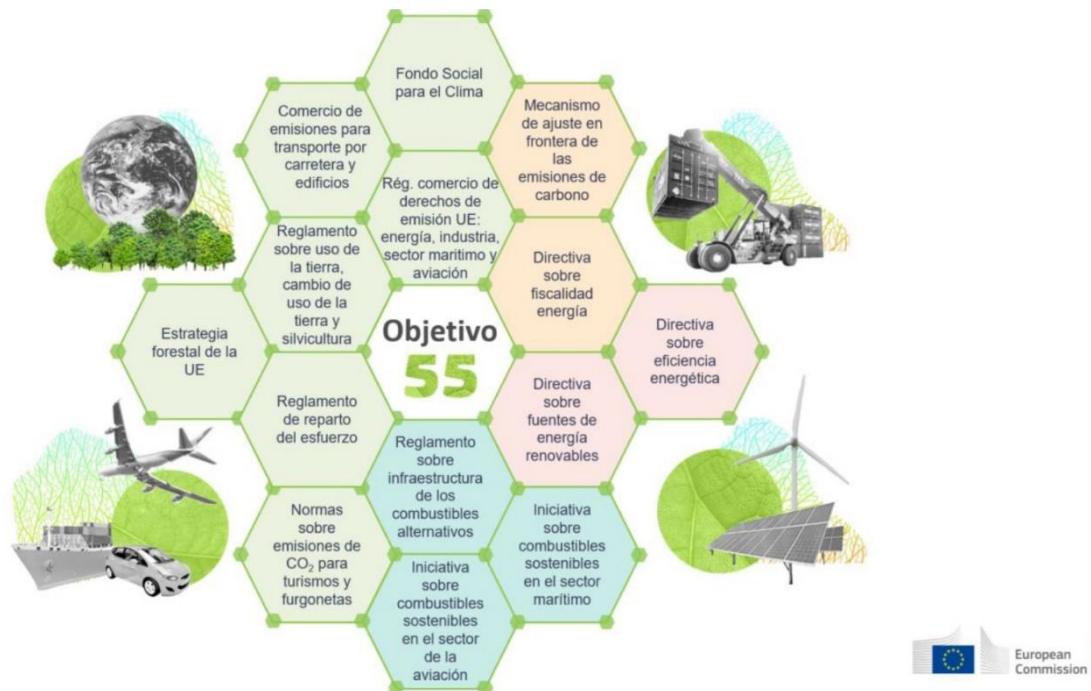


Fig. 1. Comunicación de la Comisión al Parlamento Europeo, al Consejo, al Comité Económico y Social Europeo y al Comité de las Regiones. Objetivo 55: Cumplimiento del objetivo climático de la UE para 2030 en el camino hacia la neutralidad climática.

Con respecto a la economía circular en marzo de 2020 la Comisión adopta un nuevo plan de acción.

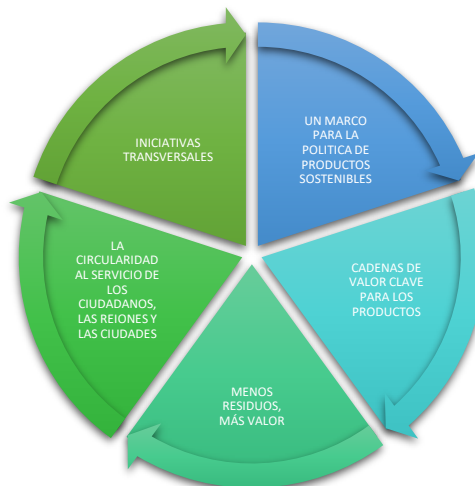


Fig. 2. Nuevo Plan de Acción para la Economía Circular por una Europa más limpia y competitiva. (Comisión Europea)

En febrero de 2021 se alcanza la “*Alianza Global de la Economía Circular y la Eficiencia Energética (GACERE)*”, esta alianza está formada por los siguientes países además de la UE, Canadá, Chile, Colombia, India, Japón, Kenia, Marruecos, Nueva Zelanda, Nigeria, Noruega, Perú, Corea del Sur, Ruanda, Sudáfrica y Suiza. Asimismo, organizaciones internacionales

también han acordado esta alianza Naciones Unidas Programa Medioambiental, Naciones Unidas Organización por el Desarrollo Industrial, y otros socios estratégicos como la fundación Ellen McArthur, la Plataforma para la aceleración de la Economía Circular y el Foro Mundial de la Economía Circular.

Hoy se sigue trabajando en la ejecución del Plan de Acción propuesto en marzo de 2020, sobre todo con la actualización de legislación referente a la producción de residuos y en aspectos de la economía “verde” para la industria.

Por otro lado, y como medio de canalización y comunicación de las acciones llevadas a cabo por cada país, con cargo a fondos europeos por iniciativas privadas se ha creado <http://www.circulary.eu> donde figuran los proyectos actuales y pasados ejecutados en cada país de la Unión.

1.1.3 ECONOMÍA CIRCULAR EN ESPAÑA Y CANARIAS

El Gobierno de España, a través, del Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, propone una estrategia para alcanzar un cambio de modelo económico de cara a 2030, fijándose como objetivos la reducción de un 30% el consumo nacional de materiales, reducir la generación de residuos un 15%, reducir la generación de residuos de alimentos en toda la cadena alimentaria, incrementar la reutilización y preparación para la reutilización hasta llegar al 10% de los residuos municipales generados, mejorar un 10% la eficiencia en el uso del agua y por último reducir la emisión de gases de efecto invernadero por debajo de los 10 millones de toneladas de CO₂.

Para conseguir estos ambiciosos objetivos, el gobierno español debe plantear una estrategia acorde a los mismos, es por ello, que debemos conocer las condiciones de partida. España es la quinta economía en Europa[9], asimismo la huella ecológica por habitante en España se sitúa en 4 hectáreas globales, situándose en el puesto 58 a nivel mundial en cuanto a huella ecológica por habitante. Con respecto a la generación de residuos en 2016 se generaron 129 millones de toneladas de residuos, de los que se reciclaron un 37%, el resto se realizaron otras operaciones como relleno, vertido o incineración, [9].

Con estos datos el Gobierno de España, propone orientaciones estratégicas en las áreas siguientes:

- Protección del medio ambiente.
- Ciclo de vida de los productos.
- Jerarquía de los residuos.
- Reducción de residuos alimentarios.

CAPÍTULO I

- Eficiencia en la producción.
- Consumo sostenible.
- Sensibilización y comunicación.
- Empleo y economía circular.
- Investigación e innovación.
- Indicadores.

A partir de estas estrategias se han elaborado diferentes líneas de actuación:

- *Producción*: se plantea mejora en los procesos productivos en la línea de otros países, y a nivel europeo, partiendo de mejorar los diseños para permitir desde su concepción la reutilización, reparación y la mejorar en la eficiencia y durabilidad, al mismo tiempo que sea más respetuoso ambientalmente.
- *Consumo*: modificar las tendencias de consumo actuales con políticas y campañas de sensibilización.
- *Gestión de residuos*: aumentar la tasa de reciclaje de 37% actual.
- *Materias primas secundarias*: fomentar el uso de materias primas secundarias.
- *Reutilización y depuración del agua*.
- *Sensibilización y participación*.
- *Investigación, innovación y competitividad*
- *Empleo y formación*.

Todas las líneas de actuación descritas buscan el cambio de paradigma, pero, además de estas líneas el Gobierno de España, ha establecido una serie de sectores con actuaciones prioritarias debido a su mayor peso en la economía nacional estos son la construcción, el sector agroalimentario, pesquero y forestal, industrial, bienes de consumo, turismo y el sector textil y confección.

Canarias:

Canarias está considera como un Región Ultraperiférica (RUP), tal consideración fue recogida en el artículo 299.2 del Tratado de Ámsterdam en mayo de 1999, esto confiere una serie de estrategias diferenciadas con respecto al resto del territorio comunitario, al encontrarse en notables deficiencias/desigualdades debido a la distancia con el territorio continental.

Esta consideración originó dos líneas de trabajo específicas para las RUP desde la Comisión Europea:

CAPÍTULO I

- Proyectos en el marco del programa de trabajo LIFE 2018-2020 en materia de residuos para abordar los problemas de gestión de estos a que se enfrentan las regiones ultraperiféricas; apoyar a estas regiones para que se conviertan en lugares de ensayo de los proyectos piloto de la Economía Circular en el programa LIFE.
- Estudiar la adopción de disposiciones para facilitar los traslados de residuos procedentes de las regiones ultraperiféricas a los países vecinos para su tratamiento, mediante la revisión del Reglamento relativo a los traslados de residuos.

Integrada en la Agenda 2030 del Ministerio de Transición Ecológica del Gobierno de España, se enmarca la Estrategia Canaria de Economía Circular (ECEC)[10]. En esta estrategia se exponen una serie de instrumentos sectoriales para facilitar la transición a la economía circular en Canarias, teniendo en cuenta la presión turística que sufre el archipiélago, al suponer este sector el 35% del PIB Autonómico, en cuanto a residuos, este hecho provoca que Canarias, junto con Baleares sean las comunidades que más residuos generan 583 kg·hab⁻¹ frente a los 483.9 kg·hab⁻¹ de media nacional, esto ha originado que no se alcance en el territorio insular los objetivos fijados por la Ley 22/2011 de Residuos y Suelos Contaminados, con la finalidad de conseguir el objetivo del 50% de los residuos reciclados el Gobierno de Canarias desarrolla el Plan Integral de Residuos de Canarias 2020-2026 (PIRCAN) en el que se recogen las medidas/acciones y políticas para disminuir la producción y fomentar el reciclaje.

En cuanto al sector primario, en clara decadencia en Canarias en las últimas 3 décadas se busca la recuperación fomentando el consumo local, y el autoabastecimiento, lo que conllevara una transición lógica a la economía circular a la par que una recuperación ambiental de espacios degradados y/o abandonados, el desarrollo del ámbito rural en el archipiélago se recoge en el Programa de Desarrollo Rural de Canarias 2014-2020 (PDR Canarias), los objetivos que se alinean con la el nuevo paradigma de economía circular son:

- Potencia la I+D+i.
- Mejorar la viabilidad de las explotaciones y la competitividad de todos los tipos de agricultura.
- Favorecer la transición a una economía baja en Carbono.
- Promover la adaptación al cambio climático y la prevención y gestión de riesgos.
- Conservar y proteger el medio ambiente y promover la eficiencia de los recursos.

Canarias, en cuanto al cumplimiento de los 17 ODS, está entre las que reflejan índices más bajos, excepto en los objetivos en materia de Desigualdad, Ecosistemas y Cooperación, situándose en estos 3 en las de mayor ratio[10]. Del diagnóstico realizado por el Instituto

CAPÍTULO I

Tecnológico de Canarias, a petición de Gobierno de Canarias se extraen las siguientes conclusiones:

- Debilidades:
 - Tamaño del mercado pequeño, elevada dependencia del exterior, lo que dificulta la aplicación de economías de escala.
 - Territorio fragmentado (8 Islas).
 - Bajo nivel de emprendimiento e innovación en la empresa, burocracia administrativa.
 - Sistemas de gestión de residuos ineficientes, baja tasa de reciclaje.
 - Poco aprovechamiento de energías renovables.
 - Poca sensibilización de la sociedad sobre la forma de consumo y la Economía Circular.
 - Baja cultura ambiental en la empresa y desconocimiento de la economía circular.
 - Déficit en la inversión y en personal dedicado al I+D+i.
- Amenazas:
 - Presión urbanística y demográfica
 - Alta sensibilidad al cambio climático.
 - Normativa Europea muy exigente en cuanto a la gestión de residuos, contemplando la situación actual del territorio.
 - Territorio poco atractivo para atraer inversiones.
 - Poca diversificación de economía, “monocultivo de turismo”
- Fortalezas:
 - REF, Régimen Económico y Fiscal Canario, es una ventaja competitiva frente al resto.
 - RUP, políticas específicas por parte de la UE
 - Ubicación geoestratégica.
 - Capital humano y técnico competente.
 - Biodiversidad endémica elevada.
 - Gran potencial en energías renovables.

Tras el análisis llevado a cabo por parte de las instituciones, la Estrategia Canaria de Economía Circular, en adelante ECEC busca implementar los siguientes objetivos [10]:

- **Objetivo 1:** *disminuir la presión ambiental en Canarias, especialmente reduciendo el uso de recursos naturales y mejorando la protección de la biodiversidad, incluyendo su recuperación con incentivos, tanto por una reducción de la extracción del vertido de cualquier tipo de sustancia contaminante.*
- **Objetivo2:** *garantizar la salud de las personas mediante una mejora de la calidad ambiental, especialmente a través de la disminución de la generación de todo tipo de residuos por la prevención, el aumento de la recogida selectiva y el reaprovechamiento de los residuos generados.*
- **Objetivo 3:** *crear un marco de políticas e instrumentos de actuación para apoyar a la empresa canaria en la transición a una economía circular, que cree las condiciones para el desarrollo de una I+D+i orientada a las necesidades productivas, que facilite un aumento de la competitividad y una mayor diversificación mediante la explotación de los recursos endógenos para el cierre de ciclos en la propia comunidad autónoma.*
- **Objetivo 4:** *aumentar la capacidad productiva de Canarias sobre bases sostenibles, disminuyendo su huella ecológica, aumentando la autosuficiencia, especialmente en el capo de la alimentación, disminuyendo la dependencia exterior, fundamentalmente en los insumos energéticos procedentes de fuentes fósiles, y promoviendo capacidad industrial para el tratamiento de residuos con vistas a su reaprovechamiento.*
- **Objetivo 5:** *promover en los sectores productivos el análisis de ciclo de vida y el ecodiseño, para disminuir la cantidad de residuos, la toxicidad de sus componentes y alargando su vida útil, además de facilitar su valorización final.*
- **Objetivo 6:** *aplicar la jerarquía de los residuos a todos los productos puestos en el mercado, incluyendo los procedentes de terceros países, para asegurar su reciclaje para el cierre de ciclos en la Comunidad Autónoma, incluyendo la promoción del consumo responsable.*
- **Objetivo 7:** *promover y garantizar acciones para que Canarias sea un destino turístico sostenible que contribuya a mantener e incrementar la competitividad del sector como motor económico, disminuyendo su impacto ambiental y promoviendo que su circularidad sea un vector de desarrollo sostenible.*

- **Objetivo 8:** *promover el consumo responsable, orientado al cierre de ciclos en la Comunidad Autónoma y la preferencia por la producción local siempre que sea posible, así como a la digitalización de los servicios.*
- **Objetivo 9:** *enfocar la gestión de la energía y el agua hacia un concepto circular-energía y agua renovable- que limite la generación de externalidades, aumente la autosuficiencia y disminuya la presión ambiental.*
- **Objetivo 10:** *crear espacios comunes entre administración pública, agentes socioeconómicos y la comunidad científica y tecnológica para la difusión de la economía circular, el intercambio de información y el apoyo a iniciativas de Economía Circular.*
- **Objetivo 11:** *promover el empleo de calidad y la formación para el empleo en el sector de la economía verde como base para la transición en Canarias a la Economía Circular incluyendo a las empresas en la economía social.*
- **Objetivo 12:** *desarrollar indicadores enfocados a los distintos sectores para medir el grado de implantación de la Economía Circular de manera transparente y accesible a través de herramientas digitales mediante datos abiertos.*

Para cumplir con estos objetivos el Gobierno de Canarias establece una serie de políticas sociales, económicas y ambientales, al igual que plantea instrumentos para lograr los mismo, y como no podía ser de otra manera, es necesario un marco regulatorio para dar protección legal a todas estas medidas, siendo la regulación al respecto:

- Ley Canaria de Cambio Climático y Transición Energética.
- Plan de acción de Economía Circular 2024-2026 en Canarias.
- Agenda de Desarrollo sostenible de Canarias 2030.
- Plan Estratégico de Soberanía Alimentaria para Canarias.
- Plan para la Reactivación Social y Económica de Canarias.

Tras todo el análisis realizado, las instituciones canarias han planteado 5 ejes de actuación con un plan de trabajo fijado para 2021-2023, con el objetivo de alcanzar el mayor número objetivos en 2030, estos ejes son:

- **Eje estratégico 1:** *producción y consumo circular.*
- **Eje estratégico 2:** *gestión de residuos/ciclo integral del agua.*
- **Eje estratégico 3:** *materias primas secundarias. Es este eje el que afecta a la investigación llevada a cabo, debido a que la intención de esta es revalorizar los*

residuos vegetales producidos en el archipiélago, concretamente el bagazo de caña de azúcar. Dentro de este eje estratégico se encuentran dos líneas de trabajo:

- *Línea 3.1:* fomento de los subproductos para su reincorporación al mercado
- *Línea 3.2:* impulso al sector del reciclaje para el cierre local de ciclos.
- **Eje estratégico 4:** I+D+i.
- **Eje estratégico 5:** gobernanza, formación y divulgación.

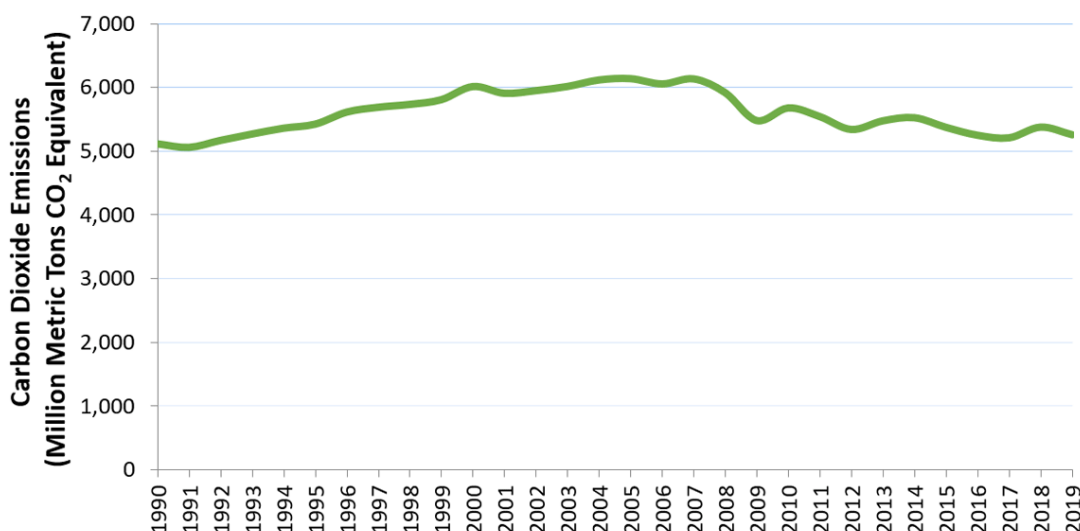
1.2. BIOCOMBUSTIBLES: PASADO, PRESENTE Y FUTURO

Según la Real Academia Española de la Lengua (RAE), un biocombustible es un combustible obtenido mediante el tratamiento físico o químico de materia vegetal o de residuos orgánicos. Como se menciona en el *Punto 1.1* del presente documento, los casos de “éxito” cambiando a un combustible renovable en el sector del transporte han sido dos el Bio-Etanol y el Biodiesel, a pesar de ello, abordaremos la potencialidad de generación de un biocombustible a partir de biomasa, 1º Generación, y a partir de residuos o subproductos vegetales, 2º Generación.

Con esta definición podemos contextualizar el biocombustible como una fuente de riqueza y de redireccionamiento o cambio de paradigma hacia una economía circular, al poder dar uso (revalorizar) a un residuo.

La demanda de combustibles fósiles en 2021 se situó en 96.65mb/d [11], 5.67mb/d más que el año 2020, debemos tener en cuenta que son datos tras una pandemia en la que se alcanzaron los mínimos históricos del sector, con lo que tradicionalmente la demanda de crudo ha sido mayor, aun así, el sector tiene unas perspectivas de crecimiento para el año 2022 que sitúa un incremento en la demanda entre 4-5mb/d. Que la demanda de combustibles fósiles no para de crecer provoca cada vez más el encarecimiento del crudo como materia prima para la producción de energía y, consecuentemente el aumento del precio en toda la cadena productiva desde la logística hasta la producción. Por otro lado, el coste ambiental que se está pagando es cada vez mayor, la combustión de combustibles fósiles provoca el aumento sustancial de las emisiones de gases a la atmosfera [12].

U.S. Carbon Dioxide Emissions, 1990-2019



U.S. Environmental Protection Agency (2021). Inventory of U.S. Greenhouse Gas Emissions and Sinks: 1990-2019

En 2016, la electricidad generada a partir de fuentes de energía renovable supuso 29,6% del consumo bruto de electricidad en la Unión Europea la energía hidroeléctrica es la fuente más importante, 36.9% sobre el total de energía eléctrica procedente de fuentes renovables, seguida de cerca por la eólica, 31.8% y en menor cantidad la solar con un 11.6%. [13].

El porcentaje medio de energía procedente de fuentes renovables en el transporte se sitúa en un 7,1% en 2016. Entre los Estados miembros de la UE, el porcentaje relativo de energía renovable en el consumo de combustible para transporte vario entre máximos de un 30,3% en Suecia y un 10,6% en Austria hasta mínimos inferiores al 2,0% en Croacia, Grecia, Eslovenia y Estonia[13].

La situación en España no es diferente al planteamiento mundial, así según los datos del Corporación de Reservas Estratégicas de Productos Petrolíferos, en adelante, CORES, que es una Corporación de Derecho Público tutelada por el Ministerio para la Transición Ecológica, cifran los datos de consumo en 5,096,320 y 31,502,938 toneladas [14] el consumo de gasolina y de gasóleos respectivamente.

Existen alternativas reales para la producción de calor y electricidad como son es la energía solar, eólica, hidroeléctrica, geotérmica o el gas natural; siendo la biomasa la única fuente de carbono orgánico disponible en la tierra como fuente renovable con potencial de sustitución de los combustibles y/o productos químicos cuya base el petróleo.[15]

La mayor parte del consumo de combustibles derivados del petróleo, son los dedicados al transporte, en esta circunstancia, solo ha habido dos casos probados de “éxito” el Bioetanol y el Biodiesel, aunque los fabricantes de vehículos no cesan en sus intentos por encontrar medios de transporte más limpios, como es el caso de los coches eléctricos o híbridos, el principal hándicap

que tienen ahora mismo es la autonomía, y la gestión del residuo que generan al finalizar su vida útil, baterías.

Biocombustibles como tal podemos encontrar tres principales por su penetración en el mercado y por su desarrollo tecnológico, al igual que por el volumen producido, estos son **Biogás**, **Biodiesel** y **Bioetanol**.

Durante años se ha hablado mucho de estos biocombustibles produciéndose en primera instancia con materias primas vegetales, es decir, producido a partir de biomasa, se trata de una industria que genera números impactos negativos en el medio ambiente, al igual que sucede en aspectos sociales. Con el uso de biocombustibles mejoramos en parte las emisiones a la atmosfera debido al cierre del círculo al ser cultivos vegetales que usan estos mismos gases emitidos para su nutrición, no obstante el problema fundamental que origina el uso de biocombustibles de primera generación es que provoca el incremento del precio de las materias primas al emplearse las mismas también en la industria alimentaria, otros impactos negativos son el consumo de agua, la deforestación, la pérdida de biodiversidad, problemas de salud y conflictos sociales[16,17], todos estos problemas y su gravedad dependerán en gran medida de la etapa del proceso en la que se encuentre, al igual que el proceso productivo que se lleve a cabo, para saber cómo de eficiente es el biocombustible se produce existe el factor de retorno de la energía en función de la inversión, EROI (*Energy Return of Investment*) en inglés, este factor nos indica con una clara diferencia con respecto al resto que el más beneficio y mayores ganancias puede generar es el Bioetanol, como ejemplo, Brasil, como mayor producto de Etanol del mundo ha conseguido que más del 21% del transporte emplee este tipo de combustible. Con respecto a las emisiones de gases de efecto invernadero, existe diversidad de opiniones, coincidiendo todas ellas que se produce una disminución de más del 80% con respecto a un combustible fósil, no obstante, esta disminución dependerá en gran medida del cultivo escogido y de opción de producción seleccionada.

Los biocombustibles de primera generación se basan en dos procesos fundamentales la fermentación de materia prima rica en azúcares y/o almidones, proceso heredado de la fermentación para la obtención de alcohol para la fabricación de bebidas y licores, y por el otro, donde intervienen las oleaginosas consiste en la transesterificación de los ácidos grasos presentes en los aceites vegetales y en las grasas animales.

Situándonos en los dos fundamentales Biodiesel y Bioetanol:

1.2.1 BIODIESEL.

Rudolf Christian Karl Diesel (1858-1915), demostró el uso de aceites vegetales como sustituto del Diesel convencional en el siglo XIX[18], así pues, el Biodiesel no es más que la evolución del diseño de Rudolf Diesel. Se trata de un mono-alquil éster de ácidos grasos de origen vegetal o animal. La manera de conseguir el Biodiesel es hacer reaccionar los ácidos grasos con un

CAPÍTULO I

alcohol ligero en presencia de un catalizador ácido o básico, el producto de esta reacción se conoce como FAME, Fatty Acids Methyl Esthers, o FAEE, Fatty Acids Ethyl Esthers.

Como materias primas tradicionales para la obtención de biodiesel tenemos:

Tabla 1.Principales materias primas para la producción de biodiesel.[19]

ALIMENTARIO	Soja (Glycina max), Colza (Brassica napus L.), Cártamo, Sésamo (Sesamum indicum L.), Manís, Sorgo, Coco, Cacahuets, Palma (Elais guineensis), Girasol (Helianthus annuus), Canola.
NO ALIMENTARIO	Jatropha cuca, Madhuca indica, pongamia pinnata, Camelia Satina Gossypium hirsutum, cumarú, cynara cardunculus, abulition muticum, azadirachta indica, simmondsai chinensis, pasiflora edulis, moringa oleífera, hevca brasiliensis, ...
GRASAS ANIMALES	Manteca de cerdo, sebo de vaca, grasas de ave, aceite de pescado, grasa de pollo, aceite de salmón.

El problema del biodiesel de primera generación son los costes de producción, cuyo mayor peso se centra en las materias primas, aceites vegetales y alcohol. Entorno a un 75% del coste total[20], adicionalmente al problema del coste, hay que añadirle el conflicto que se genera con la industria alimentaria, y consecuentemente el debate social originado por destinar parte o la totalidad de la producción de un cultivo alimentario para la producción de combustible, es por ello, que los esfuerzos se centran en la optimización del proceso, buscando materias primas alternativas, 2º Generación, a partir de residuos, y 3º Generación, otras fuentes centrándose en la producción mediante el uso microalgas, y otra 4º Generación, empleando cianobacterias, fundamentalmente la evolución en los métodos de producción de biocombustibles en general, y biodiesel en particular se han basado en la búsqueda de fuentes alternativas para la producción, que no compitan con otros cultivos y que otorguen un rendimiento mayor de las tradicionales.

El proceso tradicional de producción de biodiésel es la transesterificación, también conocida como alcoholísis es la reacción química que presenta mejores resultados para la obtención de biodiésel. La reacción que tiene lugar es entre un triglicérido contenido en aceite vegetal o

grasa animal y un alcohol ligero, obteniéndose productos como glicerina y ésteres derivados de los tres ácidos grasos de partida, es decir, biodiésel. Al tratarse de una reacción reversible se hace necesario que el alcohol ligero se añada en exceso consiguiéndose un aumento considerable del rendimiento de la reacción.

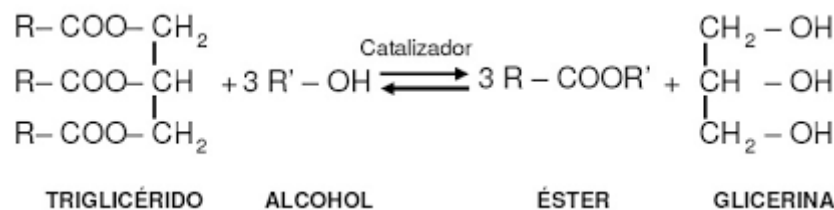


Fig. 3. Reacción de Transesterificación

A pesar de que pueden emplearse diferentes alcoholes (1-8 átomos de carbono) se ha generalizado el uso del metanol por las siguientes cuestiones:

- Menor precio.
- Tecnología disponible y avanzada.
- Menor complejidad en el proceso.
- Ventajas químicas y físicas (alcohol de cadena polar más corta).
- Separación menos dificultosa de la mezcla de alcohol/agua.
- Menor volumen de alcohol recirculado.

Los productos obtenidos finalizada la reacción son una mezcla de ésteres, glicerol, alcohol, catalizador y tri-, di- y monoglicéridos.

El subproducto generado el glicerol o glicerina, debe ser recuperada por su valor como químico industrial. Esto implica que se estudien varios métodos para obtener este subproducto con una elevada riqueza que permita disminuir costes de producción. Entre las posibles aplicaciones industriales de la glicerina se encuentran la fabricación de jabones y explosivos. La glicerina puede ser separada por métodos de separación gravitacionales o centrífugos.

1.2.2 BIOETANOL.

Consideramos bioetanol, aquel alcohol que es de origen agrícola y es usado como sustituto de un combustible fósil tradicional, como puede ser la gasolina. Al igual que sucede con el biodiesel distinguimos varios tipos de bioetanol, siendo el bioetanol de primera generación aquel que se obtiene tras una fermentación alcohólica de azúcares presentes en organismos vegetales tales como caña de azúcar, remolacha o cereales, ... El bioetanol de segunda generación “*Presente*” es aquel que se obtiene tras la fermentación de un residuo agrícola bagazo de caña, residuos lignocelulósicos, efluentes de procesos ricos en azúcares, por último

el bioetanol de tercera generación “*Futuro*” es aquel que interviene bacterias, cianobacterias y otros microorganismos [21], tal y como sucedía con el biodiesel.

El bioetanol de primera generación usa tecnologías muy conocidas y establecidas, ya que, es un proceso tradicional para la obtención de alcohol etílico. El país que encabeza la producción mundial de etanol procedente de caña de azúcar es Brasil con una producción de 758,548,292 toneladas de caña de azúcar en el año 2017[22,23]

El principal problema que genera el etanol de primera generación es lo que se ha denominado cultivos energéticos, es decir, se destina superficie cultivable para plantaciones destinadas a combustibles, encareciendo así el precio de los cereales y de otros alimentos de consumo, o bien se realizan talas masivas de bosques tropicales para aumentar la superficie de cultivo, provocando un daño medioambiental considerable. Esto quedo de manifiesto en 2006 con la que se denominó “*Guerra de las Tortillas*” en México, el uso del maíz para la producción de etanol, originó una subida de este de más del 50%, siendo el maíz la base de la alimentación del país provocando sonoras manifestaciones contra el gobierno[24].

Como alternativa al etanol de primera generación, se investiga y se desarrolla el etanol de segunda generación, cuya principal fuente de materia prima y en la que se han realizado mayor número de investigaciones son los residuos lignocelulósicos, estos materiales son muy abundantes en la naturaleza al estar presente en los vegetales. Los residuos lignocelulósicos están formados por Lignina, Celulosa y Hemicelulosa[25], y sobre todo solucionan la problemática de no competir con cultivos aptos para consumo humano o animal (cultivos energéticos).

2.1 BIOGÁS.

El biogás se genera como resultado de la descomposición microbiana de la materia orgánica en ausencia de luz y oxígeno, se conoce como digestión anaerobia, esta digestión tiene lugar en cuatro etapas sucesivas hidrólisis, ácido génesis, acetogénesis y metanogénesis [26]. La composición del biogás dependerá fundamentalmente de la biomasa empleada, generalmente podemos tomar valores de concentración de metano entre el 50 y 70%, 30-40% de CO₂ y cantidades inferiores al 1% de H₂S, N₂ y O₂. Tradicionalmente el gas originado no se emplea directamente, sino que requiere de una etapa de purificación para poder comercializarlo en forma de biometano, no obstante, en las instalaciones productoras secundarias, es decir, las que no es su proceso principal sino se produce como aprovechamiento de los residuos si suele emplearse directamente, al tener un elevado coste las plantas de purificación.

1.3. ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN EN CANARIAS (BIOETANOL).

Como de todos es conocido el cambio que ha experimentado el mundo en los últimos 60 años, más notable en lugares de especial sensibilidad como son las islas. Se ha ido implantando de manera progresiva productos derivados del petróleo en nuestra vida cotidiana, lo que origina que cualquier variación en el suministro eléctrico o petrolero signifique también importantes cambios para los tiempos futuros. Se debería tener la precaución de advertir sobre la eventualidad de dichos cambios e inspirar la preparación individual o colectiva que nos permita comprender adaptarnos mejor a una situación en la que la energía podría no ser tan abundante y barata. Por ello se requiere un estudio detallado de las repercusiones que puedan ocurrir en este escenario tan frágil y sensible en el marco canario.

Las energías renovables en Canarias han experimentado un gran auge en las dos últimas décadas. Dadas las condiciones climáticas particulares de las Islas Canarias, la energía solar tiene un gran potencial, aunque el enfoque del desarrollo tecnológico se ha dirigido principalmente hacia la energía eólica. El aprovechamiento de la biomasa en Canarias no está extendido y su potencial energético está aún sin explotar, a pesar de que algunas instalaciones estén ya construidas, su aprovechamiento actualmente no es todo lo que cabría esperar.

1.3.1 BIOETANOL, ¿ES POSIBLE PRODUCIRLO EN CANARIAS DE MANERA RENTABLE Y SOSTENIBLE?

En Canarias el etanol producido procede de la caña de azúcar (*Saccharum Officinarum*) es originaria de Nueva Guinea, pero no fue hasta su entrada en la India que no cobro importancia, a pesar de existir vestigios de la fabricación del azúcar en China, India y en África Oriental en los relatos de Marco Polo, la expansión de la caña de azúcar por el mediterráneo la llevaron a cabo los árabes, el camino seguido por la caña de azúcar fue creciendo hasta llegar a las islas del Atlántico en el siglo XV, donde consiguieron aclimatar este cultivo a las peculiaridades de los climas insulares, lo consiguieron en Madeira con cultivos procedentes de Sicilia, tras Madeira le siguió Azores, el Archipiélago Canario, Santo Tomé, Cabo Verde y por último el continente Americano[27], por lo tanto podemos datar la introducción del cultivo de la caña de azúcar en Canarias en el Siglo XV.

La caña de azúcar ha tenido dos ciclos en el archipiélago, el primero parte desde la conquista del Archipiélago por parte de la Corona de Castilla, y el segundo ciclo comienza entre finales del siglo XIX y comienzos del XX.

Primer Ciclo[28]

CAPÍTULO I

Las primeras referencias a la caña de azúcar en Canarias se encuentran en el año 1483, tras la conquista de las por parte la Corona de Castilla, el Gobernador mando a traer caña de azúcar (*Saccharum Officinarum*) y maestros azucareros desde Madeira, en este archipiélago es donde hizo su primera escala la caña de azúcar procedente de Sicilia, siendo este, el lugar donde se consigue aclimatar al clima Atlántico. En la primera isla del Archipiélago Canario que se datan plantaciones de caña de azúcar es en Gran Canaria, tras esta le siguieron La Gomera, La Palma y por último Tenerife al ser esta la última isla en conquistarse.

La ruta de la caña de azúcar desde Canarias hacia América en el segundo viaje de Cristóbal Colón va acompañada de tecnología y mano de obra esclava, es necesario mencionar que aquellos años, Siglo XVI, el principal producto de exportación y de cultivo de Canarias fue el azúcar. Así en 1501 es sembrado en América el primer cañaveral por Pedro de Atienza.

Podemos indicar que la sociedad canaria está ligada directamente al cultivo de la caña de azúcar, ya que, las poblaciones se instalaban alrededor de las plantaciones de caña, contribuyendo a un desarrollo social y económico. La importancia del cultivo de la caña de azúcar era tal que, en el reparto de tierras si era para cultivar caña se otorgaba más terreno y otorgaba también el derecho de uso de agua, pero, esto conlleva tener que cumplir unos plazos y una cantidad mínima de producción, debemos tener en cuenta que en estos años el azúcar se empleaba como medio de pago.

En el caso de Gran Canaria, toda la superficie destinada a cultivos se dedicó al de la caña de azúcar, siendo este un monocultivo en la isla. Esta circunstancia originó que en esta isla fuera donde más Ingenios Azucareros hubiesen, cuantificándose 28 entre el siglo XVI y XVII, si poder determinar la cuantía con exactitud. El actual municipio de Arucas se desarrolló alrededor del ingenio

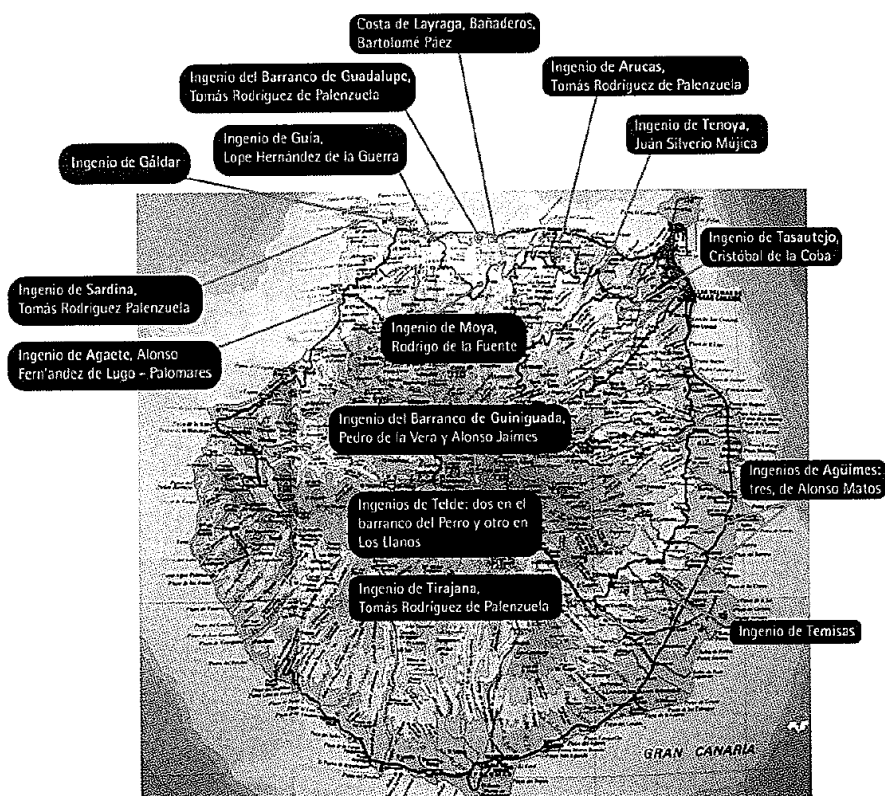


Fig. 4. Estimación de Ingenios Azucareros en Gran Canaria S. XVI

azucarero de Tomas Rodríguez Palenzuela en 1503, que disponía de un ingenio azucarero en la zona, que posteriormente pasaría a formar parte del patrimonio de la Familia Santa Gadea.

Como curiosidad es necesario mencionar que el primer Ingenio Azucarero del archipiélago se data en 1484, como consecuencia de los cambios de titularidad que se sucedían en la propiedad de los trapiches/ingenios tenemos cierta dificultad para conseguir datos precisos del número exacto que coexistieron en el archipiélago.

Podemos indicar, sin ningún equivoco, la gran influencia que tuvieron los ingenios en la población y como contribuyeron al desarrollo de familias alrededor de estas plantaciones. En este punto debemos indicar, que no solo se consideraba como ingenio a la parte de la maquinaria, sino que el ingenio era la plantación, la fábrica e incluso en muchas ocasiones se consideraba también la casa o casas donde se hospedaban los trabajadores durante la zafra.

Uno de los pocos datos de los que se disponen, es de 1534 y como consecuencia del conflicto entre Gran Canaria y Tenerife, cifrándose la producción de Gran Canaria 80,000 arrobas anuales de azúcar (907 120kg aprox.), a mediados de siglo ya se podía comparar la calidad y el coste del azúcar obtenido en Santo Domingo con el obtenido en Canarias, existiendo muy pocas diferencias tanto en calidad como en producción que se cifraba en ambos lugares entre 5-6,000 arrobas (68,000kg aprox.), lo que indica que el declive posterior de la caña de azúcar en el archipiélago no se debía a las capacidades productivas, sino, que pudo deberse a los costes de un lugar y de otro.

Los productos que se obtenían entonces de la caña de azúcar eran:

- Azúcar blanco, muy apreciado por su calidad.
- Mascabado, era una producción baja, se trataba de un azúcar de menor calidad; en América la producción de este producto era mayor que en las islas.

En 1560 comienza el declive definitivo de este cultivo en las islas por motivos de muy diversa índole, importaciones desde Las Indias, precios no competitivos, mano de obra esclava más barata en América que la mano de obra del Archipiélago.

Segundo Ciclo

El segundo ciclo de la caña de azúcar podemos datarlo entre 1852 y 1936, en lo que azúcar se refiere, posterior a estas fechas comenzara el auge el Ron como bebida espirituosa.

El resurgir de la caña de azúcar en 1852 se debe al desplome de la industria canaria dedicada hasta ese entonces a un monocultivo, la cochinilla, que se destinaba a fabricación de tintes para la industria textil inglesa de la época. Por ello, la Real Sociedad Económica de Amigos del País de Gran Canaria, intentó o barajó la posibilidad de la introducción de nuevos cultivos en las islas tabaco y caña de azúcar.

Así en 1857 ensayan con caña de azúcar y otros cultivos Agustín del Castillo Bethencourt, 4º Conde de la Vega Grande, probando las posibilidades y analizando las características de la caña de azúcar canaria frente a las plantaciones ubicadas en Málaga. Y ya en 1883 se realizan pruebas con caña de azúcar en Guía, consiguiendo una buena calidad.

Los industriales canarios ven en el azúcar un sector importante ya que en 1852 goza del amparo de una legislación fiscal favorable, al estar libre de cualquier arancel, lo que posiciona a Canarias como lugar estratégico no solo para las exportaciones desde Canarias, sino que sería el nexo entre continentes. Es necesario mencionar que no se permitía por aquel entonces a las fábricas de azúcar de Canarias la elaboración de aguardientes, estos debían proceder desde Cuba, situando al Archipiélago nuevamente en una situación privilegiada ya que actuaría como enlace en la exportación tanto de melazas como de aguardientes entre Cuba y el continente africano.

Como consecuencia de la anterior crisis mencionada de la cochinilla, se opta por el conocido como modelo cubano, es decir, plantaciones de caña de azúcar y tabaco, produciéndose una clara diferenciación entre el tipo de empresario que manejaba cada uno de los cultivos. Mientras que los empresarios con mayor poder adquisitivo, o mayores posibilidades de tierras o mejor accesibilidad a la maquinaria se decantaban por el cultivo de la caña de azúcar, lo empresario más modestos optaban por la opción del tabaco, al ser este de menor coste productivo.

Poco a poco el cultivo de la caña de azúcar fue desplazando a la cochinilla, que ya era un cultivo en decadencia. A medida que aumentaba la superficie cultivada de caña de azúcar fueron proliferando pequeños trapiches, llegando a ser 33 Fábricas en el archipiélago. En Arucas se instalaron 2 fábricas de azúcar y hasta 6 trapiches, siendo la superficie total cultivada de caña de azúcar un 8% de total de la superficie de regadío de Gran Canaria (650Ha aproximadamente)



Fotografía 1. Lavadero junto a la Fábrica de Azúcar de San Juan Telde, 1910-1915.

Una de estas dos fábricas que operaban en Arucas es Azucarera de San Pedro, que comenzó su actividad en 1883, con Alfonso Gourié como principal promotor del proyecto, aunque en sus comienzos esta compañía contaba con 35 accionistas, de los que el mayor número de acciones recaía en Alfonso Gourié, seguido por Rafael Ponce de Armas, Mariano Sancho y Chía y Bruno González Castellano. Según los archivos históricos, si la fábrica de San Pedro no hubiera iniciado su actividad, probablemente no se hubiera reactivado el cultivo de la caña de azúcar en el archipiélago. Poco después de comenzar su actividad abre otro establecimiento de vital importancia para la industria azucarera de las islas, la Fábrica de San Juan en Telde, y la fábrica de la Casa Lathbury en el término municipal de Guía. Existe un punto en común de todas las fábricas, y era la necesidad de controlar de cierta manera el cultivo de la caña, por ello, imponían por contrato la variedad de caña que se debía cultivar para poder recibirla en sus establecimientos, decantándose por la caña Criolla importada de las Antillas, debido a su mejor rendimiento azucarero.

Con estas cifras en 1890 se ubicaron 4 Ingenios funcionando en Gran Canaria, 2 más en construcción y en torno a 15 trapiches, con una producción aproximada de 2,000 a 8,000 toneladas. Por otro lado, en Tenerife se data un único ingenio y un solo trapiche, lo que originaba una producción de 300tm. Este sector en el año 1900 justo antes del cambio de legislación fiscal suponía el 86% de la manufactura del archipiélago.

Tras unos años buenos (1880-1900) donde el azúcar canario goza de la protección arancelaria, comienza el declive de la industria en las islas, con el cambio de régimen fiscal en el azúcar,

así de las 33 fábricas mencionadas anteriormente, en 1906 quedan únicamente 6 operando. Fue entonces cuando los industriales canarios reabren la producción de aguardiente, siendo nuevamente pionero en este asunto la Azucarera de San Pedro que instala en su fábrica un alambique por primera vez en 1909, poco a poco iría modificando su actividad desde la fabricación de azúcar hasta la destilación en 1936.

Nuevamente y como ocurrió en el primer ciclo de la caña de azúcar, esta fue perdiendo protagonismo para dar paso a un nuevo sector las Fábricas de Alcoholes, así paulatinamente fueron desapareciendo las plantaciones de caña de azúcar para dar paso a la melaza importada principalmente de Sudamérica.

Como conclusiones podemos indicar que la industria azucarera canaria en este segundo ciclo partió con una clara desventaja, ya que, el coste de producción era elevado además de estar condicionada a la protección legislativa. Por otro lado, un hándicap importante que se encontró es el afán recaudatorio de la Hacienda Española y de los Cabildo Insulares recién constituido, lo que originó que no fuera competitiva en precio con el azúcar importado desde América con costes de producción mucho menores.

De Azucarera de San Pedro a Destilerías Arehucas SA

Como se menciona en los epígrafes anteriores la Azucarera de San Pedro nace como iniciativa de Alfonso Glorié, para dar respuesta a la crisis de la cochina en 1884. Comienza su actividad únicamente como azucarera, hasta que en 1909 instala un alambique, con la máxima siempre de controlar la calidad del producto desde su origen (plantaciones) hasta el final, como ocurriera en los inicios con la obtención del azúcar.

No fue hasta el final de la Guerra Civil 1936, cuando Azucarera de San Pedro comienza su andadura para constituirse como sociedad pasando a ser Destilería de San Pedro. Se data entre 1936 y 1942 cuando la antigua fábrica fundada por Alfonso Glorié pasa a ser una sociedad formada por Alfredo Martín Reyes, Laureano y Dolores de Armas Glorié, Juan Hernández Ramos y Daniel del Toro Marichal, regularizando la situación de esta sociedad en 1940, según los archivos del Ayuntamiento de Arucas. El principal precursor de la idea de abrir una fábrica de aguardientes y licores fue Alfredo Martín Reyes, antiguo empleado de la azucarera y que contaba con la plena confianza de los dueños de las instalaciones y de las plantaciones, los herederos de Alfonso Glorié, Laureano y Dolores de Armas

La sección de la Destilería de la Azucarera comenzará su actividad con el viejo alambique que adquirió en 1909 Alfonso Glorié, como se menciona en el epígrafe anterior, y que se despojó de él, como chatarra, en 1920. Con el fin de poner en marcha la destilería Alfredo Martín arrendó fincas y compró maquinaria, para arrancar con una producción inicial de 13000 litros de aguardiente (Citado por Pablo Jesús Vélez), este aguardiente tendría una graduación

alcohólica del 65%, rebajándose posteriormente con agua hasta una graduación en torno al 52%, éste se suministraba a granel en barriles o cuarterolas de 100 litros. Pero no solo se obtenía aguardiente también se obtenía alcohol rectificado que se destinaba al consumo de las farmacias de la isla.

En 1942 Alfredo Martin Reyes, se queda solo al frente de la fábrica, buscando una estrategia para seguir en el mercado comprando las instalaciones hasta ahora usadas que eran de los hermanos De Armas Glorié, al igual que los terrenos de cultivo, en esta tesitura presentamos la tabla siguiente donde se recoge la evolución en la capacidad de producción de la que ya podríamos llamar Destilerías Arehucas.

Año	Total Kg de Caña de azúcar	Total litros de Aguardiente/año
1940	237.630,00	19.802,50
1941	649.028,00	54.085,60
1942	632.502,00	52.708,50
1943	855.358,00	71.279,80
1944	1.022.377,00	85.198,08
1945	844.393,00	70.366,08
1947	167.743,00	13.978,58
1948	252.802,00	21.066,83
1949	314.902,00	26.241,83
1950	109.044,00	9.087,00
1952	560.376,00	46.698,00
1953	757.516,00	63.126,33
1954	1.038.442,00	86.536,83
1955	407.132,00	33.927,66
1956	838.768,00	83.212,33
1957	528.660,00	101.335,00
1958	940.900,00	78.408,33
1959	1.872.980,00	156.081,66
1960	1.527.280,00	127.273,33
1961	1.288.865,00	107.405,41
1962	2.013.005,00	167.750,41
1963	2.812.880,00	234.406,66
1964	1.503.410,00	170.534,16

Fig. 5. Producción de Aguardientes de Caña 1940-1964, Destilerías Arehucas (Libro de Alcoholes)

Como se observa en la Fig. 5, a lo largo de la historia hay fluctuaciones en las cantidades de caña, esto se debía a que esta procedía de 70 proveedores diferentes, así como podemos observar en 1946, el último año que regía en Mando Económico (régimen político impuesto durante lo que se conoce como el primer franquismo), la destilería no tuvo suministro de caña de azúcar, pero aun así consiguió 14,150kg de melaza procedente de la fábrica de San Juan, lo que permitió obtener ese año 7,075 litros de aguardiente.

Durante los años 50' se observa una mejora notable en las condiciones de vida (segundo franquismo) aunque el azúcar seguirá un producto intervenido por el estado autárquico. Aun así, la Familia Martin Reyes abre una fábrica en la isla de Tenerife, la fábrica de Tejina, lo que le permitirá importar caña desde esta isla a la Destilería en Arucas.

