



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

**ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICO ECONÓMICA DE LA
INSTALACIÓN DE UNA BIORREFINERÍA A PARTIR DE RESIDUOS DE
MAÍZ EN LA REGIÓN DE O'HIGGINS**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

SIMÓN ANDRÉS GONZÁLEZ SANTANDER

PROFESOR GUÍA:

MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

ORIANA SALAZAR AGUIRRE

MARÍA ISABEL GUERRA HEVIA

SANTIAGO DE CHILE
MARZO 2016

ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICO ECONÓMICA DE LA INSTALACIÓN DE UNA BIORREFINERÍA A PARTIR DE RESIDUOS DE MAÍZ EN LA REGIÓN DE O'HIGGINS

El presente trabajo de título tiene como objetivo estudiar la prefactibilidad técnico-económica para la instalación de biorrefinería para la producción de etanol y co-productos a partir de rastrojos de maíz en la Región de O'Higgins. Dentro de este estudio, se incluye el diseño de una planta de bioetanol y análisis técnico y económico de cuatro co-productos (levadura, lignina, energía y xilitol).

El consumo de energía ha aumentado en un 92% entre el año 1973 y el 2012, donde el 41% de ésta proviene de fuentes derivadas del petróleo. Esto ha generado una serie de problemas ambientales y energéticos. Las emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI) por las actividades humanas ha acelerado el cambio climático del planeta, incrementando la temperatura global en 0,83°C entre 1880 hasta el año 2012. Esto puede generar un aumento en eventos climáticos extremos. Dado este escenario, en París, 198 países, entre éstos Chile, aprobaron unos acuerdos dentro del marco de la 21ª Conferencia sobre el Cambio Climático (COP21), cuyo objetivo es mitigar los efectos del cambio climático. Conforme a esto, una de las vías para enfrentar el cambio climático es buscar otras fuentes de energía. Entre estas fuentes, se encuentran los biocombustibles, entre ellas el bioetanol.

En Chile, el cultivo de maíz es uno de los más importantes, donde la región de O'Higgins posee el 40% de la superficie cultivada. Estos cultivos generan un gran volumen de residuos lignocelulósicos, compuestos por lignina, celulosa y hemicelulosa. Este material puede ser reintegrado al suelo, alimento de animales o quemado. Otra alternativa, es fermentar los azúcares del rastrojo de maíz para producir bioetanol. Para ello, es necesario romper la estructura de la lignocelulosa para acceder a los azúcares, por lo que la biomasa debe pasar por un proceso de pretratamiento.

Para ello, se diseñó un proceso capaz de producir 1.573 [m³/año] de bioetanol con 99% de pureza a partir de 9.450 [ton] de rastrojos de maíz, equivalente a 700[ha] de cultivo, con un rendimiento de 2.256 [L_{etanol}/ha] (167 [L_{etanol}/ton_{rastrojo}]). Para este proceso se optó por un pretratamiento por explosión a vapor y por una sacarificación y fermentación simultáneas (SSF). El horizonte de tiempo para este proyecto es de 10 años a una tasa de descuento de un 10%. La inversión requerida para la instalación de la planta es de MUS\$6.257. El precio estimado del bioetanol es de US\$0,93 (CL\$652). Si la inversión no cuenta con un financiamiento (fondos concursables, créditos), el proyecto no es rentable (Van= -US\$4.769.788; TIR=-5 %). Si es completamente financiado, su VAN es de US\$1.016.732 con una TIR de un 20%, por lo que sería rentable si el proyecto financiado al menos en un 84%.

En el análisis de los co-productos, se analizó la producción de levadura, lignina, energía y xilitol. Y con la generación de energía se produce ceniza, la cual también puede tener valor económico. Finalmente la opción más conveniente es producir energía con lignina, vender la ceniza resultante de la combustión, y producir xilitol.

Finalmente, se concluye que la planta sólo es rentable si es financiada y el mayor VAN lo obtiene si se instalan las plantas de levadura, lignina (y generación de energía) y xilitol, siendo éste de US\$3.365.037, con una TIR de un 37%.

Agradecimientos

Primero, quiero agradecer a mi mamá Norma y a mi papá Julio. Sin ellos no habría sido posible llegar a esta etapa de mi vida, ya sea académica como personal. También a mis hermanos Vicky y Agustín, quienes han aguantado mis bromas, mal genio todo este tiempo. Mención especial a mi tata Tito quien durante toda su vida me mostró su apoyo, orgullo y los momentos y experiencias que compartimos.

También a todos mis compañeros con los que compartí en los cursos dentro de la carrera, a la sección 4 del 2008, y especialmente a los que compartí en grupos de trabajo en los diferentes ramos. Aprendí mucho en esta etapa, tanto en lo técnico como en lo interpersonal, a mi grupo de Taller y las discusiones que tuvimos para sacar adelante el trabajo, aprendí mucho con ustedes el último año, Sèv y Pablo.

A los monitores y compañeros que participaron conmigo en la Semana de Inducción, quienes hicieron divertidos mis veranos en una actividad que ayudó a dar un buen inicio a cientos de mechones. También a los que conocí el 2011, que en momentos difíciles en la universidad logramos realizar un importante trabajo, conociendo grandes personas.

A todos mis profesores, a los del Instituto Nacional y a los de la Universidad, parte fundamental de mi educación, formación y en muchos casos vocacional.