Podemos indicar que a medida que la economía del país se iba descomprimiendo, Destilerías Arehucas la acompañaba con aumentos de producción, llegando incluso por primera vez en su historia a importar melazas procedentes de la península, comenzando a partir de los años 60 la expansión de la fábrica, tal es la expansión del sector que participa como parte del accionariado de otras empresas como puede ser la Cooperativa Canaria de Aguardientes y Licores, en adelante COCAL,

CAPÍTULO I

Así podemos explicar en el esquema, que se presenta a continuación, la expansión y el entramado empresarial que ha formado la familia Martín Reyes, a lo largo de su historia, como empresa familiar dedicada a la caña de azúcar.

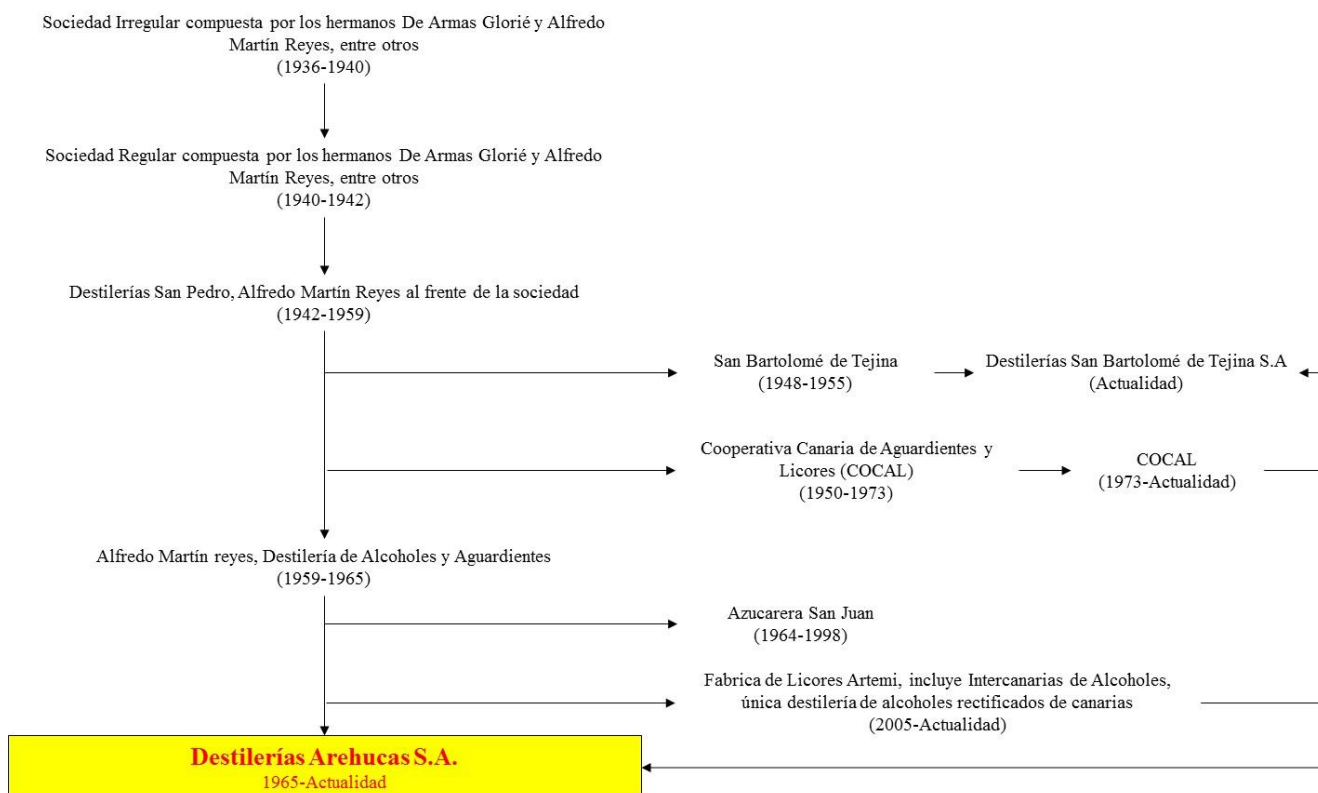


Fig. 6. Expansión empresarial de Familia Martín Reyes

Como todas las empresas con una larga historia como esta, ha habido altibajos, siendo una época crucial la comprendida entre las décadas de los años 80 y 90 del pasado siglo, de la cual se ha salido airoso, posicionando a Destilerías Arehucas SA como la marca líder en el mercado canario y una de las mejores valoradas a nivel nacional con respecto al Ron.

En la actualidad y tras una profunda remodelación Destilerías Arehucas, se sitúa a la vanguardia en la obtención de aguardientes de jugo de caña, con una fábrica moderna y respetuosa con el medio ambiente. Empresa que regresa a sus orígenes, ya que consume más del 75% de la caña de sus propias plantaciones, con lo que se realiza un seguimiento continuo de la caña hasta que alcanza su momento óptimo para la recolección, lo que permite obtener un aguardiente de primera calidad. Debemos añadir, que, debido a la proximidad de la plantación, finca del Conde de la Vega Grande mencionado en el documento, la caña se corta, se muele y se fermenta el mismo día, impidiéndose así la pérdida de rendimiento azucarero.

La caña plantada por Destilerías Arehucas, es la caña que se conoce tradicionalmente como Criolla, ésta engloba diferentes variedades. Con esta caña se está obteniendo actualmente un rendimiento en torno a $83.3 \text{ tm} \cdot \text{Ha}^{-1}$, una cifra que está un 13% por encima del valor medio del

rendimiento de las plantaciones azucareras Sudamericanas, que la FAO la sitúa en torno a $72\text{tm}\cdot\text{Ha}^{-1}$, siendo incluso muy superior a la media de Cuba, que, según datos de la FAO, ha descendido hasta situarse en $32\text{tm}\cdot\text{Ha}^{-1}$. Destilerías Arehucas ha conseguido este rendimiento tras un profundo proceso de ensayos e investigaciones, constituyendo un modelo eficiente no solo en cuanto a rendimientos sino medioambiental, al reducir las emisiones y los vertidos al mínimo intentando aprovechar todo lo que la caña de azúcar aporta:

Como se menciona en párrafos anteriores Destilerías Arehucas SA, es la principal productora de bebidas espirituosas de Canarias, siendo esta junto con Destilerías Aldea (empresa ubicada en la Isla de La Palma), las únicas que mantienen la tradición canaria de recolección, molienda y obtención de aguardientes de caña de azúcar, las cantidades de caña de azúcar que manejan ambas empresas son de 700 toneladas, Destilerías Arehucas SA, y de 200 toneladas Destilerías Aldea, lo que origina algo más de 900 toneladas anuales, una producción pequeña si la comparamos con las grandes producciones de Sudamérica, los procesos productivos son algo diferentes también tanto entre ambas fabricas como con respecto a otros países del mundo.

Tabla 2. Productores y características de las instalaciones de producción de etanol

	Destilerías Arehucas SA	Destilerías Aldea SL	Resto del mundo
<i>Materia prima</i>	Jugo de Caña de azúcar hidratado	Jugo de Caña sin hidratar	Melazas de caña de azúcar
<i>Recuperación de agua en destilación</i>	Si	No	Si
<i>Uso de la vinaza (residuo tras destilación)</i>	Cuenta con una serie de evaporadores que recuperan el agua de este residuo, empleándola para hidratar el bagazo, aprovechando también el calor de la caldera para calentar esta agua a 70° consiguiendo una mayor extracción de azúcares en la molienda. El concentrado obtenido (residuo con alto contenido en nutrientes de uso agrícola)	No se recupera	En grandes productores se realiza una fermentación anaerobia obteniéndose biogás, que es usado como combustible para las propias calderas.

CAPÍTULO I

	se emplea en la plantación propia.		
Usos del bagazo	Se entrega a ganaderos como forraje	Se entrega a ganaderos como forraje	Se usa como biomasa para alimentar las calderas

Balance de materia:

El balance de materia del proceso de molienda se puede esquematizar de la siguiente manera:

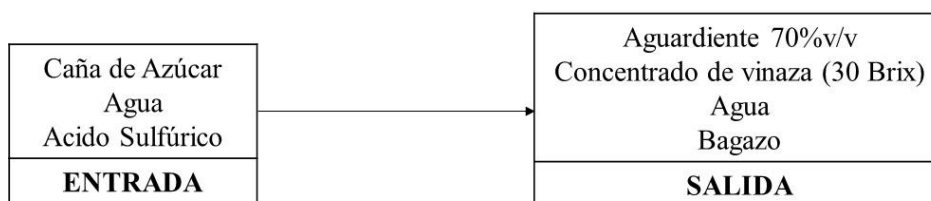


Tabla 3. Primera aproximación al Balance de Materia en Destilerías Arehucas S.A.

Inputs	Cantidad	Unidades	Outputs	Cantidad	Unidades
Caña de azúcar	15,000	kg·día ⁻¹	Bagazo de caña 51.3% humedad	5,000	kg·día ⁻¹
Agua evaporada	400	L·h ⁻¹	Etanol 70%v/v	230	L·h ⁻¹
Ácido sulfúrico concentrado	83.3	L·h ⁻¹	Vinaza concentrada	160	L·h ⁻¹
			Agua evaporada	1265	L·h ⁻¹
TOTAL	2,275.15	kg·h⁻¹	TOTAL	2,275.0	kg·h⁻¹

Análisis de la situación actual del Etanol de 1G en Canarias.

En la actualidad en las Islas solo existe una fábrica de alcohol destilado de alta graduación y dos destilerías de aguardientes (Etanol <75%). Destilerías Arehucas SA es la única empresa que dispone de una instalación con una capacidad de producción diaria superior a 40 000 litros día de alcohol rectificado, para ello dispone de un almacenamiento de materia prima superior a 2000 m³, en la que almacena Etanol >90% para posteriormente procesarlo y obtener un

alcohol bidestilado con una graduación alcohólica superior a 96%, cuyo destino principal es para el mercado autonómico de elaboración de bebidas espirituosas, no obstante, existen unos pocos clientes que compran este alcohol para procesos industriales distintos a los alimentarios como son farmacéuticos, higiénicos o de investigación, pero el mercado es inferior a 50,000 litros al año.

Con respecto a las dos instalaciones de obtención de aguardientes de caña de azúcar una es propiedad de Destilerías Arehucas SA, con una producción diaria de 3000 litros en un turno de 8 horas, y la otra es propiedad de Destilerías Aldea SL, ubicada en la isla de La Palma.

Las oportunidades que presenta el mercado del Etanol de 1G es la venta de alcohol de uso alimentario para las pequeñas industrias de bebidas espirituosas que están emergiendo en el territorio insular, con un mercado potencial de 100,000 litros/año. Con respecto al mercado del etanol como combustible únicamente podríamos contar como cliente potencial a DISA SA, pero debido a la situación de los combustibles fósiles actual es un mercado con dudosa probabilidad de éxito, ya que, las políticas ambientales y del sector del transporte, así como los fabricantes de vehículos se están decantando por la tecnología eléctrica.

La disponibilidad de Etanol de origen agrícola en las islas es relativamente sencilla, ya que se dispone de un puerto dotado de las instalaciones necesarias para la descarga directa desde embarcaciones de esta materia prima (manifold exclusivo, tubería de 8 pulgadas y grupos de bombeo), Puerto de Salinetas, actualmente consignado y explotado por DISA Gestión Logística.

1.4. RESUMEN Y RECOMENDACIONES.

La economía circular está en auge fomentada por las políticas implementadas desde la Unión Europea, es por ello, que en territorios aislados y con especial sensibilidad tanto natural como socioeconómica sea haga imprescindible buscar la disminución de la dependencia exterior, así como reducir la producción de residuos de difícil gestión como es el caso del aceite vegetal de cocina usado y los residuos vegetales.

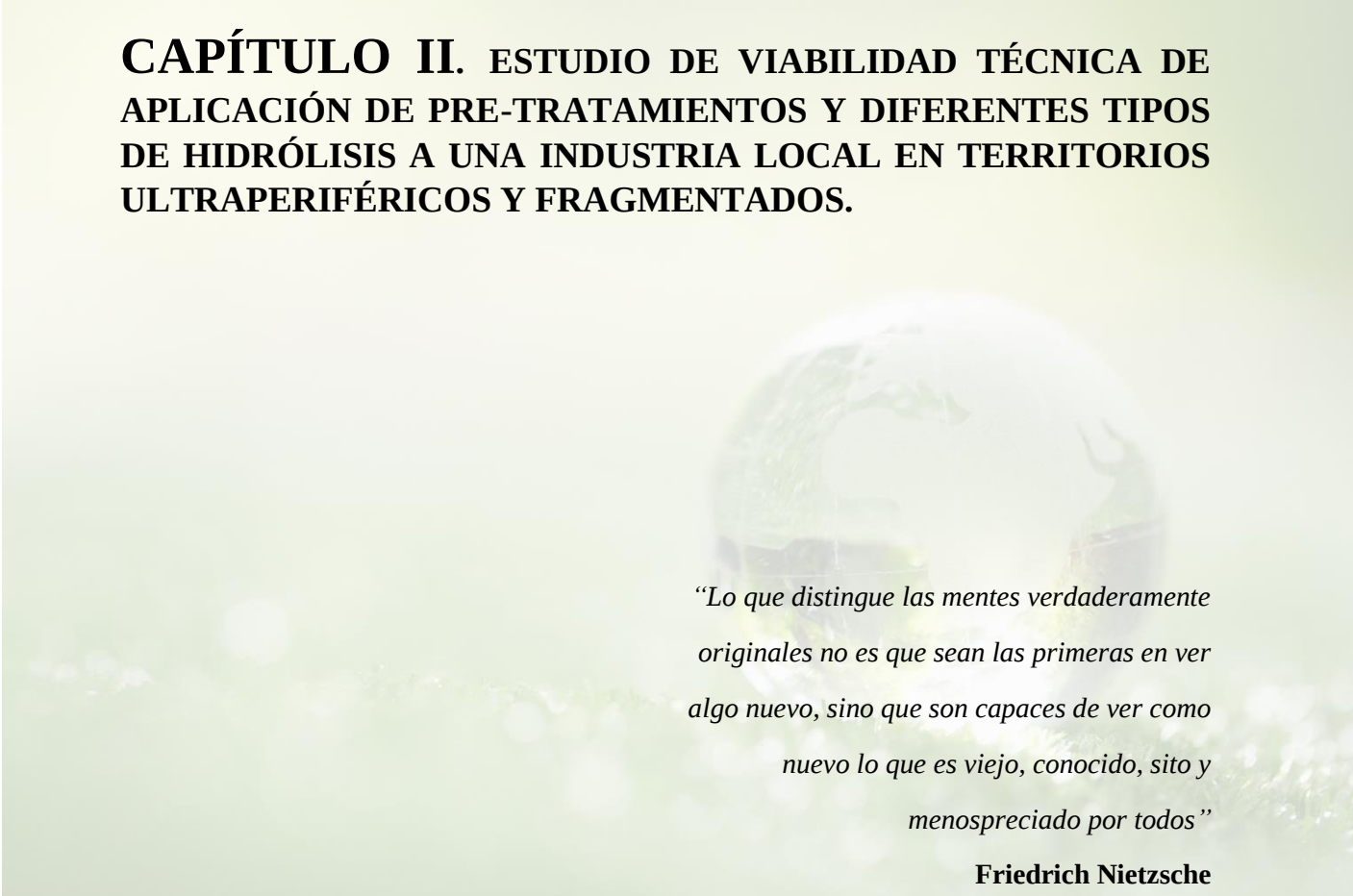
La disminución de estos tipos de residuos en Canarias se hace especialmente complicada puesto que como se presente en este capítulo la población flotante en el archipiélago no para de crecer y crecer, al igual que la infraestructura hotelera y hostelera al ser este el principal motor económico del archipiélago es por ello, que si se revalorizan podemos dar valor añadido al sector al considerarse más sostenible y respetuoso con el medio ambiente.

Por otro lado, en la actualidad existen iniciativas para la gestión de los residuos vegetales (podas) promoviendo desde algunos municipios la creación de pequeñas plantas de compostaje, no obstante, es un residuo con un gran potencial pudiendo utilizarse para la creación de fibras, con

CAPÍTULO I

finés energéticos por combustión (*pellets*) o como materia prima para un bioetanol de segunda generación.

CAPÍTULO II. ESTUDIO DE VIABILIDAD TÉCNICA DE APLICACIÓN DE PRE-TRATAMIENTOS Y DIFERENTES TIPOS DE HIDRÓLISIS A UNA INDUSTRIA LOCAL EN TERRITORIOS ULTRAPERIFÉRICOS Y FRAGMENTADOS.



“Lo que distingue las mentes verdaderamente originales no es que sean las primeras en ver algo nuevo, sino que son capaces de ver como nuevo lo que es viejo, conocido, sito y menospreciado por todos”

Friedrich Nietzsche

2.1.¿QUÉ ES EL BIOETANOL?

Como se menciona en el Capítulo I del presente documento, el Bioetanol es todo alcohol que es de origen agrícola y es usado como sustituto de un combustible fósil tradicional, o bien puede usarse combinado con el mismo.

El bioetanol se puede dividir en dos tipos diferentes, según la Asociación Española de Operadores de Productos Petrolíferos (AOP):

- **Bioetanol de primera generación:** Aquel que procede directamente del cultivo de plantas para tal fin.
- **Bioetanol avanzado:** Procede de residuos agrícolas o urbanos, especialmente de la descomposición de la biomasa procedente de la madera (residuos lignocelulósicos), dentro de esta clasificación también se encuentran las especies vegetales no destinadas a la alimentación como pueden ser las algas.

2.2. MECANISMOS DE OBTENCIÓN

2.2.1. MATERIAS PRIMAS

Como materias primas tradicionales tenemos todas aquellas de origen agrícola como son la caña de azúcar, la remolacha, el maíz y la papa. Debemos tener en cuenta que en muchas ocasiones el etanol obtenido es un subproducto derivado de la extracción del azúcar de la misma, es decir, en el caso de la caña de azúcar, una vez que se extrae el azúcar se genera un residuo viscoso denominado melaza, el cual se diluye, se fermenta y se obtiene el etanol, un proceso similar al que se produce con la remolacha.

2.2.2. PROCESOS DE OBTENCIÓN BIOETANOL PRIMERA GENERACIÓN.

El Bioetanol de primera generación se obtiene a partir de la fermentación de un mosto (jugo de materia prima rica en azúcares reductores) y una posterior fermentación.

2.2.3. PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOETANOL AVANZADO O DE SEGUNDA GENERACIÓN (A PARTIR DE RESIDUOS).

Los residuos habitualmente usados para la obtención de bioetanol son lignocelulósicos que están formados por Lignina, Celulosa y Hemicelulosa:[25]

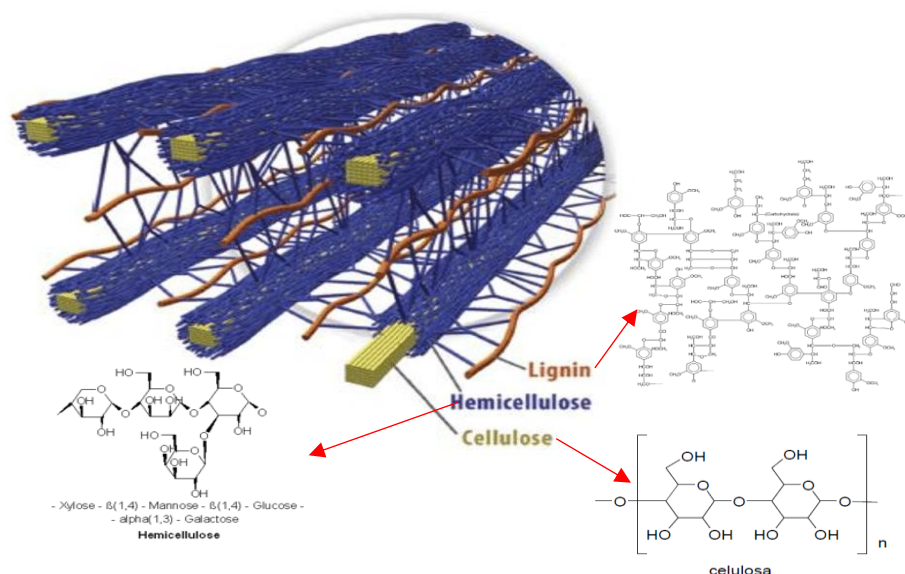


Fig. 7. Estructura de residuos lignocelulósicos. Disposición de sus componentes.[29]

La producción mundial de celulosa es de varios billones de toneladas anuales, siendo el compuesto orgánico de mayor capacidad productiva existente en la naturaleza, de ahí la importancia de su utilización como fuente de energía (biocombustible).

La celulosa ($C_6H_{10}O_5$)_n es un homopolímero lineal compuesto por unidades de β-D-glucopiranosas unidas por enlaces β-1,4-glicosídicos, de alto peso molecular y de alto grado de polimerización. Su composición es carbono 44.44%, hidrógeno 6.17% y oxígeno 49.39% [30]. La celulosa en la naturaleza la podemos encontrar en dos formas, la que se conoce como celulosa pura y la compleja, esta última es el constituyente principal de las plantas superiores[31].

El grado de polimerización es lo que determinará el grado de dificultad de la molécula de glucosa de sufrir hidrólisis. El grado de polimerización se define como el número de unidades de glucosas anhidras que se repiten, así, a mayor grado de polimerización más dificultad de hidrolizar la molécula. Este grado depende del origen de la molécula y el tratamiento realizado.[15]. Como ejemplo del grado de polimerización citamos el algodón, que es la única celulosa pura que podemos encontrar en la naturaleza, tiene un grado de polimerización de 7,000 unidades.[15,30]

Las fibras elementales, están formadas por entre 40 y 100 cadenas de celulosa, donde coexisten regiones con estructura cristalina y otras con estructura amorfa, otorgándole cualidades diferentes a las fibras, la presencia de regiones amorfas son las que permiten la penetración de reactivos químicos[15]. Tal y como se menciona anteriormente, se toma como ejemplo el algodón, además de su alto grado de polimerización, presenta un alto nivel de cristalinidad entorno a un 70%[30], lo que indica que, su hidrólisis será muy difícil.

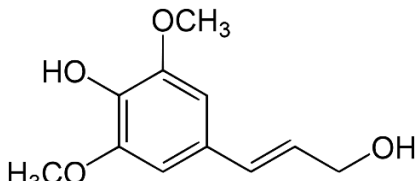
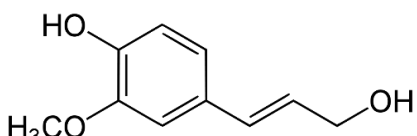
CAPÍTULO II

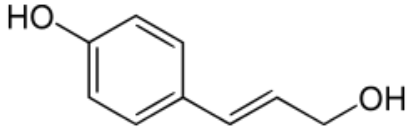
Por otro lado, la hemicelulosa no está compuesta de único monómero, como sucedía con la celulosa, sino que posee diferentes azúcares de cadenas más cortas y ramificadas, otorgándole mayor facilidad para hidrolizarse, al ser más amorfa. Asimismo, posee un grado de polimerización que no excede de 200 unidades, estas unidades de monosacáridos las englobamos en dos grupos las hexosas, que son glucosa, manosa y galactosa, y las pentosas que son xilosa y arabinosa, adicionalmente la hemicelulosa también contiene ácidos urónicos. Los enlaces que conforman la molécula β -1,4, y enlaces β -1,3. La hemicelulosa contiene pectina, se trata de un polisacárido heterogéneo con un alto porcentaje de ácidos galacturónicos[15,32].

La lignina es el tercer biopolímero más abundante de manera natural en la Tierra, su proporción en los vegetales varía entre el 10 y el 30%, dependiendo de la especie vegetal, la lignina a diferencia de la celulosa y la hemicelulosa tiene una composición mucho más compleja, pero, aun así, se puede distinguir tres tipos de unidades sinringil, derivado del alcohol sinapílico *Fig. 5*, guaiacil, derivado del alcohol coniferílico *Fig.6*, y, por último, cumaril derivado del alcohol p-cumarílico *Fig.7*.

Entre las tres sustancias más representativas de los residuos lignocelulósicos, existen relaciones, en la *Tabla 4* y, a modo de resumen, se enuncian las relaciones y las principales cualidades de cada una de las sustancias.

Tabla 4. Resumen de las características principales de los compuestos mayoritarios presentes en los residuos lignocelulósicos. Fuente adaptada [30]

	Lignina	Hemicelulosa	Celulosa
<i>Unidad</i>	Derivado de alcohol sinapílico (S)	D-Xylosa	Glucosa
	 <i>Fig. 8. Alcohol sinapílico</i>	Manosa	
	Derivado de coniferílico (G)	Arabinosa	
	 <i>Fig. 9. Alcohol coniferílico</i>	Galactosa	
		Glucosa	

	Derivado de alcohol p-cumarílico		
	 Fig. 10. Alcohol cumarílico		
<i>Polimerización</i>	4.000	Menos de 200	< 5.000
<i>Polímero</i>	G- Lignina GS- Lignina GSH Lignina	Poli-xilosas Galactoglucomanosa Glucomanosa	B-Glucosa
<i>Composición</i>	Amorfa No homogénea No Lineal Tridimensional	Tridimensional No homogénea Moléculas con pequeñas regiones cristalinas	Tridimensional Molécula lineal Regiones cristalinas y amorfos
<i>Enlaces entre los componentes</i>	Contiene enlaces con la hemicelulosa	Contiene enlaces con la lignina	No contiene enlaces con los otros dos

Para el proceso de obtención de bioetanol avanzado o también conocido como de segunda generación se requiere de las siguientes cuatro etapas esenciales:

- **Picado o trituración**, el objetivo es conseguir reducir el tamaño de partícula para conseguir de esta manera una mayor superficie de contacto.
- **Tratamiento**, muchos autores consideran que la denominación más adecuada para esta etapa es la de pretratamiento, ya que, es el proceso que nos ayuda a optimizar las etapas posteriores.
- **Hidrólisis**, consiste en la transformación de la celulosa, hemicelulosa y de la lignina en sus respectivos monómeros.
- **Fermentación**, es la etapa, previa a la destilación, en la que los azúcares obtenidos en la hidrólisis son fermentados al alcohol deseado.

Los esfuerzos se centran, fundamentalmente, en mejorar la fase de “*pretratamiento*” sobre todo debido a la presencia de la lignina, ya que el contenido en este biopolímero, tal y como se mencionó anteriormente, constituye el principal problema a la hora de efectuar la hidrólisis de la celulosa y la hemicelulosa de forma eficiente, por lo que se deben de optimizar los parámetros relacionados con estos procesos para conseguir una mejor accesibilidad a estos polisacáridos durante la hidrólisis ácida o enzimática, no solo a la hora de obtener bioetanol, sino también para generar productos de alto valor industrial, con el objetivo de revalorizar el residuo.

2.2.4. PRETRATAMIENTOS EXISTENTES.

Tabla 5. Pretratamientos existentes

Tipo	Descripción	Subtipo	Descripción	Referencia
Fragmentación mecánica y pirólisis	La pirólisis consiste en la despolimerización térmica en ausencia de oxígeno (atmósfera inerte). En estas condiciones las fracciones más volátiles de la lignina, celulosa y hemicelulosa se transforman en vapores que serán condensados posteriormente, a esta mezcla se le conoce como <i>Bio-Oil</i> . Los rangos de operación en cuanto a temperatura indicarán el tipo de pirólisis del que se trata.[33]	<i>Pirólisis rápida</i>	Las temperaturas medias a las que tiene lugar la reacción son entre 450-600°C y los tiempos de retención son muy cortos, entorno a dos segundos, consiguiendo así rendimientos entorno al 75%.	[33]
		<i>Pirólisis intermedia</i>	La pirólisis intermedia se realiza a temperaturas algo más bajas que el caso de la pirólisis rápida, 350-500°C, lo que origina que las reacciones estén más controladas, alcanzándose un rendimiento superior al 55%.	
		<i>Pirólisis lenta</i>	El rango de temperaturas no difiere en exceso ($400\pm 10^{\circ}\text{C}$) con respecto a la pirólisis intermedia, lo que, en esta ocasión el tiempo de residencia es superior. Esta	

CAPITULO II

			pirólisis también es conocida como carbonización debido a la similitud en los productos obtenidos. Con respecto a los rendimientos dependerán en gran medida de las condiciones, sobre todo temperatura, nivel de oxígeno en el horno y tiempo de residencia del material.	
		<i>Hidro-pirólisis</i>	Es una pirólisis catalítica en presencia de hidrógeno molecular. Normalmente, este tipo de proceso se emplea para tratar de optimizar el procedimiento pirolítico en la obtención de líquidos de alto valor para la industria química y como combustibles. El principal inconveniente que tiene este tipo de pirólisis es el coste, al hacerse necesario contar con una fuente	[34]

			de hidrógeno molecular externa y trabajar con presiones muy altas. Por otro lado, la hidro-pirólisis produce una gran cantidad de agua que es necesario eliminar	
Explosión de vapor	La explosión de vapor se basa en la combinación térmica, química y mecánica que actúa sobre la biomasa, haciendo soluble la hemicelulosa, rompiendo las fibras de lignocelulosa, alternado la cristalinidad de la celulosa e induciendo las transformaciones de la lignina. Como principales ventajas del uso de la explosión de vapor tenemos el bajo impacto ambiental que	<i>Explosión de vapor en dos etapas</i>	La primera etapa se lleva a cabo a baja temperatura, y es en la segunda donde las temperaturas usadas son superiores a 210°C, un ejemplo podría ser una primera etapa a 190°C durante dos minutos y una posterior a 220°C durante cinco minutos consiguiendo un rendimiento conjunto del 80% en la conversión.	[36,37]
		<i>Explosión de vapor catalizada con ácidos</i>	La explosión de vapor catalizada con ácidos nace con la idea de aumentar la solubilidad de la hemicelulosa, se trata de impregnar previamente la biomasa con un ácido mineral,	[35]

CAPITULO II

	origina al no usar elementos químicos nocivos, y, no se requiere tanta energía para la molienda ya que admite un tamaño de partícula superior a otros tratamientos.[35]		normalmente Ácido sulfúrico entorno a un 0.3% m/m	
		<i>Explosión con fibra de amoníaco (AFEX)</i>	Este tratamiento afecta a la lignina y la hemicelulosa, provocando que la biomasa se hinche, que la celulosa no cristalice y en la que ha cristalizado se rompan estos cristales, así como aumenta la superficie efectiva, las condiciones más usuales de este tratamiento son de 1 a 2 kg de amoniaco por kg de biomasa, a una temperatura entre 40-140° y alta presión 250-300psi (1.7x10 ⁶ Pa), con un tiempo de residencia entorno a los 30 minutos.	
		<i>Explosión húmeda</i>	Este pretratamiento se basa en la combinación de la hidrólisis térmica, la explosión de vapor y la oxidación húmeda. Este	[38]

CAPITULO II

			tratamiento fue patentado por primera vez en 2004 por Ahring et al. el tamaño de la partícula se encontraba entre 1.5-50cm, se trataba de un tratamiento en tres etapas, en la primera de ellas la biomasa era calentada durante menos de 48 horas a una temperatura entre 55-110°C, posteriormente la biomasa se calentaba con vapor a 140-200°C durante 5-30 minutos, tras este calentamiento con vapor se realizaba otro calentamiento a 170-210°C pero en esta ocasión en presencia de un oxidante, incrementando la presión a 15-35 bar ($1.5-3.5 \times 10^6$Pa) y se mantienen las condiciones en el reactor en tiempos que	
--	--	--	--	--

			oscilan entre 1 y 30 minutos, devolviendo bruscamente (explosión) tras este periodo la mezcla a las condiciones atmosféricas.	
Tipo	Descripción			Referencia
Ozonólisis	El mecanismo tradicional por el que el ozono ataca a los residuos lignocelulósicos se conoce como “<i>Mecanismo de Criegee</i>”. La reacción de la lignina con el ozono tiene lugar en varias etapas, en la primera de ellas el ozono ataca a los anillos aromáticos, lo que implica una adición electrofílica, consiguiendo abrir el anillo y formando de esta manera o-quinonas y derivados de ácidos dicarboxílicos. Se puede mejorar la eficiencia de este método con el uso de catalizadores ácidos (acético y oxálico). Los factores que influyen en el rendimiento de las reacciones son: ▪ Tamaño de partícula ▪ pH ▪ Concentración de ozono ▪ Humedad			[39–42]

	Es necesario mencionar los dos problemas fundamentales que genera la utilización del ozono como pretratamiento, el principal es la imposibilidad de almacenamiento, por lo que se debe genera <i>in-situ</i> y, consumirlo en el momento. Asimismo, la exposición del personal en el entorno puede originarles problemas de salud.	
Uso de ácidos	Consiste en el uso de un ácido orgánico o mineral en un amplio rango de concentraciones, este es el factor que determinará el tiempo de reacción, así como la temperatura de trabajo, siendo la relación inversamente proporcional al aumento de concentración del ácido. El uso de ácidos proporciona una alta eficiencia en la conversión en términos generales, pero, como principal desventaja es el elevado coste que tendrán los reactores necesarios, por otro lado, si los parámetros de tiempo de reacción, temperatura y concentración no se encuentran optimizados existe riesgo de la formación de inhibidores de la fermentación (furfural e hidroximetilfurfural, ...). Asimismo, se hace necesaria una etapa posterior de neutralización o de recuperación del ácido.	[43]
Tratamiento alcalino	Es uno de los más ampliamente utilizados y estudiados debido a que presenta algunas ventajas considerables como pueden ser que se trabaja de manera habitual en condiciones ambientales de presión y temperatura consiguiéndose rendimientos aceptables en comparación con otros métodos más agresivos que requieren un coste superior para alcanzar las condiciones óptimas de funcionamiento.	[44–48]

	El tratamiento alcalino consiste en hacer reaccionar la biomasa lignocelulósica con una base que puede ser fuerte, normalmente NaOH o KOH o débil como puede ser el NH_3 (tratamiento con amoníaco). El tratamiento alcalino permite obtener productos químicos de alto valor, no solamente como combustibles, sino compuestos con alto valor en la industria como son biopolímeros, o compuestos aromáticos.	
<i>Disolventes orgánicos.</i>	El fundamento del empleo de estos disolventes se centra en la mayor solubilidad de la lignina, entre los más usados están el etanol, metanol, acetona, glicoles y fenoles. A estas disoluciones se les añade tradicionalmente un ácido o una base muy diluida para favorecer la solubilidad. La mayor ventaja es la facilidad de recuperación de los disolventes, no obstante, estos presentan un coste elevado.	[49]
<i>Biológico.</i>	La principal ventaja del uso de pretratamientos biológicos es el uso de microorganismos que no generan residuos químicos tóxicos que son necesarios tratar en etapas posteriores. Asimismo, este pretratamiento no tiene requerimientos energéticos elevados, como sí que lo necesitan aquellos basados en los tratamientos fisicoquímicos tradicionales, ya que los pretratamientos biológicos se efectúan en condiciones ambientales. La mayoría de los pretratamientos biológicos tienen su base en un sistema de enzimas lignolíticas, se trata de un grupo de oxidorreductasas que son capaces de degradar la lignina. Este sistema de enzimas engloba peroxidasas con un alto potencial redox y que son capaces	[32]

CAPITULO II

	de oxidar la lignina directamente, además, pueden usar sustancias orgánicas de bajo peso molecular capaces de introducirlas en las células atacando así la estructura de la lignina. Como norma general los microorganismos lignolíticos tienen una amplia aplicabilidad en los tratamientos de los residuos vegetales lignocelulósicos no solo para la producción de bio-combustibles, sino que adicionalmente pueden aportar otros subproductos de alto valor.		
Otros	<i>Ultrasonidos</i>	La técnica del ultrasonido se basa en el principio de cavitación, es decir en la formación de pequeñas burbujas que acabarán explotando y haciendo más accesible las partes de la biomasa que posteriormente serán hidrolizadas por enzimas u otros métodos de hidrólisis. El ultrasonido combina condiciones muy extremas de temperatura y presión con condiciones atmosféricas a su alrededor produciéndose así muchas turbulencias aumenta la superficie efectiva. La combinación del ultrasonido con una de las técnicas descritas anteriormente aumenta la conversión de la lignina, por encima del	[50]

		96%, y la disociación de la hemicelulosa considerablemente, por encima del 75%.	
	<i>Pulsos eléctricos de alta intensidad</i>	Empleo de una alta frecuencia >1.2MHz y un voltaje elevado entre 1-50kV/cm, produciéndose cambios morfológicos en la biomasa, como ventaja vuelve a presentar el hecho de no usar productos químicos que serán necesarios tratar posteriormente, al igual que inhibe la formación de compuestos tóxicos para etapas posteriores. Asimismo, el uso de estas corrientes eléctricas de alta frecuencia y tensión hacen que las reacciones sean instantáneas llegando incluso al orden de los nanosegundos.	[51]
	<i>Sales metálicas</i>	El metal de las sales metálicas, al poseer orbitales libres, puede actuar como un ácido de Lewis. Por lo que pueden atraer hacia sí pares de electrones que le otorgarán mayor estabilidad, pudiendo, con este mecanismo, romper enlaces por puentes de hidrogeno de la hemicelulosa, favoreciendo la	[52]

		fragmentación de este polímero. No obstante, los principales inconvenientes son, por un lado, la necesidad de usar temperaturas muy elevadas y, por otro lado, la recuperación de los metales para evitar la contaminación del entorno.	
	<i>Tratamiento hidrotrópico</i>	Un hidrótopo es un compuesto que contiene grupos funcionales hidrofóbicos e hidrofílicos, que son capaces de solubilizar compuestos hidrofóbicos. Las reacciones se llevan a cabo con una concentración de estos compuestos entorno al 30% y unas temperaturas superiores a 150°C, consiguiéndose buenos rendimientos en la conversión de la lignina.	[53–56]
	<i>Agua caliente</i>	El procedimiento se basa en el empleo de agua caliente, como catalizador se emplean los mismos iones hidronios producidos <i>in-situ</i> a partir de la auto protolisis del agua, y	[57]

CAPITULO II

		el ácido acético (medio ácido) generado por los sustituyentes acetilos de la hemicelulosa. Las condiciones operativas para llevar a cabo la reacción son normalmente, entre 150-230°C, el factor de temperatura nuevamente es el que condicionará el tiempo de reacción	
--	--	---	--

2.2.5. **HIDRÓLISIS**

En los materiales lignocelulósicos podemos distinguir dos tipos de hidrólisis, la ácida y la enzimática, ambas buscan despolimerizar la celulosa y la hemicelulosa para conseguir la mayor cantidad de unidades monoméricas posibles, para su posterior fermentación.

Hidrólisis ácida

Para que la hidrólisis ácida tenga lugar, deben transcurrir cinco etapas[58]

- i. Difusión de hidronios a través de la fase sólida húmeda.
- ii. Protonación del oxígeno del enlace glucosídico.
- iii. Ruptura del enlace glucosídico y formación del ion carbonio y de un polímero menor, de un oligómero o de un azúcar sencillo, dependiendo de la posición del enlace que reacciona.
- iv. Reacción del ion carbonio con una molécula de agua, lo que conduce a la regeneración del hidronio y la formación de un sacárido, cuyo grado de polimerización depende igualmente de la posición del enlace glucosídico.
- v. Difusión de los productos en la fase acuosa, si su forma y tamaño lo permiten, en caso contrario, las etapas ii, iii y iv se repiten posiciones glucosídicas adyacentes.

Dentro de la hidrólisis ácida podemos realizar dos agrupaciones, hidrólisis ácida en condiciones suaves o moderadas, temperaturas entre 80-150°C y concentraciones de ácido altas (>15%), y, por otro lado, condiciones fuertes con temperaturas superiores a 150°C y concentraciones de ácido bajas (<10%).

Los factores que influyen tanto en la conversión del sustrato, así como en la formación de inhibidores son la naturaleza del ácido, la concentración de este y la temperatura, estos tres factores condicionan el tiempo de reacción. [59]

2.2.5.1 Análisis cinético de la hidrólisis ácida.

Es muy difícil encontrar un mecanismo estricto que pueda explicar completamente la cinética de la hidrólisis de los materiales lignocelulósicos, no obstante, tradicionalmente se emplean modelos simplificados, el primer modelo válido fue propuesto por Saeman [60], este modelo fue diseñado empleando ácido sulfúrico diluido al 2% para la hidrólisis de la celulosa.



El modelo también es válido para la fracción de hemicelulosa como fue comprobado por Grant et al. [61] quedando la expresión generalizada como:



Con este esquema de reacción autores como Aguilar et. al. [62] proponen un modelo homogéneo de reacciones de pseudo primer orden:

Ecuación 1. Reacción de primer orden, cinética de hidrólisis [62]

$$M = M_0 e^{-k_2 t} + P_0 \frac{k_1}{k_2 - k_1} (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t})$$

Siendo M la concentración del monómero correspondiente, y P_0 la concentración del polímero correspondiente. No obstante, existe una fracción del polímero inicial que no reacciona, es por ello, que se debe introducir un parámetro “ α ” que abarque únicamente a la fracción reaccionante[63,64].

Ecuación 2. Reacción de primer orden, cinética hidrólisis modificada

$$M = M_0 e^{-k_2 t} + \alpha P_0 \frac{k_1}{k_2 - k_1} (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t})$$

Para cada uno de los polímeros se debe calcular cada una de las constantes de equilibrio k_1 y k_2 , de manera experimental en función de las condiciones de trabajo y el material lignocelulósico puesto en juego. Asimismo, cada uno de los polímeros presentes en el material lignocelulósico generarán productos de descomposición diferentes que actuarán posteriormente como inhibidores de la fermentación, estos inhibidores son principalmente tres, el furfural, el 5-HMF (hidroximetilfurfural) y el ácido acético.

En 2013, Buana Girisuta et al.[65] demostraron la relevancia de la concentración de ácido y la temperatura de hidrólisis en la obtención de ácido levulínico (producto de alto valor en cosmética) consiguiendo conversiones por encima del 60% en condiciones fuertes ($>150^\circ\text{C}$), por otro lado, Belachew et al. [66] demostraron este efecto en condiciones más suaves de temperatura y concentración de ácido, asimismo Tizazu et al. [67] concluye que la influencia de la temperatura puede aumentar hasta un 30% la conversión en la hidrólisis ácida.

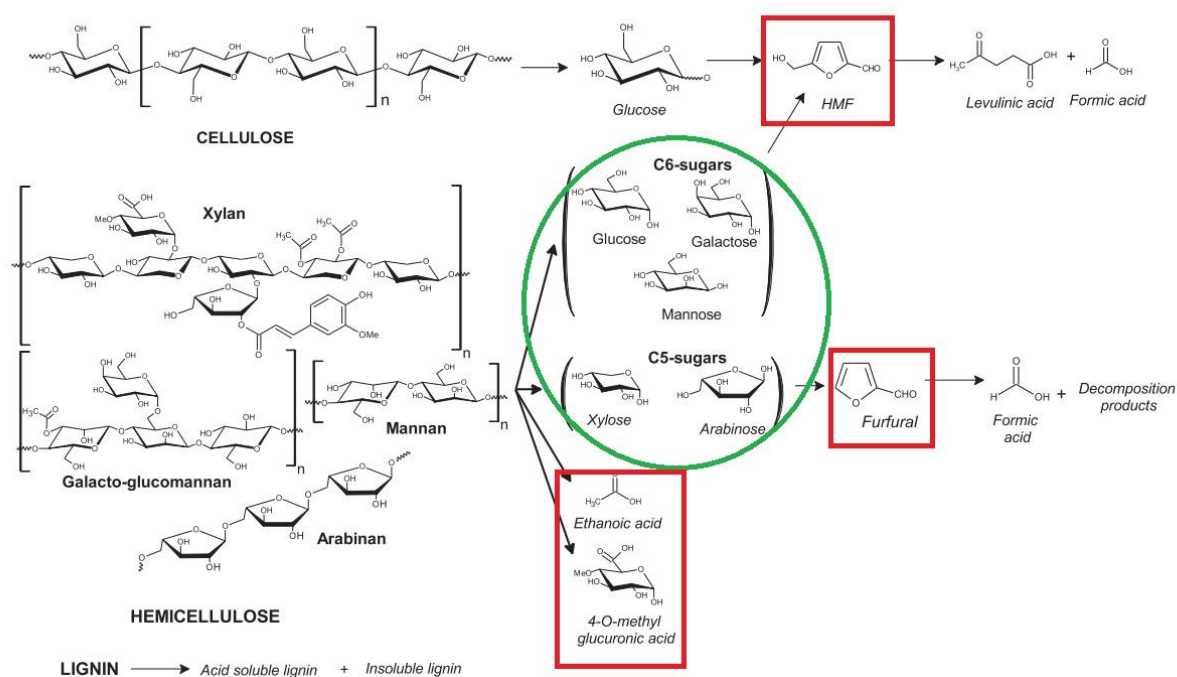


Fig. 11. Mecanismo de reacción de hidrólisis [63,64]

2.2.5.1 Hidrólisis enzimática

La hidrólisis enzimática de la celulosa tiene lugar por medio de enzimas con una actividad enzimática específica en la degradación de este polímero, las conocidas como enzimas “celulasas” o enzimas “celulolíticas”

- *Enzimas que degradan la celulosa:* Son las de mayor interés en la industria del bioetanol avanzado, puesto que transforman la celulosa en glucosa. Este tipo de enzimas se dividen fundamentalmente en tres tipos *endoglucanasas*, *celobiohidrolasas* o *exoglucanasas* y β -glucosidasas.
- *Enzimas que hidrolizan la hemicelulosa:* Existe una subdivisión, las que transforman la xilosa y las que actúan sobre la manosa. Como se observa en la Fig. 11 la hemicelulosa a diferencia de la celulosa se degrada en diferentes monosacáridos como xilosa, arabinosa, galactosa y manosa.

Las enzimas implicadas en la degradación de polisacáridos se encuentran clasificadas en función de su mecanismo catalítico y la secuencia de aminoácidos en una base de datos común “CAZy”, *Carbohydrate Active Enzymes*. Las enzimas celulasas que nos interesan de cara a la producción de bioetanol avanzado, pertenecen a la familia glicosil hidrolasas (GH)[68]

El procedimiento por el que transcurre la hidrólisis enzimática lo podemos resumir en tres etapas:

- Adsorción de las enzimas en la superficie y rotura de las cadenas.
- Hidrólisis de los enlaces $1,4\text{-}\beta\text{-D}$ glicosídicos a azúcares reductores.
- Desorción de las enzimas.

Las enzimas celulasas que presentan mejor rendimiento hidrolítico son aquellas obtenidas a partir de bacterias procedentes de los estómagos de los rumiantes.

El mecanismo de hidrólisis es el siguiente:

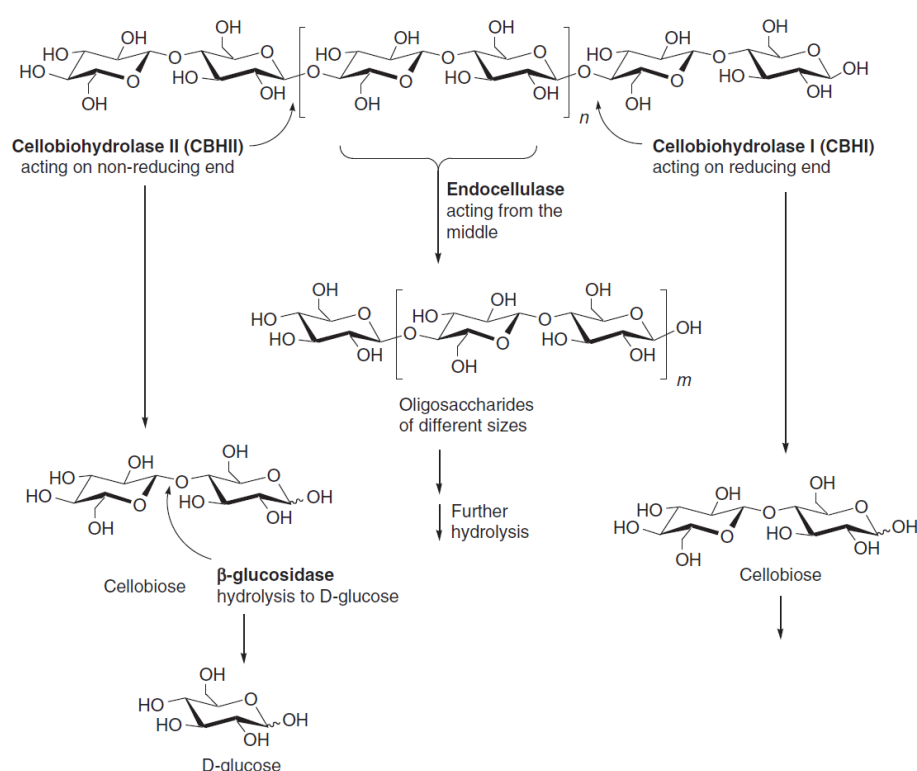


Fig. 12. Esquema del mecanismo de hidrólisis enzimática, enzimas Celulasas [69]

Como se observa en la Fig. 12 consiste en tres procesos simultáneos de ataque a la celulosa en fase sólida, y en fase líquida. La Celobiohidrolasa I, actúa desde el extremo reductor de la cadena, la Celobiohidrolasa II actúa desde el extremo no reductor y la Endocelulasa actúa desde el medio.

Tras la adsorción de las enzimas en la superficie sólida de la celulosa, ocurre la primera hidrólisis, se trata de hidrolizar primeramente aquellos sustratos que tengan un bajo grado de polimerización, hasta 6 unidades de monómero, transformándolos en azúcares solubles en fase líquida, por medio de las endocelulasas.

Con respecto a la hidrólisis de la Hemicelulosa, también podemos describirlo por otros mecanismos, pero en esta ocasión las enzimas con mayor grado de especificidad para producir esta hidrólisis son las β Xilanasas, o β Xilanoxidasas. El mecanismo es similar al de la hidrólisis de la celulosa, con la salvedad que actúan enzimas diferentes, pero, en la Figura 13, se observa la estructura básica de los componentes responsables de la degradación de la hemicelulosa.