Por darme valor de no bajar los brazos en ciertos momentos, gracias Gokú \o/.

A todos con los que compartí salas y asambleas, jugoseamos en las diferentes actividades políticas, sociales, deportivas y recreativas, que no han sido mencionados en estas líneas, hicieron más amena mi estadía en la facultad.

A mis colegas y profes del Comité de Árbitros Profesionales por todo el ánimo y buenas vibras que me han dado, un abrazo de gol.

A las personas del CEBiB, quienes me acogieron e hicieron alegre mi periodo de trabajo en esta memoria.

A los Funcionarios del DIQBT, Gina, Irene por la ayuda prestada en los trámites.

Finalmente gracias a los miembros de mi comisión, a la profesora Oriana por todas sus correcciones y observaciones de mi trabajo, a María Isabel por todos los consejos y sugerencias que fueron importantísimos dentro del análisis del proyecto, y a la profesora María Elena... muchísimas gracias por guiarme en todo este trabajo, solucionar todos los problemas que surgieron en el camino, confiar en mí y sentirme acogido y seguro mientras desarrollaba el trabajo de título.

Tabla de Contenido

Agradecimientos	ii
Tabla de Contenidos	iii
Índice de Gráficos	vi
Índice de Figuras	vii
Índice de Tablas	ix
1 Introducción	1
1.1 Antecedentes Generales	1
1.1.1 Situación ambiental	2
1.1.2 Situación energética	2
1.1.3 Situación Agrícola en Chile	6
1.1.4 Materia prima	7
1.2 Objetivos	11
1.2.1 Motivación	11
1.2.2 Descripción del proyecto	13
1.2.3 Justificación	14
1.2.4 Objetivo General	16
1.2.5 Objetivos Específicos	16
2 Metodología	17
3 Resultados	19
3.1 Diseño del proceso principal	19
3.1.1 Generalidades	19
3.1.2 Balance de masa	19
3.2 Integración energética	30
4 Análisis Económico del proceso principal	31
4.1 Inversión	31
4.1.1 Producción	31
4.1.2 Equipos	32
4.1.3 Terreno	33
4.2 Costos	34

4.2.1	Costos Variables.....	34
4.2.2	Costos fijos	35
4.3	Estimación de la demanda	37
4.4	Estimación de Precio de Venta	37
4.5	Flujo de caja.....	39
4.6	Análisis de sensibilidad	39
5	Co-productos	40
5.1	Procesos secundarios.....	41
5.1.1	Levadura.....	41
5.1.2	Lignina	42
5.1.3	Ceniza y energía.....	44
5.1.4	Xilitol	45
5.2	Análisis económico de los co-productos	46
5.2.1	Levadura.....	46
5.2.2	Lignina	48
5.2.3	Ceniza y energía.....	50
5.2.4	Xilitol	51
5.3	Análisis global	53
6	Escenario Futuro	55
7	Conclusiones	56
8	Glosario	58
9	Bibliografía.....	60
10	Anexos	65
10.1	Anexo 1: Biorrefinería	65
10.2	Anexo 2: Pretratamiento	66
10.3	Anexo 3: Diagrama de Flujos del Proceso Principal	67
10.4	Anexo 4: Tabla resumen de los flujos del proceso principal	69
10.5	Anexo 5: Cálculo de potencia de reactores agitados	71
10.6	Anexo 6: Normativas de descarga de residuos industriales a ríos y alcantarillado.....	73
10.7	Anexo 7: Cálculo de número de platos de la columna de destilación	77
10.8	Anexo 8: Inversión bajo diferentes niveles de producción	79

10.9	Anexo 9: Normativas consideradas para el Layout de la planta.	80
10.10	Anexo 10: Layout de la planta.....	84
10.11	Anexo 11: Detalle de la inversión.....	87
10.12	Anexo 12: Parque Vehicular VI Región.....	88
10.13	Anexo 13: Detalle de consumo de energía por equipo	89
10.14	Anexo 14: Distribución estaciones de servicio	91
10.15	Anexo 15: Organigrama de la Biorrefinería y número de trabajadores	92
10.16	Anexo 16: Flujo de caja	94
10.17	Anexo 17: Flujos de caja para los co-productos	98
10.18	Anexo 18: Cálculos	106

Índice de Gráficos

Gráfico 1: Consumo anual de energía en [Mtoe]	1
Gráfico 2: Consumo de energía año 2013 de diferentes fuentes	1
Gráfico 3: Participación por país en la producción de bioetanol estimada para el año 2015	4
Gráfico 4: Producción mundial de Etanol	5
Gráfico 5: Distribución porcentual de superficie sembrada	6
Gráfico 6: Consumo de energía en Chile año 2013	12
Gráfico 7: Importaciones y exportaciones de fuentes de energía primaria 2013.....	13
Gráfico 8: Evolución de los precios de la gasolina en Chile	13
Gráfico 9: Evolución del precio nacional del maíz.	15
Gráfico 10: Inversión requerida para diferentes niveles de producción.....	31
Gráfico 11: Inversión requerida por kg de rastrojo para diferentes niveles de producción	32
Gráfico 12: Parque vehicular destinado al transporte colectivo en la VI Región	37
Gráfico 13: Estimación de precios para diferentes niveles de producción con VAN=0 ..	38
Gráfico 14: Análisis de sensibilidad.....	39
Gráfico 15: Análisis de sensibilidad, caso de financiamiento completo.....	40
Gráfico 16: Diagrama de flujo para el proceso del Xilitol	45
Gráfico 17: Curvas para determinar el número de potencia, según el tipo de impeler ^[60]	71
Gráfico 18: Curvas de equilibrio y operación para el cálculo de número de platos	78