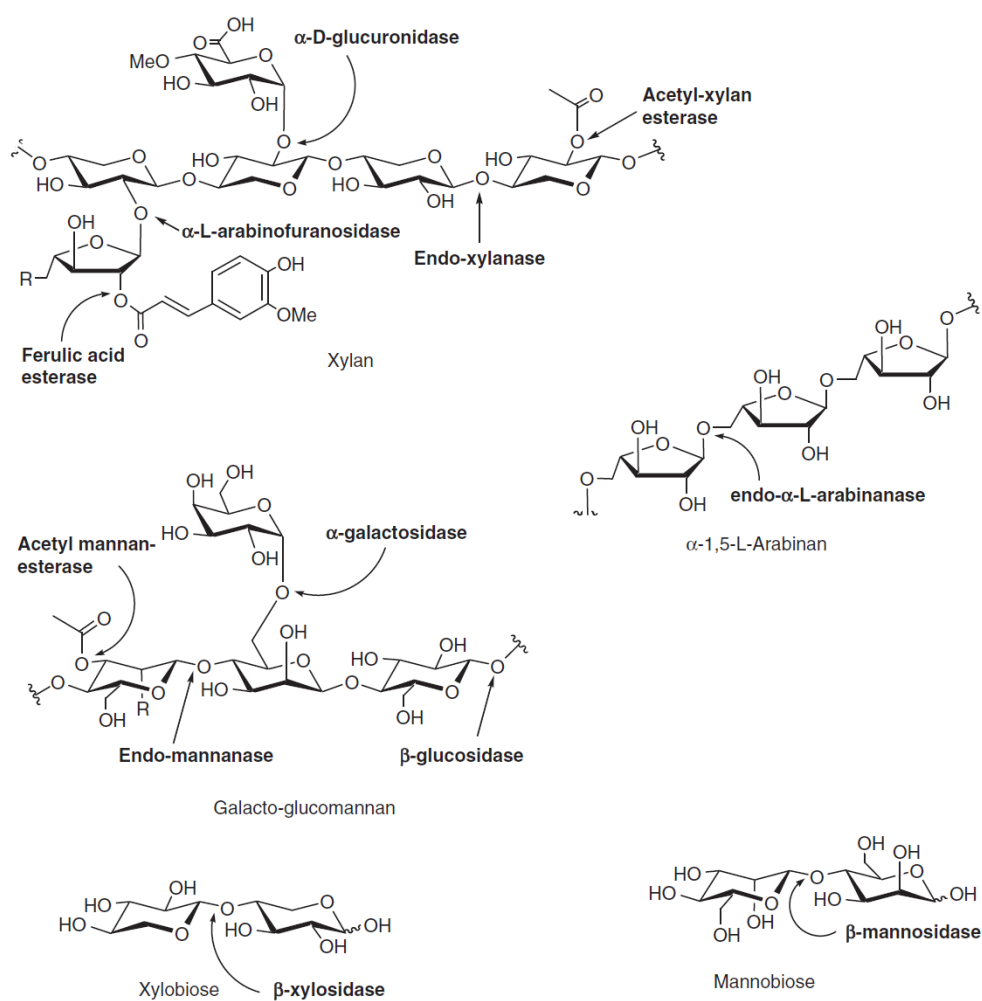


Fig. 13. Estructura básica de los componentes presentes en la hemicelulosa[69]

Factores que influyen en la hidrólisis enzimática

Existen una serie de factores que influyen en la conversión enzimática de la celulosa, se puede hacer una clasificación en dos subgrupos: Factores relacionados con las enzimas y factores relacionados con el sustrato.[70]

Así los primeros tienen influencia en la actividad enzimática, la formación de inhibidores y la estabilidad térmica de la enzima. Y, por otro lado, los factores relacionados con el sustrato son principalmente: La accesibilidad de la enzima a la celulosa, que está estrechamente relacionada con la cristalinidad de la celulosa, la distribución de la lignina y la hemicelulosa y, como no podría ser de otra manera, la superficie efectiva.

- **Cristalinidad de la celulosa**, con respecto a la cristalinidad de la celulosa existe bastante controversia en la afección del grado de cristalinidad y su afección en la hidrólisis enzimática, no obstante, el estudio realizado por Mélanie Hall et. al, ha conseguido demostrar que a medida que aumenta la cristalinidad de la celulosa disminuye la ratio de conversión de la celulosa[71]
- **Contenido en hemicelulosa**, al igual que sucedía con la hidrólisis ácida, la conversión o extracción de la hemicelulosa del sustrato origina un aumento de la porosidad del sustrato, con lo que existe un aumento claro en la probabilidad del ataque por parte de los reactivos o enzimas empleadas a la celulosa presente.
- **Grado de polimerización de la celulosa**, es un factor relacionado directamente con la naturaleza del sustrato, a pesar de no conocer con exactitud la longitud de las cadenas de glucanos, se sabe que la misma tiene un efecto sobre la hidrólisis de la biomasa vegetal. Tal y como se ha descrito anteriormente, en esta memoria de Tesis Doctoral, en la hidrólisis enzimática, la enzima ataca rompiendo o fragmentando los enlaces internos de estas cadenas, preferiblemente en las menos ordenadas disminuyendo así su grado de polimerización. Tal y como lo demuestran, los numerosos estudios que detallan que algunos pretratamientos actúan con más efecto sobre el grado de polimerización que en la ruptura de la lignina.
- **Distribución de la lignina (Pared Vegetal)**, como se ha mencionado a lo largo de este capítulo, la lignina es el principal escollo que debemos eliminar, o en su defecto reducir o fragmentar, ya que es el principal causante de la inaccesibilidad de los reactivos/enzimas a las partes internas de las partículas.
- **Tamaño del poro (superficie efectiva)**, la porosidad de las partículas de los residuos lignocelulósicos es crucial, puesto que la pared celular de las estructuras vegetales dificulta el acceso de los reactivos o, en el caso, que se describe de las enzimas, lo que origina un aumento considerable del coste del procedimiento.

Análisis cinético de la hidrólisis enzimática.

Al igual que sucede en la hidrólisis ácida, donde la mayoría de los modelos se simplifican a cinéticas de pseudo-primer orden en fase homogénea. En el caso del análisis cinético enzimático, la hidrólisis enzimática, utiliza los modelos más simples basados en los planteamientos de Michaelis-Menten, existiendo también modelos cinéticos más complejos.

CAPITULO II

Los modelos iniciales planteados han ido incorporando modificaciones, fruto de las numerosas investigaciones. Tal es el caso, que los modelos actuales se consideran como un conjunto de reacciones homogéneas y heterogéneas. No obstante, en numerosas ocasiones, el empleo de estos modelos más complejos hace difícil su aplicación experimental debido al número de variables que son necesarias optimizar para validar estos modelos.

Así como para la hidrólisis ácida los modelos matemáticos están bien definidos en unas determinadas condiciones, el caso de los modelos aplicados para la hidrólisis enzimática hay una gran diversidad. Sirva, a modo de síntesis, el caso de algunos estudios recientes:

Tabla 6. Modelos cinéticos de la hidrólisis enzimática

Autores	Trabajo	Ecuaciones	Aspectos destacables
Albernas-Carvajal et al. [72]	Obtención de etanol mediante sacarificación y fermentación simultánea del bagazo de caña de azúcar	Expresión cinética de Phillippidis et al. $r_1 = \frac{k_1 \alpha_t \phi e_c}{(K_e + e_c) \left(1 + \frac{B}{K_{1B}} + \frac{G}{K_{1G}}\right)} \cdot \frac{K_{1E}}{K_{1E} + E} \cdot$ $r_2 = \frac{k_2 B_{eg}}{K_m \left(1 + \frac{G}{K_{2G}}\right) + B \left(1 + \frac{B}{K_{2B}}\right)} \cdot \frac{K_{2E}}{K_{2E} + E} \cdot$ Donde α es el área de adsorción de la celulosa Φ es el coeficiente de reacción de la celulosa k_1 y k_2 tasas específicas de hidrólisis de la celulosa y la celobiosa. K_e es la constante de equilibrio para adsorción de celulosa a celulosa, K_m es la constante de Michaelis-Menten para la β-glucosidasa; K_{1L} y K_{2L} son constantes de adsorción de celulosa y β-glucosidasa a lignina respectivamente, K_B, K_G y K_E son las constantes de inhibición para la celulasa (1) β-glucosidasa (2) por la celobiosa (B), glucosa (G) y Etanol (E)	Las variables de operación fueron la temperatura, la carga enzimática y la concentración de sólidos.

Liang et al. [73]	Hidrólisis enzimática en la producción de etanol celulósico	$V = \frac{k[G_x][E]i}{\alpha + \phi[G_x] + \varepsilon[E]}$ $i = \frac{1}{1 + \beta_1[G_1] + \beta_2[G_2]}$ $\phi = \frac{[G_x] - \alpha - \varepsilon[E] + \sqrt{([G_x] - \alpha - \varepsilon[E])^2 + 4\alpha[G_x]}}{2[G_x]}$ Donde V, es la velocidad, (EG_x) es la concentración de enzima complejo/sustrato G_x es la concentración de celulosa, G_1 es la concentración de glucosa, G_2 la concentración de celobiosa, E la concentración de enzima, α es la constante de adsorción, k es la constante cinética, β_1 y β_2 son las constantes de unión de la glucosa y la celobiosa respectivamente, ε es el espacio cubierto de celulosa por parte de la enzima, i es la fracción total de enzima activa en el complejo, y ϕ es el espacio de celulosa no ocupado (libre)	Las variables controladas fueron la concentración de sustrato inicial, de producto, alimentación de enzima y tiempo, analizándose las relaciones entre los parámetros en el modelo HCH-1 y la conversión del sustrato
-------------------	---	---	---

2.3. ANÁLISIS Y JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO EN EL SENO DE LA INDUSTRIA

La industria local *Destilerías Arehucas S. A.*, debido al interés y su política de sostenibilidad ambiental, se encuentra en un proceso de transformación hacia un modelo más viable desde el punto de vista medioambiental, iniciando la transformación de sus cultivos a ecológicos, por un lado, y con una política de cero emisiones, por otro lado, con la misión de disminuir la huella de carbono en consonancia con los Objetivos de Desarrollo Sostenible, concretamente con ODS 13 propuestos por la Comisión Europea. [74]

Por todo ello, el Doctorado Industrial que se ha realizado en las *Destilerías Arehucas S.A.*, bajo el amparo del Programa de Doctorado Química Mecánica y Fabricación de la Universidad de Las Palmas de Gran Canaria, plantea desarrollar un modelo que implica el aprovechamiento de los residuos lignocelulósicos generados durante la fabricación de aguardientes de caña de azúcar, ya que, en la actualidad, carecen de valor añadido y su abandono medioambiental generaría, como es obvio, un serio problema en el entorno.

2.3.1. PRODUCCIÓN ACTUAL DE ETANOL 1G

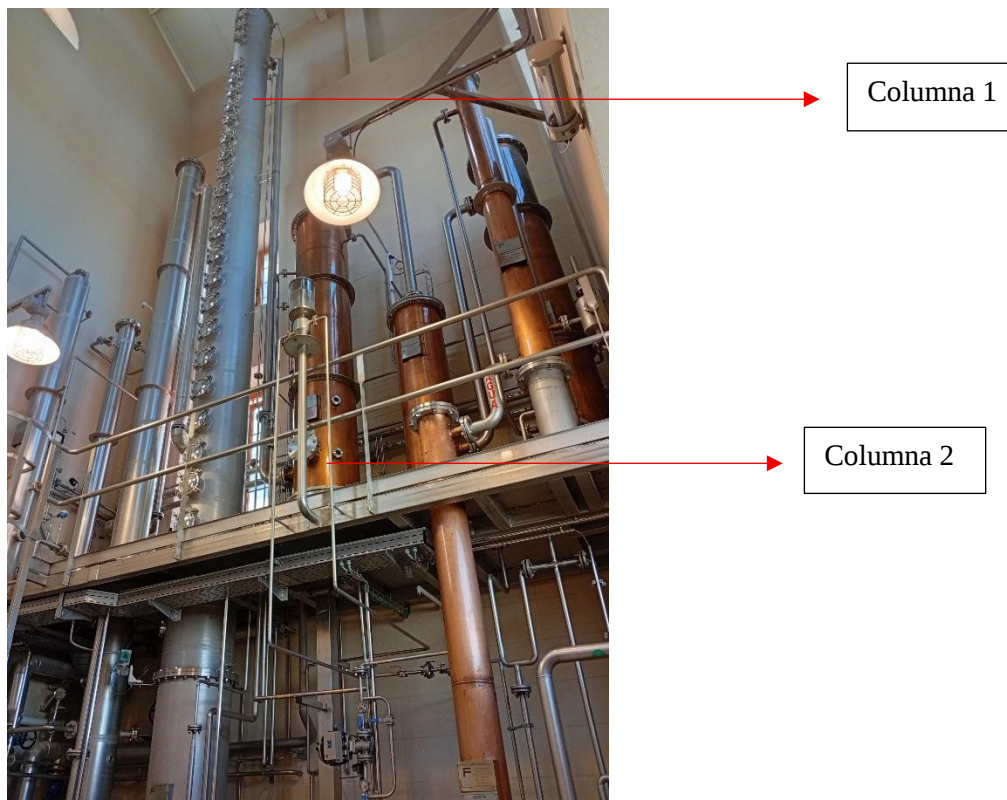
Destilerías Arehucas S.A., en la actualidad, cuenta con dos instalaciones bien diferenciadas para la producción de Etanol.

2.3.1.1. Instalaciones ubicadas en C/Era de San Pedro 02, 35400, Arucas, Las Palmas

En estas instalaciones se produce por un lado un aguardiente de jugo de caña con una capacidad de producción máxima de 300 litros por hora. Por otro lado, en la instalación también se encuentra la zona de elaboración, añejamiento y envasado de diferentes bebidas espirituosas, contando con 4 800 barricas de madera de 225 litros para el envejecimiento, y tres líneas de envasado que permiten una producción nominal de 30 000 botellas por hora.

Destilería de aguardiente (<80% vol.)

Se trata de una columna que consume vapor directo, con calefacción mediante “*hervidor*” y flujo descendente, opera en condiciones de vacío, la construcción de los platos de la columna es de acero AISI 304 en la etapa de evaporación (columna 1) y en la etapa de concentración (columna 2) la columna es de cobre con platos de campana invertida de 100 mm de diámetro sobre virolas de acero inoxidable. En cuanto a los condensadores son todos de cobre, como peculiaridad del montaje, el primer condensador actúa como intercambiador de calor entre el vapor alcohólico y el vino (<10% C₂H₆O), precalentando a 45-50°C este último antes de la entrada en la columna 1.



La instalación cuenta con una etapa de concentración de vinaza para su uso como fertilizante, y, el aprovechamiento del agua evaporada para el proceso. Se dispone de una evaporación de varias etapas las dos primeras son de flujo descendente y una tercera de recirculación forzada, consiguiendo una concentración final de 55-60% D.M.S.

2.3.1.2. Instalaciones ubicadas en C/Buzo 05, 35214, Telde, Las Palmas

Se trata de una destilería de alcoholes limpios, es decir, los equipos de destilación no pueden recibir ni vinos ni mostos fermentados. La instalación cuenta con dos grupos de destilación de 20,000 litros/día y 40,000 litros/día de capacidad de producción de alcohol >96% trabajando a presión atmosférica.

La instalación tiene una capacidad de almacenamiento 4,350 m³ además cuenta con 8 depósitos de proceso de 19.5 m³ cada uno.

Cada grupo de destilación opera cuenta con tres columnas de destilación/rectificación de alcohol etílico:

Columna hidro selectora (C-536)

Está construida en acero inoxidable, tiene por misión eliminar las impurezas que tenga la materia prima distintas al etanol y el agua.

Para ello se introduce en esta columna la materia prima procedente de los depósitos de almacenamiento, la cual es mezclada con agua procedente de las vinazas de la C-540 en

el interior de la columna, hasta bajar su concentración, a entre 10-15%v/v, la parte de la columna donde se realiza esta mezcla se denomina decantador, ya que al mezclar el agua caliente, con el alcohol y el vapor se produce un proceso de decantación con lo que conseguimos separar en el argot del sector los aceites pesados, estos son alcoholes pesados producidos durante la fermentación. Por la parte alta de esta columna se separan y eliminan las impurezas con un punto de ebullición inferior al del etanol llamados comúnmente “cabezas” (excepto el metanol), las cuales van a los depósitos de impurezas D-8, D-9 o D-10

El alcohol centro constituido por etanol, metanol e impurezas afines a esta mezcla, se extrae por el pie de la columna a una concentración alcohólica aproximada del 10%v/v con destino a la siguiente columna.

Columna rectificadora (C-540)

Esta construida en acero inoxidable y cobre, esta columna esta alimentada por el alcohol centro descrito anteriormente, procedente de la C-536, esta columna tiene por misión separar el agua, y componentes con punto de ebullición superior al etanol “colas”

La alimentación de esta columna se efectúa por debajo del centro de la columna, los componentes más pesados que el agua, junto con esta se extraen por la parte más baja de la columna (pie), y constituyen las llamadas “vinazas” los componentes más pesados que el etanol “colas” se extraen por el centro de la columna con destino a los depósitos de impurezas, y el alcohol “centro”, exento de impurezas, exceptuando al metanol, es extraído por la parte alta de la columna con destino a la siguiente columna.

Columna desmetilizadora (C-550)

Esta construida en cobre, esta columna está diseñada para separar exclusivamente el metanol, ya que, al tener un punto de ebullición muy próximo al etanol no se consigue separar en las etapas anteriores.

Dicho alcohol “centro” procedente de la columna C-540 es introducido en la mitad de la columna, y el metanol, al ser ligeramente más volátil, se eleva y lo extraemos por la parte alta, el etanol desciende hasta el pie donde es extraído.

2.3.2. PRODUCCIÓN ACTUAL DE BAGAZO DE CAÑA

El bagazo se produce únicamente en las instalaciones situadas en Arucas, la capacidad de procesamiento de la caña es de 25 000 kilogramos por día, el bagazo en base húmeda (52% HR) constituye el 28-30% de la caña, es por lo que la instalación dispone entre 7 000 y 7 500 kilogramos de bagazo en base húmeda por día.

2.3.2.1. Balance de materia

Se considera el diagrama de flujo del proceso completo, es decir, tanto la parte existente como la propuesta (líneas auxiliares de color rosa).

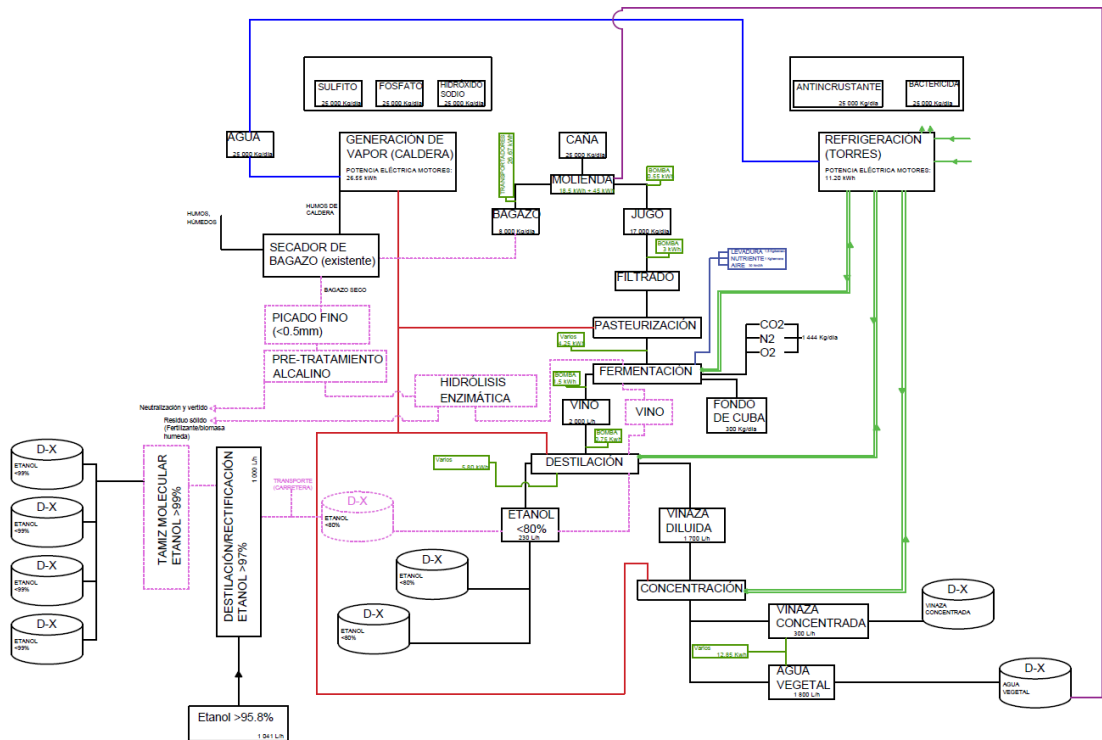


Fig. 14. Diagrama de flujo de proceso completo

Instalaciones ubicadas en C/Era de San Pedro 02, 35400, Arucas, Las Palmas

Con el diagrama de flujo anterior disponemos del siguiente balance de materia real, con los flujos reales del proceso, es necesario tener en cuenta que existen pequeñas diferencias entre entradas y salidas principalmente debidas a las incrustaciones en los procesos térmicos por un lado, y por el otro a que cada uno de los elementos debemos considerarlo siempre con una carga residual para el correcto funcionamiento, es decir, siempre habrá algo de producto en la base de la columna de destilación y en los intercambiadores.

Tabla 7. Balance de materia, Molienda

Proceso: MOLIENDA									
Entradas					Salidas				
Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.	Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.
Caña de azúcar	17,000	kg/día	2,125	kg/h	Bagazo	5,100	kg/día	637.5	kg/h
Agua	2,800	kg/día	350	kg/h	Jugo	14,000	kg/día	1,750	kg/h

Tabla 8. Balance de materia, Pasteurizado

Proceso: PASTEURIZADO									
-----------------------	--	--	--	--	--	--	--	--	--

Entradas					Salidas				
Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.	Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.
Jugo	14,000	kg/día	2,125	kg/h	Jugo	14,000	kg/día	1,750	kg/h
Vapor	367.56	kg/día	45.94	kg/h	Retorno de condensados	≈360	kg/día	≈45	kg/h

Tabla 9. Balance de materia, Fermentación

Proceso: FERMENTACIÓN									
Entradas					Salidas				
Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.	Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.
Jugo Pasteurizado	14,000	kg/día	2,125	kg/h	Vino (≈8% vol.)	13,210	kg/día	1,651.25	kg/h
Agua Refrigeración (Recirculada)					CO ₂ 98.8%	777.29	kg/día	32.38	kg/h
					N ₂ 0.2%	1.57		0.065	
					O ₂ <0.1%	0.78		0.032	
					Etanol				
					Gases <0.8%	6.30		0.26	
					Agua Refrigeración (Recirculada)	≈12 969	kg/día	≈1 621.12	kg/h

Tabla 10. Balance de materia, Destilación

Proceso: DESTILACIÓN									
Entradas					Salidas				
Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.	Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.
Vino (≈8% vol.)	13,210	kg/día	1,651.25	kg/h	Aguardiente 70% vol.	1,550	L/día	193.75	L/h
Vapor	2,750.88	kg/día	343.86	kg/h	Vinaza diluida	11,660	kg/día	1,457.5	kg/h
Agua refrigeración (Recirculada)	4,126.60	Kg/día	515.82	Kg/h	Agua refrigeración (Recirculada)	≈4,126	kg/día	≈515	kg/h
					Retorno de condensados	≈2 700	kg/día	≈337.5	kg/h

Tabla 11. Balance de materia, Evaporación

Proceso: CONCENTRACIÓN DE VINAZA (EVAPORADORES)									
Entradas					Salidas				
Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.	Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.
Vinaza diluida	14,400	L/día	1,800	L/h	Vinaza concentrada	2,400	L/día	300	L/h
Vapor	4,000	kg/día	500	kg/h	Agua evaporada	11,640	kg/día	1,455	kg/h
Agua refrigeración (Recirculada)	25,032	L/día	3,129	L/h	Agua refrigeración (Recirculada)	≈24,800	kg/día	≈3,100	kg/h

					Retorno condensados	de	≈4,000	kg/día	≈500	kg/h
--	--	--	--	--	------------------------	----	--------	--------	------	------

Instalaciones ubicadas en C/Buzo 05, 35214, Telde, Las Palmas.

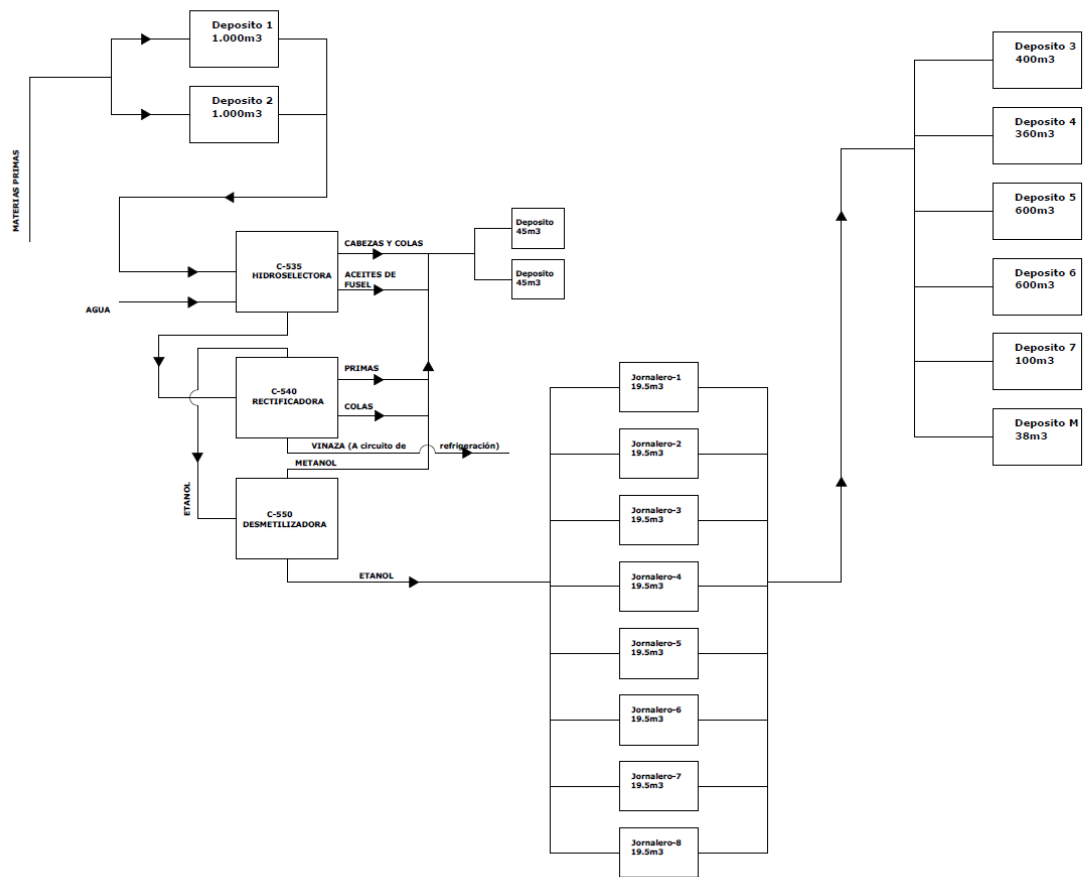


Fig. 15. Diagrama de bloques, Alcohola Salinetas (1987)

Tabla 12. Balance de materia, Destilería Salinetas, Etanol>95%

Proceso: DESTILACIÓN (FLEMAS)									
Entradas					Salidas				
Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.	Denominación	Cantidad	Ud.	Cantidad	Ud.
Alcohol	20,000	L/día	833.33	kg/h	Alcohol (96%-97% Max.)	19,950	L/día	831.25	L/h
Agua (Hidro selectora)	107	m3/día	4.48	m3/h	Vinazas	106.99	m3/día	4.458	m3/h

					Cabezas y colas	44.7	L/día	1.86	L/h
--	--	--	--	--	-----------------	------	-------	------	-----

2.3.2.2. Análisis de costos

Instalaciones ubicadas en C/Era de San Pedro 02, 35400, Arucas, Las Palmas

Proceso: MOLIENDA					
<i>Denominación</i>	<i>Cantidad</i>	<i>C.U.</i>	<i>Ud.</i>	<i>Total</i>	<i>Total, Jornada (8 horas)</i>
Caña de azúcar	17,000	0.57	€/kg	9,690	9,690
Energía	18.35	0.14	kW	2.569	20.552
Personal	5	0.17	€/h	0.85	6.8
Proceso: PASTEURIZADO					
<i>Denominación</i>	<i>Cantidad</i>	<i>C.U.</i>	<i>Ud.</i>	<i>Total</i>	<i>Total, Jornada (8 horas)</i>
Vapor (Gasoil)	3.25	1.19	€/L	3.8675	30.94
Energía	3.105	0.14	kW	0.4347	3.4776
Personal	2	0.08	€/h	0.16	1.28
Proceso: FERMENTACIÓN					
<i>Denominación</i>	<i>Cantidad</i>	<i>C.U.</i>	<i>Ud.</i>	<i>Total</i>	<i>Total, Jornada (8 horas)</i>
Levadura	60	1.19	€/kg	71.4	71.4
Energía (Soplante)	3.23	0.14	kW	0.4522	3.6176
Proceso: DESTILACIÓN					
<i>Denominación</i>	<i>Cantidad</i>	<i>C.U.</i>	<i>Ud.</i>	<i>Total</i>	<i>Total, Jornada (8 horas)</i>
Vapor (Gasoil)	24.31	1.19	€/L	28.929	231.4312
Energía	3.35	0.14	kW	0.469	3.752
Personal	2	0.08	€/h	0.16	1.28
Proceso: CONCENTRACIÓN DE VINAZAS (EVAPORADORES)					
<i>Denominación</i>	<i>Cantidad</i>	<i>C.U.</i>	<i>Ud.</i>	<i>Total</i>	<i>Total, Jornada (8 horas)</i>
Vapor (Gasoil)	35.45	1.19	€/L	42.186	337.484
Energía	4.66	0.14	kW	0.6524	5.2192
Personal	2	0.08	€/h	0.16	1.28
Total, coste por litro de Aguardiente, producción diaria de 1 550 L.					
6.71 €/L					

En este análisis de costes solo se han tenido en cuenta los insumos directos del proceso, no se han indicado los relativos a la amortización de la maquinaria ni los indirectos del proceso, se sabe, por los datos que aporta la empresa, que si se introducen éstos, el coste total por litro de aguardiente, ascendería a $10.31 \text{ €} \cdot \text{L}^{-1}$, el cual provocaría que la industria no fuese competitiva en la elaboración de aguardiente y su incorporación al mercado internacional donde, como media, dicho coste ($<80\% \text{v/v}$) es inferior a $4 \text{ €} \cdot \text{L}^{-1}$.

2.4. CARACTERIZACIÓN DEL MATERIAL LIGNOCELULÓSICO “BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR”.

La composición del bagazo de caña ha sido ampliamente analizada al ser esta fuente de biomasa muy abundante en regiones como Brasil o India, es por ello por lo que se puede presentar el siguiente cuadro de composición de dicho bagazo, a modo de resumen:

Tabla 13. Caracterización del bagazo de caña de azúcar

Celulosa (%)	Hemicelulosa (%)	Lignina (%)	Extractos (%)	Cenizas (%)	Referencia
33.00	21.50	28.50	9.00	-	[75]
41.80	28.00	21.80	-	-	[76]
42.00	29.00	10.00	-	5.50	[77]
45.40	28.70	23.40	-	2.70	[78]
45.00	15.50	25.00	-	-	[79]
39.99%	21.82%	26.51%	7.41%	1.40%	[80]
42.40%	25.20%	19.70%	9.99%	3.01%	[81]
40.45%	24.12%	18.86%	10.72%	5.85%	[82]
39.50%	27.80%	19.80%	-	-	[83]
42.80%	27.60%	26.40%	7.20%	0.90%	[84]
40.50%	35.20%	23.70%	-	-	[85]
41.50%	24.20%	23.70%	9.50%	1.30%	[86]
36.90%	26.30%	19.20%	12.70%	-	[87]
45.00%	35.00%	10.00%	-	-	[88]
38.30%	20.10%	29.00%	6.00%	-	[89]
30.90%	28.20%	9.60%	11.40%	12.80%	[90]
42.30%	28.40%	22.60%	5.60%	1.20%	[91]
43.10%	20.40%	19.10%	-	1.40%	[92]
37.50%	21.90%	30.20%	-	-	[93]
39.80%	17.20%	22.30%	4.50%	3.70%	[94]

2.5. CONVERSIÓN DEL MATERIAL LIGNOCELULÓSICO MEDIANTE HIDRÓLISIS ÁCIDA Y ENZIMÁTICA

2.5.1. MATERIALES

Instalaciones experimentales

CAPITULO II

Todas las experiencias se han realizado en el laboratorio de calidad de la empresa Destilerías Arehucas S.A., sito en Calle Era de San Pedro 02, 35400 Arucas, Las Palmas.

Equipo de hidrólisis

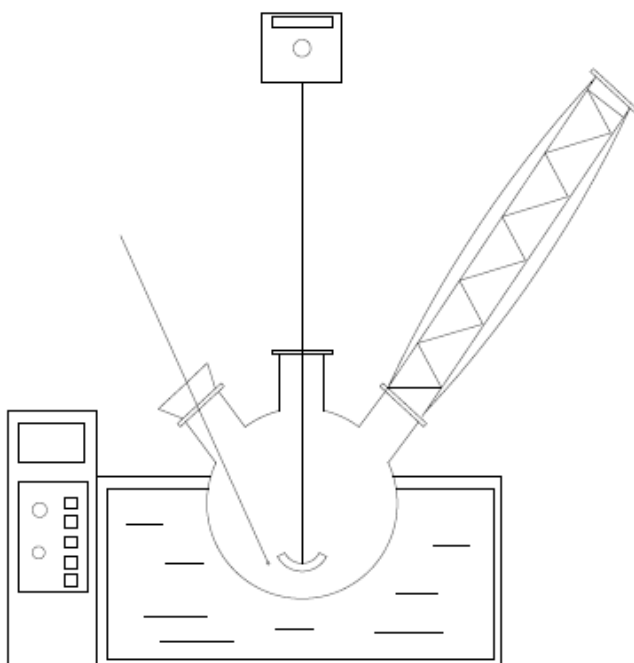


Fig. 16. Equipo de hidrólisis

Las experiencias llevadas a cabo en la hidrólisis enzimática se han realizado en el mismo reactor que para la hidrólisis ácida, con la única diferencia del rango de temperaturas entre una experiencia y otra.

Equipo de fermentación.

Baño de aceite/agua, JP Selecta, para temperaturas regulables desde ambiente + 5 ° C hasta 200 ° C. Estabilidad +/- 2 ° C.

Matraz redondo de tres bocas de vidrio Pyrex de 1,0 litros de capacidad.

Refrigerante de reflujo tipo Dimroth encamisado, lo que nos permite trabajar a presión ambiental manteniendo el reactor abierto evitando así pérdidas por evaporación.

Agitador de varilla digital LBX OS20, Agitador de rotación vertical con velocidad regulable entre 50 y 2200 rpm, conectado con varilla.

Varilla de agitación con áncora fija.

Cierre de agitación.

Termómetro de mercurio con escala de 0 a 210°C

Matraz esférico de tres bocas de 1 L de capacidad.

Baño de agua, NÜVE BS402, Control digital por microprocesador de tiempo y temperatura. Cámara interna de acero inoxidable. Bomba para la recirculación interna del agua.

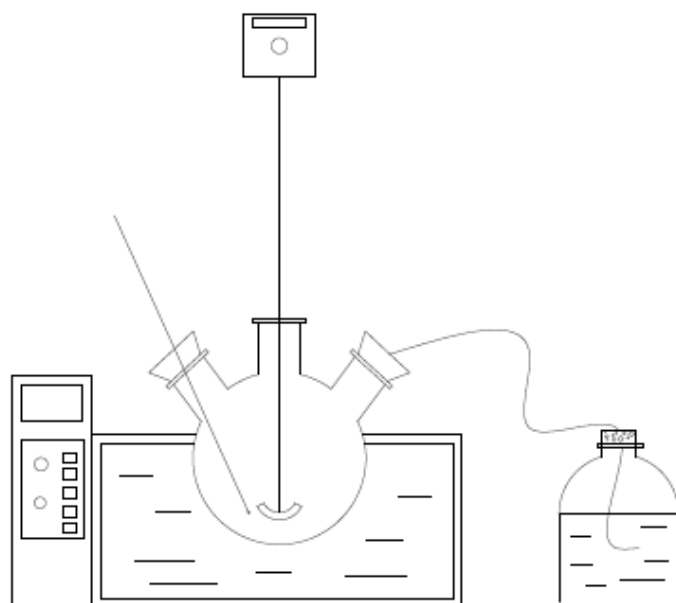


Fig. 17. Equipo de fermentación

(Bomba recirculación externa opcional) Caudal de agua impulsado por la bomba: 5 l/min. Rango de temperaturas: desde 0°C hasta 80°C. Fluctuación térmica: $\pm 0.1^\circ\text{C}$. Temporizador: de 1 min a 100 h.

Agitador de varilla digital LBX OS20, Agitador de rotación vertical con velocidad regulable entre 50 y 2200 rpm, conectado con varilla.

Varilla de agitación con ancla fija.

Cierre de agitación.

Botella de vidrio con tapón de corcho de 1 litro de capacidad con disolución hidroalcohólica para captar los gases de fermentación

Termómetro de mercurio con escala de 0 a 210°C

Otros equipos utilizados.

Se han utilizado como elementos de análisis y caracterización de los diferentes aspectos que se han desarrollado en la presente investigación la siguiente instrumentación:

- Medidor de pH, Crison modelo Basic 20
- Medidor de conductividad, Crison modelo GLP32
- Agitador magnético con placa calefactora LBX H03D series con regulador de temperatura hasta 280°C, y cuentarrevoluciones hasta 1 500 rpm.
- Analizador enológico/densímetro digital Rudolph Research Analytical, modelo DDM 2911.
- Destilador electrónico Gibertini con generador de vapor
- Analizador Anton Paar compuesto por:
 - Alcohómetro digital Alcolyzer 3001.
 - Polarímetro modular MCP 100.

- Medidor de pH 3101.
- Cromatógrafo:
 - GC 7820 Agilent.
 - Inyector automático Agilent 7693^a.
- Estufa Nahita 631/13

Reactivos.

- Hidróxido de Sodio (NaOH), PANREAC: Sodio Hidróxido lentejas (Reag. USP) para análisis, ACS, ISO CAS 1310-73-2.
- Ácido Fosfórico 85% (H₃PO₄), PANREAC: Ácido Fosfórico 85% para análisis, ACS, ISO, CAS 7664-38-2.
- Agua destilada, obtenida del retorno del condensado de la caldera de vapor.
- Bagazo de caña de azúcar, *Destilerías Arehucas S.A.* y *Destilerías Aldea S.L.*
- Reactivo de Fehling A (Chem-LAB, CL02.0601.1000).
- Reactivo de Fehling B (Chem-LAB, CL02.0602.1000).
- Enzima Cellic-Tec3, Novozymes.

2.5.2. METODOLOGÍA

2.5.2.1 Preparación del bagazo de caña

El bagazo procedente de la molienda en Destilerías Arehucas SA tiene una humedad relativa entorno al 54% y un tamaño de partícula superior a 2 cm, según Lomovsky et al. [95] el tamaño de partícula es un factor primordial en la mejora del rendimiento en la conversión de la biomasa en productos de alto valor, en este caso en Bioetanol, mejorando la eficiencia de los procesos con tamaños de partículas inferiores a 800µm, dependiendo siempre del % de lignina que tenga la materia prima a emplear.

CAPITULO II

Para alcanzar un tamaño de partícula inferior a 0.5 mm primero se secó el bagazo a pesada constante en la estufa a 80°C, y posteriormente se empleó un molino de café marca Bosch, modelo TSM6A013B, con una potencia de 180W para moler lotes de 30 gramos del bagazo seco, tamizándose y conservándose envasados al vacío hasta su uso.



Fotografía 2. Almacenamiento de bagazo molido, bolsas de vacío

2.5.2.2 Hidrólisis ácida

Las condiciones de hidrólisis ácida se han llevado a cabo con una mezcla de ácido fosfórico y acético en diferentes proporciones que han sido iguales para todas las muestras, únicamente se han variado las concentraciones de la mezcla de ácidos y la utilización de un pretratamiento o no. Se disponen de 5 gramos de bagazo con una relación masa de bagazo volumen de ácido 1/25 p/v, a una temperatura de 110°C durante una hora con agitación constante de 250 rpm.

La codificación de las muestras ha sido:

Tabla 14. Codificación de muestras, Hidrólisis ácida sin pretratamiento

Código	Concentración g·L ⁻¹	Referencia
SP-HAA20	A. Acético:0.2100	Muestra sin pretratamiento con ácido acético al 20% en volumen
SP-HAAP9010	A. Acético:0.1890	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 90/10
	A. Fosfórico:0.0255	
SP-HAAP8020	A. Acético:0.1680	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 80/20
	A. Fosfórico:0.0510	
SP-HAAP7030	A. Acético:0.1470	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 70/30
	A. Fosfórico:0.0765	
SP-HAAP6040	A. Acético:0.1260	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 60/40
	A. Fosfórico:0.1020	
SP-HAAP5050	A. Acético:0.1050	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 50/50
	A. Fosfórico:0.1275	
SP-HAAP4060	A. Acético:0.0840	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 40/60
	A. Fosfórico:0.1530	
SP-HAAP3070	A. Acético:0.0630	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 30/70
	A. Fosfórico:0.1785	
SP-HAAP2080	A. Acético:0.0420	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 20/80
	A. Fosfórico:0.2040	
SP-HAAP1090	A. Acético:0.0210	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 10/90
	A. Fosfórico:0.2295	
SP-HAP15	A. Fosfórico:0.2550	Muestra sin pretratamiento con ácido acético al 20% en volumen

2.5.2.3. Hidrólisis ácida con pretratamiento

Como pretratamiento se ha escogido el tratamiento alcalino, ya que según la bibliografía consultada presenta muchas ventajas y es un pretratamiento muy efectivo en la mejora del rendimiento en la conversión de la biomasa aumentando por encima del 80% las ratios de conversión [44,45,47,48].

Para conseguir el óptimo del rendimiento y eficiencia en cuanto a costos se realizaron experiencias variando la concentración del álcali en este caso de hidróxido de sodio (NaOH) desde 5% hasta el 30% en masa.

El procedimiento llevado a cabo en todas las muestras fue igual: Se sumergen 5 g de bagazo en 100 ml de disolución alcalina durante 7 días a temperatura ambiente, posteriormente se procede a filtrar separando el residuo sólido (bagazo pretratado) y la disolución. El bagazo pretratado se lavó con abundante agua para eliminar los restos de NaOH, hasta que el valor del pH del agua de los lavados estuvo próximo a 7.

Se realizó un ensayo por triplicado con cada una de las muestras mencionadas en la hidrólisis ácida, resultando la codificación siguiente:

Tabla 15. Codificación de muestras, Hidrólisis ácida con pretratamiento alcalino 5%

Código	Concentración g·L ⁻¹	Referencia
PB5-HAA20	A. Acético:0.2100	Hidrólisis ácida usando ácido acético al 20% en volumen, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
PB5-HAAP9010	A. Acético:0.1890	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 90/10, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0255	
PB5-HAAP8020	A. Acético:0.1680	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 80/20, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0510	
PB5-HAAP7030	A. Acético:0.1470	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 70/3, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0765	
PB5-HAAP6040	A. Acético:0.1260	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 60/40, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1020	

PB5-HAAP5050	A. Acético:0.1050	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 50/50, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1275	
PB5-HAAP4060	A. Acético:0.0840	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 40/60, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1530	
PB5-HAAP3070	A. Acético:0.0630	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 30/70, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1785	
PB5-HAAP2080	A. Acético:0.0420	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 20/80, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.2040	
PB5-HAAP1090	A. Acético:0.0210	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 10/90, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)
	A. Fosfórico:0.2295	
PB5-HAP15	A. Fosfórico:0.2550	Hidrólisis ácida usando ácido fosfórico al 15% en volumen, con pretratamiento alcalino (7 días 5% NaOH)

Tabla 16.Codificación de muestras, Hidrólisis ácida con pretratamiento alcalino 10%

Código	Concentración g·L ⁻¹	Referencia
PB10-HAA20	A. Acético:0.2100	Hidrólisis ácida usando ácido acético al 20% en volumen, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
PB10-HAAP9010	A. Acético:0.1890	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 90/10, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0255	
PB10-HAAP8020	A. Acético:0.1680	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 80/20, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0510	

PB10-HAAP7030	A. Acético:0.1470	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 70/3, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0765	
PB10-HAAP6040	A. Acético:0.1260	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 60/40, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1020	
PB10-HAAP5050	A. Acético:0.1050	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 50/50, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1275	
PB10-HAAP4060	A. Acético:0.0840	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 40/60, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1530	
PB10-HAAP3070	A. Acético:0.0630	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 30/70, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1785	
PB10-HAAP2080	A. Acético:0.0420	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 20/80, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.2040	
PB10-HAAP1090	A. Acético:0.0210	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 10/90, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)
	A. Fosfórico:0.2295	
PB10-HAP15	A. Fosfórico:0.2550	Hidrólisis ácida usando ácido fosfórico al 15% en volumen, con pretratamiento alcalino (7 días 10% NaOH)

Tabla 17.Codificación de muestras, Hidrólisis ácida con pretratamiento alcalino 15%

Código	Concentración g·L ⁻¹	Referencia
PB15-HAA20	A. Acético:0.2100	Hidrólisis ácida usando ácido acético al 20% en volumen, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)

PB15-HAAP9010	A. Acético:0.1890	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 90/10, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0255	
PB15-HAAP8020	A. Acético:0.1680	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 80/20, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.0510	
PB15-HAAP7030	A. Acético:0.1470	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 70/3, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)0
	A. Fosfórico:0.0765	
PB15-HAAP6040	A. Acético:0.1260	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 60/40, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1020	
PB15-HAAP5050	A. Acético:0.1050	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 50/50, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1275	
PB15-HAAP4060	A. Acético:0.0840	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 40/60, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1530	
PB15-HAAP3070	A. Acético:0.0630	Muestra sin pretratamiento con mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 30/70, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.1785	
PB15-HAAP2080	A. Acético:0.0420	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 20/80, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.2040	
PB15-HAAP1090	A. Acético:0.0210	Hidrólisis ácida usando mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 10/90, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)
	A. Fosfórico:0.2295	
PB15-HAP15	A. Fosfórico:0.2550	Hidrólisis ácida usando ácido fosfórico al 15% en volumen, con pretratamiento alcalino (7 días 15% NaOH)

2.5.2.4. Hidrólisis enzimática

En esta hidrólisis se ha empleado la enzima Cellic CTec 3 de Novozymes. A partir del conocimiento previo de las experiencias llevadas a cabo en la hidrólisis ácida, se han tomado 5 g de bagazo seco y se realizaron tres ensayos: El primero, y, que se ha tomado como control, es la hidrólisis enzimática sin ningún tipo de pretratamiento, para el segundo se ha tomado un pretratamiento ácido o una “*pre-hidrólisis*” con la mezcla de ácidos que resultó más efectiva en cuanto a conversión (HAAP 30/70) y, finalmente, se realizó un ensayo con un pretratamiento alcalino usando hidróxido de sodio al 10%, ya que se comprobó que a valores de concentración más elevados, se forman inhibidores de la fermentación, y, el tratamiento se vuelve muy agresivo degradando el material.

Tabla 18. Codificación de muestras, Hidrólisis enzimática

Código	Concentración g·L ⁻¹	Referencia
TE		Hidrólisis enzimática sin pretratamiento
PATE	A. Acético:0.0630	Hidrólisis enzimática con pretratamiento de mezcla de ácido acético al 20% y ácido fosfórico al 15% en relación Acético/fosfórico 30/70
	A. Fosfórico:0.1785	
PBTE		Hidrólisis enzimática con pretratamiento alcalino 7 días 10% NaOH

2.5.2.6. Determinación de azúcares reductores.

La determinación de azúcares se ha realizado de acuerdo con el método AOAC Official Method 968.28[96], para la realización correcta de este método hemos tenido que utilizar un paso previo que es la denominada “*defecación plúmbica*” [97] para la eliminación de las posibles interferencias que pudieran ocurrir durante el análisis.

La *defecación plúmbica* se lleva a cabo preparando 500 ml de una disolución al 25% p/p de acetato de plomo (II) trihidratado a la que se le adicionan 45 ml de muestra de la disolución obtenida de la hidrólisis de los 5 gramos de bagazo en cada uno de los tratamientos y 5 ml de esta disolución, agitando vigorosamente, dejando reposar al menos 15 minutos. Tras esto filtramos la muestra y la almacenamos.

Para la determinación de azúcares reductores empleamos Reactivo de Fehling A y B, asimismo y, para la determinación del factor de Fehling, debemos conocer la concentración de azúcares reductores de una disolución patrón, con la que realizaremos una recta de regresión, es por ello, que preparamos una disolución del mencionado estándar de 50 g·L⁻¹.

Tanto para la determinación del patrón como de las muestras seguiremos el mismo esquema:

- En un Erlenmeyer apropiado dispondremos de 5 ml de Fehling A y 5 ml de Fehling B, y 40 ml de agua.
- Llevamos a ebullición esta mezcla.
- En una bureta se dispone la disolución de la muestra problema cuyo contenido en azúcares reductores se quiere determinar.
- Se comienza la valoración a razón de 1 gota cada 3 segundos, sin que deje de hervir.
- El punto final de la valoración se alcanza cuando la disolución vira de azul celeste a rojo.
- Se anotan los valores volumétricos alcanzados.

Una vez se han realizado todas las valoraciones se comparan las mismas con el resultado de la disolución patrón, y se obtendrán los valores de concentración correspondiente a los azúcares reductores libres en la disolución, este procedimiento se realizará por triplicado.

2.5.2.7. Difracción de Rayos X.

Las condiciones que se usaron fueron: Tubo de rayos X con ánodo de Cu(K α) con un voltaje aplicado de 40 kV y con una corriente de 40 mA (1600 W). El equipo fue Bruker modelo D8 ADVANCE A25 y en todas las experiencias se empleó un paso de barrido en términos de ángulos de 0.05, lo que equivale, en tiempo, a 4 s por paso. El barrido se efectuó entre 5° y 80° en 2 θ . Para la determinación de la cristalinidad de las muestras (CI), se usó el índice de cristalinidad relativo basado en las posiciones de la señal más intensa del difractograma (2 θ = 22°) y la onda característica de la presencia de amorfos (2 θ = 18°), de acuerdo con la ecuación propuesta por Segal et al. en 1959 [98].

Ecuación 3. Modelo propuesto para la determinación de la cristalinidad [98]

$$CI = \left(\frac{I_{22^\circ} - I_{18^\circ}}{I_{22^\circ}} \right) \cdot 100$$

Donde I_{22° se corresponde con el valor máximo de intensidad para la reflexión reticular de la celulosa I (002) y el valor I_{18° es el valor máximo de intensidad de la banda ancha correspondiente a la porción amorfa de la muestra.

2.5.2.8. Espectrofotometría infrarroja de Transformadas de Fourier (FTIR)

Se ha empleado un Espectrofotómetro de Infrarrojo de Transformadas de Fourier (FTIR) Nicolet de Thermo Fisher modelo IS10. Y ventanas de CaF₂ acopladas en las celdas adecuadas para la transmisión. En todas las experiencias se ha usado una celda con ventanas vacías para establecer el Background (o línea base). En la obtención de los interferogramas

se ha suministrado al compartimento muestral, de forma continua, un flujo controlado de aire seco y descarbonatado.

- Una banda ancha alrededor de 3411 cm^{-1} y 2920 cm^{-1} que se asignan, respectivamente, a las vibraciones stretching de los OH y de los C-H y $-\text{CH}_2-$. Son características de la celulosa, hemicelulosa y lignina que contiene la muestra de bagazo procedente de la caña de azúcar [99].
- La banda entre 1750 cm^{-1} se corresponde con la vibración de los grupos carbonilos ($\text{C}=\text{O}$), debido, fundamentalmente, a la presencia de ésteres acetilo y también los grupos aldehído de la hemicelulosa y lignina [100].
- Una banda a 1639 cm^{-1} se asocia a la fuerte interacción entre la celulosa y el agua. Las bandas a 1507 cm^{-1} y 1460 cm^{-1} se correlacionan con las vibraciones de tensión en el anillo aromático ($\text{C}=\text{C}$) y las deformaciones (C-H) en los metilos, metilenos y grupos metoxi de la lignina. La banda a 1250 cm^{-1} se corresponde con la vibración de los grupos $-\text{COO}$ acetilos de la hemicelulosa.[101].
- Una banda centrada entre 1330 y 1370 cm^{-1} se atribuye a las vibraciones C-O en los anillos aromáticos en la celulosa.[102].
- Una banda a 1162 cm^{-1} que es atribuida al estiramiento asimétrico del enlace C-O-C de la celulosa.[102].
- La banda a 1050 cm^{-1} se corresponde con la vibración del enlace O-H en los grupos C-OH de la hemicelulosa y lignina [101].

2.5.2.9. Fermentación.

La fermentación de los azúcares, tras la realización de la hidrólisis, se ha llevado a cabo, realizando, previamente, varias pruebas con diferentes levaduras, todas ellas pertenecientes al grupo de las *Sacharomyces cerevisiae* de diferentes proveedores.

Es necesario mencionar varios aspectos referentes a la fermentación de este tipo de azúcares, el primero de ellos es que estamos trabajando con disoluciones que poseen un contenido en azúcares bajo. Adicionalmente, tras el tratamiento ácido y, su correspondiente neutralización, el medio no es favorable para el desarrollo de las levaduras, se trata de un medio hipertónico con una conductividad superior a $40\,000\text{ }\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-2}$. A pesar de que en mucha de la bibliografía citada a lo largo de esta memoria de Tesis Doctoral, se trata de un impedimento muy importante que se debe tener presente, dado que, aun optimizando la obtención de azúcares, éstos serán difícilmente fermentables, al tratarse de un medio salino. No obstante, existen técnicas de centrifugación e incluso de adaptación de estos microorganismos a los medios hipertónicos que pueden ser factibles de ser usadas para mejorar la fermentación de las muestras que pueden ser aplicadas, en proyectos similares al de este trabajo de Tesis Doctoral, en el futuro.

Todas las muestras que se han hidrolizado en diferentes condiciones de concentraciones de ácido, hidrólisis enzimática con y sin pretratamiento se han tratado de la siguiente manera para su fermentación:

- Ajuste a pH 4, este valor es el óptimo de crecimiento de las levaduras según las indicaciones del fabricante.
- Se realizan varias diluciones de 100 ml para disminuir la salinidad de las muestras, (1/10, 1/4, 1/2)
- Se adiciona para mejorar las condiciones de fermentación, los conocidos en la industria como “*Non Sugars*” que, son micronutrientes que necesita la levadura para su correcto desarrollo, en este caso una fuente de NPK comercial.
- Asimismo, y como medio para el desarrollo de la levadura se prepara una dilución con melaza de caña de azúcar y la fuente de NPK descrita anteriormente.
- Se pesa exactamente 1 g de levadura *Sacharomyces cerivisae*, y se añade a la disolución preparada de melaza y NPK y cuando la fermentación arranca se transfieren 5 ml de esta disolución a las muestras.
- Finalmente, se mantienen a temperatura ambiente durante 5 días hasta que la fermentación culmine.

2.5.2.10. Determinación de congéneres (otras sustancias distintas del Etanol).

Se emplea un cromatógrafo HP Agilent modelo 7820 con helio como gas portador y equipado con un detector FID operado en gradiente térmico y con una columna INNOWax (30 m, 0.32mm, 0.25µm). Las condiciones de cromatografía han sido (1) 35 °C por 2 min; (2) 80 °C por 2 min (rampa, 5 °C·min⁻¹); (3) 120 °C por 2 min (rampa, 30 °C·min⁻¹); 200°C por 2 min (rampa, 30 °C·min⁻¹). Un post-run es necesario y se realiza a 250 °C durante 12 minutos. La calibración del método ha sido llevada a cabo empleando 4-metil-2-pentanol (CAS 108-11-2) como estándar interno. Las sustancias analizadas han sido acetaldehído (CAS 75-07-0, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 1.47 min), acetato de etilo (CAS 141-78-6, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 2.38 min), metanol (CAS 67-56-1, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 2.53 min), 1-propanol (CAS 71-23-8, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 4.65 min), isobutanol (CAS 78-83-1, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 5.70 min), 1-butanol (CAS 71-36-3, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 7.10 min), isoamyl alcohol (3-methyl-butan-1-ol) (CAS 123-51-3, MERCK, SIGMA ALDRICH) (t_R = 8.50 min), ácido acético (CAS 64-19-7, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 13.10 min), y furfural (CAS 98-01-1, MERCK, SIGMA ALDRICH) (t_R = 12.96 min).

2.5.3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

2.5.3.1 Hidrólisis.

Hidrólisis ácida

El primer paso ha sido la optimización de la concentración de la mezcla de ácido y la de álcali para que en el pretratamiento se consiga la mejor tasa de conversión del material lignocelulósico en azúcares fermentables, que según Rodolfo M. Vegas et al. se sitúa en 537 mg·g⁻¹ de bagazo [103], para realizar otras comparativas se decidió también determinar la conversión en función del contenido en celulosa, en celulosa y en hemicelulosa.

Tabla 19. Resultados de conversión de hidrólisis ácida

Mezcla de ácidos sin pretratamiento									
<i>Id.</i>	Ácido Acético (g/L)	Ácido fosfórico (g/L)	Volumetría (ml)	Azúcares reductores (g)	Desviación típica (g)	Varianza (g)	Conversión % [103]	Conversión en función del contenido de celulosa (%)	Conversión en función del contenido de celulosa y hemicelulosa (%)
SP-HAA20	0.2100	0.0000	3.35	0.6009	0.003955	1E-05	22.38%	29.44%	18.91%
SP-HAAP9010	0.1890	0.0255	3.35	0.6073	0.004221	1.2E-05	22.62%	29.75%	19.11%
SP-HAAP8020	0.1680	0.0510	3.33	0.6343	0.006147	2.5E-05	23.62%	31.07%	19.96%
SP-HAAP7030	0.1470	0.0765	3.33	0.6368	0.003904	1E-05	23.72%	31.19%	20.04%
SP-HAAP6040	0.1260	0.1020	3.30	0.6899	0.000336	7.5E-08	25.70%	33.80%	21.71%
SP-HAAP5050	0.1050	0.1275	3.33	0.6433	0.002188	3.2E-06	23.96%	31.51%	20.24%
SP-HAAP4060	0.0840	0.1530	3.32	0.6485	0.001572	1.6E-06	24.15%	31.77%	20.40%
SP-HAAP3070	0.0630	0.1785	3.32	0.6496	0.000473	1.5E-07	24.19%	31.82%	20.44%
SP-HAAP2080	0.0420	0.2040	3.32	0.6545	0.004784	1.5E-05	24.38%	32.06%	20.59%
SP-HAAP1090	0.0210	0.2295	3.33	0.6396	0.000608	2.5E-07	23.82%	31.33%	20.12%
SP-HAP15	0.0000	0.2550	3.06	1.0849	0.385332	0.09899	40.41%	53.14%	34.13%
Mezcla de ácidos pretratamiento (NaOH 5% -7 días)									
<i>Id.</i>	Ácido Acético (g/L)	Ácido fosfórico (g/L)	Volumetría (ml)	Azúcares reductores (g)	Desviación típica (g)	Varianza (g)	Conversión (%) [103]	Conversión en función del contenido de celulosa (%)	Conversión en función del contenido de celulosa y hemicelulosa (%)
PB5-HAA20	0.2100	0.0000	3.10	1.0192	0.004153	1.1E-05	37.96%	49.93%	32.07%
PB5-HAAP9010	0.1890	0.0255	3.07	1.0669	0.004432	1.3E-05	39.74%	52.26%	33.57%
PB5-HAAP8020	0.1680	0.0510	3.05	1.0943	0.006455	2.8E-05	40.76%	53.60%	34.43%
PB5-HAAP7030	0.1470	0.0765	3.06	1.0769	0.004099	1.1E-05	40.11%	52.75%	33.88%
PB5-HAAP6040	0.1260	0.1020	3.06	1.0802	0.000353	8.3E-08	40.23%	52.91%	33.98%
PB5-HAAP5050	0.1050	0.1275	3.07	1.0604	0.042358	0.0012	39.49%	51.94%	33.36%
PB5-HAAP4060	0.0840	0.1530	3.10	1.0192	0.00165	1.8E-06	37.96%	49.92%	32.06%
PB5-HAAP3070	0.0630	0.1785	3.05	1.0904	0.000496	1.6E-07	40.61%	53.41%	34.30%
PB5-HAAP2080	0.0420	0.2040	3.01	1.1555	0.005024	1.7E-05	43.03%	56.60%	36.35%

CAPITULO II

PB5-HAAP1090	0.0210	0.2295	3.02	1.1409	0.03416	0.00078	42.49%	55.89%	35.89%
PB5-HAP15	0.0000	0.2550	2.63	1.7870	0.017138	0.0002	66.56%	87.54%	56.22%
Mezcla de ácidos pretratamiento (NaOH 10% -7 días)									
<i>Id.</i>	<i>Ácido Acético (g/L)</i>	<i>Ácido fosfórico (g/L)</i>	<i>Volumetría (ml)</i>	<i>Azúcares reductores (g)</i>	<i>Desviación típica (g)</i>	<i>Varianza (g)</i>	<i>Conversión (%)</i> [103]	<i>Conversión en función del contenido de celulosa (%)</i>	<i>Conversión en función del contenido de celulosa y hemicelulosa (%)</i>
PB10-HAA20	0.2100	0.0000	2.86	1.3980	0.004174	1.2E-05	52.07%	68.48%	43.98%
PB10-HAAP9010	0.1890	0.0255	2.81	1.4818	0.004455	1.3E-05	55.19%	72.58%	46.62%
PB10-HAAP8020	0.1680	0.0510	2.84	1.4332	0.006487	2.8E-05	53.38%	70.20%	45.09%
PB10-HAAP7030	0.1470	0.0765	2.87	1.3858	0.00412	1.1E-05	51.61%	67.88%	43.60%
PB10-HAAP6040	0.1260	0.1020	2.87	1.3891	0.000354	8.4E-08	51.74%	68.04%	43.70%
PB10-HAAP5050	0.1050	0.1275	2.84	1.4427	0.002309	3.6E-06	53.73%	70.67%	45.39%
PB10-HAAP4060	0.0840	0.1530	2.85	1.4282	0.001659	1.8E-06	53.19%	69.96%	44.93%
PB10-HAAP3070	0.0630	0.1785	2.83	1.4494	0.000499	1.7E-07	53.98%	71.00%	45.60%
PB10-HAAP2080	0.0420	0.2040	2.87	1.3845	0.005049	1.7E-05	51.56%	67.82%	43.56%
PB10-HAAP1090	0.0210	0.2295	2.83	1.4600	0.000718	3.4E-07	54.37%	71.51%	45.93%
PB10-HAP15	0.0000	0.2550	2.55	1.9054	0.006147	2.5E-05	70.96%	93.33%	59.95%
Mezcla de ácidos pretratamiento (NaOH 15% -7 días)									
<i>Id.</i>	<i>Ácido Acético (g/L)</i>	<i>Ácido fosfórico (g/L)</i>	<i>Volumetría (ml)</i>	<i>Azúcares reductores (g)</i>	<i>Desviación típica (g)</i>	<i>Varianza (g)</i>	<i>Conversión (%)</i> [103]	<i>Conversión en función del contenido de celulosa (%)</i>	<i>Conversión en función del contenido de celulosa y hemicelulosa (%)</i>
PB15-HAA20	0.2100	0.0000	3.05	1.0934	0.050168	0.00168	40.72%	53.56%	34.40%
PB15-HAAP9010	0.1890	0.0255	3.05	1.0939	0.044439	0.00132	40.74%	53.58%	34.42%
PB15-HAAP8020	0.1680	0.0510	3.01	1.1545	0.006357	2.7E-05	43.00%	56.55%	36.32%
PB15-HAAP7030	0.1470	0.0765	3.00	1.1771	0.004037	1.1E-05	43.84%	57.66%	37.03%
PB15-HAAP6040	0.1260	0.1020	3.01	1.1603	0.000347	8E-08	43.22%	56.84%	36.51%
PB15-HAAP5050	0.1050	0.1275	2.98	1.2139	0.002263	3.4E-06	45.21%	59.46%	38.19%
PB15-HAAP4060	0.0840	0.1530	3.00	1.1692	0.001625	1.8E-06	43.55%	57.27%	36.79%
PB15-HAAP3070	0.0630	0.1785	3.00	1.1704	0.000489	1.6E-07	43.59%	57.33%	36.82%
PB15-HAAP2080	0.0420	0.2040	3.00	1.1754	0.004948	1.6E-05	43.78%	57.58%	36.98%
PB15-HAAP1090	0.0210	0.2295	3.00	1.1808	0.000704	3.3E-07	43.98%	57.84%	37.15%
PB15-HAP15	0.0000	0.2550	2.68	1.6963	0.006024	2.4E-05	63.18%	83.09%	53.37%
Mezcla de ácidos pretratamiento (NaOH 30% -7 días)									
<i>Id.</i>	<i>Ácido Acético (g/L)</i>	<i>Ácido fosfórico (g/L)</i>	<i>Volumetría (ml)</i>	<i>Azúcares reductores (g)</i>	<i>Desviación típica (g)</i>	<i>Varianza (g)</i>	<i>Conversión (%)</i> [103]	<i>Conversión en función del contenido de celulosa (%)</i>	<i>Conversión en función del contenido de celulosa y hemicelulosa (%)</i>
PB30-HAA20	0.2100	0.0000	3.28	0.7255	0.003395	7.7E-06	27.02%	35.54%	22.82%

PB30-HAAP9010	0.1890	0.0255	3.26	0.7481	0.003623	8.8E-06	27.86%	36.64%	23.54%
PB30-HAAP8020	0.1680	0.0510	3.26	0.7541	0.005277	1.9E-05	28.09%	36.94%	23.73%
PB30-HAAP7030	0.1470	0.0765	3.30	0.6863	0.003351	7.5E-06	25.56%	33.62%	21.59%
PB30-HAAP6040	0.1260	0.1020	3.26	0.7590	0.000288	5.5E-08	28.27%	37.18%	23.88%
PB30-HAAP5050	0.1050	0.1275	3.27	0.7319	0.001878	2.4E-06	27.26%	35.85%	23.03%
PB30-HAAP4060	0.0840	0.1530	3.25	0.7663	0.001349	1.2E-06	28.54%	37.54%	24.11%
PB30-HAAP3070	0.0630	0.1785	3.25	0.7673	0.000406	1.1E-07	28.58%	37.58%	24.14%
PB30-HAAP2080	0.0420	0.2040	3.25	0.7715	0.004107	1.1E-05	28.73%	37.79%	24.27%
PB30-HAAP1090	0.0210	0.2295	3.25	0.7759	0.000584	2.3E-07	28.90%	38.01%	24.41%
PB30-HAP15	0.0000	0.2550	3.04	1.1189	0.005	1.7E-05	41.67%	54.81%	35.20%

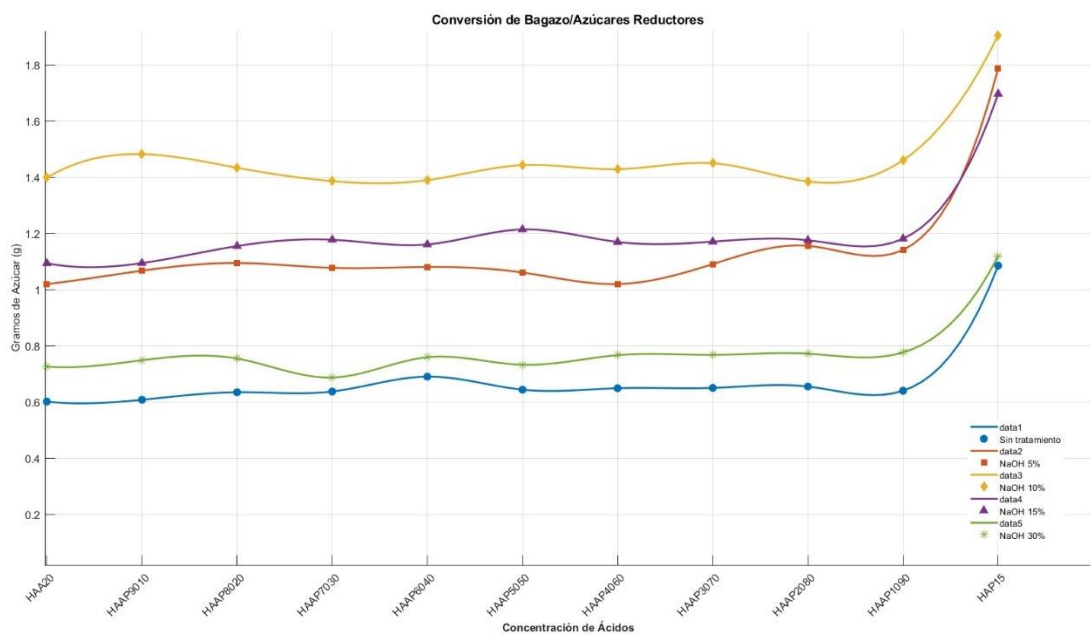


Fig. 18. Conversión en azúcares reductores

Se ha conseguido la mejor tasa de conversión en la muestra PB10-HAP15, estando en el entorno del 71%, según Rodolfo M. Vegas et al., con respecto a la conversión referenciada a la celulosa se sitúa por encima del 93%, pero al no poder analizar el tipo de azúcar producido no podemos determinar la procedencia del mismo, por lo que tomaremos como referencia la conversión, según la bibliografía, y del conjunto de la hemicelulosa y la celulosa, situándose esta última entorno al 60% para esta muestra.

Hidrólisis enzimática

Tabla 20. Resultados conversión hidrólisis enzimática

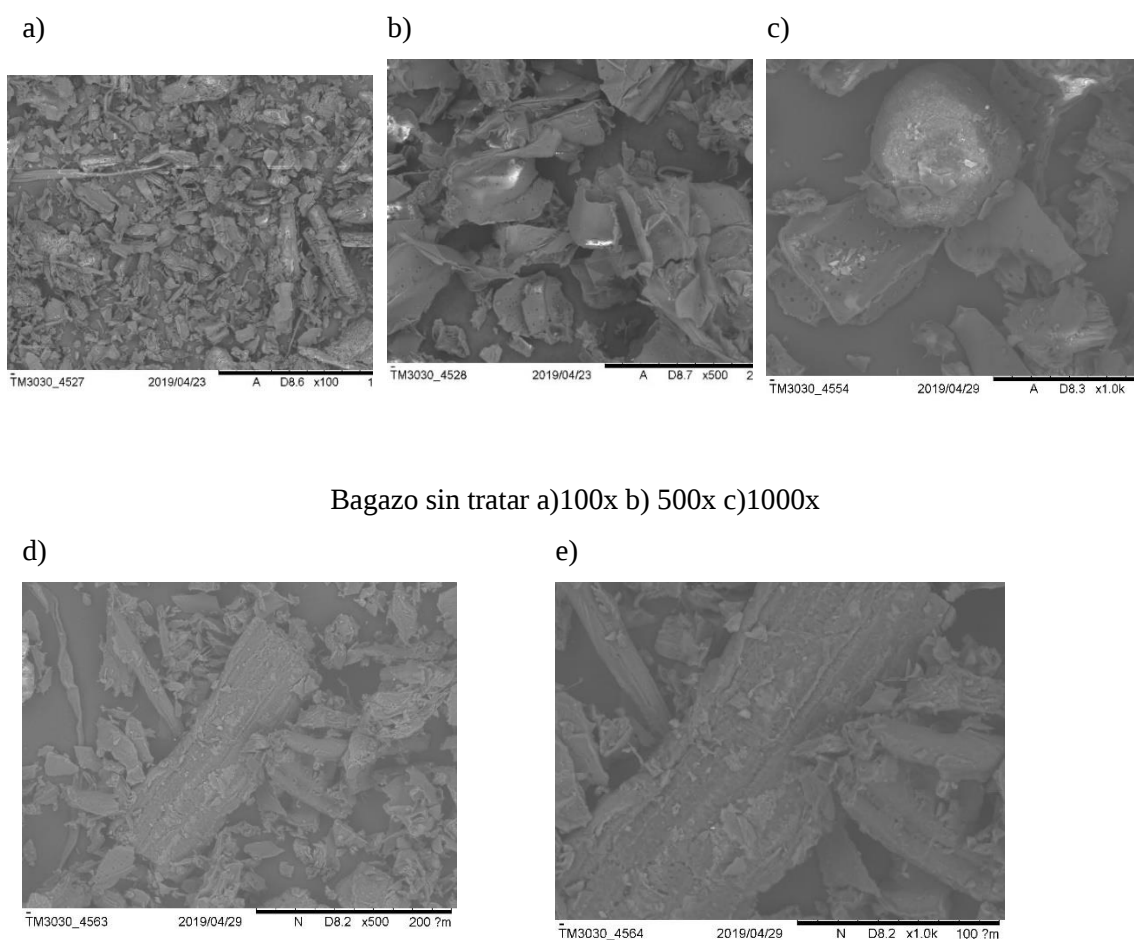
HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA

<i>Id.</i>	<i>Volumetría (ml)</i>	<i>Azúcares reductores (g)</i>	<i>Desviación típica (g)</i>	<i>Varianza (g)</i>	<i>Conversión (%)</i> [103]	<i>Conversión en función del contenido de celulosa (%)</i>	<i>Conversión en función del contenido de celulosa y hemicelulosa (%)</i>
TE	2.73	1.6129	0.0179034	0.0002137	60.07%	79.01%	50.74%
PATE	3.11	0.9976	0.0049237	1.616E-05	37.16%	48.87%	31.39%
PBTE	2.68	1.6967	0.0030965	6.392E-06	63.19%	83.11%	53.38%

Los resultados arrojan con claridad que, en relación con la naturaleza de la hidrólisis utilizada, existen diferencias significativas en el rendimiento de la conversión entre la ácida y la enzimática. Asimismo, se demuestra la efectividad del pretratamiento alcalino con un rendimiento en la conversión referenciado a la celulosa superior al 83%.

2.5.3.2. Caracterización del bagazo de caña antes y después de la hidrólisis.

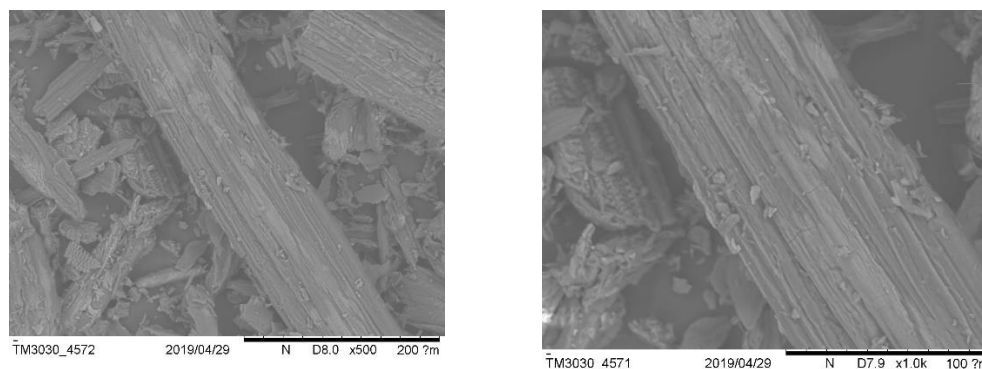
Microscopia de Barrido Electrónico SEM.



Bagazo sin tratar a)100x b) 500x c)1000x

Bagazo tratado con mezcla de ácidos d)500x e)1000x

f) g)



Bagazo pretratado con NaOH 10%, f)500x g)1000x

Fig. 19. Imágenes SEM del bagazo de caña de azúcar

Se observa como el pretratamiento alcalino daña la pared vegetal del bagazo de caña mejorando la accesibilidad a la celulosa y hemicelulosa tanto en la hidrólisis ácida como en la alcalina.

Espectroscopia de Infrarrojo mediante Transformadas de Fourier.

El bagazo de azúcar de caña muestra preparada entre ventanas de CaF_2 para la transmisión. Para el bagazo de caña de azúcar sin tratar se ha obtenido el interferograma que aparece en la Fig. 20.

Picos detectados en la caracterización, todos en cm^{-1} que aparecen en la Figura FTIR:

- 3490 $\rightarrow$ atribuido a los estiramientos de los grupos OH presentes en la celulosa [104]
- 2900 $\rightarrow$ atribuida a las vibraciones de los enlaces C-H [105,106]
- 1750 $\rightarrow$ atribuida a enlaces C=O debido a la presencia de ésteres acetilo y también a los grupos aldehído de la hemicelulosa y lignina [107]
- 1731 $\rightarrow$ atribuida a cetonas no conjugadas presentes en la hemicelulosa [108,109]
- 1630 a 1640 $\rightarrow$ asignados a la flexión del enlace OH del agua adsorbida [101,110]
- Las bandas a 1507 y 1460 $\rightarrow$ se atribuyen a las vibraciones de tensión en el anillo aromático (C=C) y las deformaciones (C-H) en los metilos, los metilenos ($-\text{CH}_2-$) y los grupos metoxi ($\text{CH}_3\text{-O-}$) de la lignina [101]
- La banda a 1250 $\rightarrow$ se atribuye a los grupos acetilo de la hemicelulosa ($-\text{COO-}$) [101]
- 1330 y 1370 $\rightarrow$ se atribuye a las vibraciones C-O en los anillos aromáticos en la celulosa [101]
- 1162 $\rightarrow$ asignada al estiramiento asimétrico del grupo C-O-C de la celulosa [102]
- 1050 $\rightarrow$ asignado al enlace OH de los grupos C-OH correspondientes a la hemicelulosa y la lignina [101,110]

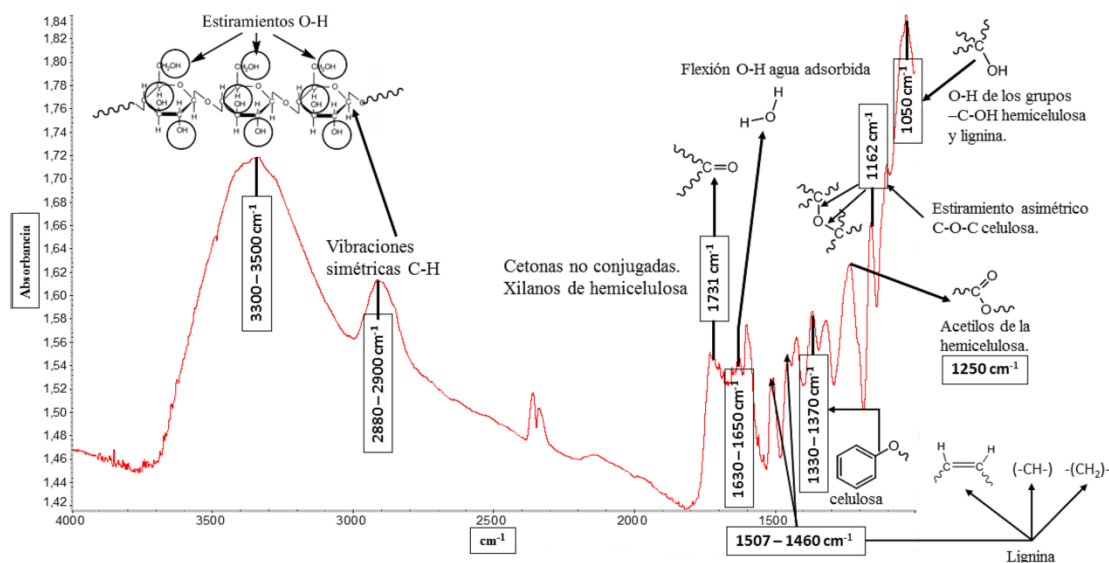


Fig. 20. Interferograma FTIR de una muestra de Bagazo de azúcar de caña, sin tratar, procedente del residuo de una industria manufacturera de ron.

Espectroscopia de Infrarrojo mediante Transformadas de Fourier.

Diferencias en la conformación del bagazo resultante tras el pretratamiento y posterior hidrólisis con respecto al bagazo de caña de azúcar sin tratar.

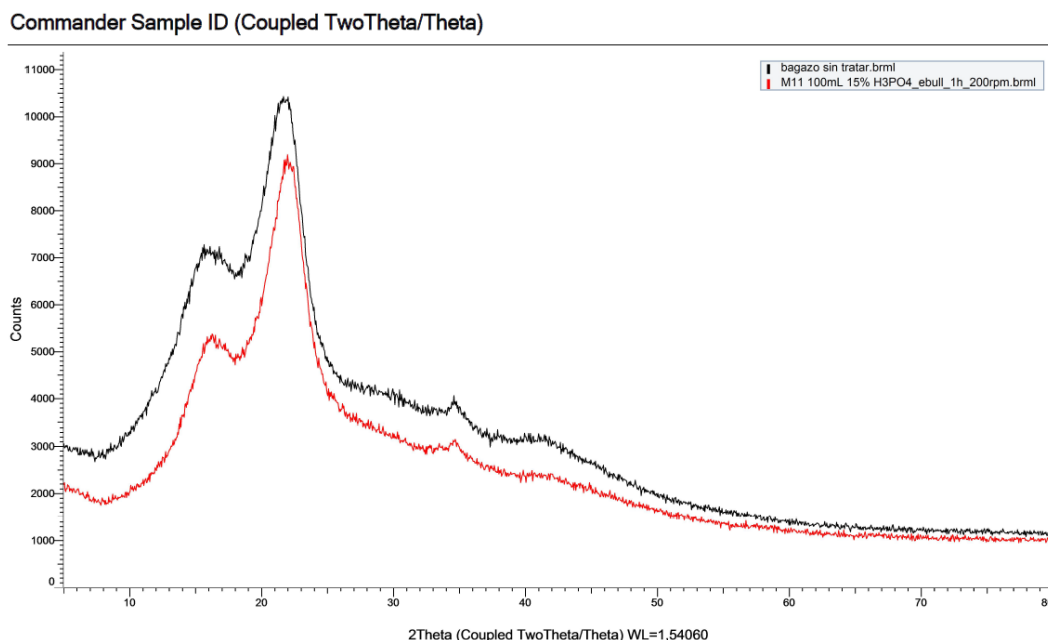


Fig. 21. Difracción de RX de una muestra de bagazo con hidrólisis ácida, sin pretratamiento

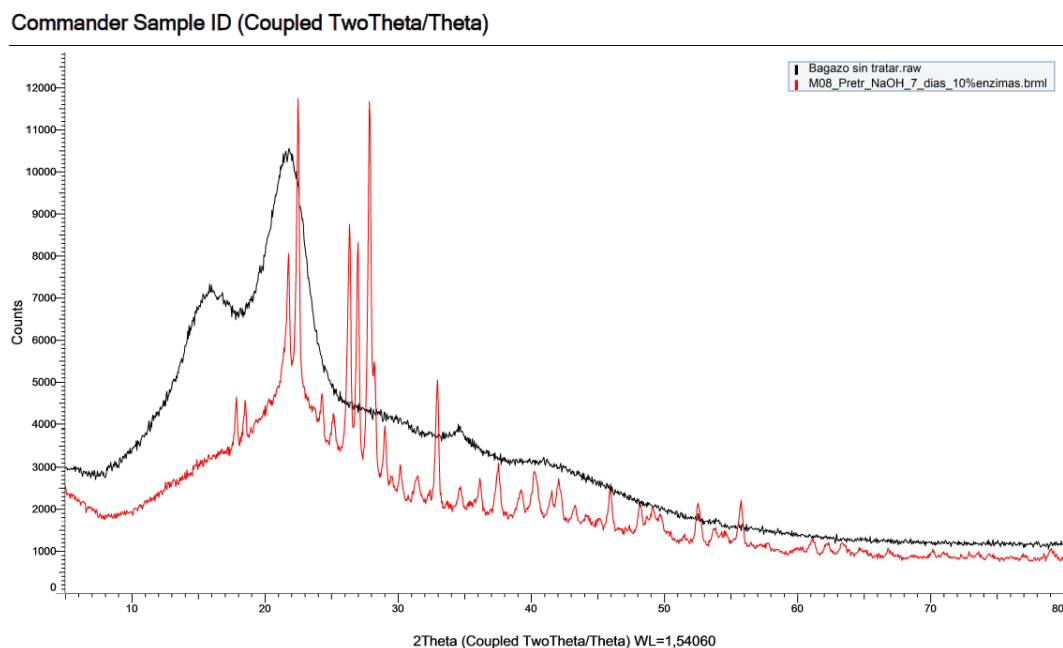


Fig. 22. Difracción de RX de una muestra con hidrólisis enzimática y pretratamiento alcalino

2.5.3.3. Fermentación y Determinación de Rendimiento Alcohólico

Para la determinación del rendimiento del proceso nos hemos basado en la relación entre los gramos de bagazo de caña y los gramos de etanol obtenido, estudiados por numerosos autores y sintetizados por Alexandre de Araujo et al. [111] por otro lado Bhanu Pratap et al. introducen datos diferentes a los expuestos por los diferentes autores otorgando mayor potencialidad de producción de gramos de etanol por gramo de bagazo[112], con todo esto y a través de un análisis de los datos para este estudio y poder obtener un resultado comparable se tiene que la potencialidad de producción de etanol por gramo de bagazo seco es de 0.033 g.

Tabla 21. Resultados de la fermentación

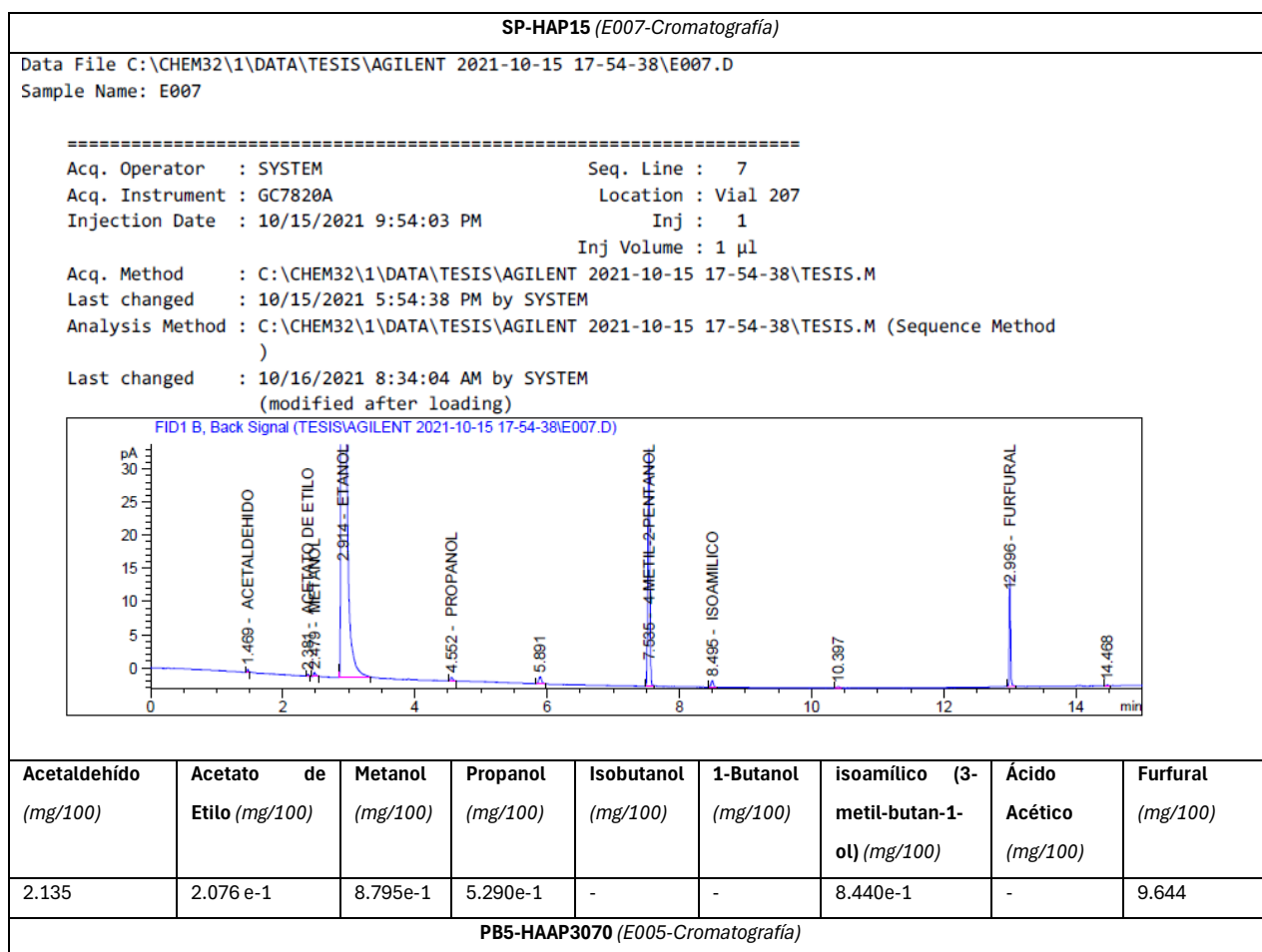
ID.	% Alc. Teórico	% Alc. Real	g Etanol Real	g Etanol/g Bagazo	Rendimiento
SP-HAA20	0.3573	0.00	0.0000	0.0000	0.00%
SP-HAAP3070	0.3862	0.00	0.0000	0.0000	0.00%
SP-HAP15	0.6447	0.17	0.1315	0.0263	79.91%
PB5-HAA20	0.6057	0.00	0.0000	0.0000	0.00%
PB5-HAAP3070	0.648	0.25	0.1973	0.0395	89.50%
PB5-HAP15	1.0618	0.23	0.1787	0.0357	95.89%
PB10-HAA20	0.8307	0.00	0.0000	0.0000	0.00%
PB10-HAAP3070	0.8612	0.30	0.2341	0.0468	95.89%
PB10-HAP15	1.1321	0.36	0.2840	0.0568	97.49%
PB15-HAA20	0.6498	0.00	0.0000	0.0000	0.00%
PB15-HAAP3070	0.6955	0.09	0.0710	0.0142	43.15%
PB15-HAP15	1.0079	0.03	0.0263	0.0053	15.98%

CAPITULO II

PB30-HAA20	0.4312	0.00	0.0000	0.0000	0.00%
PB30-HAAP3070	0.4561	0.00	0.0000	0.0000	0.00%
PB30-HAP15	0.6649	0.05	0.0395	0.0079	23.97%
TE	0.9584	0.93	0.7338	0.1468	>100%
PATE	0.5929	0.57	0.4471	0.0894	>100%
PBTE	1.0081	1.01	0.7943	0.1589	>100%

2.5.3.4. Análisis cromatográfico

Para la determinación de los congéneres distintos del etanol se ha realizado un análisis cromatográfico, analizándose únicamente las muestras que han conseguido fermentar:



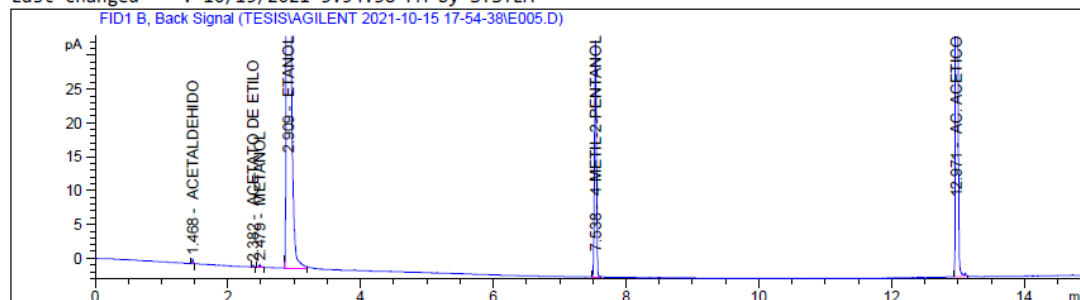
CAPITULO II

Data File C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\E005.D

Sample Name: E005

```
=====
Acq. Operator   : SYSTEM                      Seq. Line :    5
Acq. Instrument : GC7820A                    Location  : Vial 205
Injection Date  : 10/15/2021 8:35:04 PM      Inj       :    1
                                           Inj Volume: 1 µl

Method         : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\TESIS.M (Sequence Method)
Last changed    : 10/15/2021 5:54:38 PM by SYSTEM
```



Acetaldehído (mg/100)	Acetato de Etilo (mg/100)	Metanol (mg/100)	Propanol (mg/100)	Isobutanol (mg/100)	1-Butanol (mg/100)	isoamílico (3-metil- butan-1-ol) (mg/100)	Ácido Acético (mg/100)	Furfural (mg/100)
2.504	2.146e-1	5.317e-1	-	-	-	-	2.205e4	-

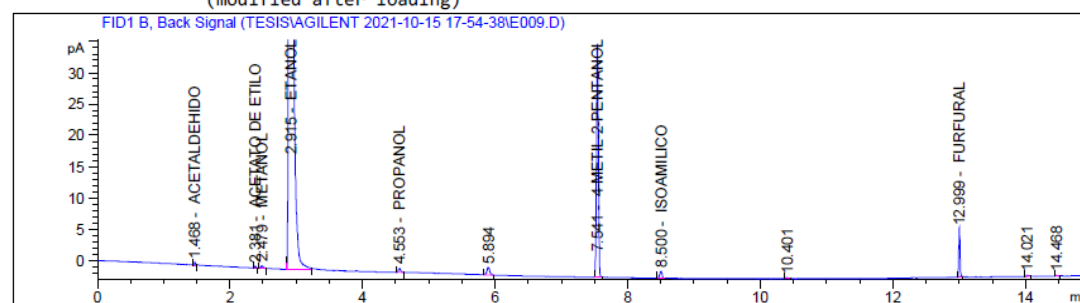
PB5-HAP15 (E009-Cromatografía)

Data File C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\E009.D

Sample Name: E009

```
=====
Acq. Operator   : SYSTEM                      Seq. Line :    9
Acq. Instrument : GC7820A                    Location  : Vial 209
Injection Date  : 10/15/2021 11:12:56 PM      Inj       :    1
                                           Inj Volume: 1 µl

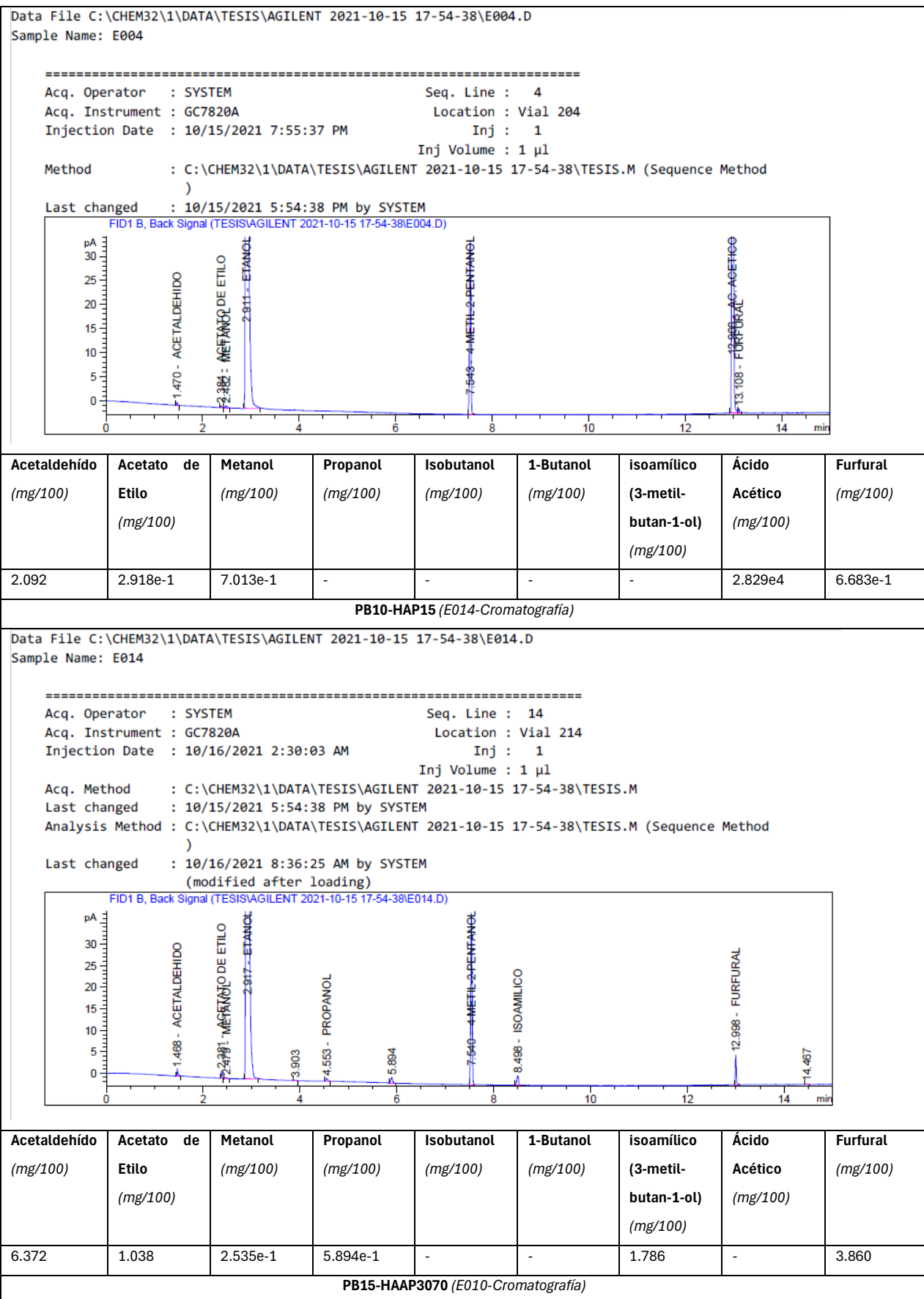
Acq. Method     : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\TESIS.M
Last changed    : 10/15/2021 5:54:38 PM by SYSTEM
Analysis Method : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\TESIS.M (Sequence Method)
Last changed    : 10/16/2021 8:34:04 AM by SYSTEM
                  (modified after loading)
```



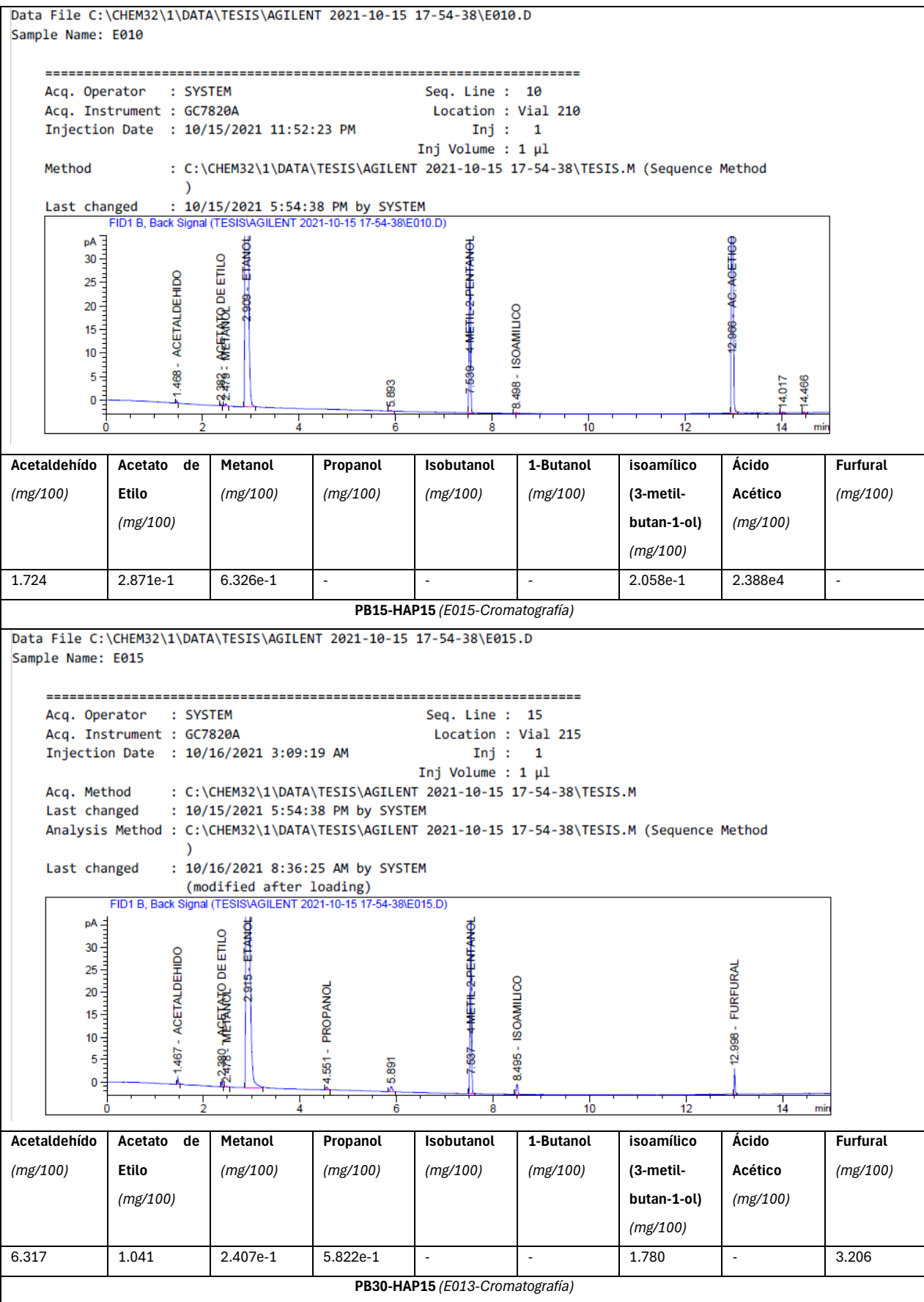
Acetaldehído (mg/100)	Acetato de Etilo (mg/100)	Metanol (mg/100)	Propanol (mg/100)	Isobutanol (mg/100)	1-Butanol (mg/100)	isoamílico (3-metil- butan-1-ol) (mg/100)	Ácido Acético (mg/100)	Furfural (mg/100)
1.776	1.892e-1	5.532e-1	5.597e-1	-	-	9.472e-1	-	4.454