Índice de Figuras

Figura 1: Ciclo del carbono en (a) el uso de biocombustibles y (b) combustibles fósiles	3
Figura 2: Fardo de rastrojo de maíz	7
Figura 3: Estructura de la lignocelulosa	8
Figura 4: Estructura molecular de la Celulosa.....	8
Figura 5: Estructura molecular de la Lignina	9
Figura 6: Estructura molecular de la Hemicelulosa	10
Figura 7: Ubicación del proyecto	14
Figura 8: Metodología (diagrama de flujo).....	17
Figura 9: Diagrama de bloques del proceso principal	19
Figura 10: Diagrama de flujos de Lavado y Molienda	20
Figura 11: Diagrama de flujos de Pretratamiento.....	21
Figura 12: Diagrama de flujos de Hidrólisis y Fermentación	24
Figura 13: Diagrama de flujos de Purificación.....	28
Figura 14: Diagrama de flujos de Deshidratación.....	29
Figura 15: Integración energética.....	30
Figura 16: Divisiones de la planta	35
Figura 17: Organización de cada planta.....	36
Figura 18: Organigrama de la empresa, mostrando los diferentes niveles de decisión de los trabajadores.....	36
Figura 19: Diagrama de flujo del proceso de la levadura	41
Figura 20: Diagrama de flujo para la extracción de la lignina.....	42
Figura 21: Diagrama de flujo de combustión de la lignina.....	44
Figura 22: Diagrama de bloques del proceso principal con los procesos de los co-productos.....	53

Figura 23: Esquema de productos de la biorrefinería de material lignocelulósico.....	65
Figura 24: Acción del pretratamiento.....	66
Figura 25: Diagrama de flujos del proceso principal.....	68
Figura 26: Dimensiones del reactor.....	72
Figura 27: Layout general de la planta (incluyendo bodega de rastrojo).....	84
Figura 28: Layout de la planta (excluyendo bodega de rastrojo).....	85
Figura 29: Layout del área de producción	86
Figura 30: Estaciones de servicio por comuna.....	91
Figura 31: Distribución de las estaciones de servicio más cercanas a la planta	91
Figura 32: Organigrama de la planta.....	93

Índice de Tablas

Tabla 1: Comparación de propiedades entre gasolina y etanol	5
Tabla 2: Composición de la Lignocelulosa	8
Tabla 3: Composición del flujo de entrada F1 (rastrojo)	20
Tabla 4: Diámetro del impeler y potencia requerida por cada reactor de pretratamiento.	23
Tabla 5: Modelos de Filtro para la filtración previa al reactor SSF	24
Tabla 6: Reactores para Neutralización	25
Tabla 7: Diámetro del impeler y potencia requerida por cada reactor de Neutralización	25
Tabla 8: Modelos para Centrífugas en Cen1	26
Tabla 9: Opciones de fermentadores para SSF	27
Tabla 10: Filtros prensa para la etapa de Recuperación de agua	28
Tabla 11: Filtros prensa para separar la levadura	28
Tabla 12: Corrientes que requieren calentamiento y enfriamiento	30
Tabla 13: Lista de equipos necesarios para el proceso principal	32
Tabla 14: Costos variables	34
Tabla 15: Precio de venta	38
Tabla 16: Resumen flujos del proceso de levadura	42
Tabla 17: Resumen de los flujos de la extracción de la lignina	43
Tabla 18: Resumen de los flujos de la combustión de la lignina	44
Tabla 19: Resumen flujos del proceso de xilitol.	45
Tabla 20: Equipos del proceso de la Levadura	46
Tabla 21: Inversión y capital de trabajo para el proceso de la levadura	46
Tabla 22: Costos variables para el proceso de la levadura	47
Tabla 23: Costos fijos para el proceso de la levadura	47

Tabla 24: Equipos del proceso de la Lignina.....	48
Tabla 25: Inversión y capital de trabajo para el proceso de la lignina	48
Tabla 26: Costos variables para el proceso de la lignina	49
Tabla 27: Costos fijos para el proceso de la lignina	49
Tabla 28: Equipos del proceso de la combustión de la Lignina.....	50
Tabla 29: Inversión y capital de trabajo para el proceso de combustión de la lignina	50
Tabla 30: Costos fijos para el proceso de combustión de la lignina	51
Tabla 31: Equipos del proceso del Xilitol.....	51
Tabla 32: Inversión y capital de trabajo para el proceso de combustión de la lignina	52
Tabla 33: Costos variables para el proceso del xilitol.....	52
Tabla 34: Costos fijos para el proceso del xilitol.....	52
Tabla 35: Resumen de la evaluación económica de todas las plantas	54
Tabla 36: Resumen de flujos para rastrojos producidos por 700[ha] de cultivos de maíz para el proceso principal	70
Tabla 37: Relación entre el diámetro del impeler y dimensiones del reactor	72
Tabla 38: Límites máximos permitidos para la descarga de residuos líquidos a cuerpos de agua fluviales	73
Tabla 39: Límites máximos permitidos para descargas de efluentes que se efectúen a redes de alcantarillado que no cuenten con plantas de tratamiento de aguas servidas.	74
Tabla 40: Límites máximos permitidos para descargas de efluentes que se efectúan a redes de alcantarillado que cuenten con plantas de tratamiento de aguas servidas.....	75
Tabla 41: Tabla de equilibrio Etanol-Agua	77
Tabla 42: Inversión requerida para diferentes niveles de producción	79
Tabla 43: clasificación de los combustibles.....	80
Tabla 44: Distancia de seguridad para tanques de CL.....	81
Tabla 45: Distancia de seguridad para tanques de CL según capacidad.....	81