PB10-HAAP3070 (E004-Cromatografía)

CAPITULO II



CAPITULO II



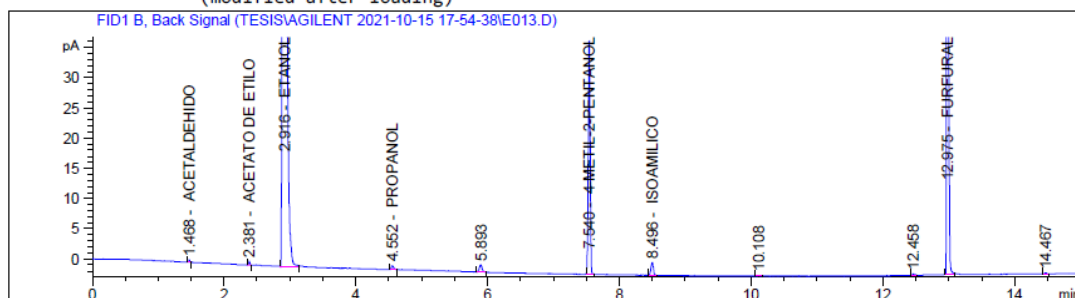
CAPITULO II

Data File C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\E013.D

Sample Name: E013

```
=====
Acq. Operator   : SYSTEM                      Seq. Line :   13
Acq. Instrument : GC7820A                    Location  : Vial 213
Injection Date  : 10/16/2021 1:50:35 AM      Inj       :    1
                                           Inj Volume: 1 µl

Acq. Method     : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\TESIS.M
Last changed    : 10/15/2021 5:54:38 PM by SYSTEM
Analysis Method : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-15 17-54-38\TESIS.M (Sequence Method)
Last changed    : 10/16/2021 8:36:00 AM by SYSTEM
                  (modified after loading)
```



Acetaldehído (mg/100)	Acetato de Etilo (mg/100)	Metanol (mg/100)	Propanol (mg/100)	Isobutanol (mg/100)	1-Butanol (mg/100)	isoamílico (3-metil- butan-1-ol) (mg/100)	Ácido Acético (mg/100)	Furfural (mg/100)
1.252	3.980e-1	-	5.567e-1	-	-	1.842	-	96.850

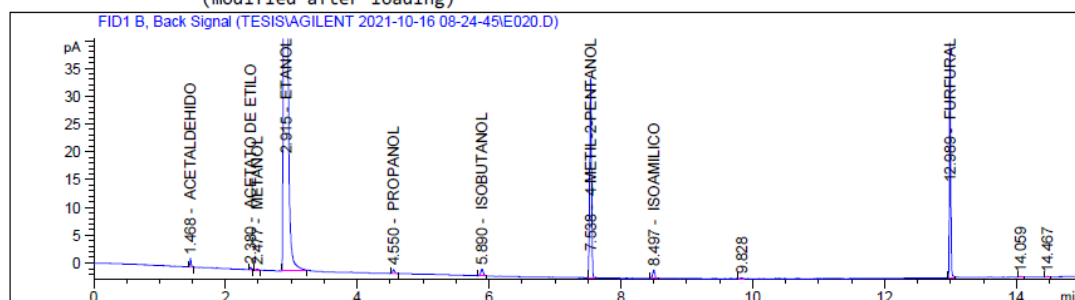
TE (E020-Cromatografía)

Data File C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\E020.D

Sample Name: E020

```
=====
Acq. Operator   : SYSTEM                      Seq. Line :    6
Acq. Instrument : GC7820A                    Location  : Vial 206
Injection Date   : 10/16/2021 11:37:07 AM    Inj       :    1
                                           Inj Volume: 1 µl

Acq. Method     : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\TESIS.M
Last changed    : 10/16/2021 8:24:46 AM by SYSTEM
Analysis Method : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\TESIS.M (Sequence Method)
Last changed    : 10/16/2021 12:04:28 PM by SYSTEM
                  (modified after loading)
```



Acetaldehído (mg/100)	Acetato de Etilo (mg/100)	Metanol (mg/100)	Propanol (mg/100)	Isobutanol (mg/100)	1-Butanol (mg/100)	isoamílico (3-metil- butan-1-ol) (mg/100)	Ácido Acético (mg/100)	Furfural (mg/100)
5.898	2.951e-1	2.044e-1	6.066e-1	2.234	-	1.268	-	25.435

PATE (E017-Cromatografía)

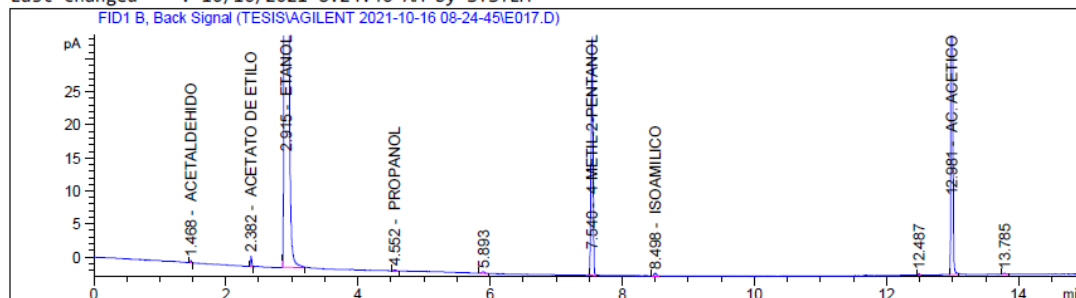
CAPITULO II

Data File C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\E017.D

Sample Name: E017

```
=====
Acq. Operator   : SYSTEM                      Seq. Line :    3
Acq. Instrument : GC7820A                    Location  : Vial 203
Injection Date  : 10/16/2021 9:38:24 AM      Inj       :    1
                                           Inj Volume: 1 µl

Method          : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\TESIS.M (Sequence Method)
Last changed    : 10/16/2021 8:24:46 AM by SYSTEM
```



Acetaldehído (mg/100)	Acetato de Etilo (mg/100)	Metanol (mg/100)	Propanol (mg/100)	Isobutanol (mg/100)	1-Butanol (mg/100)	isoamílico (3-metil- butan-1-ol) (mg/100)	Ácido Acético (mg/100)	Furfural (mg/100)
1.173	1.033	-	1.523e-1	-	-	3.461e-1	1.015e4	-

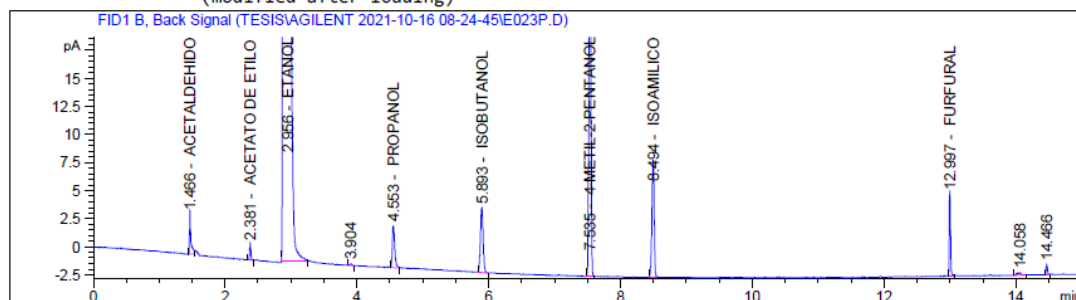
PBTE (E023P-Cromatografía)

Data File C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\E023P.D

Sample Name: E023P

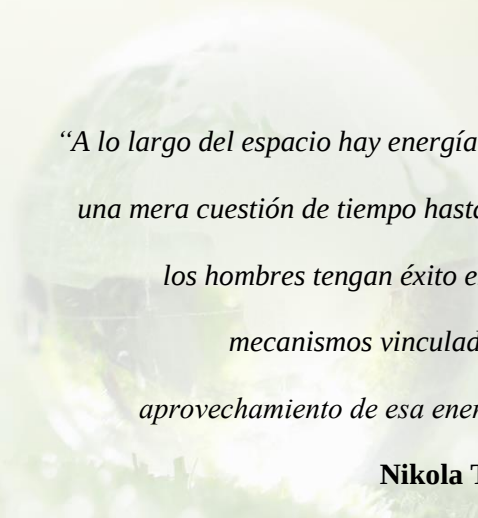
```
=====
Acq. Operator   : SYSTEM                      Seq. Line :    9
Acq. Instrument : GC7820A                    Location  : Vial 209
Injection Date  : 10/16/2021 1:35:59 PM      Inj       :    1
                                           Inj Volume: 1 µl

Acq. Method     : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\TESIS.M
Last changed    : 10/16/2021 8:24:46 AM by SYSTEM
Analysis Method : C:\CHEM32\1\DATA\TESIS\AGILENT 2021-10-16 08-24-45\TESIS.M (Sequence Method)
Last changed    : 10/16/2021 1:56:41 PM by SYSTEM (modified after loading)
```



Acetaldehído (mg/100)	Acetato de Etilo (mg/100)	Metanol (mg/100)	Propanol (mg/100)	Isobutanol (mg/100)	1-Butanol (mg/100)	isoamílico (3-metil- butan-1-ol) (mg/100)	Ácido Acético (mg/100)	Furfural (mg/100)
15.752	9.433e-1	-	3.268	10.107	-	8.170	-	4.031

CAPITULO III: ANÁLISIS ENERGÉTICO Y DE COSTES. ESTUDIO DE LA VIABILIDAD ECONÓMICA.



*“A lo largo del espacio hay energía, y es
una mera cuestión de tiempo hasta que
los hombres tengan éxito en sus
mecanismos vinculados al
aprovechamiento de esa energía”*

Nikola Tesla

3.1 INTRODUCCIÓN

Para la consecución del objetivo del fomento de la economía circular en los territorios insulares con plantas de obtención de bioetanol de pequeña escala debemos conocer si la instalación tipo en la que se han tomado los datos es en primer lugar rentable y sostenible tal y como está configurada, para, posteriormente con las conclusiones obtenidas en el análisis de la viabilidad técnica del uso de bagazo como fuente para la obtención de bioetanol de segunda generación del capítulo anterior implantar la metodología en instalaciones existentes, o por el contrario plantear las alternativas para dar valor añadido al residuo principal generado por la industria de la caña de azúcar.

El trabajo llevado a cabo en el día a día de la instalación ha permitido conocer que el mayor coste en este tipo de instalaciones es la propia materia prima, es decir, la caña de azúcar, sobre todo si la plantación no es propia, por lo menos en el territorio analizado, ya que, en territorios como Brasil o India el coste de producción de caña de azúcar es insignificante como queda reflejado en el Capítulo I del presente documento. Desde el punto de vista técnico si podemos mejorar la eficiencia energética de los procesos de obtención de Etanol, optimizando las pérdidas de calor y mejorando los esquemas de funcionamiento de la planta.

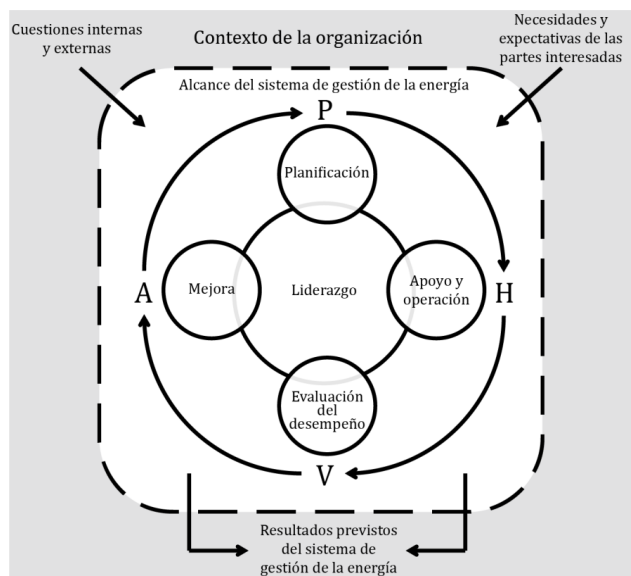
Con respecto a la mejora de la eficiencia energética el Gobierno Español así como la Comisión Europea llevan años planteando estrategias de ahorro y mejora con la intención de favorecer un aumento de la competitividad de las industrias, un ejemplo es el “*Plan Nacional de Acción de Eficiencia Energética 2017-2020*” en él se recoge un análisis en profundidad de la realidad de los diferentes sectores así como plantea una serie de objetivos y propuestas para la mejora. A nivel europeo la necesidad de mejora a derivado en la Directiva (UE) 2023/1791 relativa a la eficiencia energética de 13 de septiembre de 2023, es esta directiva se define **eficiencia energética** como la relación entre la producción de un rendimiento, servicio, bien o energía, y el gasto de energía, por otro lado, define **mejora de la eficiencia energética** como el aumento de la eficiencia energética como resultado de cualquier cambio tecnológico, de comportamiento o económico.

Por todo lo anterior y habiéndose realizado durante varios años un análisis de la situación energética de la instalación existente debemos analizar los consumos de las diferentes materias primas así como los consumos de las diferentes fuentes energéticas como son el diésel, fuel, vapor y electricidad ya que, según las investigaciones llevadas a cabo por Cárdenas et al. [113] el proceso de obtención de etanol por destilación tiene un consumo energético muy importante, entre el 45-50% de la energía total del proceso.

Por otro lado, también es interesante los datos sobre los rendimientos de la plantación de caña de azúcar, con la finalidad de optimizar también los recursos naturales utilizados, y buscar la mayor capacidad productiva de la superficie de cultivo.

CAPITULO III

Con la finalidad de lograr la eficiencia energética es necesario la aplicación de un conjunto de conocimientos y métodos que garanticen la consecución del objetivo, esta metodología deberá ser aplicada a los medios de trabajo, los recursos humanos, los procesos, la organización del trabajo, el sistema de gestión eficiente de la energía (SGE), para este análisis nos basaremos en la Norma UNE 50001:2018, esta nos establece el ciclo “Planificar-Hacer-Verificar-Actuar” en adelante PHVA:



Como punto de partida se debe conocer datos propios como de otras regiones productoras para conocer hasta qué punto se podría optimizar el proceso desde la plantación, en este sentido se disponen de los siguientes datos sobre capacidades productivas tanto a nivel de plantación como de producción de alcohol absoluto de la instalación donde se plantea la mejora de la eficiencia y el fomento de la economía circular como de otros territorios.

Tabla 22. Capacidades productivas de caña de azúcar por Ha

Indicador	Canarias	Brasil	República Dominicana	India
Productividad de caña.	50,251.26 kg/Ha	77,748.60 kg/Ha [114] 85,580.00 kg/Ha [115]	40,905.80 kg/Ha[114]	83,348.70 kg/Ha[114]

Como podemos observar el rendimiento de las plantaciones de caña es muy variado en función del territorio, tal es así que el rendimiento de caña de azúcar por cada hectárea se sitúa entre las 50-150 t/Ha[114]. Con estos datos la plantación en la actualidad está siendo muy poco eficiente, y dispone de bastante margen de mejora, para ello y debido a que la caña de azúcar es un cultivo con gran tradición en el archipiélago canario, en la actualidad un grupo de investigación del

Cabildo Insular de Gran Canaria se encuentra estudiando las posibles mejoras en las plantaciones de caña de azúcar en el archipiélago para conseguir aumentar el rendimiento de la plantación, consiguiéndose mejoras con respecto al dato inicial de entorno al 65%, obteniendo rendimientos de hasta 84.000 kg/Ha.

3.2 ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL

3.2.1 CULTIVO

Antes de proceder al análisis en el seno de la industria, debemos conocer otros consumos imprescindibles en la plantación para obtener la mejor materia prima posible, en este caso, es primordial el empleo que se haga del agua, para ello se debe realizar un análisis de la huella hídrica del cultivo que sirva como punto de inicio y de comparación con respecto a regiones similares.

El cultivo y la recolección nos genera la mayor huella hídrica de toda la instalación y supone entorno al 60% del coste total del cultivo, ya que situamos la misma en torno a 214-357 litros por cada kg de caña de azúcar y ciclo, es por lo que para el análisis y mejora de la eficiencia debemos calcular de la manera más exacta posible la misma, para posteriormente realizar una serie de propuestas de mejora, para ello se emplea el software de la FAO CropWat con el que es posible calcular la huella hídrica azul, proporciona el agua consumida por la agricultura de regadío en el caso que nos ocupa, y la huella hídrica verde que se relaciona con las precipitaciones.

Para la determinación de la huella hídrica se deben conocer las características del suelo y del clima:

La plantación de caña de azúcar se ubica en dos lugares de la isla de Gran Canaria y las dimensiones por parcelas son:

Tabla 23. Distribución del cultivo en Gran Canaria

Parcela		Superficie (ha)	Municipio
58		1.67	Arucas
47		0.33	Arucas
30		1.24	Arucas
29		0.078	Arucas
28		0.082	Arucas
Total:		3.4	
Parcela	Recinto		
146	40	0.81	Santa Lucía de Tirajana
	37	0.58	Santa Lucía de Tirajana
	10	1.60	Santa Lucía de Tirajana

	19	0.59	Santa Lucía de Tirajana
	39	0.63	Santa Lucía de Tirajana
Total:	4.21		Santa Lucía de Tirajana

En total se dispone de una plantación de 7.6 hectáreas, anualmente se recolectan 450-500 toneladas, la plantación está organizada de tal forma que la caña recolectada tiene como mínimo 18 meses, es por ello, que no se cortan todas las parcelas y los recintos, tal es así que tradicionalmente se quedan dos recintos sin cortar para disponer de una caña madura. Por otro lado, la secuencia de plantación de la caña de azúcar en esta instalación es cada 5 años, por lo que se debe calcular dos tipos de huella hídrica la de nueva plantación, ciclo de 405 días, y de caña ya cortada, 280 días[116].

Conociendo las superficies de cultivo y que en ambas plantaciones se trata de caña de azúcar, haciendo uso del software CropWat se determinan los datos necesarios para la determinación de la evapotranspiración, imprescindible para calcular la huella hídrica de un cultivo.

Tomando como estación meteorológica la situada en 28.13N-15.41W:

ETo Penman-Monteith Mensual - D:\CalculoHH_Cañaazucar\1. Clima\Datos.PEM							
País España		Estación LA-LUZ-Y-LAS-PALMAS					
Altitud 6 m.	Latitud 28,13 °N		Longitud 15,41 °W				
Mes	Temp Min	Temp Max	Humedad	Viento	Insolación	Rad	ETo
	°C	°C	%	km/día	horas	MJ/m²/día	mm/día
Enero	15,4	21,0	76	181	5,1	11,1	2,13
Febrero	15,6	21,0	76	181	5,9	13,8	2,51
Marzo	15,3	22,5	74	216	7,1	17,7	3,35
Abril	16,0	23,0	76	233	7,3	19,9	3,74
Mayo	17,0	24,0	77	233	7,4	21,0	4,02
Junio	17,9	25,7	76	251	7,0	20,6	4,23
Julio	18,7	27,3	82	259	6,3	19,4	4,01
Agosto	19,1	28,3	75	225	6,8	19,4	4,31
Septiembre	20,3	27,5	79	181	7,5	18,8	3,82
Octubre	19,5	27,3	79	147	7,0	15,8	3,16
Noviembre	18,9	24,3	77	156	5,5	11,9	2,42
Diciembre	16,1	22,5	83	173	4,8	10,2	1,89
Promedio	17,5	24,5	77	203	6,5	16,6	3,30

Fig. 23. Datos climatológicos, Gran Canaria

En cuanto a las precipitaciones:

Precipitación mensual - D:\CalculoHH_Cañazucar\2. Precipitacion\Precipitacion.C...

Estación **LA-LUZ-Y-LAS-PALMAS** Método Prec. Ef **Fórmula FAO/AGLW**

	Precipit.	Prec. efec
	mm	mm
Enero	21,0	2,6
Febrero	21,0	2,6
Marzo	13,0	0,0
Abril	6,0	0,0
Mayo	2,0	0,0
Junio	2,0	0,0
Julio	1,0	0,0
Agosto	1,0	0,0
Septiembre	3,0	0,0
Octubre	15,0	0,0
Noviembre	35,0	11,0
Diciembre	25,0	5,0
Total	145,0	21,2

Fig. 24. Datos de precipitaciones

Por último, debemos conocer el tipo de suelo, en el caso de la plantación en el municipio de Arucas se trata de un suelo Arenoso [117], los datos de los diferentes tipos de suelo se toman del software Soil Water Characteristics.

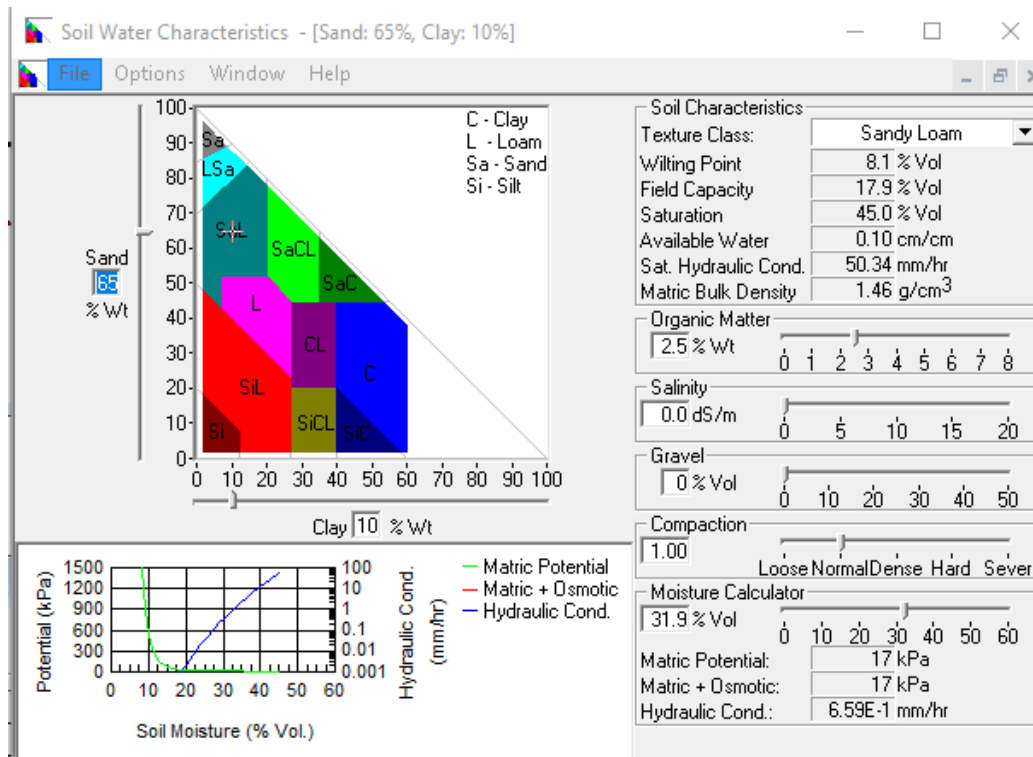


Fig. 25. Datos tipo de suelo

En cuanto a los valores del cultivo se toman del manual y de la FAO[114,116].

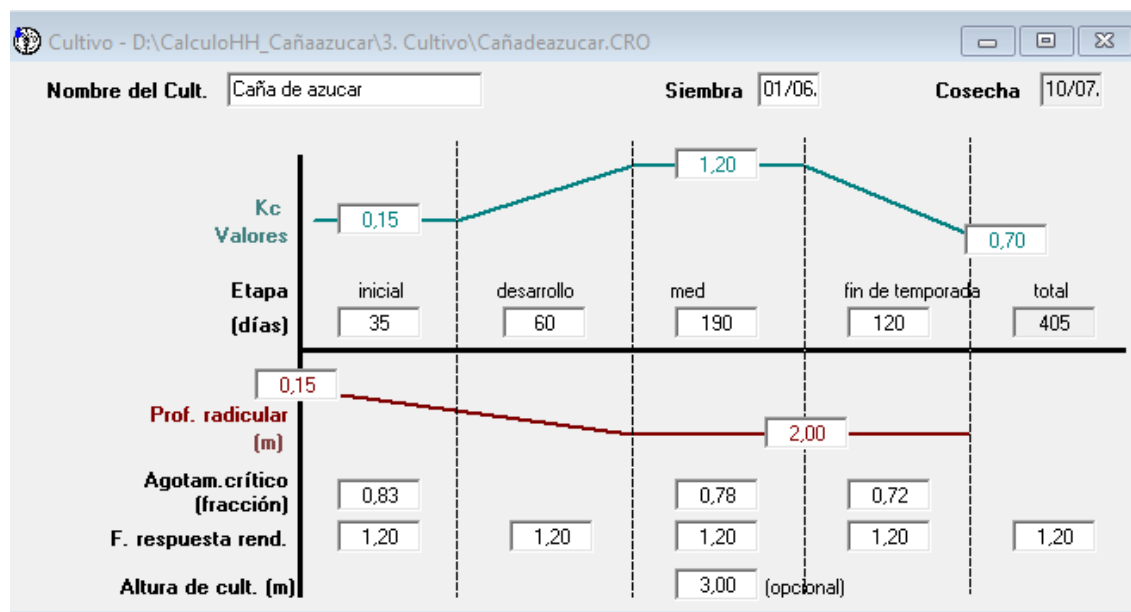


Fig. 26. Datos plantación

Con todos estos datos se dispone que la evapotranspiración azul (Eta) es de 12.275,00 m³·ha⁻¹ y la evapotranspiración verde (ETv) de 215,00 m³·ha⁻¹, siendo la huella hídrica:

Ecuación 4. Huella hídrica

$$Huella = \frac{\text{Uso de agua de cultivo (m}^3 \cdot \text{ha}^{-1})}{\text{Rendimiento de cultivo (t} \cdot \text{ha}^{-1})}$$

El rendimiento del cultivo es de 50.25 t·ha⁻¹, obteniendo una huella hídrica verde de 4.28 m³·t⁻¹, y en cuanto a la huella hídrica azul es de 244.38 m³·t⁻¹. Por lo que la huella hídrica en el cultivo es de 248.7 m³·t⁻¹.

El valor obtenido nos sitúa muy alejados de del valor promedio de 175 m³·t⁻¹ suministrado por la Asociación Internacional del Azúcar, indicando la distribución de esta entre el 27% de huella hídrica azul y el 67% de huella verde[118]. No obstante, existe una disparidad en los datos consultados ya que, como era de esperar en las regiones tropicales la huella hídrica se reduce de manera considerable al tener una evapotranspiración mejor tanto del terreno como de la planta debido a las alta humedades, este hecho favorece a las mayores regiones productoras de caña de azúcar en el mundo tales Brasil con una media de 4.5 m³·t⁻¹[119].

3.2.2 INDUSTRIA

3.2.2.1 Definición del escenario base y alternativas tecnológicas

El escenario que se plantea es una destilería con dos instalaciones una de ellas en la que se obtienen las conocidas como Flemas, etanol con una graduación alcohólica inferior al 80% en volumen, y otra instalación de obtención alcohol rectificado hasta 97% en volumen ubicada a 35 kilómetros de la primera.

En el Capítulo II del presente documento se estudiaron los balances de materia con un análisis económico inicial que permite justificar el aprovechamiento de “residuos” como fuente de energía o para otros usos y, que se empleó como justificación de la presente investigación. Con la caracterización del bagazo de caña y los resultados obtenidos, en el presente documento amplía la información existente y estudia la viabilidad económica y técnica de la implantación en el seno de una industria existente.

3.2.2.1.1. Capacidad instalada y escala de producción

Actualmente la instalación productora de flemas es capaz de procesar nominalmente 25,000.00 kilogramos de caña de azúcar al día, obteniendo un rendimiento medio de jugo de caña del 70% de estos kilogramos, 17,500 litros con un contenido de azúcares fermentables medio de $162.2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ y un grado alcohólico potencial de 9.01% en volumen. Hoy no se alcanza esa producción y se trabaja a un 70% de esa capacidad nominal, procesando una media de 17,000 kilogramos de caña de azúcar al día.

Para esta producción se cuenta con un generador de vapor que emplea como combustible diésel tradicional a razón de 65 litros por hora, produciendo $1,050 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ de vapor a 3 bar de presión.

Por otro lado, la instalación de obtención de alcohol rectificado tiene una capacidad de producción nominal de alcohol a 97% de 40.000 litros al día con uno de los aparatos de destilación y de 20.000 litros al día con el otro. Para estas capacidades productivas la instalación cuenta con dos calderas de producción de vapor que emplean fuel oil como combustible a razón de 3.500 kilogramos al día.

3.2.2.1.2 Configuraciones tecnológicas necesarias para obtener un bioetanol (>99%)

Los elementos necesarios para instalar para conseguir un bioetanol con las especificaciones de la norma UNE-EN-15376 son:

- Tamiz molecular o columna adicional para destilación azeotrópica.

Si como materia prima usamos el bagazo, en la instalación de obtención de flemas se debe instalar:

- Reactor para pretratamiento alcalino
- Centrífuga para eliminación de la lignina soluble en el pretratamiento
- Reactor para hidrólisis enzimática con camisa de vapor, agitación constante, control de temperatura y pH

3.2.2.2 Balance energético del proceso, configuración actual.

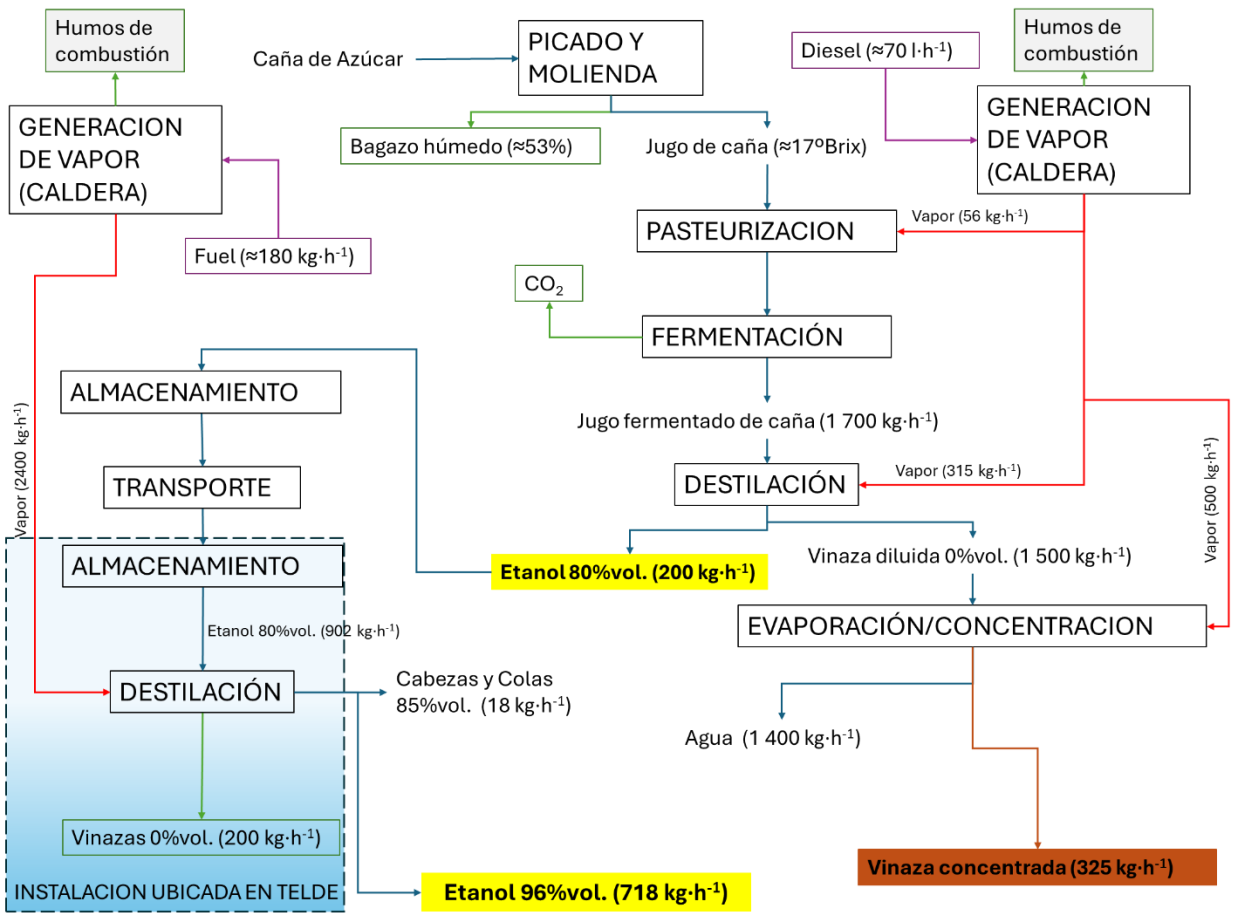


Fig. 27. Diagrama de bloques configuración actual

3.2.2.2.1. Picado y molienda

Durante el picado y molienda se consume como fuente de energía únicamente electricidad, distribuida en:

Tabla 24. Datos molinos instalados

Descripción	Potencia (kW)
Transportador de caña a los molinos tipo redler	4
Cortadora	18,5
Transportadores	8
Molinos (x3)	45
Otros consumos	21.9

En esta etapa del proceso se tiene un consumo eléctrico total, según especificaciones de maquinaria de 97,4 kW.

3.2.2.2.1. *Generación de vapor***Generación de vapor en destilería, obtención de Flemas (Etanol<80%)**

Para la estimación del rendimiento térmico de la caldera consideramos los siguientes datos.

Tabla 25. Caldera Vulcano Sadeca, TCN-V

Caldera 1
Marca: Vulcano Sadeca
Modelo: TCN-V
Combustible: Diesel o Biomasa
Capacidad nominal (Diesel): 1 050 kg/h de vapor
Capacidad nominal (Biomasa): 2 000 kg/h de vapor
Presión de trabajo: 3 bar

En la instalación se realizan ensayos de gases de combustión al disponer de una Autorización de Actividad Potencialmente contaminadora de la atmósfera, en la actualidad y debido al régimen de operación el combustible empleado es Diesel, con un flujo másico de 58.8 kg/h.

Tabla 26. Consumo combustible Caldera 1

Combustible	
Caudal (l/h)	70
Densidad (kg/m ³)	840
PCI (kJ/kg)	43.000,00

Tabla 27. Emisiones Caldera 1

Humos de combustión	
Temperatura (°C)	163
Peso molecular (g/mol)	28.9
Humedad de los humos (%)	7.3
Velocidad de gases (m/s)	6.0
Caudal (Nm ³ /h)	948.6
Concentración de O ₂ (%)	10.3
Concentración de CO ₂ (%)	9.5
Concentración de partículas (mg/Nm ³)	2
Concentración de NO _x (mg/Nm ³)	75
Concentración de SO ₂ (mg/Nm ³)	17
Concentración de CO (mg/Nm ³)	10

Tabla 28. Purga Caldera 1

Purga de Agua	
Caudal (m ³ /h)	0.1
Temperatura (°C)	98

Tabla 29. Consumos de vapor, instalación Arucas

Consumos de vapor	
Destilería (kg/h)	320
Evaporador (kg/h)	500
Pasteurizador (kg/h)	53

Tabla 30. Retorno de condensados, instalación Arucas

Retorno de condensados	
95% Destilería (kg/h)	304
87% Evaporador (kg/h)	435
98% Pasteurizador (kg/h)	51,94

Con estos datos determinamos la energía de las corrientes de entrada y salida, debemos tener en cuenta la energía perdida por radiación que la podemos cifrar entorno al 1.5% de la energía proporcionada por el combustible.

Tabla 31. Calores generados en Caldera 1

Energía del combustible	2.528.400,00 kJ/h
Energía del vapor	2.624.985,96 kJ/h
Energía de la purga	28.481,16 kJ/h
Calor específico de los gases	1,12 kJ/kgK
Energía humos	185.510,56 kJ/h
Energía perdida por radiación	37.926,00 kJ/h
Energía del retorno de condensados	199.165,02 kJ/h

Con estos valores, obtenemos que la caldera en la actualidad está funcionando a un 98.30% de su capacidad.



Fotografía 3. Caldera Vulcano Sadeca

Generación de vapor en destilería de alcoholes neutros (Etanol>95%)

Para la generación de vapor en esta instalación se emplean dos calderas de Fuel una de ellas de 4.500 kg/h y otra de 10.000kg/h construidas en los años 80, por lo que no se dispone de mucha información al respecto, no obstante, los quemadores fueron actualizados en el año 2016, disponiendo de datos más actuales de este elemento.

Para la estimación del rendimiento térmico de la caldera consideramos los siguientes datos.

Tabla 32. Caldera Estandar-Kessel

Caldera 2
Marca: ESTÁNDAR KESSEL
Quemador: RAY BGE 700
Potencia nominal quemador: 3.760 MW _t
Combustible: FUEL
Capacidad nominal: 10.000 kg/h de vapor
Presión de trabajo: 5 bar

En la instalación se realizan ensayos de gases de combustión al disponer de una Autorización de Actividad Potencialmente contaminadora de la atmosfera, de los respectivos informes es de donde se han sacado los datos con respecto a las emisiones

Tabla 33. Consumo de combustible, Caldera 2

Combustible

Caudal (kg/h)	147.75
Densidad (kg/m ³)	990
PCI (kJ/kg)	39.748,00

Tabla 34. Emisiones Caldera 2

Humos de combustión	
Temperatura (°C)	158
Peso molecular (g/mol)	29.52
Humedad de los humos (%)	9.10
Caudal (Nm ³ /h)	2.157,15
Concentración de O ₂ (%)	4 %
Concentración de CO ₂ (%)	15,4%
Concentración de NO _x (mg/Nm ³)	541
Concentración de SO ₂ (mg/Nm ³)	629
Concentración de CO (mg/Nm ³)	6.1

Tabla 35. Purga Caldera 2

Purga de Agua	
Caudal (m ³ /h) (5-10% alimentación)	0.051
Temperatura (°C)	98

Tabla 36. Consumos de vapor, instalación de Telde

Consumos de vapor	
Destilería (kg/h)	2.400,00

Tabla 37. Retorno de condensados, Caldera 2

Retorno de condensados	
95% Destilería (kg/h)	2.280,00 kg

Con estos datos determinamos la energía de las corrientes de entrada y salida, debemos tener en cuenta la energía perdida por radiación que la podemos cifrar entorno al 1.5% de la energía proporcionada por el combustible.

Tabla 38. Calores generados en Caldera 2

Energía del combustible	5.872.767,00 kJ/h
-------------------------	-------------------

Energía del vapor	6.373.394,28 kJ/h
Energía de la purga	14.537,26 kJ/h
Calos específico de los gases	1,06 kJ/kgK
Energía humos	392.844,33 kJ/h
Energía perdida por radiación	88.091,51 kJ/h
Energía del retorno de condensados	593.259,65 kJ/h

Con estos valores, obtenemos que la caldera en la actualidad está funcionando a un 97.30% de su capacidad, no obstante, en la actualidad, la caldera está muy sobredimensionada ya que únicamente está empleando en 24% de su capacidad nominal.

Tabla 39. Caldera CIMO

Caldera 3
Marca: CIMO
Quemador: RAY BGE 390
Potencia nominal quemador: 1.860 MW _t
Combustible: FUEL
Capacidad nominal: 4.500 kg/h de vapor
Presión de trabajo: 5 bar

En la instalación se realizan ensayos de gases de combustión al disponer de una Autorización de Actividad Potencialmente contaminadora de la atmósfera, de los respectivos informes es de donde se han sacado los datos con respecto a las emisiones

Tabla 40. Consumo de combustible, Caldera 3

Combustible	
Caudal (kg/h)	184.19
Densidad (kg/m ³)	990
PCI (kJ/kg)	39.748,00

Tabla 41. Emisiones Caldera 3

Humos de combustión	
Temperatura (°C)	143
Peso molecular (g/mol)	29.52
Humedad de los humos (%)	9.10

Caudal (Nm ³ /h)	2.689,25
Concentración de O ₂ (%)	5 %
Concentración de CO ₂ (%)	14,1%
Concentración de NO _x (mg/Nm ³)	461
Concentración de SO ₂ (mg/Nm ³)	743
Concentración de CO (mg/Nm ³)	9,6

Tabla 42. Purga de Caldera 3

Purga de Agua	
Caudal (m ³ /h) (5-10% alimentación)	0.042
Temperatura (°C)	98

Tabla 43. Consumos de vapor, instalación de Telde

Consumos de vapor	
Destilería (kg/h)	2.400,00

Tabla 44. Retornos de condensados, Caldera 3

Retorno de condensados	
95% Destilería (kg/h)	2.280,00 kg

Con estos datos determinamos la energía de las corrientes de entrada y salida, debemos tener en cuenta la energía perdida por radiación que la podemos cifrar entorno al 1.5% de la energía proporcionada por el combustible.

Tabla 45. Calores generados en Caldera 3

Energía del combustible	7.321.382,86 kJ/h
Energía del vapor	7.671.678,30 kJ/h
Energía de la purga	12.128,23 kJ/h
Calos específico de los gases	1,06 kJ/kgK
Energía humos	433.236,78 kJ/h
Energía perdida por radiación	109.820,74 kJ/h
Energía del retorno de condensados	593.259,65 kJ/h

Con estos valores, obtenemos que la caldera en la actualidad está funcionando a un 96.70% de su capacidad, no obstante, en la actualidad, la caldera está muy sobredimensionada ya que únicamente está empleando en 53.3% de su capacidad nominal.

Como se puede concluir las calderas para la producción de etanol con un contenido alcohólico superior a 95.8% en volumen están muy sobredimensionadas por lo que el rendimiento global del proceso disminuye, es por ello, que es uno de los procesos susceptibles de optimización.

Con respecto a la obtención de flemas, etanol <80% en volumen, la caldera utilizada para la producción de vapor está acorde a las características del proceso.

3.2.2.2.2. *Pasteurización*

En la pasteurización del jugo debemos tener en cuenta que parte del calor, que disponemos de un intercambiador de calor inicial que cumple dos funciones, recibe el jugo frío (corriente fría) y el jugo pasteurizado (corriente caliente) entrando el jugo en la etapa de pasteurización con una temperatura de 60°C, disminuyendo de esta forma el consumo de vapor de esta etapa.

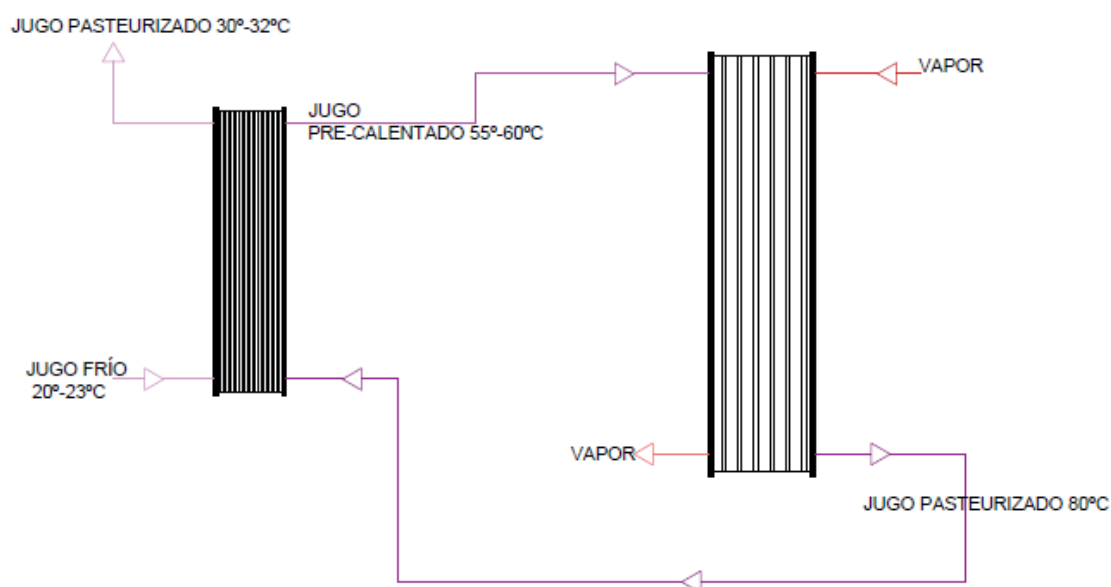


Fig. 28. Esquema pasteurizador

Con esta información y sabiendo que el consumo de vapor en el pasteurizador es de 56 kg/h, y que la temperatura de pasteurización es de 81°C, y el flujo de entrada de jugo al mismo es de 904.4 kg/h, siendo el C_p de este 4.0092 J/kg, ya que según Andrei I. Simon et al. [120] el C_p del agua (4.186 J/kg) disminuye en función de los °Brix a razón de 1.04% por grado. Obtenemos que en la pasteurización se está teniendo un rendimiento de 99.61%

En la pasteurización no existen un problema de rendimiento como tal, pero, en base a la experiencia y a los años trabajando con el equipo se ha podido comprobar la disminución de rendimiento a lo largo de la jornada, no en cuanto a calor, sino en cuanto a flujo, debido a las incrustaciones, por lo que se disponen de caudalímetros que indican el flujo como medida de control.



Fotografía 4. Pasteurizador

3.2.2.2.3. Destilación

La destilación de etanol es la parte esencial de todo el proceso llevado a cabo en el seno de la industria, para la determinación del rendimiento haremos un análisis exergético del proceso, basándonos en los datos tomados a diario del proceso real partiendo de su estado inicial de que es un “vino” o “jugo fermentado” de caña (Etanol<10%), asimismo los datos termodinámicos se deben consultar de tablas validadas, en este caso se han obtenido de NIST Chemistry Webbook. El análisis exergético nos permite evaluar la eficiencia real del proceso al considerar las pérdidas de calidad de la energía.[121]

La exergía se compone de dos partes la exergía física y la exergía química, la primera está relacionada con las variables de estado y la segunda con la composición de la mezcla.[122]

Exergía física:

Ecuación 5. Exergía Física

$$Ex_f = \dot{m}[(h - h_0) - T_0(S - S_0)]$$

Siendo:

- h: entalpía específica de la corriente
- h₀: entalpía específica del estado referencia (25°C y 1 atm)
- s: Entropía específica de la corriente
- s₀: entropía específica del estado de referencia (25°C y 1 atm)
- T₀: Temperatura del estado de referencia

Exergía química:

Ecuación 6. Exergía química

$$Ex_q = \dot{m} \sum x_i \cdot ex_{q,i}^0$$

Siendo:

- $ex_{0,i}$: exergía química específica estándar de cada componente.
- x_i : Fracción másica de cada componente.

La exergía total es la suma de ambas exergías.

Ecuación 7. Exergía total

$$Ex_f + Ex_q$$

Destilación de Etanol<80%

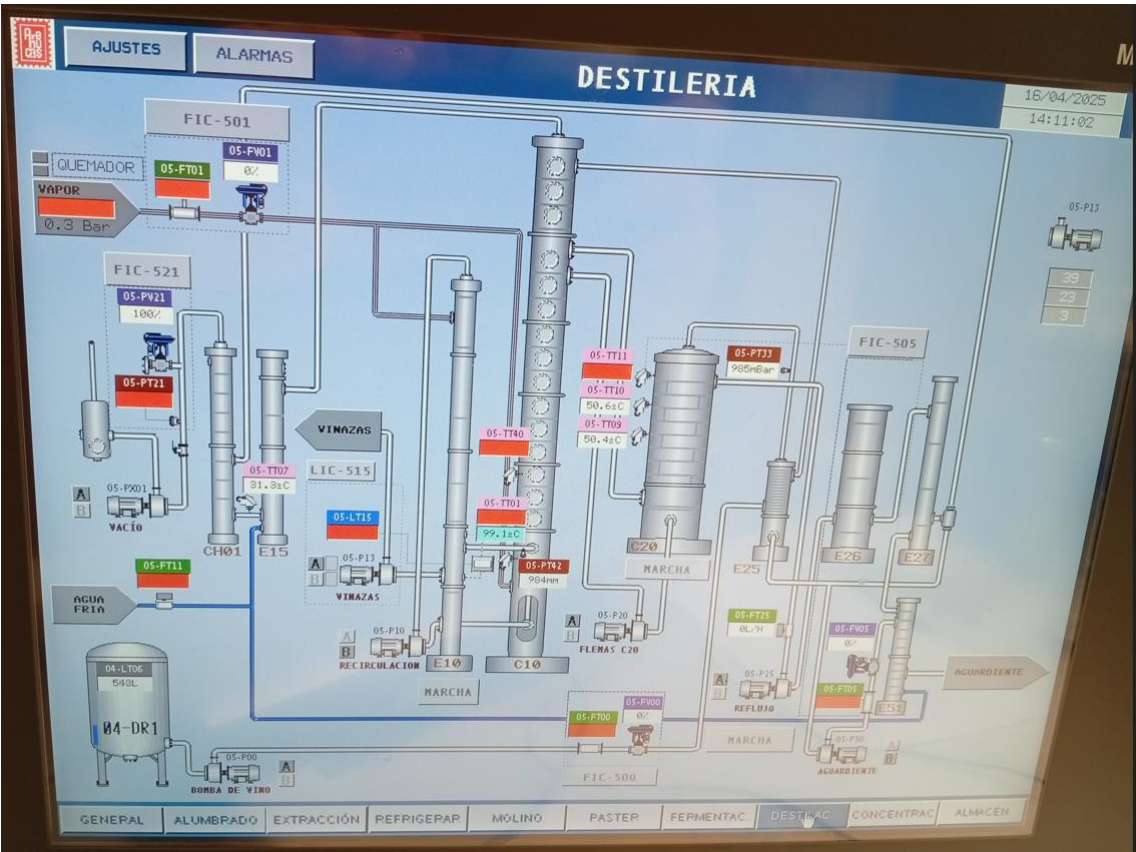


Fig. 29. SCADA de destilería

Los datos para la determinación de los valores de exergía serán tomados de la instrumentación propia del aparato de destilación, mediante lazos de control.

Tabla 46. Datos equipo de destilación de "FLEMAS"

Lazo	Variable	Valor
FIC-501	Entrada de vapor	<u>Medidos:</u>

		Flujo: 310-320 kg·h ⁻¹ Presión: 2.5-2.8 bar <u>Calculados:</u> Temperatura (Tablas termodinámicas): 400.9 K Entalpía: 2,716.9 ± 3 kJ·kg ⁻¹
FIC-521	Bomba de vacío	<u>Medidos:</u> Presión: 340 mbar Consumo eléctrico: 0.75 kW
FIC-500	Alimentación de vino	<u>Medidos</u> Flujo medio: 1,700-1,900 l·h ⁻¹ Densidad: 998-1,000 kg ·m ⁻³ Temperatura: ≈303 K Concentración de etanol: 8-9% vol.
LIC-515	Salida vinaza (base de columna)	<u>Medidos</u> Flujo medio≈1,400 l·h ⁻¹ Temperatura: 354 K concentración de etanol: 0% vol. Densidad≈1,052.6 kg·m ⁻³
FIC-505	Salida de Flemas	<u>Medidos:</u> Flujo medio: 230-250 l·h ⁻¹ Densidad: 885-887 kg·m ⁻³ Concentración de etanol: 69.8-70.1% Temperatura salida (final): 310 k

Los datos de la columna de temperatura y presión en el interior de la columna también lo proporciona los instrumentos de lectura ubicados en la misma, pero sin lazo de control:

- Temperatura parte alta (concentración): 339.5-340 K.
- Temperatura base columna (agotamiento): 354.5-355 K.
- Presión (vacío): 340 mbar.
- Número de platos: 21 (Agotamiento)+3 (Concentración).
- Plato de alimentación: Plato 2 (concentración).
- Relación de reflujo: 1:5.
- Temperatura de alimentación: 323-328 K (*Se usa el primer condensador de los vapores alcohólicos como precalentador de vino, Ver Fig. 26*)

Con los datos proporcionados se estará en disposición de realizar un estudio exergético y energético del proceso:

Análisis energético

Corrientes del balance de materia global:

Tabla 47. Corrientes de entrada y salida en destilación de "FLEMAS"

Corriente	
E1 (vino)	Caudal: 1,700 l·h ⁻¹ Flujo másico: 1,696.6 kg·h ⁻¹ Concentración etanol: 8%v/v---6.4%m/m
S1 (Flemas)	Caudal: 230 l·h ⁻¹ Flujo másico: 199 kg·h ⁻¹ Concentración etanol: 70%v/v---57.4%m/m
S2 (Vinazas)	Flujo másico: 1,497.6 kg·h ⁻¹ Concentración etanol: 0.0%v/v---0.0%m/m
Vapor	Flujo másico: 315 kg·h ⁻¹

Calculamos las entalpías de cada una de las corrientes

Tabla 48. Calores de cada una de las corrientes en la destilación de "FLEMAS"

	Corriente	Expresión	Valor
ENTRADA	Vapor	$Q_v = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot (h_{\text{vapor}} - h_{\text{condensado}})$	687.210,00 kJ h ⁻¹
	Energía eléctrica	Características de las bombas	20.880,00 kJ h ⁻¹
	Recuperación precalentador	$Q_{\text{precal}} = \dot{m}_{\text{vino}} \cdot C_p \cdot \Delta T$	177.200,00 kJ h ⁻¹
	Destilado	$Q_D = \dot{m}_{\text{destilado}} \cdot (h_{\text{vapor}} - h_{\text{mezcla}})$	537.300,00 kJ h ⁻¹



Fotografía 5. Destilería de "FLEMAS"

Destilación de Etanol >95%

En la instalación donde se obtiene etanol > 95% se dispone de menos instrumentos de medida, se trata de una instalación de 1987, únicamente se cuenta con los valores de las temperaturas de la zona de concentración y la de agotamiento en interior de la columna, y la salida de humos de la caldera así como la presión de vapor, el resto de los datos son estimados u obtenidos a través de valores tabulados.

Tabla 49. Datos de corrientes en la destilación de alcohol >95%

Variable	Valor
Entrada de vapor	<u>Medidos:</u> Flujo $\approx 2,400 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ Presión: 5-5,5 bar <u>Calculados:</u> Entalpía: $6,373,394.28 \pm 3 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$
Alimentación de FLEMAS	<u>Medidos</u> Flujo medio: $1,050-1,100 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ Densidad: $859-876 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ Temperatura: $\approx 293 \text{ K}$ Concentración de etanol: 80-95% vol.
Salida cabezas y colas	<u>Medidos</u> Flujo medio $\approx 20.8-21 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ Temperatura $\approx 305 \text{ K}$ concentración de etanol: 80-85% vol. Densidad $\approx 900 \pm 10 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$
Salida de Alcohol	<u>Medidos:</u> Flujo medio: $830-900 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ Densidad: $870-880 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ Concentración de etanol: 95.8-96.3% Temperatura salida (final) $\approx 305 \text{ K}$
Salida de vinazas	Flujo másico $\approx 200+50 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ Concentración etanol: 0.0%v/v---0.0% m/m

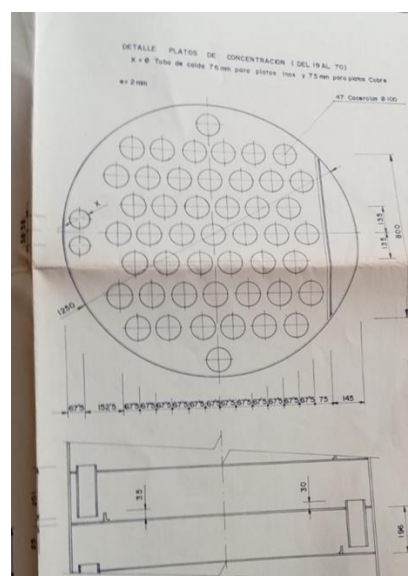
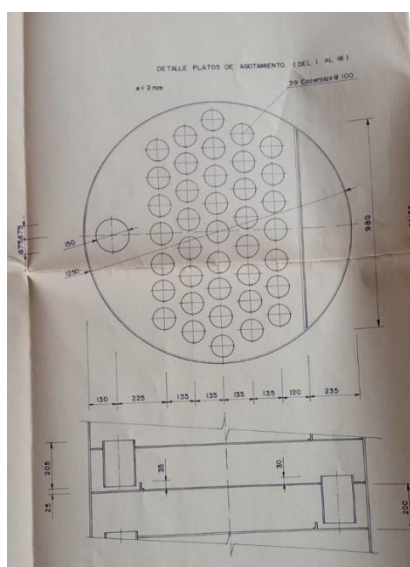
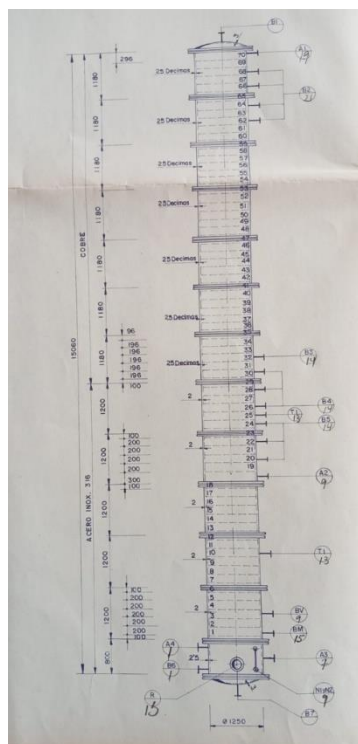
Los datos de la columna de temperatura y presión en el interior de la columna, a pesar de ser una instrumentación antigua se disponen de ellos:

- Temperatura parte alta (concentración): 355-360 K.
- Temperatura base columna (agotamiento): 385-390 K.
- Presión absoluta: 1,2 bar.

CAPITULO III

- Número de platos: 18 (Agotamiento)+52 (Concentración).
- Plato de alimentación: Plato 2 (concentración).
- Relación de reflujo: 1:5.
- Temperatura de alimentación (primera columna): 293K.

A-1	45	Entrada de Refugios			
A-2	63/5	Alimentacion			
A-3	154	Entrada de Vapor del Ebulidor			
A-4	317	Entrada de Vinazas			
B-1	154	Salida Vapores Alcoholicos			
B-2	33	Salida de Alcohol			
B-3	35	Salida Butanol			
B-4	20	Salida Aceites Altos			
B-5	20	Salida Aceites Bajos			
B-6	76	Salida de Vinazas			
B-7	64	Recirculacion Ebulidor			
T 1	1/2"	Indicador de Temperatura			
BV	3-5	Botella de Vinazas			
BM	2-5	Botella Manometrica			
N1yN2	1/2"	Nivel			
MARCA	D N	Ext. tubo	BRIDAS	DENOMINACION	OBSERV
EDICION	MODIFICACION	FECHA	NOMBRE		
			PROY.		
			DIBUJO	2-4-87	LOPEZ.
			COMPL.		
 TALLERES OVIÑO-MARTÍNEZ C/ta de ALCALZAR S/N TUMELLEJO (SEPARA)				PROPIEDAD RESERVADA DE TERMINO	
				PLANO N°	N° DE FABR
				EXPEDIENTE	
				CLIENTE	CANARIAS



Fotografía 6. Planos y Esquemas de la instalación, 1987 (Ver Anexo V)

Con los datos proporcionados se estará en disposición de realizar un estudio exergetico y energético del proceso:

Análisis energético

Corrientes del balance de materia global:

Tabla 50. Datos de las corrientes de entrada/salida de la destilación

Entrada (E1)	Alimentación	1050	l/h
	Concentración etanol	80%	Etanol vol.
	Concentración Agua	20%	Agua
	Densidad corriente entrada	0,859	kg/l
	Flujo másico entrada	901,95	kg/h
	Concentración masa (Etanol)	721,56	kg/h
	Concentración masa (Agua)	209,58	kg/h
	Masa Molar Etanol	46	g/mol
	Masa Molar Agua	18	g/mol
	Mol de Etanol	15,686087	kmol/h
	Mol de Agua	11,6433333	kmol/h
	Fracción molar Etanol	0,5739634	
	Fracción molar Agua	0,4260366	
Salida (S1)	Salida (etanol)	830	l/h
	Concentración etanol	96%	Etanol vol.
	Concentración Agua	4%	Agua
	Densidad corriente salida	0,865	kg/l
	Flujo másico salida	717,95	kg/h
	Concentración masa (Etanol)	691,38585	kg/h
	Concentración masa (Agua)	30,64858	kg/h
	Masa Molar Etanol	46	g/mol
	Masa Molar Agua	18	g/mol
	Mol de Etanol	15,0301272	kmol/h
	Mol de Agua	1,70269889	kmol/h
	Fracción molar Etanol	0,898242	
	Fracción molar Agua	0,101758	
Salida (S2)	Salida (Vinaza)	200	l/h
	Concentración etanol	0%	Etanol vol.
	Concentración Agua	100%	Agua
	Densidad corriente salida	0,998	kg/l
	Flujo másico salida	199,6	kg/h
	Concentración masa (Etanol)	0	kg/h
	Concentración masa (Agua)	199,6	kg/h
	Masa Molar Etanol	46	g/mol

	Masa Molar Agua	18	g/mol
	Mol de Etanol	0	kmol/h
	Mol de Agua	11,0888889	kmol/h
	Fracción molar Etanol	0	
	Fracción molar Agua	0,66270269	
Salida (S3)	Salida (cabezas y colas)	21	l/h
	Concentración etanol	85%	Etanol vol.
	Concentración Agua	15%	Agua
	Densidad corriente salida	0,855	kg/l
	Flujo másico salida	17,955	kg/h
	Concentración masa (Etanol)	15,26175	kg/h
	Concentración masa (Agua)	3,1437	kg/h
	Masa Molar Etanol	46	g/mol
	Masa Molar Agua	18	g/mol
	Mol de Etanol	0,33177717	kmol/h
	Mol de Agua	0,17465	kmol/h
	Fracción molar Etanol	0,01982792	
	Fracción molar Agua	0,01043757	

Tabla 51. Calores de cada una de las corrientes entrada/salida de la destilación

Corriente		Expresión	Valor
EV	Vapor	$Q_v = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot (h_{\text{vapor}} - h_{\text{condensado}})$	5.058.217 kJ h ⁻¹
E1	Flemas (Etanol<80%)	$Q_{E1} = \dot{m}_{\text{Etanol}} \cdot h_{\text{Etanol}} + \dot{m}_{\text{Agua}} h_{\text{Agua}}$	725.352 kJ h ⁻¹
S1	Alcohol >96%	$Q_{S1} = \dot{m}_{\text{Etanol}} \cdot h_{\text{Etanol}} + \dot{m}_{\text{Agua}} h_{\text{Agua}}$	658.529 kJ h ⁻¹
S2	Vinaza (Et. 0%)	$Q_{S2} = \dot{m}_{\text{Vinaza}} h_{\text{Agua}}$	54.451 kJ h ⁻¹
S3	Cabezas (et. 85%)	$Q_{S3} = \dot{m}_{\text{Etanol}} \cdot h_{\text{Etanol}} + \dot{m}_{\text{Agua}} h_{\text{Agua}}$	18.125 kJ h ⁻¹

Con estos datos de entradas y salidas se determina que el rendimiento energético de la destilación se encuentra en torno al 13% .

Al ser la destilación el proceso principal se considera para un resultado más ajustado al proceso analizado, realizar el análisis exergético del conjunto, es decir, primera destilación donde se obtiene unas “Flemas” y una segunda destilación donde se obtendrá el alcohol neutro >96%.

Tabla 52. Exergías de cada una de las corrientes en la destilación

	Corriente	Exergía química (kW)	Exergía física (kW)	Exergía (kW)
Etapas de obtención de Flemas	Alimentación, Jugo Fermentado.	72.44	-	72.44
	Salida destilado (<80%v/v)	0.52	88,92	117.77
	Salida Vinaza	466.17	115.50	581,68
	Vapor	-	1,005.13	1,005.13
Etapas de obtención de Destilado >96%	Entrada de flema (80%v/v)	229.72	3.64	233.37
	Vapor	-	-	549.09
	Salida Etanol 96%	215.86	-0.72	215.14
	Salida Vinaza	4.99	2.52	7.51
	Salida Cabezas (≈85%)	4.83	0.07	4.89

Ecuación 8. Rendimiento exergético, destilación primaria

$$\eta_{Flema} = \frac{\text{Exergia aprovechada (Flema)}}{\text{Exergía Vapor} + \text{Exergía Alimentación}} = 0.228$$

Ecuación 9. Rendimiento exergético, destilación >95%

$$\eta_{Dest.} = \frac{\text{Exergia aprovechada (Destilado)}}{\text{Exergía Vapor} + \text{Exergía Alimentación}} = 0.275$$

El valor de la eficiencia exergética a pesar de parecer algo bajo, un 22.8% y 27.5% en cada etapa, es acorde a lo mostrado por diferentes autores como Guerrero-Martín et al. [123] en su estudio sobre “hervidores industriales” sistema que emplean las destilerías modernas en lugar de vapor directo, en dicho estudio refleja un rendimiento comprendido entre un 20% y un 40%, no obstante es necesario mencionar, que no se ha tenido en cuenta el precalentamiento que sufre el vino antes de entrar en la columna en la primera etapa de condensación de los vapores alcohólicos ya que, en la actualidad no se dispone de instrumentación que permita la lectura de la temperatura de entrada, lo que contribuiría a mejorar la eficiencia exergética del proceso.

No obstante, es necesario valorar el conjunto de la destilación puesto que el producto no es la “Flema” sino el destilado:

Ecuación 10. Rendimiento exergético global en la destilación

$$\eta_{Dest.} = \frac{Exergia\ aprovechada\ (Destilado)}{Exergia\ Vapor\ total + Exergia\ Alimentación\ (vino\ inicial)} = 0.202$$

El rendimiento exergético global de la destilación se encuentra en el límite establecido según la bibliografía.

3.2.2.2.4. Evaporación/Concentración de vinaza

Este proceso no lo tienen todas las destilerías de este tipo, lo que se busca con la inclusión de esta etapa es minimizar el consumo de agua en la instalación y aprovechar un subproducto que es la vinaza concentrada como abono en la plantación, al ser esta válida para la agricultura ecológica.

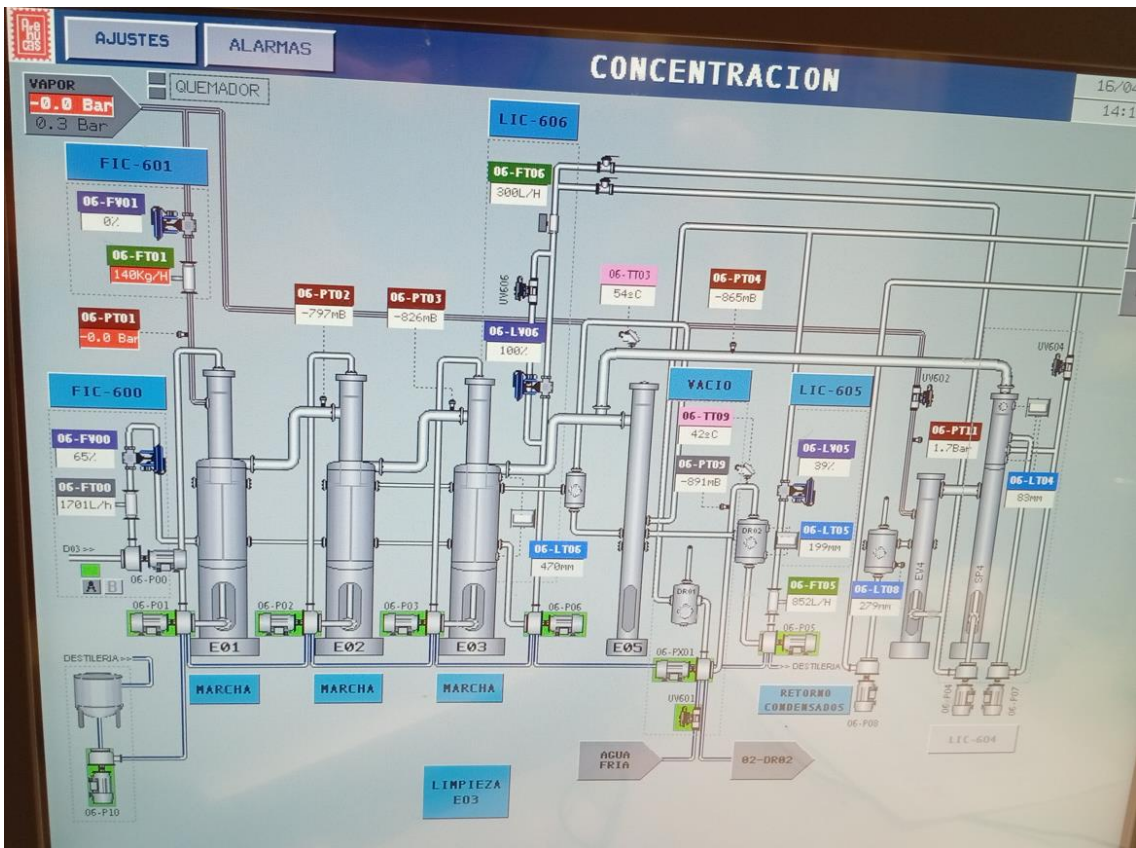


Fig. 30. SCADA, Concentrador

Con la información de la instrumentación en pantalla se obtienen los siguientes datos:

Tabla 53. Datos de las corrientes entrada/salida concentración

Corriente	Lazo de control	Valor
Alimentación vinaza diluida (E1) (12ºBrix)	FIC-600	1,700 l·h ⁻¹
Vapor (E2)	FIC-601	500 kg·h ⁻¹

Salida vinaza concentrada (S1) (28-30°Brix)	LIC-606	300 l·h ⁻¹
Salida agua evaporada (S2)	LIC-605	1,400 l·h ⁻¹

Para proceder a la realización del balance de materia se debe disponer de las densidades de cada una de las corrientes, por lo tanto

Tabla 54. Flujos másicos en concentrador

ENTRADA		SALIDAS	
E1	1,815.6 kg·h ⁻¹	S1	325 kg·h ⁻¹
		S2	1,400 kg·h ⁻¹

Se observa una diferencia entre la entrada y la salida de $\approx 91 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$, pudiendo deberse a los cambios en las densidades y a las aproximaciones realizadas.

Tras el balance de materia global, es necesario realizar un balance de sólidos:

Ecuación 11. Sólidos de entrada

$$Sol_{in} = m \cdot \frac{Brix}{100}$$

Ecuación 12. Sólidos de salida

$$Sol_{out} = m \cdot \frac{Brix}{100}$$

Tabla 55. Balance de solidos entrada/salida

ENTRADA		SALIDAS	
E1	217.87 kg·h ⁻¹	S1	94.25 kg·h ⁻¹
		S2	0 kg·h ⁻¹

Ecuación 13. Diferencia entre solidos de entrada y salida

$$\Delta S = Sol_{in} - Sol_{out} = 123.62 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

El balance corresponde a lo esperado en este tipo de procesos en donde la mayor parte de los sólidos deben encontrarse en la vinaza concentrada.

Se debe calcular también el agua evaporada:

Tabla 56. Balance de agua evaporada

ENTRADA		SALIDAS	
E1	1,597.73 kg·h ⁻¹	S1	230,75 kg·h ⁻¹
		S2	1,400 kg·h ⁻¹

La diferencia entre las entradas y salida de agua en el concentrado nos da una cantidad de agua evaporada de $1,367 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, produciéndose una variación con la instrumentación de medida de $\approx 33 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$

Para evaporar esta cantidad de agua se emplea como fuente energética el vapor saturado a 3 bar,

Tabla 57. Calores de cada corriente en el concentrador

Corriente	Expresión	Valor
Vapor	$Q_v = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot (h_{\text{vapor}} - h_{\text{condensado}})$	$1,299,498 \text{ kJ}\cdot\text{h}^{-1}$
Agua evaporada (Calor necesario)	$Q_{ev} = \dot{m} \cdot \lambda_{ev}$	$3,085,319 \text{ kJ}\cdot\text{h}^{-1}$

Ecuación 14. Rendimiento energético

$$\eta = \frac{Q_{ev}}{Q_v} = 2.37$$

El rendimiento es superior a la unidad debido a que se trata de un evaporador de triple efecto, y el calor se reutiliza entre un efecto y otro, coincide con estudios realizados por diferentes autores como Sogut et al. [124] con su análisis de los sistemas de evaporación en la industria alimentaria demostró unos rendimientos muy superiores a los evaporadores simples, así como otra línea de investigación consiguió demostrar como las temperaturas decrecen a medida que aumentamos las etapas del proceso [125], por lo que no se debe llamar rendimiento, en caso de los evaporadores de múltiple efecto y en evaporación en general debemos usar la expresión “Economía del Vapor”:

Ecuación 15. Economía de vapor

$$\text{Economía de vapor} = \frac{\text{Masa de vapor evaporado}}{\text{Masa de vapor de caldera consumido}}$$

En el caso del proceso estudiado, disponemos de la cantidad de agua evaporada por hora y el flujo másico de vapor consumido, obteniendo un valor de 2.8, que coincide de manera aproximada con el número de etapas tal como recoge Dhara J. Shah et al. [126].



Fotografía 7. Evaporador

3.2.2.3. Balance energético global de la configuración actual y conclusiones.

ETAPA	Consumo eléctrico	Ud.	Consumo de vapor	Ud.	Consumo de combustible	Ud.	Energía Vapor (kJ)	Energía Purga (kJ)	Energía humos (kJ)	Energía Radiación (kJ)	Energía condensados (kJ)
Picado y molienda	97,40	kW									
Generación de vapor											
Vulcano-Sadeca					58,80	kg/h	2.624.985,96	28.481,16	185.510,56	37.926,00	199.165,02
Estandar-Kessel					147,75	kg/h	6.373.394,28	14.537,26	392.844,33	88.091,51	593.259,65
Cimo					184,19	kg/h	7.671.678,30	12.128,23	433.236,78	109.820,74	593.259,65
Total energía producida							8.998.380,24				
Pasteurización			56,00	kg/h			122.170,66				
Destilación											
Flemas	5,80	kW	315,00	kg/h			687.210,00				
Destilado			2.400,00	kg/h			5.058.217,00				
Evaporación			500,00	kg/h			1.299.498,00				
Total energía consumida							7.044.925,00				

Fig. 31. Resumen de energías por procesos

Se obtiene un rendimiento energético total considerando únicamente la producción de vapor y el consumo de éste, al ser este la fuente principal de calor en los diferentes procesos es del 78.3% empleando la caldera Estándar Kessel y, si se emplea la caldera CIMO el rendimiento

global bajaría a un 68.4%, de ahí que salvo que se tenga algún problema siempre se usara la caldera con la que se obtiene un rendimiento superior.

En la actualidad se disponen de calores potencialmente aprovechables como es las purgas de las calderas y los humos, pudiendo alcanzar un 85% y un 74.8%. Esto genera un perjuicio económico a la instalación.

Con respecto al análisis exergético únicamente se ha realizado de la etapa de la destilación puesto que es donde obtenemos el único producto aprovechable con la configuración actual.

3.2.2.4 Requerimientos energéticos nueva configuración.

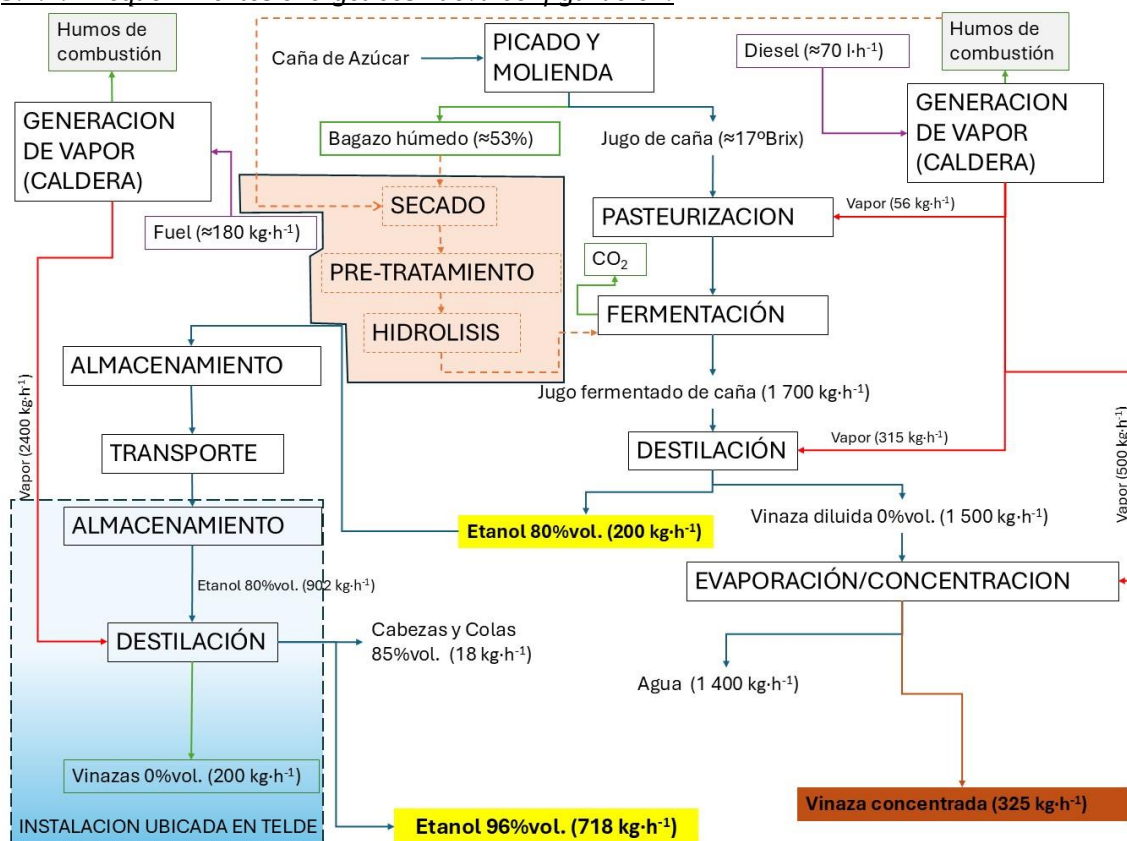


Fig. 32. Diagrama de bloques nueva configuración

Se debe incluir en el proceso las etapas de secado, pretratamiento alcalino e hidrólisis enzimática. En la actualidad la instalación cuenta con un secador de bagazo en desuso, que se podría poner en servicio nuevamente.

3.2.2.3.1. Requerimiento energético secado

Para la determinación del requerimiento energético de esta etapa en la que emplearemos el humo de la caldera con fuente térmica se debe considerar las características constructivas del trómel de secado instalado:



Fotografía 8. Trómel de secado

Secador rotativo de 1,910mm de diámetro y 7,000mm de longitud de acero con cuatro ruedas de giro, la potencia eléctrica es de 5 kW.

El trómel de secado será alimentado con un bagazo húmedo ($Hr \approx 53\%$) y debe ser capaz de devolver un bagazo seco ($Hr < 3\%$).

	Flujo	Ud.		Ud.
Caña	20.000,00	kg/día	2.500,00	kg/h
Jugo	70%			
Bagazo	30%			
Bagazo húmedo	6.000,00	kg/día	750,00	kg/h
Caña total	500000	kg/campaña		
Bagazo a secar campaña	150000	kg/campaña		
Días	60	días		
Bagazo a secar día	2500	kg/día		
Hr	53%			
Horas jornada secado	14	horas		
Agua Total	1.325,00	kg/día	94,64	kg/h
Hr en Bagazo seco	10%			
Agua en bagazo seco	250,00	kg/día	17,86	kg/h
Agua a evaporar	1.075,00	kg/día	76,79	kg/h
Temperatura bagazo	28,00	°C	301,50	K
Bagazo seco	1.175,00	kg/día	83,93	kg/h

Calor latente del agua	2.257,00	kJ/kg		
Energía evaporación	173.305,36	kJ/h		
Cp bagazo	1042,34767	J/kgK		
Calor sensible	6.255,02	kJ/h		
Calor necesario	179.560,37	kJ/h	49,88	kW

Tras realizar los cálculos se observa que es necesario un cambio en la jornada de trabajo para poder aprovechar el calor de los humos de combustión y no necesitar una fuente externa para el secado, en lugar de un único turno de trabajo de 8 horas se necesitan dos turnos de trabajo de 7 horas cada uno durante los 60 días de la campaña.

3.2.2.3.2. *Requerimiento energético pretratamiento*

Para el pretratamiento alcalino no se necesita aporte de calor al efectuarse a temperatura ambiente, si habrá consumo eléctrico de los agitadores (1.5kW) y de los motores de las bombas de circulación (3kW)

3.2.2.3.3. *Requerimiento energético hidrólisis enzimática.*

La hidrólisis enzimática requiere de una temperatura constante de 53°C de la mezcla durante 24 horas para poder replicar los ensayos efectuados en laboratorio, para conseguir este aumento de temperatura se empleará la misma caldera que tiene la instalación (1,050kg·h⁻¹), en la actualidad se consumen ≈875 kg·h⁻¹.

El proceso de hidrólisis enzimática requiere 24 horas por lo que se dispondrá de la capacidad total de la caldera tras las 8 horas de funcionamiento del proceso de pasteurización, destilación y evaporación.

La energía necesaria para el calentamiento de la mezcla es de 4,618,600.00 kJ·día⁻¹ la caldera es capaz de proporcionarnos esta temperatura, pero para optimizar el proceso es necesario aislar los depósitos y disponer de regulación de temperatura para ajustar la demanda de vapor en función del grado de enfriamiento.

3.3 ANÁLISIS DE COSTOS DE CAPITAL (CAPEX)

Para el análisis de costos de capital únicamente se deberá tener en cuenta los recursos tanto materiales como humanos de los que no dispone la instalación existente.

3.3.1 *Inversión en equipos principales*

3.3.1.1 *Recursos materiales:*

- Reactor para pretratamiento alcalino no se trata de una compra de depósitos nuevos sino se cambiará de uso 3 depósitos de 30,000 litros de acero inoxidable con agitador ATEX actualmente sin uso.

- Centrífuga, se dispone de la instalación de una centrífuga para trabajar en continuo usada antaño para la separación de los fondos de cuba de fermentación del mosto de caña de azúcar.
- Reactor de hidrólisis con control de pH, camisa de vapor y agitación. Para la estimación del coste de cada uno de los reactores se ha buscado a fabricantes de reactores de este tipo y se estima un coste promedio.

Tabla 58. Coste medio de reactores de hidrólisis

Detalles	Coste
Económico, acero 316, sin certificación	18,168 €
Estándar, Acero 316, Certificación ASME	43,257 €
Gama alta, Acero 316, ASME, ATEX	77,863 €

Para la estimación debemos considerar las características del producto a tratar por lo que debe contener unos mínimos de ahí, que se debe descartar todo aquello que carezca de certificaciones globalmente reconocidas, consideremos un valor promedio entre gamas media y alta de 60,500 € por reactor, siendo la inversión total de **242,240 €**

- Tamiz molecular, este tipo de instrumentación se barajó en el año 2007 en la instalación para la obtención de un alcohol >99%, por lo que se recupera la oferta realizada por “Tomsa Destil S.A”, esta oferta fue de 287.000 €, incluyendo proyecto y ejecución material, para una capacidad de procesamiento de 25.000 litros día de Etanol 96%v/v, para transformar dicha oferta a precios actuales el INE dispone de una herramienta que emplea las bases de datos del IPC y permite estimar el coste que tendría actualmente un producto oferta en dichos años:

INE

Instituto Nacional de Estadística

Actualización de importes con el IPC general. Sistema IPC base 2021 para periodos anuales completos.

Importe actualizado con el IPC General (sistema IPC base 2021)
entre Abril de 2007 y Abril de 2025

Importe inicial	Importe actualizado	Tasa de variación
287.000,00 €	408.401,00 €	42,3 %

[Imprimir](#) [Volver](#)

Más información sobre el IPC aquí

Fig. 33. Actualización de oferta económica

3.3.1.2 Recursos humanos:

Los recursos humanos serán los propios de la instalación, con la salvedad que se deberá aumentar los turnos de trabajo durante al menos 90 días que dura el

proceso de obtención de bioetanol a partir del bagazo, para los turnos adicionales será necesario disponer de un técnico y un operario.

Tabla 59. Salarios

Descripción	Salario
Técnico	34,000 €·año ⁻¹
Operario	28,000 €·año ⁻¹

La inversión total necesaria es de **712,401 €**

3.4 ANÁLISIS DE COSTOS DE OPERACIONALES (OPEX)

3.4.1 Costo de materias primas

Para la estimación del costo de las materias primas se debe plantear en que escenario se efectuará el pretratamiento, puesto que será el crítico y el que determinará toda la eficiencia posterior en la obtención del etanol. Por lo tanto, se plantean dos escenarios posibles con recuperación total (>95%) del hidróxido empleado, lo que conlleva una inversión muy considerable en la infraestructura necesaria para la recuperación [127,128] o, la utilización directa del licor alcalino tras cada pretratamiento, considerando las investigaciones realizadas por An T. T. et al, la pérdida de eficiencia es prácticamente inexistente con el empleo directo, lo que hay que tener en cuenta que el licor tendrá cada vez más impurezas pudiendo realizarse una filtración mejorando así la pérdida de rendimiento que pudiera tener el pretratamiento [129], con las consideraciones de diseño por ciclos de 90,000 litros (3 depósitos de 30,000 disponibles) se considera en base a la bibliografía consultada regenerar completamente la disolución alcalina cada 6 ciclos, en la campaña para pretratar completamente el bagazo seco generado se necesitan 33.33 ciclos, por lo que se deberá regenerar 5.5 veces necesitándose un total de 50,000 kg de NaOH, con un coste de 2.4 €·kg⁻¹.

Según la información suministrada por el proveedor de enzimas, estima un coste de 0.1322€ por cada litro de alcohol puro obtenido.

El agua en un territorio insular como el estudiado se encuentra entorno a los 2 €·m⁻³

Tabla 60. Costos de materias primas

Materia prima	Coste unitario	Coste total por campaña
Hidróxido de sodio (industrial)	2.4 €·kg ⁻¹	120,000 €
Enzima	0.1322 €/LAA	3,996 €
Agua	2 €·m ⁻³	1,000 €

3.4.3 Costos hidrólisis enzimática

Adicionalmente al consumo de la enzima como materia prima, se debe tener en cuenta las horas que la caldera debe funcionar para mantener la temperatura de 53°C en el reactor,

durante las 8 horas que esta el resto de los procesos en funcionamiento el coste es repercutido íntegramente al alcohol de primera generación producido (19,701.54 €/campaña), que nos permite determinar un coste de 0.04€ por cada kg de vapor producido.

Tabla 61. Coste de vapor de calefacción

Descripción	Coste unitario	Coste total por campaña
Vapor para calefacción de reactor (180 kg·h ⁻¹)	0.04 €·kg ⁻¹	12,146 €

3.4.5 Costos de personal

Para el coste de personal se consideran dos grupos de trabajo, en el primero se consideran los 60 días en turno de mañana, donde el equipo de mañana (90 días) está formado por un jefe de planta (40,000€·año⁻¹), dos técnicos (34,000€·año⁻¹) y cinco operarios (28,000€·año⁻¹), para que el dato obtenido sea más fiel a la realidad se debe repercutir la ocupación de tiempo únicamente del etanol de 2º Generación producido que se estima en un 17% del total de la jornada, y el equipo de tarde (90 días) compuesto por un técnico y un operario. Siendo el coste de personal por campaña de 124,000 €.

3.4.6 Costo total

Tabla 62. Resumen de coste total

Materias primas	124.995 €
Hidrólisis	12,146 €
Personal	41,664 €
Amortización (12% anual)	78,076 €
Total, campaña	256,882 €

Siendo la potencialidad de producción de 30,210 LAA, se dispone de un coste de 10.63 € litro de bioetanol >99%

3.5 EVALUACIÓN FINANCIERA

EL precio actual del LAA en el mercado internacional se sitúa 0.9-1€, si se trata de productores sin beneficios fiscales comunitarios, los países con convenios internacionales son aquellos que tienen la consideración de país en vías de desarrollo los cuales tienen aranceles más bajos y menores impuestos a la producción. Asimismo, y debido a la experiencia adquirida durante los años trabajados en el sector se sabe que el Etanol no presenta una fluctuación considerable, se ha tratado tradicionalmente de un precio muy estable hasta el año 2015 que comenzó un incremento considerable estimándose un aumento del 68%, pasando de un precio cercano a 0.55 €·LAA⁻¹, hasta el precio pagado este año 2025 de 0.84 €·LAA⁻¹.

Con estos precios en el mercado internacional y debido al elevado coste de producción no procede hacer un flujo de caja destinándose la producción para autoconsumo en elementos de la instalación que requieran de combustibles fósiles.

3.6 COMPARACIÓN CON ALTERNATIVAS ENERGÉTICAS

Tras realizar el análisis energético, de costos y de habiendo realizado la estimación de la inversión necesaria, es necesario realizar un análisis comparativo de tres escenarios diferentes, evaluando las implicaciones económicas, sociales y medioambientales de cada uno de ellos así como la contribución al fomento de la economía circular.

3.6.1 Escenario 1.-Escenario actual, Seguir empleando el Gasoil como única fuente energética y no valorizar la biomasa.

La configuración actual nos permite una generación de vapor que cubre las necesidades productivas, además de tener muy buen rendimiento superior al 98%, en la producción de Flemas, por otro lado, la combustión de Fuel en la otra instalación no es tan eficiente ya que las calderas están algo sobredimensionadas para la producción actual.

Como se presentó en el Capítulo II, el costo en la producción de un litro de aguardiente (alcohol de primera generación para uso alimentario) es de $10.31 \text{ €}\cdot\text{l}^{-1}$, donde la implicación del combustible supone menos del 1.5% del coste del proceso, siendo el coste mayoritario la adquisición de la caña de azúcar a un precio superior al de otros territorios $0.52 \text{ €}\cdot\text{kg}^{-1}$, necesitándose una media de 14 kg de caña de azúcar por cada LAA.

El consumo de Gasoil horario nos genera un potencial energético como se refleja en el balance presentado en este capítulo de $\approx 2,530.00 \text{ MJ}$, durante la campaña actual que dura aproximadamente 60 días, se consume 33,600 litros de Gasoil, generando un potencial energético de $1.26 \cdot 10^6 \text{ MJ}$, que se convierte en un 98% en vapor, a su vez supone un coste de $51.8 \text{ €}\cdot\text{h}^{-1}$.

Con estos datos se dispone que el coste operativo con el consumo únicamente de Gasoil como combustible principal para la generación de calor es de $2.05 \cdot 10^{-2} \text{ € MJ útil}$.

A nivel medio ambiental con este escenario se contribuye a:

- Aumento de las emisiones de gases contaminantes.
- Emisión de CO_2 en torno a $\approx 2.7 \text{ kg}$ por litro de Gasoil.[130].
- Generación de un residuo vegetal (bagazo) no aprovechado, pudiendo generar problemas derivados de la acumulación de vegetación húmeda.

A pesar de ser el coste de producción de aguardiente alto con respecto a otros productos similares en el mercado internacional, la calidad del producto y el uso para el que va destinado, producción de ron, permite margen suficiente para sufragar el coste de producción.

3.6.2 Escenario 2.-Emplear el bagazo como biomasa directamente como combustible para la caldera.

La caldera instalada en la actualidad permite el uso combinado tanto de biomasa como de gasoil, debido al régimen de funcionamiento actual impide su utilización de manera continuada, no obstante, el hecho de disponer de este elemento en la instalación hace que no se tenga que realizar ninguna modificación que implique una inversión fuerte.

Para estimar el potencial energético como se hizo en el primer escenario disponemos que la biomasa agrícola seca según IDAE tiene un PCI que oscila entre 10 y 17 MJ·kg, no obstante Zumalacárregui et al expuso que el PCI del bagazo de caña en función de la humedad relativa es:

Ecuación 16. Determinación del PCI del bagazo húmedo

$$PCI_{humedo} = [(1 - 0.01 \cdot Hr) \cdot PCI_{seco}] - [(0.01 \cdot Hr) \cdot \lambda]$$

Siendo Hr, humedad relativa, PCI seco 17.790 MJ·kg⁻¹ y λ el calor latente de vaporización del agua a 25°C, se obtiene un PCI para el bagazo de la instalación con un 10% de humedad de 15.32 MJ·kg⁻¹, por lo que el potencial energético encerrado en el bagazo seco durante la campaña es de 2.03·10⁶MJ. Para obtener este rendimiento energético es necesario secar el bagazo, que según el análisis planteado implica disponer de un turno más para poder alcanzar el objetivo del 10% de humedad procesando todo el bagazo. Asimismo, y debido a la funcionalidad se realiza el cálculo con el bagazo húmedo a 53% para comparar el potencial energético usándolo sin ningún tratamiento, siendo el PCI de 4.75 MJ·kg⁻¹ generando un potencial energético de 7.13·10⁵MJ.

Según el análisis energético de la caldera TCN-V, se requieren 2.72 MJ por cada kg de vapor producido, es decir, por cada campaña necesitamos disponer de una fuente que proporcione potencialmente 1.31·10⁶MJ, siendo esto posible en el *Escenario 1* y en el *Escenario 2* si se dispone del bagazo seco en caso contrario no es factible la utilización de este como fuente energética.

El coste operativo de la utilización de bagazo seco es prácticamente nulo al disponer de el de forma gratuita en la instalación.

A nivel medioambiental presenta ventajas e inconvenientes:

- Ventajas
 - Menores emisiones de gases potencialmente contaminantes, siempre que la combustión se eficiente.
 - Emisiones de CO₂ nula o prácticamente neutra al existir un balance entre el emitido y el consumido por la planta durante su vida.
 - Empleo de cenizas como fertilizante en la plantación.

- Inconvenientes
 - Mayor potencialidad de emisiones de partículas.
 - Necesidad de dotar a la instalación de métodos de filtración de los gases de combustión.
 - Mayor complejidad en el mantenimiento de la caldera.

3.6.3 Escenario 3.-Emplear el bagazo como fuente para la producción de bioetanol de segunda generación.

Queda de manifiesto que este escenario en instalaciones existentes tradicionales no es viable con fines comerciales por carecer de un precio competitivo, por otro lado tampoco podría usarse como materia prima para la elaboración de bebidas espirituosas al ser un alcohol que no procede de un origen agrícola, no obstante es necesario valorar la potencialidad de su uso para autoconsumo con fines energéticos, para lo que se analiza el potencial energético de los 30,210 LAA producidos, siendo el PCI del bioetanol $27.00 \text{ MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$, obteniendo un potencial de $6.36\cdot 10^5 \text{ MJ}$ con este resultado tampoco se cubriría las necesidades energéticas de la instalación.

A pesar de haber conseguido una ratio de conversión de biomasa en bioetanol muy bueno, no se llega cubrir la demanda energética de la instalación, en el supuesto de recibir bagazo de otras instalaciones cercanas y aumentar la producción el coste operativo es muy alto 0.553 € por MJ útil, frente a 0.02 € empleando gasóleo.

A nivel medioambiental presenta la principal ventaja de ser un combustible “verde” disminuyendo considerablemente las emisiones de gases y de CO_2 a la atmósfera.

3.7 RESUMEN Y RECOMENDACIONES

Tras el análisis llevado el proceso es viable técnicamente en instalaciones tradicionales con algunas modificaciones, hay que considerar que las instalaciones “nuevas” deben estar separadas de las empleadas para la producción de alcohol de uso alimentario debido a la legislación territorial, asimismo se debe contar con un sistema de tratamiento de los efluentes generados durante el pretratamiento al tener estos un alto poder contaminante.

La instalación estudiada dispone tanto de los recursos humanos como técnicos para poder implantar el modelo desarrollado, pero, el principal inconveniente es el elevado coste de operación, siendo la etapa crucial y donde radica la mayor parte del coste el pretratamiento, es por ello por lo que las principales líneas de investigación se centran en la optimización de este proceso.

Asimismo en territorios aislados o insulares se deben establecer sinergias entre la industria agroalimentaria para la gestión de los residuos vegetales producidos, ya que, como ha quedado demostrado tienen una alta potencialidad energética y con la implicación de todos los agentes económicos y sociales se pueden establecer cooperativas que gestión y valoricen los residuos

CAPITULO III

producidos en el territorio generando un beneficio en la economía local, contribuyendo de esta manera al cumplimiento de los objetivos de desarrollo sostenible propuestos por la Comisión Europea.

CAPITULO IV: CONCLUSIONES Y FUTURAS LÍNEAS DE ACTUACIÓN .



*“Convertid un árbol en leña
y arderá para vosotros, pero,
no producirá flores ni frutos
para vuestros hijos”*

Rabindranath Tagore

4.1 CONCLUSIONES

El trabajo diario en la industria local hizo patente la necesidad de dar una gestión coherente y lógica del residuo que en ella se producía, que debe encontrarse en sintonía con las políticas sociales, económicas y medioambientales promovidas desde las instituciones públicas. En este contexto se plantea la hipótesis de partida de la presente tesis, estableciéndose como objetivo, poner en valor un residuo vegetal, bagazo de caña de azúcar, que, tal y como se describe en el Capítulo I, fue un cultivo que representó el 8% del territorio cultivado insular. En este contexto se plantea la posibilidad de la producción de bioetanol de segunda generación buscando la viabilidad económica, técnica y medioambiental, en el seno de una industria local existente.

Partiendo del análisis de la situación mundial, nacional y regional en cuanto a legislación y propuestas para el fomento de la economía circular, incrementando la participación de la sociedad en el cumplimiento de los 17 ODS, se obtiene que un territorio como el isleño, una región RUP dentro de la Unión Europea, presentan ciertas ventajas que incentivan el aprovechamiento de residuos que favorezcan la economía social y ambiental, demostrando que la capacidad productiva agraria del archipiélago puede cubrir gran parte de la demanda local.

Canarias cuenta con una alta tradición en la producción de Etanol para uso alimentario, este hecho contribuye al desarrollo del conocimiento local, dotando de identidad propia a los técnicos que trabajan en la industria local, siendo innecesario fuertes inversiones en proyectos y en campañas de atracción del talento para trabajar en destilerías para la obtención de bioetanol.

La producción actual de caña de azúcar en Canarias supone menos del 1% de la superficie cultivada del archipiélago, es por lo que, en la investigación se aborda los diseños y los cálculos en base a producciones pequeñas y, debido a esto, el escalado produce unos costos muy elevados como se demuestra en el *Capítulo III*, no obstante, queda demostrado la viabilidad técnica sin necesidad de la introducción de grandes cambios en las instalaciones existentes.

El bagazo de caña de azúcar contiene en torno a un 40% de celulosa, un 24% de hemicelulosa y casi un 20% de lignina, partiendo de este análisis la capacidad de conversión de la celulosa exclusivamente proporciona una potencialidad máxima de obtención de bioetanol de 40 gramos por cada 100 gramos de bagazo. Con la metodología empleada, pretratamiento alcalino con hidróxido de sodio al 10% durante 7 días y posterior hidrólisis enzimática con la enzima Cellic Tec 3, se consigue una conversión del 83% de la celulosa en azúcares fermentables, originando una producción de etanol de 0.1589 gramos por cada gramo de bagazo, esto se puede interpretar como que la máxima conversión en bioetanol alcanzable por cada gramo de residuo en base seca es del 15.89%, siendo la producción máxima potencial en el territorio analizado de 23.83 toneladas de etanol, para las 150 toneladas de residuo seco de las que se disponen.

Se demuestra por tanto que el pretratamiento alcalino y la hidrólisis enzimática, sin condiciones muy severas que implique una reconversión de la industria existente, presentan una alta tasa de

conversión frente a otros procedimientos que, según bibliografía, obtienen conversiones mayores a costa de condiciones más agresivas que implican una fuerte inversión en la instalación, circunstancia que no facilita la consecución de los objetivos de la economía circular, que busca el aprovechamiento de todo lo existente.

Tras el análisis cromatográfico de las diferentes muestras se comprueba que además del etanol, en menor medida se generan otros compuestos de alto valor en la industria química, como es el furfural y otros alcoholes superiores.

No obstante, ha sido necesario analizar las implicaciones energéticas para la producción de esta cantidad de etanol, y, si estas son menores que otras alternativas de valorización del residuo, analizándose los tres escenarios posibles, emplear gasoil como única fuente energética en la instalación, el uso de bagazo de manera directa como biomasa o empleando el bagazo como materia prima para la obtención de bioetanol siguiendo el proceso analizado, quedando de manifiesto que la tecnología existente todavía se encuentra en un estadio muy temprano, el coste, sobre todo de la etapa de pretratamiento sigue siendo muy elevado, supone el 46.7% de coste operacional total, y, es esta fase inicial la que condicionará todas las fases posteriores del proceso de obtención de bioetanol, estos resultados a niveles energéticos invitan a proseguir con la investigación futura en busca de la optimización del pretratamiento.