Tabla 46: El número mínimo de instalaciones de servicios higiénicos	83
Tabla 47: Distribución y potencial de extinción de los extintores de incendio	83
Tabla 48: Detalle de la inversión	87
Tabla 49: Locomoción colectiva	88
Tabla 50: Consumo energético de equipos del proceso principal	89
Tabla 51: Consumo energético de equipos del proceso de la levadura	89
Tabla 52: Consumo energético de equipos del proceso de la lignina	89
Tabla 53: Consumo energético de equipos del proceso del xilitol.....	90
Tabla 54: Sueldo Mensual de los trabajadores [CL\$].....	92
Tabla 55: Inversión y Capital de trabajo	94
Tabla 56: Depreciación	94
Tabla 57: Ingresos.....	95
Tabla 58: Flujo de caja (en miles de US\$)	96
Tabla 59: Flujo de caja sin inversión (en miles de US\$).....	97
Tabla 60: Flujo de caja para el proceso de la levadura (Miles de US\$)	99
Tabla 61: Flujo de caja para el proceso de la lignina (Miles de US\$).....	100
Tabla 62: Flujo de caja para el proceso de combustión de la lignina (Miles de US\$)...	101
Tabla 63: Flujo de caja para la planta de lignina integrada (Miles de US\$).....	102
Tabla 64: Flujo de caja para el proceso del Xilitol (Miles de US\$).....	103
Tabla 65: Flujo de caja de todas las plantas integradas (Miles de US\$)	104
Tabla 66: Flujo de caja de todas las plantas integradas sin inversión (Miles de US\$) .	105

1 Introducción

1.1 Antecedentes Generales

La energía es un recurso muy utilizado en diferentes sectores, ya sea doméstico o industrial. El consumo de energía ha ido aumentando en estos últimos años, creciendo en un 92% entre 1973 y 2012^[1] (ver Gráfico 1).

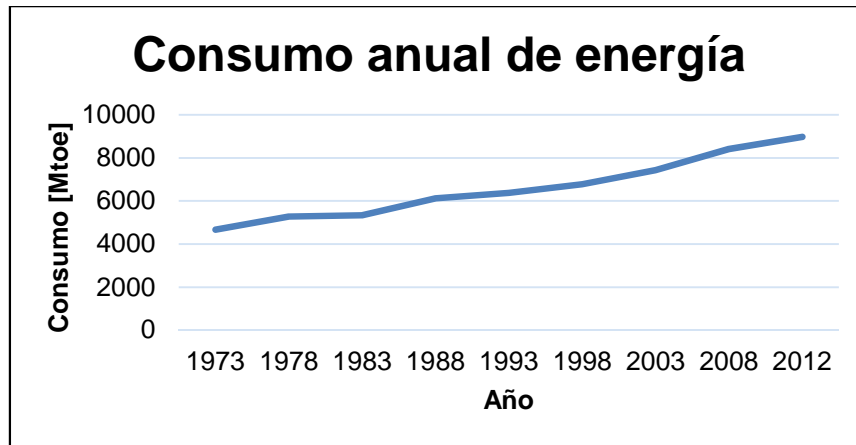


Gráfico 1: Consumo anual de energía en [Mtoe]^[1]

El uso de esta energía principalmente proviene del uso de combustibles provenientes de fuentes no renovables y derivados del petróleo^[1] (ver Gráfico 2).

Usos de diferentes fuentes de energía

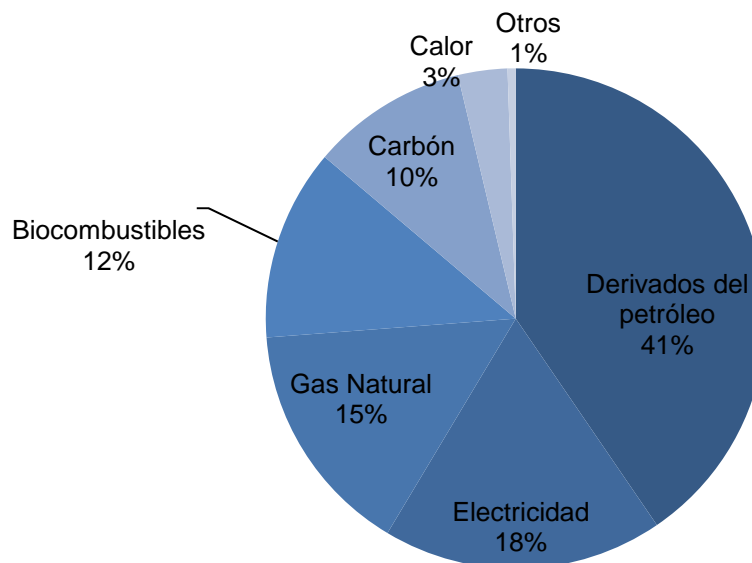


Gráfico 2: Consumo de energía año 2013 de diferentes fuentes^[1]

ⁱ [Mtoe]: Millones de toneladas de petróleo equivalente

Esta dependencia hacia los combustibles fósiles, sumado al aumento en el consumo de éstos, ha generado una serie de problemas y riesgos ambientales, tanto a nivel local como global, y además ha llevado hacia la investigación de otras fuentes de energía alternativas.