A nivel ambiental la gestión correcta de este residuo solo provoca ventajas en cualquiera de los escenarios planteados, tanto si se emplea como biomasa, al ser el balance global de las emisiones de dióxido de carbono cero, como si se emplea como materia prima para la obtención de bioetanol, otorgándole un valor añadido. En caso de no gestionarse y, puesto que territorios como el Canario no dispone de infraestructuras de revalorización ni medios para la gestión y tratamiento sólo cabría la posibilidad de enviar a territorio continental para su aprovechamiento, aumentando así la huella de carbono que produce el proceso de obtención de etanol, incluyendo el transporte marítimo necesario.

4.2 FUTURAS LÍNEAS DE INVESTIGACIÓN

Como continuación a la presente investigación se abre un amplio abanico de posibilidades entre las que destacan:

- Combinación con otros residuos agroindustriales con alto contenido en celulosa para favorecer la economía de escala.
- Aprovechamiento de vinaza como fuente energética a través de una fermentación anaerobia.
- Aprovechamiento de organosolventes producidos en la misma destilaría (cabezas y colas) para la optimización del pretratamiento.

CAPITULO IV

- Generación propia mediante energía fotovoltaica el calor necesario para el secado de la biomasa.
- Generación de productos de alto valor en la industria química.
- Generación de Biochar y Carbon Activado.

BIBLIOGRAFÍA.



*“Nuestra tarea debe ser vivir libres,
ampliando nuestro círculo de compasión
para abarcar a todas las criaturas vivientes
y la totalidad de la naturaleza y su belleza”*

Albert Einstein

BIBLIOGRAFÍA

1. ECOEMBES. Economía Circular (Ecoembes) [Internet]. Available from: <https://www.ecoembes.com/es/reduce-reutiliza-y-recicla/economia-circular-en-espana>
2. Webster K, Blériot J, Johnson G. A new dynamic effective Business in a circular Economy. Foundation EM, editor. 2014.
3. Cerantola N. Reflexiones sobre el pasado, presente y futuro de la economía circular. Ambien: La revista del Ministerio de Medio Ambiente. 2016;117:46–63.
4. Unidas N. Naciones Unidas [Internet]. Available from: <https://www.un.org/development/desa/es/about/desa-divisions/population.html>
5. Porcelli AM, Martínez AN. Análisis legislativo del paradigma de la economía circular. Revista Direito GV. 2018;14:1067–105.
6. ONU. 17 ODS [Internet]. Available from: <http://los17ods.org/>
7. Ellen McArthur Foundation. Objetivos universales para políticas de economía circular. 2021.
8. Ellen MacArthur Foundation. The Global Commitment 2020. 2020.
9. MITECO. España Circular 2030. Estrategia Española de Economía Circular. 2020.
10. Canarias G de. Estrategia Canaria de Economía Circular. Canarias; 2021.
11. OPEC. Monthly OIL Market Report. Vienna, Austria; 2022.
12. EPA USEPA. Overview of Greenhouse Gases [Internet]. 2021. Available from: <https://www.epa.gov/ghgemissions/overview-greenhouse-gases#CO2-references>
13. Eurostat SE. Estadísticas de energía renovable. Online Information. 2018.
14. CORES C de RE de PP. Consumo de Productos Petrolíferos [Internet]. Consumo de Productos Petrolíferos. Available from: <https://www.cores.es/es/estadisticas>
15. Rosa SM de la. Hidrólisis ácida de celulosa y biomasa lignocelulósica asistida con líquidos iónicos. Universidad Autónoma de Madrid; 2015.
16. Valbuena F, Badillo R. Biocombustibles y los derechos humanos al agua y la alimentación en Colombia : aplicación de los Principios Rectores sobre las Empresas y Derechos Humanos de la ONU Biofuels and Human Rights to Water and Food in. Revista de Derecho. 2020;54:174–200.
17. Gasparatos A, Stromberg P, Takeuchi K. Sustainability impacts of first-generation biofuels. Animal Frontiers. 2013;3:12–26.
18. Talebian-kiakalaieh A, Aishah N, Amin S, Mazaheri H. A review on novel processes of biodiesel production from waste cooking oil. 2013;104:683–710.
19. Atabani AE, Silitonga AS, Anjum I, Mahlia TMI, Masjuki HH, Mekhilef S. A comprehensive review on biodiesel as an alternative energy resource and its characteristics. 2012;16:2070–93.
20. Kirubakaran M, Selvan VAM. A comprehensive review of low cost biodiesel production from waste chicken fat. Renewable and Sustainable Energy Reviews [Internet]. 2018;82:390–401. Available from: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.09.039>

BIBLIOGRAFÍA

21. Rodionova M y, Poudyal RS, Tiwari I, Voloshin RA, Zharmukhamedov SK, Nam HG, et al. Biofuel production: Challenges and opportunities. *Int J Hydrogen Energy* [Internet]. 2016;42:8450–61. Available from: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.11.125>
22. FAO F and AO. Produccion de Caña de Azucar [Internet]. Available from: <http://www.fao.org/land-water/databases-and-software/crop-information/sugarcane/en/>
23. FAO F and AO. Sugar Cane Production [Internet]. 2019. Available from: <http://data.un.org/Data.aspx?q=sugar+cane&d=FAO&f=itemCode%3A156>
24. Leyva A, Gauna GR de. Cultivos Energéticos y Biocombustibles. *Lychnos* [Internet]. 2011;06:44–9. Available from: http://www.fgcsic.es/lychnos/es_es/articulos/cultivos_energeticos_y_biocombustibles
25. Brandt A, Gräsvik J, Halletta JP, Welton T. Deconstruction of lignocellulosic biomass with ionic liquids. *Green Chemistry*. 2013;15:550–83.
26. Shefali Verma. ANAEROBIC DIGESTION OF BIODEGRADABLE ORGANICS IN MUNICIPAL SOLID WASTES. Calumbia University; 2002.
27. Brito AV, Rubio MR. Canarias en el primer ciclo del azúcar. In: Arehucas D, Aridane A de los L de, editors. *La empresa Azucarera en Canarias siglos XV-XX*. 2009. p. 13–102.
28. Meléndez S de L, Brito AV, Socorro M de los RH, Rubio MR. *La empresa Azucarera en Canarias Siglos XV-XX*. SA DA, Aridane A de LL de, editors. 2009.
29. Sannigrahi P, Pu Y, Ragauskas A. Cellulosic biorefineries—unleashing lignin opportunities. *Curr Opin Environ Sustain*. 2010;2:383–93.
30. Chen H. *Biotechnology of Lignocellulose, Theory and Practice*. 2014.
31. Lacerda V da S. Aprovechamiento de residuos lignocelulosicos para produccion de biocombustibles y bioproductos. Universidad de Valladolid; 2015.
32. Pérez J, Muñoz-Dorado J, De La Rubia T, Martínez J. Biodegradation and biological treatments of cellulose, hemicellulose and lignin: An overview. *International Microbiology*. 2002;5:53–63.
33. Dhyani V, Bhaskar T. A comprehensive review on the pyrolysis of lignocellulosic biomass. *Renew Energy* [Internet]. 2018;129:695–716. Available from: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.04.035>
34. Larry GF, Martin BL, Marker LT. *HYDROPYROLYSIS OF BIOMASS FOR PRODUCING HIGH QUALITY LIQUID FUELS*. Mexico; 2016.
35. Duque A, Manzanares P, Ballesteros I, Ballesteros M. Steam Explosion as Lignocellulosic Biomass Pretreatment [Internet]. *Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery*. Elsevier Inc.; 2016. Available from: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-12-802323-5.00015-3>
36. Tengborg C, Stenberg K, Galbe M, Zacchi G, Larsson S, Palmqvist E, et al. Comparison of SO₂ and H₂SO₄ impregnation of softwood prior to steam pretreatment on ethanol production. *Appl Biochem Biotechnol*. 1998;70–72.
37. Söderström Johana, Pilcher Linda, Galbe Mats, Zacchi Guido. Two-Step Steam Pretreatment of Softwood with SO₂ Impregnation for Ethanol Production. *Biomass Bioenergy*. 2003;24:475–86.

38. Jens M, Kiaer AB. Method for treating biomass and organic waste with the purpose of generating desired biologically based products. United States; 2009.
39. M C, G G-B, M.T G-C. Chemical Oxidation With Ozone as an Efficient Pretreatment of Lignocellulosic Materials. In: Mussatto SI, editor. Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. Elsevier; 2016. p. 409–29.
40. Sugimoto T, Magara K, S H, S O, T S, K N. Ozone pretreatment of lignocellulosic materials for ethanol production: improvement of enzymatic susceptibility of softwood. International Journal of the Biology, Chemistry, Physics and Technology of Wood. 2009;63:537–43.
41. Bonini C, D’Auria M, Maggio P Di, Ferri R. Characterization and degradation of lignin from steam explosion of pine and corn stalk of lignin: The role of superoxide ion and ozone. Ind Crops Prod. 2008;27:182–8.
42. EPA USEPA. Health Effects of Ozone in the General Population [Internet]. Available from: <https://www.epa.gov/ozone-pollution-and-your-patients-health/health-effects-ozone-general-population#exposure>
43. Mussatto SI. Biomass Pretreatment With Acids. Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. p. 169–85.
44. Raveendran Sindhu, Ashok Pandey PB. Chapter 4 - Alkaline Treatment. In: Ashok Pandey, Sangeeta Negi, Parameswaran Binod CL, editor. Pretreatment of Biomass. Elsevier; 2015. p. 51–60.
45. Xu J-K, Sun R-C. Recent Advances in Alkaline Pretreatment of Lignocellulosic Biomass. Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. 2016. p. 431–60.
46. Chen Y, Stevens MA, Zhu Y, Holmes J, Xu H. Understanding of alkaline pretreatment parameters for corn stover enzymatic saccharification. Biotechnol Biofuels. 2013;6:8.
47. Kim JS, Lee YY, Kim TH. A review on alkaline pretreatment technology for bioconversion of lignocellulosic biomass. Bioresour Technol. 2016;199:42–8.
48. Hernández-Mendoza AG, Saldaña-Trinidad S, Martínez-Hernández S, Pérez-Sariñana BY, Láinez M. Optimization of alkaline pretreatment and enzymatic hydrolysis of cocoa pod husk (*Theobroma cacao* L.) for ethanol production. Biomass Bioenergy. 2021;154:106268.
49. Mesa L, Albornas Y, Morales M, Corsano G, E. G. Integration of Organosolv Process for Biomass Pretreatment in a Biorefinery. Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. 2016. p. 229–55.
50. Leaes, E. X., Zimmermann, E., Souza, M., Ramon, A. P., Mezadri, E. T., Dal Prá, V., Terra, L. M., and Mazutti MA. Ultrasound-assisted enzymatic hydrolysis of cassava waste to obtain fermentable sugars. Biosyst Eng. 2013;115:1–6.
51. Vorobiev E, Lebovka N. Applications of Pulsed Electric Energy for Biomass Pretreatment in Biorefinery. Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. Elsevier; 2016. p. 151–68.
52. Moodley P, Sewsynker-Sukai Y, Gueguim Kana EB. Progress in the development of alkali and metal salt catalysed lignocellulosic pretreatment regimes: Potential for bioethanol production. Bioresour Technol. 2020;310:123372.

53. H M, P F, S W. A Novel Green Biomass Fractionation Technology: Hydrotropic Pretreatment. Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. 2016. p. 281–314.
54. Ji H, Wang L, Tao F, Yao Z, Li X, Dong C, et al. A hydrotrope pretreatment for stabilized lignin extraction and high titer ethanol production. Bioresour Bioprocess. 2022;9:40.
55. Devendra LP, Kiran Kumar M, Pandey A. Evaluation of hydrotropic pretreatment on lignocellulosic biomass. Bioresour Technol. 2016;213:350–8.
56. Devendra LP, Pandey A. Hydrotropic pretreatment on rice straw for bioethanol production. Renew Energy. 2016;98:2–8.
57. Zhuang X, Wang W, Yu Q, Qi W, Wang Q, Tan X, et al. Liquid hot water pretreatment of lignocellulosic biomass for bioethanol production accompanying with high valuable products. Bioresour Technol. 2016;199:68–75.
58. N. A, P.G. K, E. C, R.P. O, E.G. K. Dilute acid hydrolysis of lignocellulosic. An application to medium consistency suspensions of hardwoods using a plug flow reactor. Can J Chem Eng. 1990;68:627–38.
59. Lv Y, Zhang Y, Xu Y. Understanding and technological approach of acid hydrolysis processing for lignocellulose biorefinery: Panorama and perspectives. Biomass Bioenergy. 2024;183:107133.
60. Saeman JF. Kinetics of Wood Saccharification - Hydrolysis of Cellulose and Decomposition of Sugars in Dilute Acid at High Temperature. Ind Eng Chem. 1945;37:43–52.
61. Grant GA, Han YW, Anderson AW, Frey KL. Kinetics of straw hydrolysis. Dev Ind Microbiol;(United States). 1977;18:599–611.
62. Aguilar R, Ramírez JA, Garrote G, Vázquez M. Kinetic study of the acid hydrolysis of sugar cane bagasse. J Food Eng. 2002;55:309–18.
63. Garrote G, Domínguez H, Parajó JC. Kinetic modelling of corncob autohydrolysis. Process Biochemistry. 2001;36:571–8.
64. Domínguez González H, Parajó Liñares JC, Cruz Freire JM, Garrote Velasco G. Production of xylooligosaccharides by autohydrolysis of lignocellulosic materials. Trends in food science and technology an official journal of the European Federation of Food Science and Technology (EFFoST) and the International Union of Food Science and Technology (IU FoST). 2004;15:115–20.
65. Girisuta B, Dussan K, Haverty D, Leahy JJ, Hayes MHB. A kinetic study of acid catalysed hydrolysis of sugar cane bagasse to levulinic acid. Chemical Engineering Journal. 2013;217:61–70.
66. Tizazu BZ, Moholkar VS. Kinetic and thermodynamic analysis of dilute acid hydrolysis of sugarcane bagasse. Bioresour Technol. 2018;250:197–203.
67. Tizazu BZ, Moholkar VS. Kinetic and thermodynamic analysis of dilute acid hydrolysis of sugarcane bagasse. Bioresour Technol [Internet]. 2018;250:197–203. Available from: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.11.032>
68. Drula E, Garron M-L, Dogan S, Lombard V, Henrissat B, Terrapon N. The carbohydrate-active enzyme database: functions and literature. Nucleic Acids Res. 2022;50:D571–7.

69. Amarasekara AS. Handbook of Cellulosic Ethanol. 2013.
70. Sun S, Sun S, Cao X, Sun R. The role of pretreatment in improving the enzymatic hydrolysis of lignocellulosic materials. *Bioresour Technol.* 2016;199:49–58.
71. Hall M, Bansal P, Lee JH, Realff MJ, Bommarius AS. Cellulose crystallinity – a key predictor of the enzymatic hydrolysis rate. *FEBS J.* 2010;277:1571–82.
72. Y. Albernás-Carvajal, J. Pedraza Gárciga, G. Corsano, L. Rodríguez Rodríguez, E. González Suárez. Primera aproximación a la cinética de la obtención de etanol mediante sacarificación y fermentación simultánea del bagazo. *Afinidad.* 2016;73.
73. Liang C, Gu C, Raftery J, Karim MN, Holtzapple M. Development of modified HCH-1 kinetic model for long-term enzymatic cellulose hydrolysis and comparison with literature models. *Biotechnol Biofuels.* 2019;12.
74. United Nations D of E and SASD. The 17 Goals [Internet]. [cited 2025 Jun 13]. Available from: <https://sdgs.un.org/goals>
75. Omar Faruk, Mohini Sain. Lignin in Polymer Composites. Elsevier; 2016.
76. Bilba K, Arsene MA, Ouensanga A. Sugar cane bagasse fibre reinforced cement composites. Part I. Influence of the botanical components of bagasse on the setting of bagasse/cement composite. *Cem Concr Compos.* 2003;25.
77. Ramaraj B. Mechanical and thermal properties of polypropylene/sugarcane bagasse composites. *J Appl Polym Sci.* 2007;103.
78. Pereira PHF, Voorwald HCJ, Cioffi MOH, Mulinari DR, da Luz SM, da Silva MLCP. Sugarcane bagasse pulping and bleaching: Thermal and chemical characterization. *Bioresources.* 2011;6.
79. Moretti MM de S, Perrone OM, Nunes C da CC, Taboga S, Boscolo M, da Silva R, et al. Effect of pretreatment and enzymatic hydrolysis on the physical-chemical composition and morphologic structure of sugarcane bagasse and sugarcane straw. *Bioresour Technol.* 2016;219:773–7.
80. Oliveira Moutta R de, Cristina Silva M, Reis Corrales RCN, Santos Cerullo MA, Ferreira-Leitão VS, da Silva Bon EP. Comparative Response and Structural Characterization of Sugarcane Bagasse, Straw and Bagasse-Straw 1:1 Mixtures Subjected to Hydrothermal Pretreatment and Enzymatic Conversion. *J Microb Biochem Technol.* 2013;01.
81. Melesse GT, Hone FG, Mekonnen MA. Extraction of Cellulose from Sugarcane Bagasse Optimization and Characterization. *Advances in Materials Science and Engineering.* 2022;2022:1–10.
82. Hans M, Pellegrini VOA, Filgueiras JG, de Azevedo ER, Guimaraes FEC, Chandel AK, et al. Optimization of Dilute Acid Pretreatment for Enhanced Release of Fermentable Sugars from Sugarcane Bagasse and Validation by Biophysical Characterization. *Bioenergy Res.* 2023;16:416–34.
83. Sharma HK, Xu C, Qin W. Biological Pretreatment of Lignocellulosic Biomass for Biofuels and Bioproducts: An Overview. *Waste Biomass Valorization.* 2019;10:235–51.
84. Zanatta ER, Reinehr TO, Awadallak JA, Kleinübing SJ, dos Santos JBO, Bariccatti RA, et al. Kinetic studies of thermal decomposition of sugarcane bagasse and cassava bagasse. *J Therm Anal Calorim.* 2016;125:437–45.

85. Lalue C, Roldan IU, Pecoraro E, Igbojionu LI, Ribeiro CA. Effects of pretreatment applied to sugarcane bagasse on composition and morphology of cellulosic fractions. *Biomass Bioenergy*. 2019;126:231–8.
86. Liu ZJ, Lan TQ, Li H, Gao X, Zhang H. Effect of bisulfite treatment on composition, structure, enzymatic hydrolysis and cellulase adsorption profiles of sugarcane bagasse. *Bioresour Technol*. 2017;223:27–33.
87. Kanwal S, Chaudhry N, Munir S, Sana H. Effect of torrefaction conditions on the physicochemical characterization of agricultural waste (sugarcane bagasse). *Waste Management*. 2019;88:280–90.
88. Patel H, Chapla D, Shah A. Bioconversion of pretreated sugarcane bagasse using enzymatic and acid followed by enzymatic hydrolysis approaches for bioethanol production. *Renew Energy*. 2017;109:323–31.
89. Espirito Santo M, Rezende CA, Bernardinelli OD, Pereira N, Curvelo AAS, deAzevedo ER, et al. Structural and compositional changes in sugarcane bagasse subjected to hydrothermal and organosolv pretreatments and their impacts on enzymatic hydrolysis. *Ind Crops Prod*. 2018;113:64–74.
90. Savou V, Grause G, Kumagai S, Saito Y, Kameda T, Yoshioka T. Pyrolysis of sugarcane bagasse pretreated with sulfuric acid. *Journal of the Energy Institute*. 2019;92:1149–57.
91. Chambon CL, Mkhize TY, Reddy P, Brandt-Talbot A, Deenadayalu N, Fennell PS, et al. Pretreatment of South African sugarcane bagasse using a low-cost protic ionic liquid: a comparison of whole, depithed, fibrous and pith bagasse fractions. *Biotechnol Biofuels*. 2018;11:247.
92. Tondro H, Musivand S, Zilouei H, Bazarganipour M, Zargoosh K. Biological production of hydrogen and acetone- butanol-ethanol from sugarcane bagasse and rice straw using co-culture of *Enterobacter aerogenes* and *Clostridium acetobutylicum*. *Biomass Bioenergy*. 2020;142:105818.
93. Stegen S, Kaparaju P. Effect of temperature on oil quality obtained through pyrolysis of sugarcane bagasse. *Fuel*. 2020;276:118112.
94. Gomes MG, Gurgel LVA, Baffi MA, Pasquini D. Pretreatment of sugarcane bagasse using citric acid and its use in enzymatic hydrolysis. *Renew Energy*. 2020;157:332–41.
95. O. Lomovsky, A. Bychkov, I. Lomovsky. Mechanical Pretreatment. In: Dr S.I. Mussatto, editor. *Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery*. ELSEVIER; 2016.
96. Latimer GW, editor. *Official Methods of Analysis*. Official Methods of Analysis of AOAC INTERNATIONAL. 22nd ed. Oxford University Press New York; 2023.
97. Panreac Química S.A. *Analíticos en Alimentaria, Métodos Oficiales de Análisis: Productos derivados de la uva, aguardientes y sidras*. PANREAC QUIMICA SA, editor. Barcelona; 1996.
98. Segal L, Creely JJ, Martin AE, Conrad CM. An Empirical Method for Estimating the Degree of Crystallinity of Native Cellulose Using the X-Ray Diffractometer. *Textile Research Journal*. 1959;29:786–94.
99. Thiangtham S, Runt J, Saito N, Manuspiya H. Fabrication of biocomposite membrane with microcrystalline cellulose (MCC) extracted from sugarcane bagasse by phase inversion method. *Cellulose*. 2020;27:1367–84.

BIBLIOGRAFÍA

100. Reddy KO, Guduri BR, Rajulu AV. Structural characterization and tensile properties of *Borassus* fruit fibers. *J Appl Polym Sci*. 2009;114:603–11.
101. Lopez-Martinez A., Bolio-López G.I., Veleza L., Solórzano-Valencia M., Acosta-Tejada G., Hernández-Villegas M.M., et al. OBTENCIÓN DE CELULOSA A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZUCAR (*Saccharum* spp.). *Agroproductividad*. 2016;9:41–5.
102. Fernandes Pereira Paulo H., Jacobus Voorwald Herman Cornelis, H. Cioffi Maria Odila, Regina Mulinari Daniella, Da Luz Sandra M., Pinto Da Silva Maria Lucia. SUGARCANE BAGASSE PULPING AND BLEACHING: THERMAL AND CHEMICAL CHARACTERIZATION. *Bioresources*. 2011;6.
103. Vegas Niño RM, Acosta Arteaga Y, Fernández Segura C. Obtención, purificación y aprovechamiento de azúcares reductores a partir de materiales lignocelulósicos. *Revista Boliviana de Química*. 2024;41.
104. Okeniyi JO, Ogunlana OO, Ogunlana OE, Owoeye TF, Okeniyi ET. Biochemical Characterisation of the Leaf of *Morinda Lucida*: Prospects for Environmentally-Friendly Steel-Rebar Corrosion-Protection in Aggressive Medium. *TMS 2015 144th Annual Meeting & Exhibition*. Cham: Springer International Publishing; 2015. p. 637–44.
105. Afanas'ev NI, Prokshin GF, Lichutina TF, Gusakova MA, Vishnyakova AP, Sukhov DA, et al. Effect of residual lignin on the supramolecular structure of sulfate hardwood cellulose: A Fourier IR study. *Russian Journal of Applied Chemistry*. 2007;80:1724–7.
106. Lu P, Hsieh Y-L. Preparation and properties of cellulose nanocrystals: Rods, spheres, and network. *Carbohydr Polym*. 2010;82:329–36.
107. Reddy KO, Guduri BR, Rajulu AV. Structural characterization and tensile properties of *Borassus* fruit fibers. *J Appl Polym Sci*. 2009;114:603–11.
108. Morán JI, Alvarez VA, Cyras VP, Vázquez A. Extraction of cellulose and preparation of nanocellulose from sisal fibers. *Cellulose*. 2008;15:149–59.
109. Pandey KK. A study of chemical structure of soft and hardwood and wood polymers by FTIR spectroscopy. *J Appl Polym Sci*. 1999;71:1969–75.
110. Dai D, Fan M. Characteristic and Performance of Elementary Hemp Fibre. *Materials Sciences and Applications*. 2010;01:336–42.
111. Prajapati BP, Jana UK, Suryawanshi RK, Kango N. Sugarcane bagasse saccharification using *Aspergillus tubingensis* enzymatic cocktail for 2G bio-ethanol production. *Renew Energy*. 2020;152:653–63.
112. de Araujo Guilherme A, Dantas PVF, Padilha CE de A, dos Santos ES, de Macedo GR. Ethanol production from sugarcane bagasse: Use of different fermentation strategies to enhance an environmental-friendly process. *J Environ Manage*. 2019;234:44–51.
113. Cárdenas Z-D, Margarita L, Antonio R-RP, María B, Geraldo L. Potencialidades del bagazo para la obtención de etanol frente a la generación de electricidad Potential Uses of Bagasse for Ethanol Production Versus Electricity Production Pérez-Ones Osney. :407–18.
114. Food and Agriculture Organization of United Nations (FAO). *Crops and Livestock Products*. 2023.
115. Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB). *Safrá Brasileira de Cana-de-Açúcar*. Brasil; 2025 Jan.

116. Richard G. Allen, Luis S. Pereira, Dirk Raes, Martín Smith. Evotranspiración del cultivo. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación, editor. Roma; 2006.
117. Cartográfica de Canarias S.A (GRAFCAN). Mapa Geológico de Canarias [Internet]. Las Palmas; 2013. Available from: <https://visor.grafcan.es/visorweb/default.php?svc=svcMGT>
118. Alex Guerra Noriega. 29th Internation Sugar Organization Seminar, Coronavirus and Climate Change. In: Internation Sugar Organization, editor. Covid19, climate change and the sugar industry Challenges and opportunities for the long run. London; 2021.
119. Reis A, Santos AC dos, Anache JAA, Mendiondo EM, Wendland EC. Water footprint analysis of temporary crops produced in São Carlos (SP), Brazil. RBRH. 2020;25.
120. Andrei I. Simon, Cristina G. Grigoras, Lacramioara Rusu, ADriana Dabija. Modeling of the thermo-physical properties of aqueous sucrose solutions II. Boiling point ,specific heat capacity an thermal conductivity. Food and Environment Safety. 2011;X:49–56.
121. Arletis Cruz Llerena, Osney Pérez Ones, Lourdes Zumalacárregui de Cárdenas. Análisis comparativo de métodos de balance exergético en columnas de destilación alcohólica. Centro Azúcar. 2017;44:48–59.
122. Guerrero-Martin CA, Fernández-Ramírez JS, Arturo-Calvache JE, Milquez-Sanabria HA, da Silva Fernandes FA, Costa Gomes VJ, et al. Exergy Load Distribution Analysis Applied to the Dehydration of Ethanol by Extractive Distillation. Energies (Basel). 2023;16:3502.
123. Kanoglu M, Dincer I, Rosen MA. Understanding energy and exergy efficiencies for improved energy management in power plants. Energy Policy. 2007;35:3967–78.
124. Sogut Z, Ilten N, Oktay Z. Energetic and exergetic performance evaluation of the quadruple-effect evaporator unit in tomato paste production. Energy. 2010;35:3821–6.
125. Mojarab Soufiyan M, Dadak A, Hosseini SS, Nasiri F, Dowlati M, Tahmasebi M, et al. Comprehensive exergy analysis of a commercial tomato paste plant with a double-effect evaporator. Energy. 2016;111:910–22.
126. Shah DJ, Bhagchandani PCG. Design, Modelling and Simulation of Multiple Effect Evaporators. 2012; Available from: www.ijset.com,
127. Arkell A, Krawczyk H, Thuvander J, Jönsson A-S. Evaluation of membrane performance and cost estimates during recovery of sodium hydroxide in a hemicellulose extraction process by nanofiltration. Sep Purif Technol. 2013;118:387–93.
128. Sue Jones, Eric Tan, Jennifer b. Dunn, Lauren Valentino. Bioprocessing Separations Consortium, Three-Year Overview. 2020.
129. An T. T. Tran, Nhan H. Cao, Phung Tim Le, Phong T. Mai, Quan D. Nguyen. Reusing Alkaline Solution in Lignocellulose Pretreatment to Save Consumable Chemicals without Losing Efficiency. Chem Eng Trans. 2020;78:307–12.
130. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. IDAE, Instituto para la diversificación y Ahorro de la Energía [Internet]. [cited 2025 Jun 12]. Available from: <https://www.idae.es/>

ANEXOS

“Todos debemos ir engrosando ese pequeño ejército, ¡Qué el día de mañana se considere heroico!, mucho más que los que lucharon con las armas en la mano: el ejército de los que un buen día dijeron que había que hacer algo para proteger a una Madre que no se queja, que nos ha dado todo lo que tenemos, ¡y a la que estamos matando!

Félix Rodríguez de la Fuente

ANEXO I. Publicación

Waste and Biomass Valorization (2025) 16:2185–2194
<https://doi.org/10.1007/s12649-024-02781-0>

ORIGINAL PAPER



Evaluation of the Alcohol Yield from Sugar Cane Bagasse in Small Existing Distilleries

Cristo D. Santana Suárez¹ · Óscar González Díaz² · Elisenda Pulido-Melián² · Julieta C. Schallenberg-Rodríguez³

Received: 24 May 2024 / Accepted: 12 October 2024 / Published online: 13 November 2024
 © The Author(s), under exclusive licence to Springer Nature B.V. 2024

Abstract

The gradual increase in the consumption of fossil fuels, coupled with the current economic and social situation, has created the need to seek alternatives for the self-sufficiency of territories, thereby promoting an increase in socio-economic well-being in the surrounding areas. Second-generation bioethanol derived from lignocellulosic waste from the agro-industrial sector is a biofuel with high potential, which can take advantage of existing infrastructure. In this line, several full scale experiments were performed in real environment in a distillery factory in the island of Gran Canaria. After performing acid hydrolysis and enzymatic hydrolysis using sugarcane bagasse from the factory, it has been observed that good yields cannot be achieved without the pretreatment stage, with acid hydrolysis (< 30%) and enzymatic hydrolysis (< 79%) performing poorly. In comparison, alkaline pretreatment in enzymatic hydrolysis has shown superior conversion rates exceeding 80%. However, an optimal time has been sought for our working conditions to limit the formation of inhibitors, which would have a negative impact during the subsequent fermentation process.

Highlights

- Real full scale experiments to produce bioethanol using sugarcane bagasse from an existing distillery factory were implemented.
- The yields of acid and alkali pretreatments and hydrolysis were determined in real environment conditions.
- A pilot plant was sized to integrate into the existing process.

✉ Cristo D. Santana Suárez
cristo.santana104@alu.ulpgc.es

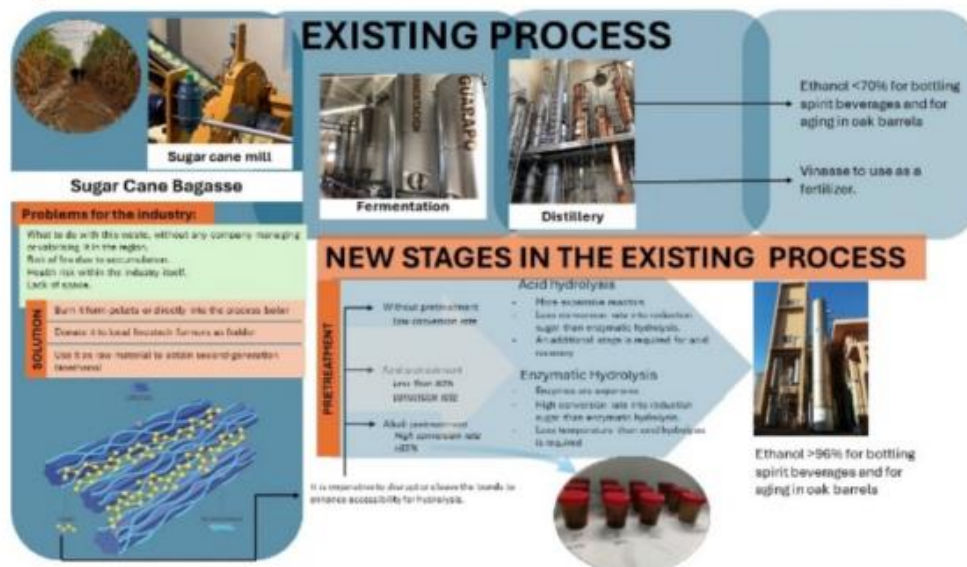
¹ Destilerías Arehucas S.A., Universidad de Las Palmas de Gran Canaria, Las Palmas de Gran Canaria, Spain

² Instituto de Estudios Ambientales y Recursos Naturales (i-UNAT), Centro Instrumental Químico Físico para el Desarrollo de la Investigación Aplicada (CIDIA), Universidad de Las Palmas de Gran Canaria, Las Palmas de Gran Canaria, Spain

³ Group for the Research in Renewable Energy Systems (GRES), Universidad de Las Palmas de Gran Canaria, Las Palmas de Gran Canaria, Spain

Springer

Graphical Abstract



Keywords Lignocellulosic · Sugar cane bagasse · Bioethanol · Acid hydrolysis · Enzymatic hydrolysis · Second generation biofuel

Introduction

The current economic and environmental situation makes it imperative to continuously seek for alternatives that satisfy the growing global energy demand while adding energy independence to isolated territories.

Second-generation biofuels derived from agro-industrial waste present themselves as another solution in a country's energy mix. This type of energy source also offers the advantage of revaluing and managing waste, which in some cases are very challenging to manage, such as vegetable oils or agricultural residues in regions without industries capable of absorbing and valorising them.

Among existing biofuels, bioethanol emerges as a clear competitor/alternative for gasoline substitution or for a combination of both. Furthermore, if this bioethanol is obtained from waste, it will not compete with crops destined for food, thus avoiding conflicts of interest between energy needs and social requirements. An example of the possibilities for implementing these technologies is "Bio-Refineries," which utilize plant-origin waste as raw materials to produce bioethanol and other biofuels. As early as 2009, the European Commission, through the BIOPOL

project, conducted a study on the current situation of the sector, concluding that strict Bio-Refineries did not exist. They were always associated with an industrial process, such as traditional distilleries, indicating the high cost of having such an installation exclusively for waste processing [1, 2]. However, EU policies have continued to incentivize such investments and research. In the latest report of 2020, Europe had 803 biorefineries producing various products, of which 177 were strict biorefineries [1]. These data indicate the sector's growth, necessitating the exploration of alternatives to establish these practices on a larger scale in isolated territories, such as EU archipelagos, where agriculture is significant, along with small local agro-food industries. Speaking in economic terms, the bioethanol market was estimated at \$75.82 billion in 2023, with a projected value exceeding \$85 billion in 2032 [3].

As raw material for the production of these second-generation biofuels, lignocellulosic residues are available. These residues come from crops, agroforestry, or the agro-food industry, with their main advantage being the low acquisition cost due to their often difficult management for the industry. For instance, sugarcane bagasse, with an annual production of 2,864.03 million tons, of which 1,486.40 million

tons were exclusively allocated for ethanol production [4]. According to these data, the potential generation of sugarcane bagasse as waste is around 30% of sugarcane as raw material, 859.21 million tons. India is the primary producer of this crop, followed by Brazil. In Europe, sugar production primarily employs sugar beet as the main crop, with sugarcane being symbolic. In the Canary Islands, sugarcane production is used for rum manufacturing, with only two local companies, *Destilerías Aréhuca S.A.* producing 700 tons of sugarcane (210 tons of bagasse) annually and *Destilerías Aldea S.L.* producing 200 tons of sugarcane (60 tons of bagasse).

The primary drawback of using lignocellulosic material is the variability in the proportions of cellulose, hemicellulose, and lignin depending on the origin. These three polymers necessitate pretreatment to facilitate subsequent cellulose hydrolysis, with lignin being a hindrance to this reaction. Another factor to consider is the origin of the plant material, as cellulose will have varying degrees of polymerization. This pretreatment has been the main focus of research in recent decades. Table 1 presents a summary of the main advantages and disadvantages of each pretreatment method.

The present research aims to integrate a comprehensive process into an alcohol distillery where we can utilize sugarcane bagasse produced during milling to produce alcohol. Although it may not be suitable for human consumption, it can be allocated for other purposes.

The process of obtaining ethanol from lignocellulosic residues encompasses three distinct stages: pretreatment, hydrolysis, and finally fermentation and distillation.

Pretreatment

In this phase, we aim to enhance the accessibility of acid, if using acid hydrolysis, or enzymes, in the case of enzymatic hydrolysis. As described in Table 1, there is a wide variety of mechanisms to achieve this objective. However, due to the existing scheme, two pretreatment methods have been studied: one employing a combination of a strong acid and organic acid, and the other using a strong base. An aspect to consider, which we can regard as part of pretreatment, is particle size. As literature suggests, effective surface area plays a crucial role in hydrolysis [31], with reports indicating a 10% increase in process efficiency if particle sizes smaller than 5 mm are employed. Particle size also influences the temperature and pressure used in the process [32].

Hydrolysis

In this stage, the aim is to break cellulose bonds, obtaining fermentable monomers (reducing sugars). Two scenarios

have been studied: hydrolysis with acid and enzymatic hydrolysis.

- Acid Hydrolysis: Five stages must occur [33].
- Diffusion of hydronium ions through the wet solid phase.
- Protonation of the oxygen in the glucosidic bond.
- Breakage of the glucosidic bond and formation of the carbocation ion and a smaller polymer, oligomer, or simple sugar, depending on the reacting bond position.
- Reaction of the carbocation with a water molecule, leading to the regeneration of hydronium ion and the formation of a saccharide, whose degree of polymerization also depends on the glucosidic bond position.

Diffusion of products in the aqueous phase if their shape and size allow it; otherwise, stages 2, 3, and 4 are repeated for adjacent glucosidic positions.

- Enzymatic Hydrolysis: Enzymatic hydrolysis of cellulose occurs through enzymes with specific enzymatic activity in the degradation of this polymer, known as “cellulases”. The hydrolysis process can be summarized in three stages [34]:
- Adsorption of enzymes on the surface and breaking of chains.
- Hydrolysis of 1,4 β -D Glucosidic bonds into reducing sugars.
- Desorption of enzymes.

Several factors influence the performance of enzymatic hydrolysis, such as cellulose crystallinity, hemicellulose content, cellulose polymerization degree, plant wall (lignin distribution), and pore size.

Fermentation and Distillation

In this stage, the alcohol product is obtained through the fermentation of the solution obtained in the previous stages. Subsequently, by using a distillation apparatus, alcohol with a concentration greater than 95% v/v is obtained.

Materials and Methods

Preparation of Bagasse

Grinding and Drying

A sample of 500 g of wet bagasse is taken from the outlet of the last stage of the juice extraction mill at *Destilerías Aréhuca S.A.*, once a day for a week (5 working days). It is

Table 1 Typical pretreatment methods for hydrolysis of agricultural waste

Pretreatment	Advantages	Disadvantages	Ref.
<i>Pyrolysis</i>	High conversion ratios Reduced reaction time Production of multiple products (Bio-Oil), High-value chemicals Low waste production	High temperatures High cost of reactors	[5, 6]
<i>Steam Explosion</i>	Solubilization of hemicellulose Particular size does not have to be very little High yield of lignin Fiber's conversion. Well effective cost	Partial degradation of hemicellulose Acid catalyst is needed for samples with high lignin content Toxic compound will be generated	[7, 8]
<i>Ammonia Fiber Explosion, (AFEX)</i>	High yield of biomass conversion with low content of lignin High accessibility to cellulose Low grade of inhibitors formation.	Ammonia recovery system is necessary. Low efficiency with low lignin content Lignin structure will be change. High price of ammonia	[7, 9–11]
<i>Ozonolysis</i>	Toxic compound will not form. Decrease lignin content	Ozone can not be stored Harmful environment for staff [12]	[13–15]
<i>Pretreatment with concentrated acid</i>	Not be selective with cellulose and hemicellulose. High efficiency in biomass conversion Is not necessary more steps for hydrolysis. Low temperature and pressure needed	Reactors cost are very high. High acid consumption. Particle size must be lesser than other methods. It is necessary alkali neutralization step.	[14–22]
<i>Alkali Pre-Treatment</i>	Soft condition High value chemical product will form. Polymerization grade decrease With high concentration of alkali, it is possible to dissolve or degrade polysaccharide.	Toxic compound will be generated. Low efficiency in soft Wood. High water requirements. Long-time reaction Reactive recovery system is expensive	[10, 24–26]
<i>Diluted Acid Pre-Treatment</i>	High hemicellulose conversion yield Increase the accessibility for the enzyme. Low acid consumption Acid could be aggregated as nutrient in fermentation process.	High temperature and pressure are needed. Reactors are expensive. Particle size must be lesser than other methods. It is necessary an enzymatic hydrolysis step. It is necessary alkali neutralization step. Toxic compound and inhibitors may be generated.	[16–22]
<i>Organic solvent</i>	Easy recovery system. Low temperature of reaction. High capacity of solubilize many bio-mass compounds.	High reactive cost. Distillation process system for the recovery system.	[7, 27]
<i>Biological</i>	Toxic compound not generated. Low energy demand. High selective for lignin attack.	Low yield conversion.	[9–28]
<i>Other</i>	Nonchemical product used.	High energy demand. Reaction parameters is not easy to be controlled. Process in development.	[19, 29, 30]

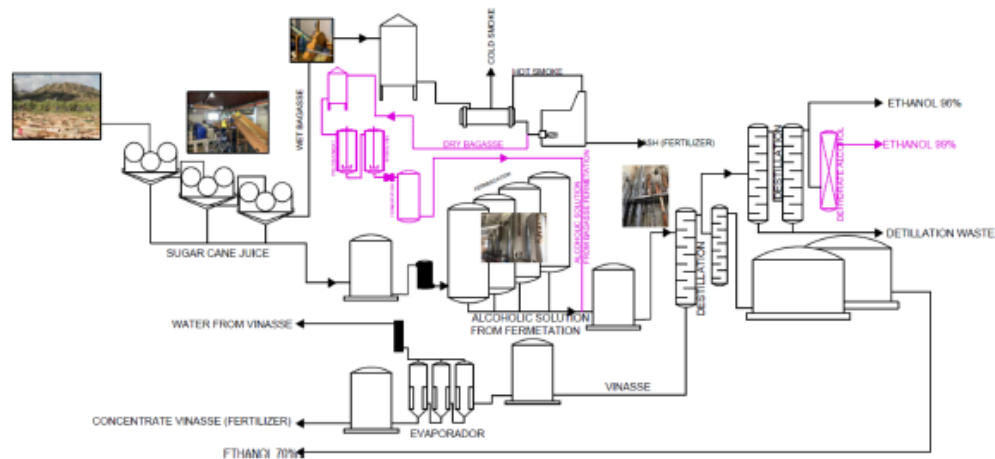


Fig. 1 “Destilerías Arehucas” Pilot Plant Design

Table 2 Samples code of acid hydrolysis without pretreatment

CODE	Reference
SP-HAA20	Acid Hydrolysis without pretreatment, acetic acid 20%
SP-HAAP7030	Acid Hydrolysis without pretreatment using phosphoric acid 10.5% and acetic acid 6%.
SP-HAP15	Acid Hydrolysis without pretreatment phosphoric acid 15%.

Table 3 Samples code of acid hydrolysis with alkali pretreatment

CODE	Reference
PB-HAAO7030	Acid hydrolysis using phosphoric acid 10.5% and acetic acid 6%, with alkali pretreatment NaOH 10% for 7 days.

Table 4 Sample code of enzymatic hydrolysis

CODE	Reference
TE	Enzymatic hydrolysis without pretreatment.
PATE	Enzymatic hydrolysis, with acid hydrolysis (pretreatment) using phosphoric acid 10.5% and acetic acid 6%.
PBTE	Enzymatic Hydrolysis, with alkali pretreatment NaOH 10% for 7 days.

a vegetable raw material with a very coarse grain between 1 and 3 cm, with a moisture content of 53%. To remove this moisture, it is dried at 80 °C in an oven (Nahita blue Series 7171) until a constant weight is achieved. To achieve a finer grain, it is further ground (Bosch blade mill, model TSM6A013B) in batches of 30 g and sieved using a manual conventional mesh sieve with a 0.5 mm aperture [22]. It is

then vacuum-packed until used to prevent reabsorption of moisture.

Chemical Pretreatment

The alkaline pretreatment involved immersing 10 g of bagasse in a 10% w/w Sodium Hydroxide (NaOH) solution for 7 days at room temperature, with a bagasse/solution ratio of 1:20 w/w. After the days have passed, the solution is filtered, and the resulting bagasse is dried at 70 °C until a constant weight is achieved and stored in a dry, airtight place until used. The resulting solution is stored at 4 °C until used.

The acid pretreatment involved a “pre-acid hydrolysis” with a 70/30 mixture of 20% acetic acid and 15% phosphoric acid, with 10 g of bagasse in a ratio of 1:25 w/w with this acid mixture. The mixture is heated to 110 °C for 60 min with constant agitation at 250 rpm. After this time, the mixture is filtered and washed with distilled water. The resulting bagasse is dried at 70 °C until a constant weight is achieved and stored in a dry, airtight place until used. The resulting solution is stored at 4 °C until used.

Hydrolysis

Acid Hydrolysis

Acid hydrolysis was conducted at 110 °C in air for 1 h under constant agitation at 250 rpm and total reflux conditions. Samples had a solid/liquid ratio of 1/25 w/v using 5 g of

dried sugarcane bagasse. Two different procedures were considered:

Direct Hydrolysis (Without Pretreatment) Different concentrations of the selected acid mixtures were studied for acid hydrolysis, phosphoric acid (H_3PO_4 85%, PANREAC, ACS, ISO, CAS 7664-38-2), chosen for its ability to leave phosphate ions in solution for later use in fermentation [35, 36], and acetic acid ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$, ACS, ISO, CAS 64-19-7), which can prevent the formation of inhibitors [37].

Acid hydrolysis with alkaline pretreatment. The alkaline pre-treatment involved immersing the bagasse in a 10% w/w sodium hydroxide (NaOH) solution (99.9%, PANREAC, ACS, ISO CAS 1310-73-2).

Enzymatic Hydrolysis

The enzymatic hydrolysis of cellulose was driven by cellulases (Novozymes Cellic TEC3 from Novozymes, Denmark) with specific enzymatic activity to degrade this polymer. The pretreatments and subsequent hydrolysis were performed in triplicate following three different approaches using 5 g of dried bagasse with an average cellulose content of 41.3% [38–44]. The conditions employed for enzymatic hydrolysis were as recommended by the enzyme supplier Novozymes: pH 5.00, temperature 53 °C with constant agitation at 200 rpm for 24 h, using a solid/liquid ratio of 1/25, and applied to 5 g of dried sugarcane bagasse.

- (i) **Enzymatic hydrolysis without pretreatment.** The operating conditions involved preparing a solution of distilled water and bagasse in a 1:25 ratio, adjusting the pH to 5. According to the supplied complex, the enzyme exhibited the highest activity at pH 4.75 and 5.25. The process was conducted at atmospheric pressure and a temperature of 53 °C with constant agitation at 250 rpm for 24 h. After enzymatic hydrolysis, the solution was filtered and stored, and the bagasse was washed with water and dried in an oven at 70 °C until a constant weight was achieved.
- (ii) **Enzymatic hydrolysis with acid pre-treatment.**
- (iii) **Enzymatic hydrolysis with alkaline pre-treatment.**

For the determination of reducing sugars yield, we use the Fehling's method, a commercial glucose standard of 50 mg L^{-1} , Fehling's reagent A (Chem-LAB, CL02.0601.1000), and Fehling's reagent B (Chem-LAB, CL02.0602.1000).

Fermentation

A fermentation process followed, where a syrup rich in fermentable sugars was prepared to support yeast (*Saccharomyces cerevisiae*) growth. This syrup is widely used in the industry for the optimisation of bioethanol production. The solution consists of an aqueous mixture of cane molasses, glucose and nitrogen, phosphorus and potassium sources [45] under constant agitation and aeration for 1 h. For inoculation, 100 mL of the reference's samples were taken and supplemented with 15 mL of the yeast-rich solution. The solution was then allowed to ferment for 7 days at 22 °C under regular monitoring of yeast activity.

For determination of ethanol yield, it was necessary a distillation carried out using the GIBERTINI VADE 4 electronic distiller. Finally, for the quantification of non-ethanol alcohols produced during fermentation, the HP Agilent chromatograph model 7820 with helium carrier gas and equipped with an FID detector operating with a thermal gradient and an INNOWax column (30 m, 0.32 mm, 0.25 μm) was used. The chromatographic analysis under temperature program: (1) 35 °C for 2 min; (2) 80 °C for 2 min (ramp, 5 °C min^{-1}); (3) 120 °C for 2 min (ramp, 30 °C min^{-1}); 200 °C for 2 min (ramp, 30 °C min^{-1}). A post-run was conducted at 250 °C for 12 min. The calibration of the instrument was performed using 4-methyl-2-pentanol (CAS 108-11-2) as internal standard. The analysed substances were acetaldehyde (CAS 75-07-0, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 1.47 min), ethyl acetate (CAS 141-78-6, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 2.38 min), methanol (CAS 67-56-1, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 2.53 min), 1-propanol (CAS 71-23-8, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 4.65 min), isobutanol (CAS 78-83-1, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 5.70 min), 1-butanol (CAS 71-36-3, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 7.10 min), isoamyl alcohol (3-methyl-butan-1-ol) (CAS 123-51-3, MERCK, SIGMA ALDRICH) (t_R = 8.50 min), acetic acid (CAS 64-19-7, PANREAC APPLICHEM) (t_R = 13.10 min), and furfural (CAS 98-01-1, MERCK, SIGMA ALDRICH) (t_R = 12.96 min). All standards and reagents used had purities greater than 99.9% and were used directly.

Results and Discussion

Considering the objective of this study is to find the most efficient method among those studied for the production of second-generation bioethanol from sugarcane bagasse waste within an existing local industry, two hydrolysis mechanisms were investigated.