1.1.1 Situación ambiental

Actualmente, las emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI) debido a la actividad humana están acelerando el proceso de cambio climático del planeta, al punto de producir un aumento de la temperatura global en 0,83°C entre 1880 hasta el año 2012^[2]. El uso de combustibles de origen fósil y el tiempo de residencia prolongado de GEI como el CO₂ en la atmósfera, aumenta la concentración de este tipo de gases en el planeta, lo que aporta en el calentamiento global.

Esta situación podría generar riesgos hacia el clima mundial y actividades humanas. Un incremento global en 2°C podría afectar a varios sistemas marinos. Un aumento en 1°C se asocia a un aumento en eventos climáticos extremos (olas de calor). Estos eventos podrían tener consecuencias en las actividades humanas, especialmente en la agricultura, en la salud de las personas y en la disponibilidad de recursos naturales (agua, alimentos)^[3].

El 12 de diciembre del 2015, en París, Francia, se reconoce formalmente el problema del cambio climático y el efecto que tendría un aumento en la temperatura global, por lo que se aprobaron los acuerdos el marco de la COP21^[4], los cuales tienen como objetivo enfrentar este escenario del cambio climático. Entre los puntos de este acuerdo se encuentran:

- Financiamiento por las partes correspondientes a los países desarrollados hacia los países en vías de desarrollo para cumplir los objetivos de este acuerdo.
- Este acuerdo es jurídicamente vinculante para los países firmantes.
- El aumento promedio de la temperatura global para fines del SXXI tiene que ser no mayor a 1,5[°C].
- Este acuerdo se revisará cada 5 años.
- Cada parte informará sobre sus avances en la reducción de sus emisiones y sobre los planes para cumplir con los objetivos del acuerdo.

1.1.2 Situación energética

Dada la situación mencionada en el punto anterior, una de las opciones para enfrentar este escenario es buscar otras fuentes de energía independientes del petróleo. Dentro de las fuentes alternativas de energía, se encuentra el uso de las anteriormente mencionadas Energías Renovables No Convencionales (ERNC), tales como la energía solar, eólica, mareomotriz y biocombustibles. Esto permitiría satisfacer el aumento en la demanda energética y en la disminución en las emisiones de GEI.

Dentro de estas fuentes de ERNC, se encuentran los biocombustibles, que son producidos a partir de materias primas de origen agropecuario o desechos orgánicos. Entre las ventajas que tienen estas fuentes de energía, está la reducción en la

dependencia del petróleo. Con respecto a las emisiones, si bien emiten cantidades de CO₂ similares a las de los combustibles fósiles, este CO₂ vuelve a ser fijado por organismos, y posiblemente volver a ser utilizado como combustible. En cambio, en el caso de las fuentes fósiles, solo ingresa carbono al sistema (ver Figura 1).

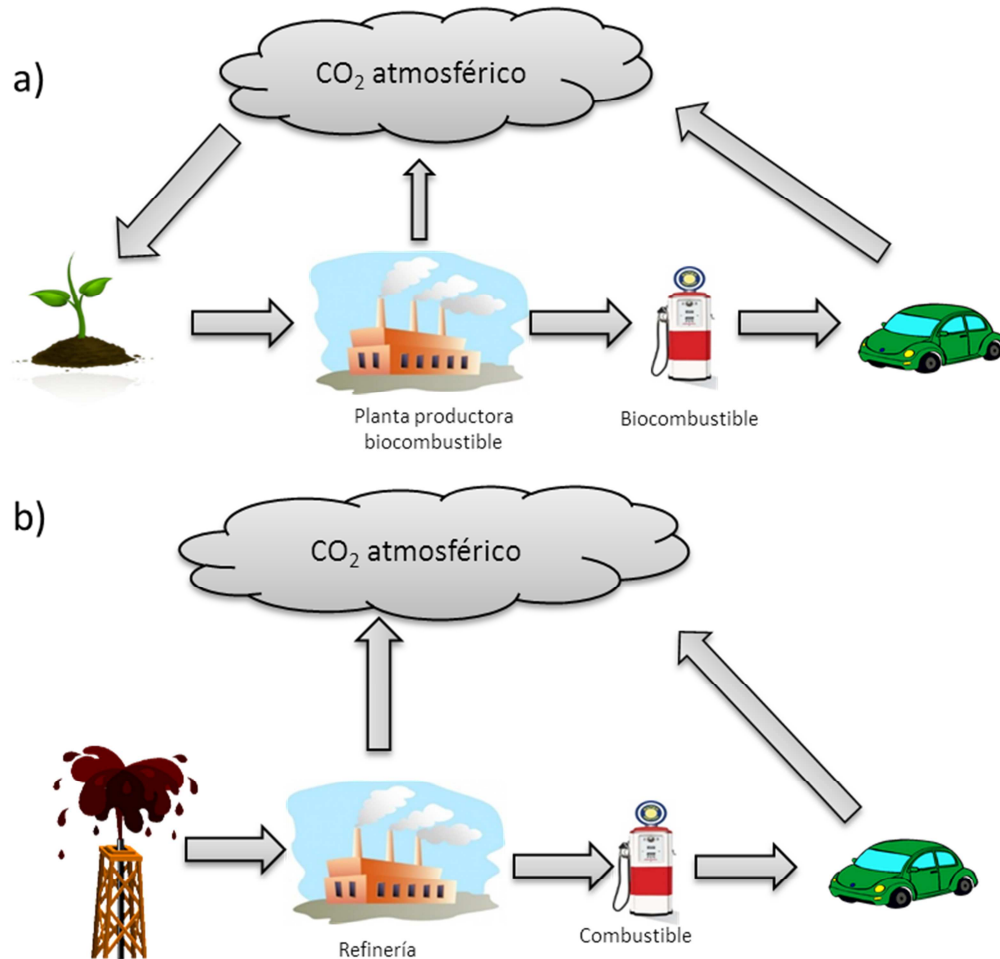


Figura 1: Ciclo del carbono en (a) el uso de biocombustibles y (b) combustibles fósilesⁱⁱ

Entre estos biocombustibles, se encuentra el bioetanol, el cual se obtiene mediante la fermentación de azúcares. Principalmente, el bioetanol puede tener dos tipos de orígenes, según el tipo de biomasa utilizado:

- Bioetanol de 1° Generación: a partir de material alimenticio (como la caña de azúcar y cereales)
- Bioetanol de 2° Generación: a partir del material celulósico proveniente de los residuos agrícolas y forestales.
- Bioetanol de 3° Generación: a partir del material cultivado para usos energéticos (algas, por ejemplo). Este tipo de bioetanol se encuentra en etapa de desarrollo en laboratorios.

ⁱⁱ Fuente: Elaboración propia

La producción mundial de etanol ⁱⁱⁱ a nivel mundial principalmente se centra en el etanol de 1° Generación, a partir de caña de azúcar y maíz. Los principales productores mundiales de este combustible son Estados Unidos (a partir de maíz) y Brasil (a partir de caña de azúcar), abarcando más del 85% de la producción mundial (ver Gráfico 3)^[5].

Producción de Bioetanol a Nivel Mundial

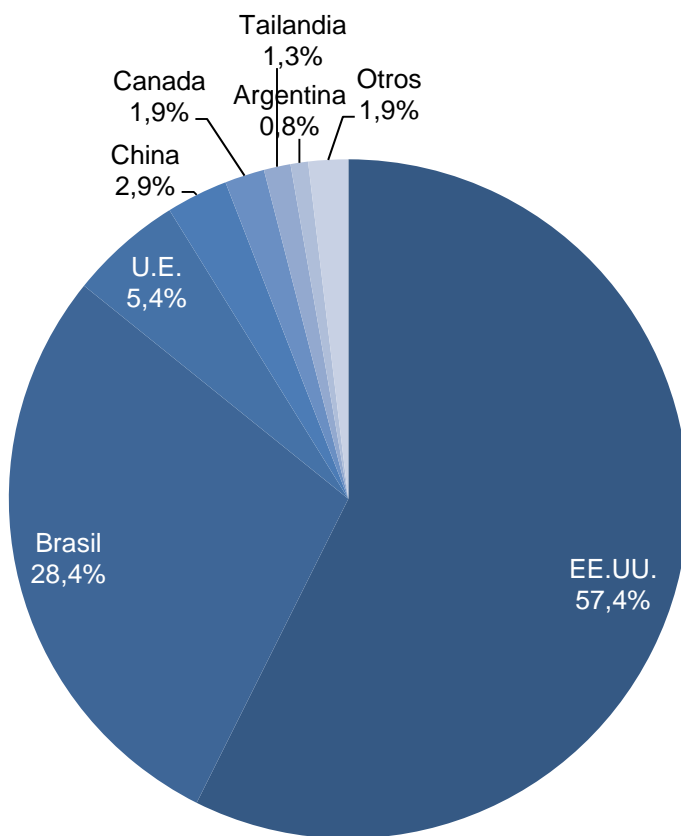


Gráfico 3: Participación por país en la producción de bioetanol estimada para el año 2015^[5]

La producción de etanol ha ido aumentando, desde el 2006 con 56.355 [ML]^{iv}, hasta el 2012 con 97.407 [ML], y se proyecta un aumento en la producción mundial en los siguientes años (ver Gráfico 4)^[6].