To correctly select the concentration of the acid mixture to optimize the conversion of cellulose into reducing sugars,

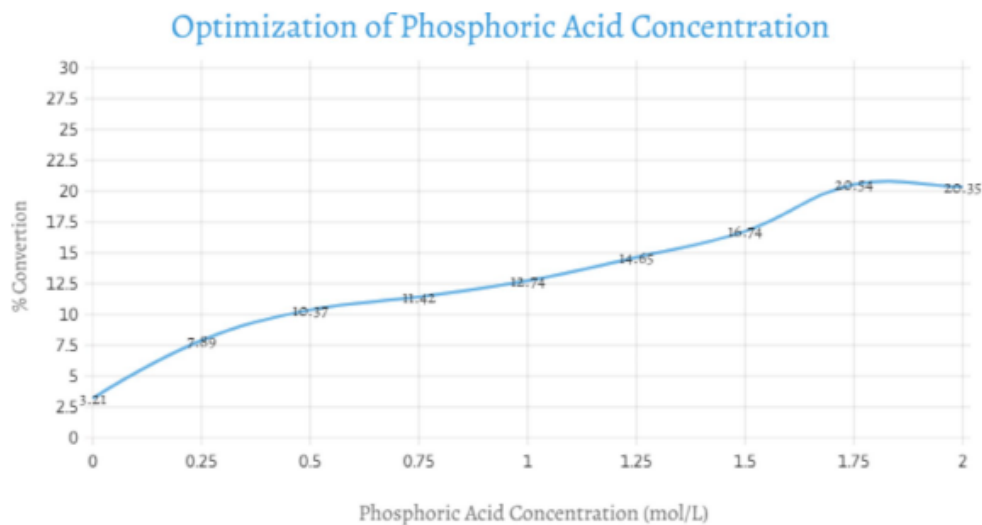


Fig. 2 Optimization of acid mixture

Table 5 Sugar content results

	Sugar content (g)	Standard deviation	% conversion
SP-HAA20 Acid hydrolysis acetic acid 20% without pretreatment	0.61	$1.7 \cdot 10^{-3}$	29.5
SP-HAAP7030 Acid hydrolysis phosphoric acid and acetic acid, without pretreatment	0.66	$1.4 \cdot 10^{-2}$	31.8
SP-HAP15 Acid hydrolysis phosphoric acid without pretreatment	1.34	$9.5 \cdot 10^{-2}$	64.9
PB-HAAO7030 Acid hydrolysis with alkali pretreatment	0.31	$7.9 \cdot 10^{-3}$	14.9
TE Enzymatic hydrolysis without pretreatment	1.6	$1.2 \cdot 10^{-1}$	78.2
PATE Enzymatic hydrolysis whit acid pretreatment	1.00	$3.1 \cdot 10^{-2}$	48.6
PBTE Enzymatic hydrolysis with alkali pretreatment	1.7	$3.4 \cdot 10^{-1}$	83.0

a gradient in the concentration of these acids was performed, as shown in Fig. 2.

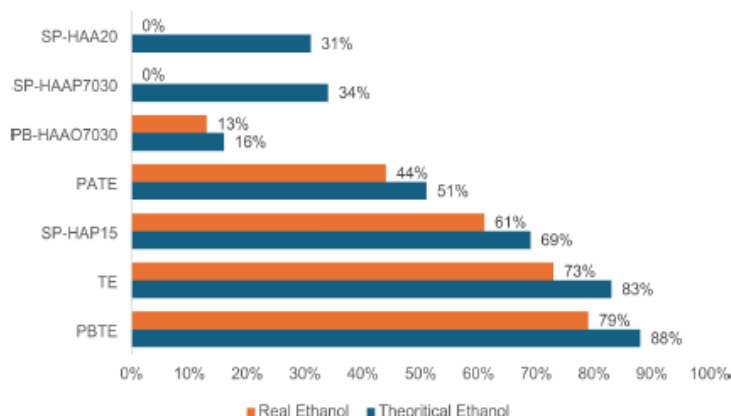
It is observed that the optimal concentration of the acid mixture is $1.75 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$ of phosphoric acid plus $1.00 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$ of acetic acid, achieving a conversion of 20.54% without

the aid of pretreatments. Therefore, these concentrations are selected as the acid pretreatment.

For TE and PBTE samples that shown in Table 5, conversion is close or in excess to 80%, respectively, which was attributed to the small particle size of our samples ($< 0.5 \text{ mm}$). Regarding the pre-treatment, it was observed that the alkaline pre-treatment yielded high performance, consistent with results obtained with other types of ligno-cellulosic residues [46–48].

When considering the applicability of this procedure in an existing industry, we have observed that the fermentation yield was close to 90% in PBTE treatment (Fig. 3) like results obtained in similar processes [49]. Despite achieving high alcohol yields, it should be possible to ferment all available sugars; however, two main difficulties may arise. Firstly, the presence of acetic acid in the solution, which could act as an inhibitor of fermentation, as described by L. Savitree et al. [50]. Secondly, as observed in the chromatographic analysis results, the sugars have been converted into furfural. This situation is favoured by factors such as time-concentration and temperature. Furfural inhibits yeast growth as reported in the literature [17, 18, 22, 43, 51]. Furthermore, another circumstance that does not increase the fermentation process is the hypertonic media generated because of the performed pre-treatments and the subsequent neutralization of the medium. This causes strong osmotic stress on the yeast, inhibiting their proper development [52]. Nevertheless, higher results have been obtained in two of the experiments, such as in the case of PBTE, where a

Fig. 3 Ethanol/Yield (grams)



good yield is achieved despite not fermenting 100% of the potential. Additionally, it is worth mentioning the situation of enzymatic hydrolysis without pre-treatment (TE), which achieved an 88% yield without the use of chemical reagents during the process, solely relying on the enzymes.

Conclusions

This study demonstrates the variables that need to be optimized to improve the conversion yields. The particle size is a key factor, as smaller particle sizes result in greater conversion to reduce sugars. The application times of the pretreatments and hydrolysis are also crucial since inhibitory compounds are formed, hindering the proper fermentation of the obtained reduced sugars. Additionally, it is important to mention that the use of chemical pretreatments involves subsequent neutralization, which significantly increases salinity in the medium. This circumstance leads to a decrease in alcoholic fermentation yield as it is not an ideal environment for yeast.

If the goal is to solely convert cellulose present in sugar-cane into reduced sugars, the application of a pretreatment is strictly necessary. The optimal pretreatment is alkaline, resulting in an 83% conversion (Table 5). If we aim to achieve both a good sugar conversion and a high alcohol yield, the choice should be enzymatic hydrolysis with alkali pretreatment, resulting in a 79% alcohol yield, or enzymatic hydrolysis without pretreatment, resulting in an 83% alcohol yield, as observed in the case studied within “Destilerías Arehucas S.A” factory (Fig. 3). Moreover, the minor difference in alcohol yield suggests the possibility of not using any type of chemical reagents, i.e., pretreatments, due to the subsequent steps required for treating the generated

effluents and the environmental commitment of the studied industry.

Declarations

(SoN)

The objective of this research is the search for the applicability of the hydrolysis of lignocellulosic material in an existing rum factory in the Canary Islands, to assess the possibility of obtaining a second-generation bioethanol taking advantage of the existing installation for the production of sugar cane juice spirits. Calculating the real and theoretical alcoholic yields outside of a laboratory environment and with a scale for a company with a processing capacity of 700 tons of sugar cane per year, using different hydrolysis techniques in order to find the optimal economical one, as technically and that is applicable in the current rum factory industry.

References

1. BTG, Directorate-General for Research and innovation (European Commission): E4tech, FNR, ICONS, WUR. EU Biorefinery Outlook to 2030 – Studies on Support to Research and Innovation Policy in the area of bio-based Products and Services. Publications Office (2021). <https://doi.org/10.2777/103465>
2. European Commission: BioRefinery identification, classification and mapping
3. OECD and Food and Agriculture Organization of the United Nations: World biofuel projections. Presented July 6 (2023)
4. OCDE y Organización de las Naciones Unidas Para La Alimentación Y La Agricultura. OECD-FAO Agricultural Outlook 2022–2031. Presented June 29 (2022)
5. Dhyani, V., Bhaskar, T.: A comprehensive review on the pyrolysis of lignocellulosic biomass. *Renew. Energy*. **129**, 695–716 (2018). <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.04.035>
6. Zaman, C.Z., Pal, K., Yehye, W.A., Sagadevan, S., Shah, S.T., Adebisi, G.A., Marliana, E.: R.F.R. and R.B.J.: Pyrolysis: A Sustainable Way to Generate Energy from Waste. In: *Pyrolysis* (2017)
7. Brodeur, G., Yau, E., Badal, K., Collier, J., Ramachandran, K.B.: and S.R.: Chemical and Physicochemical Pretreatment of

- Lignocellulosic Biomass: A Review. *Enzyme Res.* 17 (2011). <https://doi.org/10.4061/2011/787532>
8. Duque, A., Manzanares, P., Ballesteros, I., Ballesteros, M.: Steam Explosion as Lignocellulosic Biomass Pretreatment. Elsevier Inc (2016)
 9. Shilpa, S.M., B.&: Lignocellulosic feedstock conversion, inhibitor detoxification and cellulosic hydrolysis – a review. *Biofuels*. 5, 633–649 (2015). <https://doi.org/10.1080/17597269.2014.1003702>
 10. Merrettig-Brums, U., Sayder, B.: Pretreatment with Ammonia. Elsevier Inc (2016)
 11. Iyer, P., Wu, Z., Kim, S.B., Lee, Y.: Ammonia recycled percolation process for pretreatment of herbaceous biomass. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 57–58, 121–132 (1996). <https://doi.org/10.1007/BF02941693>
 12. EPA, U.S.E.P.A.: Health Effects of Ozone in the General Population, <https://www.epa.gov/ozone-pollution-and-your-patients-health/health-effects-ozone-general-population#exposure>
 13. Bonini, C., D'Auria, M., Maggio, P., Di, Ferri, R.: Characterization and degradation of lignin from steam explosion of pine and corn stalks of lignin: The role of superoxide ion and ozone. *Ind. Crops Prod.* 27, 182–188 (2008). <https://doi.org/10.1016/j.indcro.2007.07.023>
 14. Sugimoto, T., Magara, K., O., S.H.S.: Ozone pretreatment of lignocellulosic materials for ethanol production: Improvement of enzymatic susceptibility of softwood. *Int. J. Biology Chem. Phys. Technol. Wood.* 63, 537–543 (2009)
 15. Travaini, R.: Pretratamiento de bagazo de caña de azúcar por ozonólisis para obtención de bioalcoholes: Efectos sobre la liberación de azúcares, la generación de inhibidores y las fermentaciones, (2016)
 16. Young, H., Jung, K.H.K.: Chap. 3 - Acidic Pretreatment. In: Ashok Pandey, Sangeeta Negi, Parameswaran Binod, C.L. (ed.) *Pretreatment of Biomass*. pp. 27–50. Elsevier (2015)
 17. Vázquez, M., Oliva, M., Téllez-Luis, S.J., Ramírez, J.A.: Hydrolysis of sorghum straw using phosphoric acid: Evaluation of furfural production. *Bioresour. Technol.* 98, 3053–3060 (2007). <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2006.10.017>
 18. Gámez, S., González-Cabriles, J.J., Ramírez, J.A., Garrote, G., Vázquez, M.: Study of the hydrolysis of sugar cane bagasse using phosphoric acid. *J. Food Eng.* 74, 78–88 (2006). <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2005.02.005>
 19. Rosa, S.M.: de la: Hidrólisis ácida de celulosa y biomasa lignocelulósica asistida con líquidos iónicos, (2015)
 20. Mussatto, S.I.: Biomass Pretreatment With Acids. In: *Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery*. pp. 169–185
 21. Herrera, A., Téllez-Luis, S.J., Ramírez, J.A., Vázquez, M.: Production of xylose from sorghum straw using hydrochloric acid. *J. Cereal Sci.* 37, 267–274 (2003)
 22. Tizazu, B.Z., Moholkar, V.S.: Kinetic and thermodynamic analysis of dilute acid hydrolysis of sugarcane bagasse. *Bioresour. Technol.* 250, 197–203 (2018). <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.11.032>
 23. Rezaei, S., Din, M.F.M., Mohamad, S.E., Sohaili, J., Taib, S.M., Yusof, M.B.M., Kamyab, H., Darajeh, N., Ahsan, A.: Review on pretreatment methods and ethanol production from cellulosic water hyacinth. *Bioresources*. 12, 2108–2124 (2017). <https://doi.org/10.15376/biores.12.1.2108-2124>
 24. Raveendran Sindh, A., Pandey, P.B.: Chap. 4 - Alkaline Treatment. In: Ashok Pandey, Sangeeta Negi, Parameswaran Binod, C.L. (ed.) *Pretreatment of Biomass*. pp. 51–60. Elsevier (2015)
 25. Amarasekara, A.S.: *Handbook of Cellulosic Ethanol*. (2013)
 26. Iyer, P., Wu, Z., Kim, S.B., Lee, Y.: Ammonia recycled percolation process for pretreatment of herbaceous biomass. *Biochem. Biotechnol.* 57–58, 121–132 (1996). <https://doi.org/10.1007/BF02941693>
 27. Mesa, L., Albernas, Y., Morales, M., Corsano, G.: E., G.: Integration of Organosolv Process for Biomass Pretreatment in a Biorefinery. In: *Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery*. pp. 229–255 (2016)
 28. Pérez, J., Muñoz-Dorado, J., De La Rubia, T., Martínez, J.: Biodegradation and biological treatments of cellulose, hemicellulose and lignin: An overview. *Int. Microbiol.* 5, 53–63 (2002). <https://doi.org/10.1007/s10123-002-0062-3>
 29. Leaes, E.X., Zimmermann, E., Souza, M., Ramon, A.P., Mezadri, E.T., Dal Prá, V., Terra, L.M., Mazutti, M.A.: Ultrasound-assisted enzymatic hydrolysis of cassava waste to obtain fermentable sugars. *Biosyst. Eng.* 115, 1–6 (2013)
 30. Brandt, A., Gräsvik, J., Halletta, J.P., Welton, T.: Deconstruction of lignocellulosic biomass with ionic liquids. *Green Chem.* 15, 550–583 (2013). <https://doi.org/10.1039/c2gc36364j>
 31. Zhang, Q., Zhang, P., Pei, Z.J., Wang, D.: Relationships between cellulosic biomass particle size and enzymatic hydrolysis sugar yield: Analysis of inconsistent reports in the literature. *Renew. Energy*. 60, 127–136 (2013). <https://doi.org/10.1016/j.renene.2013.04.012>
 32. Torrado, I., Bandeira, F.: The Impact of Particle Size on the Dilute Acid Hydrolysis of Giant Reed Biomass. *Electronic Journal of* ... 2, 1–9 (2014). <https://doi.org/10.7770/ejee-V0N0-art598>
 33. N.Abatzoglou, P.G. Koeberle, E. Chornet, R.P. Overend, E.G. Koukios: Dilute acid hydrolysis of lignocellulosic. An application to medium consistency suspensions of hardwoods using a plug flow reactor. *Can. J. Chem. Eng.* 68, 627–638 (1990). <https://doi.org/10.1002/cjce.5450680414>
 34. Shaoni Sun, S., Cao, S.X.: The role of pretreatment in improving the enzymatic hydrolysis of lignocellulosic materials. *Biore-source Technology*. 199, 49–58 (2016). <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.08.061>
 35. Canadell, D., Ariño, J.: Interactions between Monovalent cations and Nutrient Homeostasis. *Adv. Exp. Med. Biol.* 892, 271–289 (2016). https://doi.org/10.1007/978-3-319-25304-6_11
 36. Giots, F., Donaton, M.C.: Inorganic phosphate is sensed by specific phosphate carriers and acts in concert with glucose as a nutrient signal for activation of the protein kinase A pathway in the yeast *Saccharomyces cerevisiae*. *Mol. Microbiol.* 47(4), 1163–1181 (2003). <https://doi.org/10.1046/j.1365-2958.2003.03365.x>
 37. Mesa, L., Albernas, Y., Morales, M., Corsano, G., González, E.: Integration of Organosolv Process for Biomass Pretreatment in a Biorefinery. (2016)
 38. Rezende, C.A., de Lima, M.A., Maziero, P., et al.: Chemical and morphological characterization of sugarcane bagasse submitted to a delignification process for enhanced enzymatic digestibility. *Biotechnol. Biofuels*. 54 (2011). <https://doi.org/10.1186/1754-6834-4-54>
 39. Larissa Canilha, Victor, T.O., Santos, G.J.M., Rocha, J.B., Almeida e Silva, M., Giulietti, S.S., Silva, Maria, G.A., Felipe, A., Ferraz, Adriane, M.F., Milagres, W.C.: A study on the pretreatment of a sugarcane bagasse sample with dilute sulfuric acid. *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.* 38, 1467–1475 (2011). <https://doi.org/10.1007/s10295-010-0931-2>
 40. Guilherme, A.A., Dantas, P.V.F., Santos, E.S., Fernandes, F.A.N., Macedo, G.R.: Evaluation of composition, characterization and enzymatic hydrolysis of pretreated sugar cane bagasse. *Braz. J. Chem. Eng.* 32, 23–33 (2014). <https://doi.org/10.1590/0104-6632.20150321s00003146>
 41. Teboho, C., Mokheba, M.J., Mochane, T.E., Motaung, Linda, Z., Liganiso, O.M.T.: and S.P.S.: Sugarcane - Technology and Research. In: *Sugarcane Bagasse and Cellulose Polymer Composites*, IntechOpen (2017)

42. Lomovsky, O., Bychkov, A., Lomovsky, I.: Mechanical Pretreatment. In: Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. pp. 23–55 (2016)
43. Aguilar, R., Ramírez, J.A., Garrote, G., Vázquez, M.: Kinetic study of the acid hydrolysis of sugar cane bagasse. *J. Food Eng.* **55**, 309–318 (2002). [https://doi.org/10.1016/S0260-8774\(02\)00106-1](https://doi.org/10.1016/S0260-8774(02)00106-1)
44. Guilherme, A.A., Dantas, P.V.F., Santos, E.S., Fernandes, F.A.N., Macedo, G.R.: Evaluation of composition, characterization and enzymatic hydrolysis of pretreated sugar cane bagasse. *Braz. J. Chem. Eng.* **32**, 23–33 (2015). <https://doi.org/10.1590/0104-6632.20150321s00003146>
45. M., M.: Conduite des ateleiers de fermentation alcoolique de produits sucriers (Melasses et egouts). Industries alimentaires et agricoles. 105, (1988)
46. Hernández-Mendoza, A.G., Saldaña-Trinidad, S., Martínez-Hernández, S., Pérez-Sariñana, B.Y., Láinez, M.: Optimization of alkaline pretreatment and enzymatic hydrolysis of cocoa pod husk (*Theobroma cacao* L.) for ethanol production. *Biomass Bioenergy*. **154**, 106268 (2021). <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2021.106268>
47. Kim, J.S., Lee, Y.Y., Kim, T.H.: A review on alkaline pretreatment technology for bioconversion of lignocellulosic biomass. *Bioreour Technol.* **199**, 42–48 (2016). <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.08.085>
48. Chen, Y., Stevens, M.A., Zhu, Y., Holmes, J., Xu, H.: Understanding of alkaline pretreatment parameters for corn stover enzymatic saccharification. *Biotechnol. Biofuels*. **6**, 8 (2013). <https://doi.org/10.1186/1754-6834-6-8>
49. da Silva, A.S., Inoue, H., Endo, T., Yano, S., Bon, E.P.S.: Milling pretreatment of sugarcane bagasse and straw for enzymatic hydrolysis and ethanol fermentation. *Bioreour Technol.* **101**, 7402–7409 (2010). <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.05.008>
50. Limtong, S., Sumpradit, T., Kitpreechavanich, V., Tuntirungkij, M., Seki, T., Yoshida, T.: Effect of Acetic acid on growth and ethanol fermentation of xylose fermenting yeast and *Saccharomyces cerevisiae*. *Nat. Sci. (Irvine)*. **34**, 64–73 (2000)
51. Oliva, J.M., Negro, M.J., Sáez, F., Ballesteros, I., Manzanares, P., González, A., Ballesteros, M.: Effects of acetic acid, furfural and catechol combinations on ethanol fermentation of *Kluyveromyces marxianus*. *Process Biochem.* **41**, 1223–1228 (2006). <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2005.12.003>
52. Pratt, P.L., Bryce, J.H., Stewart, G.G.: The effects of osmotic pressure and ethanol on yeast viability and morphology. *J. Inst. Brew.* **109**, 218–228 (2003)

Publisher's Note Springer Nature remains neutral with regard to jurisdictional claims in published maps and institutional affiliations.

Springer Nature or its licensor (e.g. a society or other partner) holds exclusive rights to this article under a publishing agreement with the author(s) or other rightsholder(s); author self-archiving of the accepted manuscript version of this article is solely governed by the terms of such publishing agreement and applicable law.

ANEXO II. Ponencias en Congresos



The poster features a top section with two images: on the left, a pile of dry, shredded plant material (lignocellulosic waste); on the right, a person in a dark jacket working with large bundles of sugarcane stalks in an industrial setting. Below these images, the title 'STUDY FOR THE OPTIMIZATION OF BIOETHANOL FROM LIGNOCELLULOSIC WASTE' is displayed in white capital letters on a black background. The authors' names, 'Cristo D. Santana Suárez', 'Oscar M. González Díaz', and 'Julieta C. Schallenberg Rodríguez', are listed below the title. The bottom section has a red background on the left with a white map of the Canary Islands, and a black background on the right with the 'Campus Rusia Canarias 2019' logo and the text 'October, 14th-18th'. The logo of the 'UNIVERSIDAD DE LAS PALMAS DE GRAN CANARIA' and its 'Escuela de Ingenierías Industriales y Civiles' is also present.

STUDY FOR THE OPTIMIZATION OF BIOETHANOL FROM LIGNOCELLULOSIC WASTE

Cristo D. Santana Suárez
Oscar M. González Díaz
Julieta C. Schallenberg Rodríguez

Campus Rusia Canarias 2019
October, 14th-18th

UNIVERSIDAD DE LAS PALMAS DE GRAN CANARIA
Escuela de Ingenierías Industriales y Civiles



The poster has a teal background. The title 'CIRCULAR ECONOMY & OUTERMOST ISLANDS RESEARCH' is in large white capital letters. Below it, the title in Spanish 'TÍTULO PONENCIA: Sector primario y turismo. Experiencias de desarrollo conjunto, Aprovechamiento de residuos' is followed by the presenter 'PONENTE: D. Cristo David Santana Suárez' and the institution 'INSTITUCIÓN/EMPRESA: Destilerías Arehucas S.A.'. The bottom section features a dark background with an image of a hand holding small brown pellets. The text 'ISLANDAP ADVANCED' is prominent. Below this, it states 'Proyecto perteneciente al Programa INTERREG V-A MAC 2014-2020 y financiado por el Fondo Europeo de Desarrollo Regional.' Logos for 'MAC 2014-2020 Cooperación Territorial', 'Interreg', and the European Union flag are shown. The 'ORGANIZERS' section at the bottom lists 'ULPGC Universidad de Las Palmas de Gran Canaria', 'ADVANCED ISLANDAP Acuponics & Circular Economy on islands', 'recis Red de Economía Circular en Islas', and 'Gobierno de Canarias' with its respective departments: 'Consejería de Economía, Industria, Comercio y Conocimiento' and 'Agencia Canaria de Investigación, Innovación y Sociedad de la Información'.

CIRCULAR ECONOMY & OUTERMOST ISLANDS RESEARCH

TÍTULO PONENCIA: Sector primario y turismo. Experiencias de desarrollo conjunto, Aprovechamiento de residuos
PONENTE: D. Cristo David Santana Suárez
INSTITUCIÓN/EMPRESA: Destilerías Arehucas S.A.

ISLANDAP ADVANCED

Proyecto perteneciente al Programa INTERREG V-A MAC 2014-2020 y financiado por el Fondo Europeo de Desarrollo Regional.

MAC 2014-2020
Cooperación Territorial

Interreg

ORGANIZERS

ULPGC
Universidad de Las Palmas de Gran Canaria

ADVANCED
ISLANDAP
Acuponics & Circular Economy on islands

recis
Red de Economía Circular en Islas

Gobierno de Canarias
Consejería de Economía, Industria, Comercio y Conocimiento
Agencia Canaria de Investigación, Innovación y Sociedad de la Información

ANEXO III. Fotografías

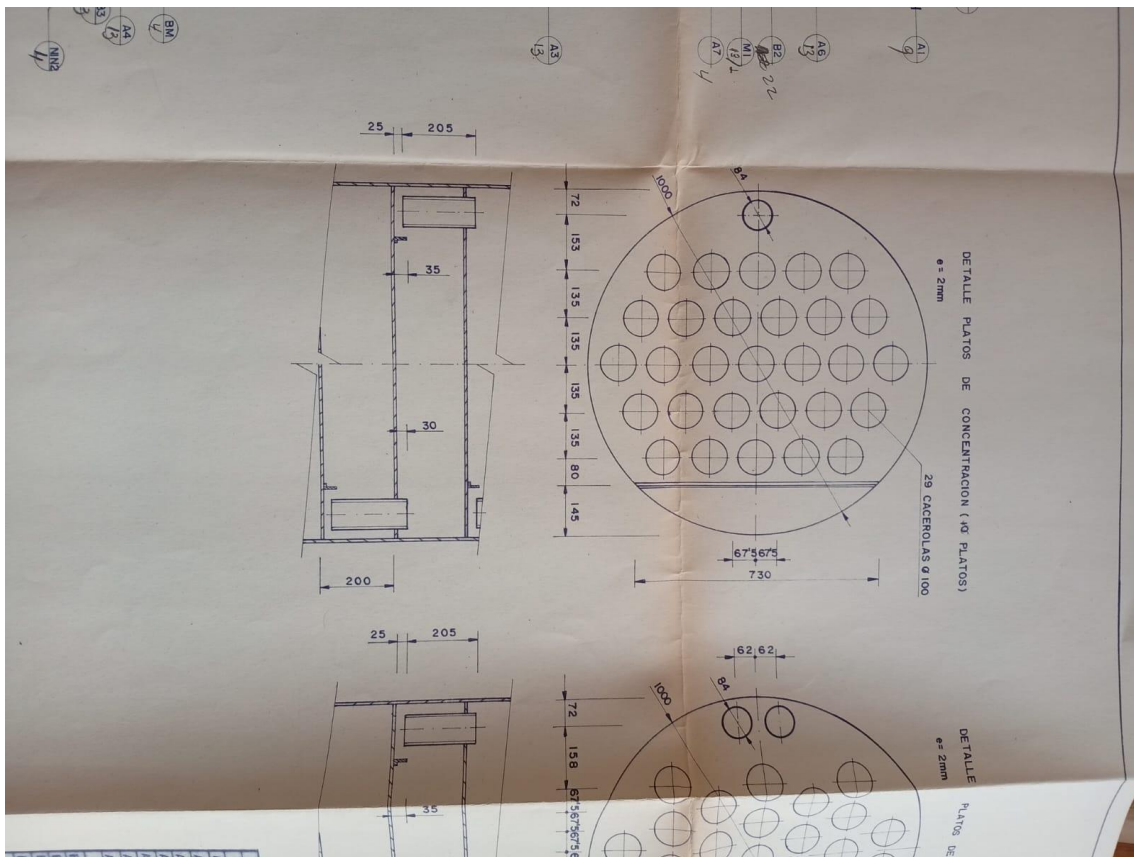


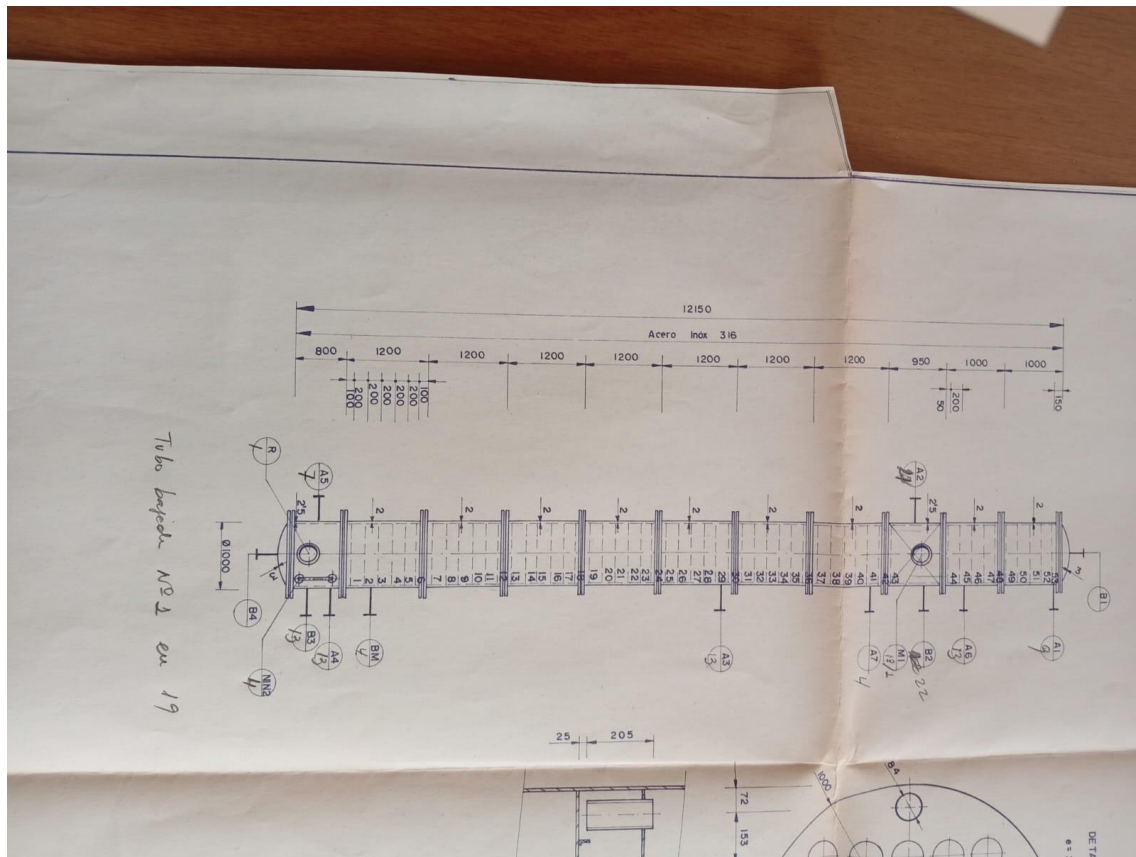




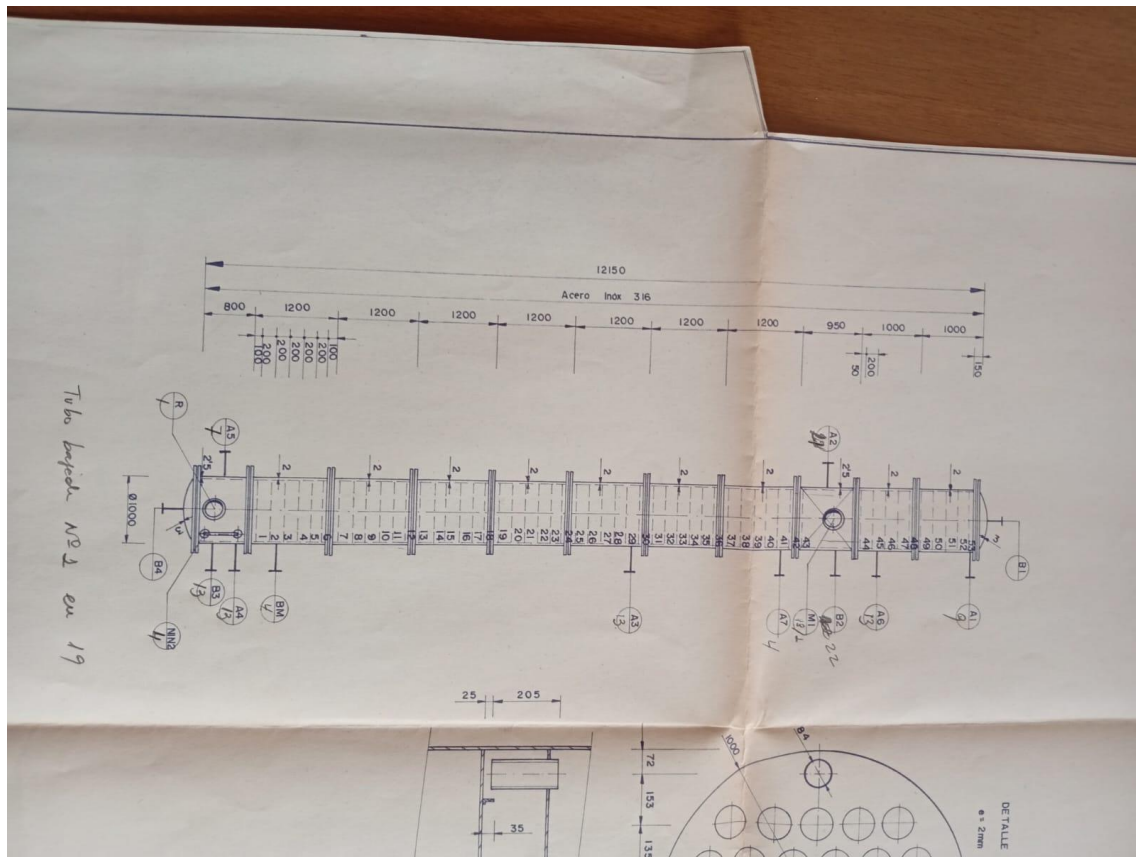


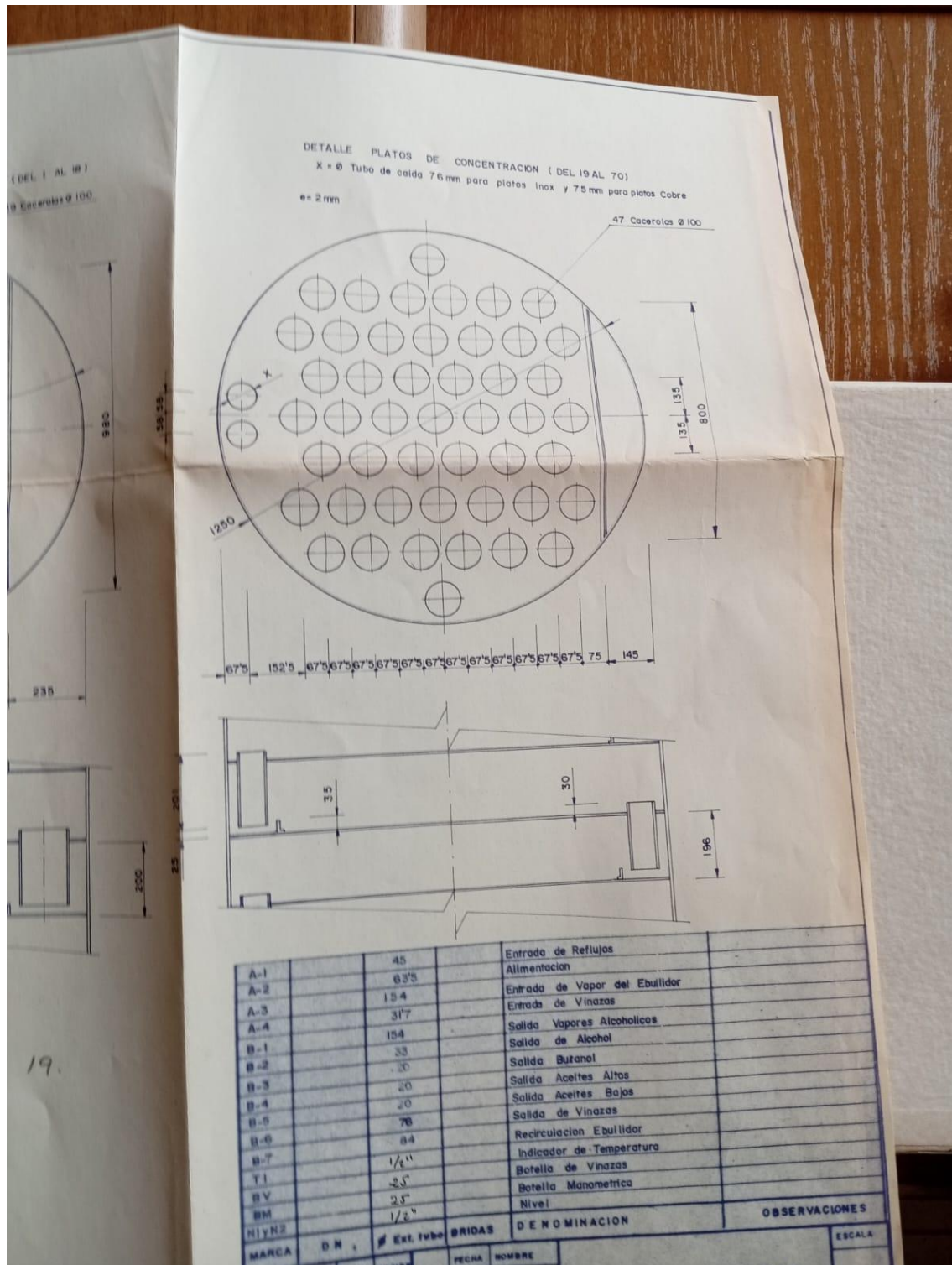


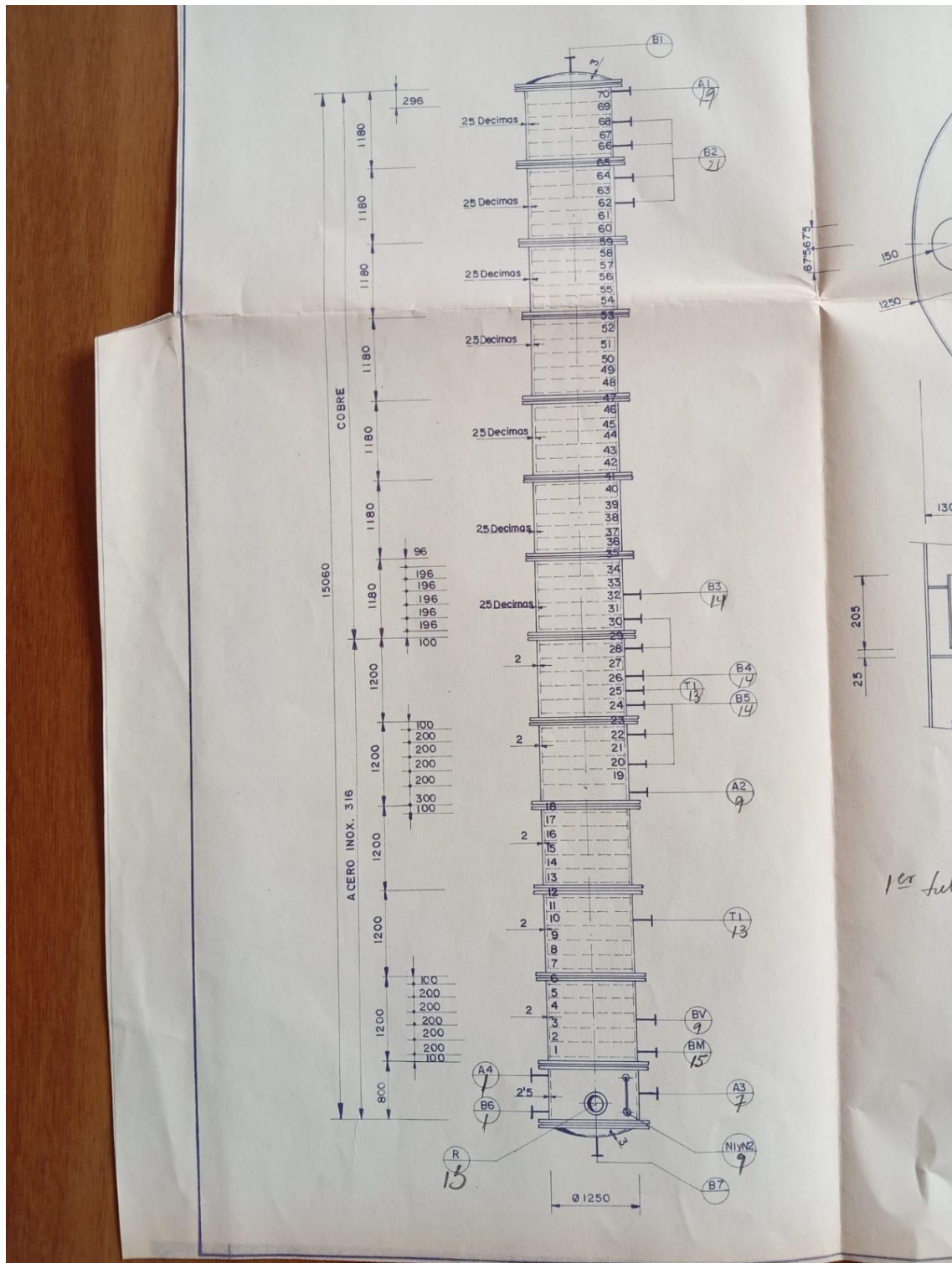


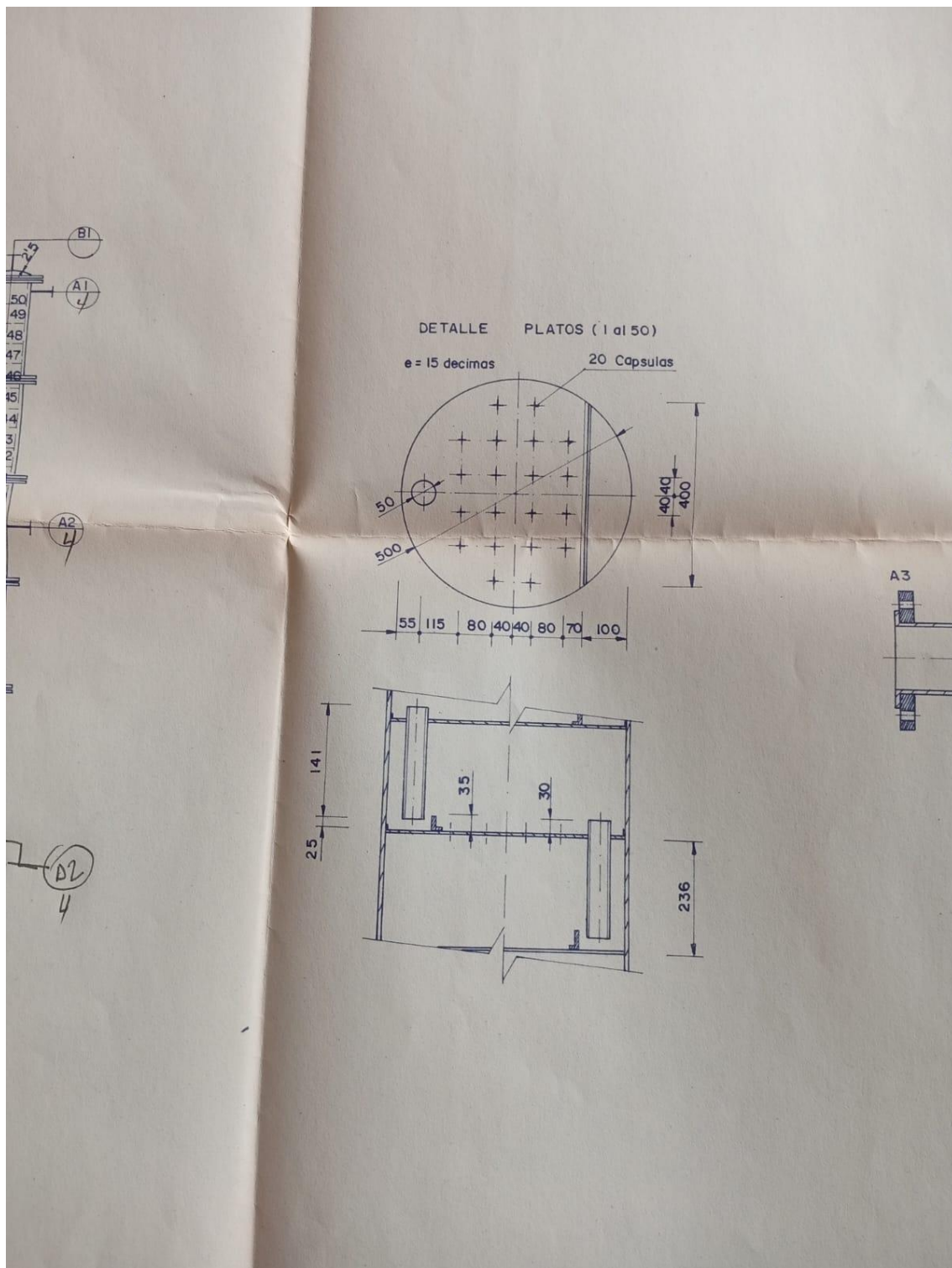


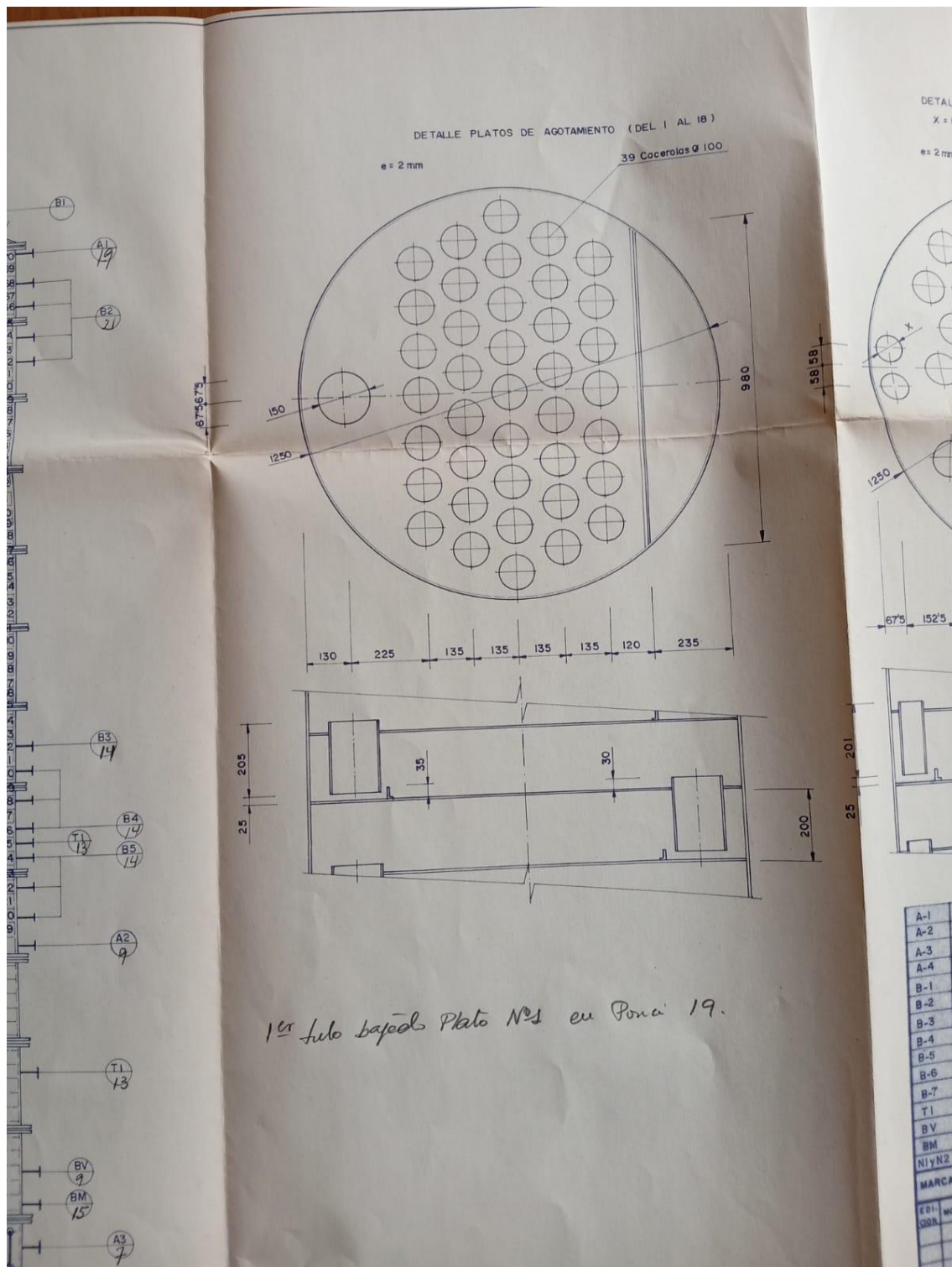
A-1	43	Entrada de Reflujos			
A-2	43	Entrada agua de lavado			
A-3	31,7	Alimentacion			
A-4	31,7	Entrada Respiracion			
A-5	154	Entrada de Vapor			
A-6	31,7	Entrada de Colas			
A-7	43	Entrada de agua de lavado			
B-1	154	Salida de Vapor Alcoholic			
B-2	15	Salida de aceites			
B-3	63,5	Salida de pie a C-540			
B-4	84	Vaciado Recirculo. Plotted			
BM	25	Botella Manometrica			
MI	104	Mirilla			
R	104	Registro			
N1 y N2	1/2"	Nivel			
MARCA	DN	Ext. tubo	BRIDAS	DENOMINACION	OBSERVACIONES
EDICION	MODIFICACION	FECHA	NOMBRE	FECHA	NOMBRE
			PROY.		
			DIBUJ	6-4-87	LOPEZ
			COMPR.		
			TALLERES		
			OVIDIO-MARTINEZ		
			C/TO. de ALCAZAR S/N		
			TOMELLOSO (ESPAÑA)		
COLUMNA HIDROSELECTORA C-536				ESCALA	
Y DETALLE DE PLATOS				1/500	
				1/100	
PROPIEDAD RESERVADA DE TERMINO LEGAL					
PLANO N°			N° DE FABRICACION		
EXPEDIENTE					
CLIENTE			CANARIAS		











A-1		45		Entrada de Reflujos	
A-2		63'5		Alimentacion	
A-3		154		Entrada de Vapor del Ebulidor	
A-4		31'7		Entrada de Vinazas	
B-1		154		Salida Vapores Alcoholicos	
B-2		33		Salida de Alcohol	
B-3		20		Salida Butanol	
B-4		20		Salida Aceites Altos	
B-5		20		Salida Aceites Bajos	
B-6		76		Salida de Vinazas	
B-7		84		Recirculacion Ebulidor	
T1		1/2"		Indicador de Temperatura	
BV		25		Botella de Vinazas	
BM		25		Botella Manometrica	
Ni y N2		1/2"		Nivel	
MARCA	D N	Ext. tubo	BRIDAS	D E N O M I N A C I O N	OBSERVACIONES

EDICION	MODIFICACION	FECHA	NOMBRE	FECHA	NOMBRE	COLUMNA RECTIFICADORA C-540 Y DETALLE PLATOS	ESCALA
				PROY.			1/500
				DIBUJ.	2-4-87 LOPEZ.		1/100
				CONPR.			
				TALLERES OVIDIO-MARTINEZ C/ta. de ALCAZAR 8/N TOMELLOSO (ESPAÑA)		PROPIEDAD RESERVADA DE TERMINO LEGAL PLANO N° EXPEDIENTE CLIENTE CANARIAS	
						N° DE FABRICACION	