ⁱⁱⁱ Bioetanol

^{iv} 1 [ML]=10⁶[L]

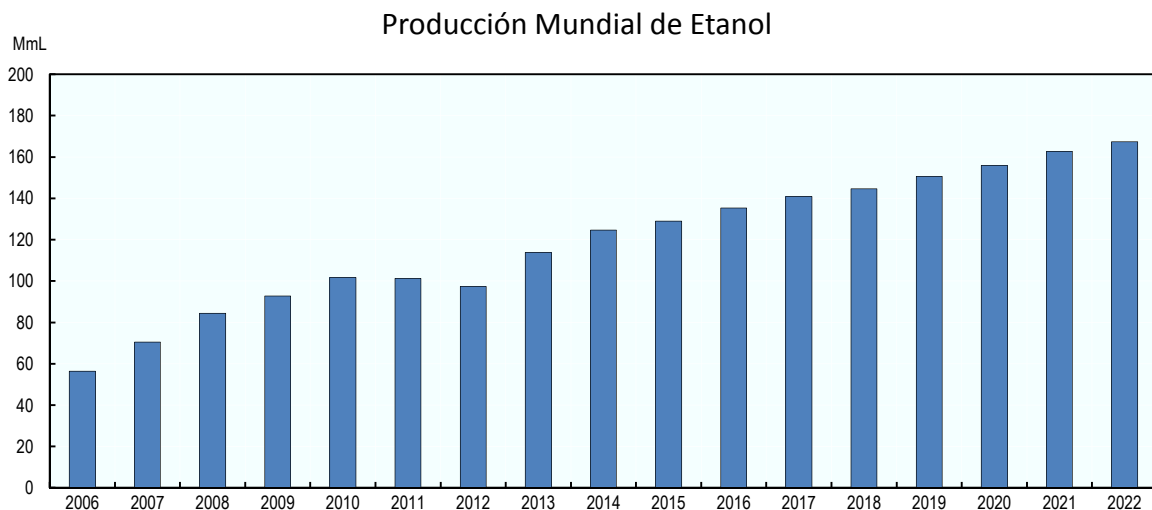


Gráfico 4: Producción mundial de Etanol^[7]

La importancia de este biocombustible, es que se puede mezclar con gasolina hasta en un 15%, sin tener que modificar el motor del vehículo. En Chile, es permitida la mezcla de combustibles fósil hasta con un 5% de biocombustibles^[7]. El porcentaje de biocombustible se encuentra exento del impuesto específico.

Comparado con la gasolina (ver Tabla 1)^[8], las ventajas que presenta el uso de etanol se encuentran:

- El etanol posee un mayor octanaje (113 octanos): mayor potencia para el motor.
- No está afecto al impuesto específico: Baja el precio de la mezcla con gasolina.
- Menores emisiones de gases contaminantes.

Y entre sus desventajas, se encuentra

- Menor densidad energética (25% menor que la gasolina^[9]): mayor consumo de combustible por distancia recorrida.

Tabla 1: Comparación de propiedades entre gasolina y etanol^[10]

Propiedad	Valor etanol	Valor gasolina	Relación etanol/gasolina	Impacto cualitativo
Octanaje	113	95	1,16	Mayor potencia y eficiencia (aumento de la razón de compresión)
Calor de Vaporización[kJ/kg]	840	300	2,8	Entra mayor masa de aire caliente al cilindro
Densidad Calorífica [BTU/L]	25.200	33.600	0,75	Menos km/L

^v MmL: miles de millones de litros

Actualmente, la producción mundial de etanol, principalmente, proviene de fuentes de 1ª generación (maíz y caña de azúcar), sin embargo, existen algunas plantas de producción de etanol de 2ª generación, con producción a escala industrial^{vi}. Entre estas plantas, la más reciente es la planta perteneciente a Abengoa Bioenergy, ubicada en Hugoton, Kansas, que puede procesar 350.000 [ton] de biomasa al año (80% de rastrojo de maíz y 20% rastrojo de trigo) para producir 94.635 [m³] anuales.^[11]

1.1.3 Situación Agrícola en Chile

En Chile, la superficie destinada a cultivos es de 719.973 [ha]^[12], de las cuales, un 79% corresponden a cultivos de cereales (trigo, maíz, avena, entre otros). El cultivo de maíz ocupa un total de 117.418 [ha] de superficie, siendo uno de los cultivos más importantes dentro de la industria agrícola chilena.

Este tipo de cultivos, al ser cosechados, genera residuos con alto contenido de material lignocelulósico (rastros), los que pueden ser utilizados para la producción de Bioetanol y sus co-productos.

La Región de O'Higgins es la zona con mayor superficie sembrada con maíz, con 47.768 [ha]^[12], lo que significa que hay una mayor cantidad de materia prima disponible (ver Gráfico 5).

Superficie Sembrada

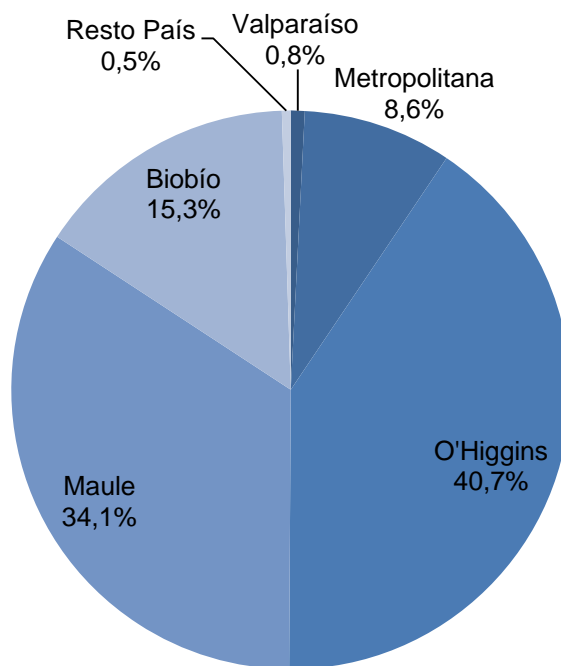


Gráfico 5: Distribución porcentual de superficie sembrada^[12]

^{vi} Producción mayor a 50[ML] al año

Actualmente, los rastrojos de maíz de la zona son utilizados en parte como alimento y cama para el ganado, y otra parte es quemada. Esto genera un aumento en las emisiones de material particulado y gases de efecto invernadero.

En la región de O'Higgins se ubica COOPEUMO^{vii}, una cooperativa de campesinos productores de cereales y frutales. Esta cooperativa se encuentra presente en las comunas de Peumo, Pichidegua, San Vicente de Tagua Tagua y Las Cabras. El año 2013, COOPEUMO firmó un Acuerdo de Producción Limpia (APL) para la producción de maíz, buscando, entre otros objetivos, disminuir el impacto en el ambiente de la quema de los residuos generados de los cultivos.

1.1.4 Materia prima

De acuerdo a la información entregada por COOPEUMO, el rendimiento de producción de rastrojos de maíz por unidad de superficie es de 13.500 [kg/ha] al año, y, considerando la superficie total perteneciente a esta cooperativa (1.700 [ha]), la cantidad total de rastrojo máxima disponible es de 22.950 [ton] al año.

El rastrojo que se genera luego de la cosecha del maíz es almacenado en fardos de aproximadamente 500 [kg] cada uno (ver Figura 2). Tal como se mencionó en la justificación del presente trabajo (pág. 14), este puede ser destinado a cama y alimento de ganado, reincorporar nutrientes al suelo, o ser quemado.



Figura 2: Fardo de rastrojo de maíz^[13]

El rastrojo del maíz está compuesto principalmente por lignocelulosa, una estructura formada por fibras de celulosa, hemicelulosa y lignina (ver Figura 3). Esta estructura le da rigidez a la planta y soporte a su peso, pero dificulta el acceso a la celulosa si se requiere extraer y utilizar para una fermentación.

^{vii} Cooperativa Campesina Intercomunal Peumo

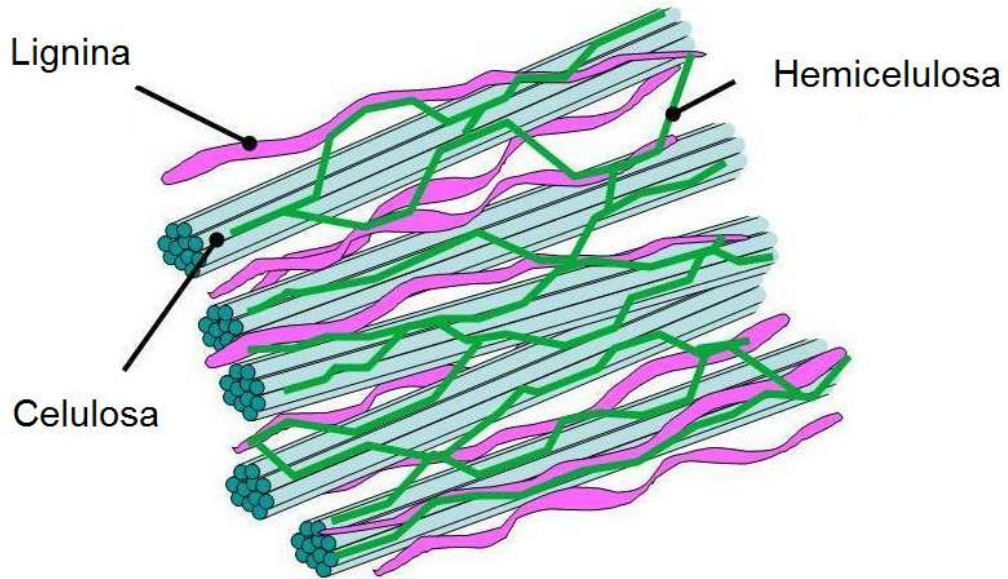


Figura 3: Estructura de la lignocelulosa^[14]

Los componentes del rastrojo son, en su mayoría, monómeros de azúcares, los que forman la celulosa y la hemicelulosa (ver Tabla 2), los cuales pueden ser fermentados y producir etanol.

Tabla 2: Composición de la Lignocelulosa^[15]

Especies	Composición %
Lignina	14%
Celulosa	41%
Xilosa	23%
Arabinosa	6%
Galactosa	3%
Manosa	1%
Ceniza	3%
Extraíbles	10%

La Celulosa es un polímero compuesto por moléculas de glucosa mediante enlaces β -1,4 glicosídicos, lo que le da la estructura fibrosa a esta macromolécula (ver Figura 4).

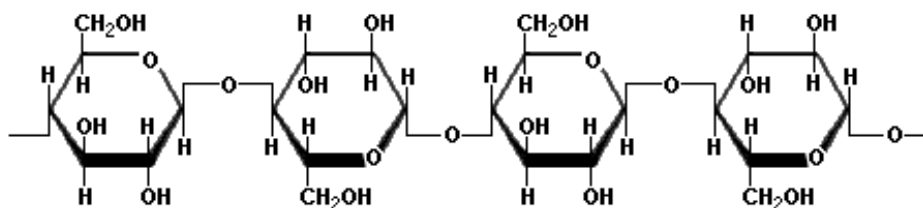


Figura 4: Estructura molecular de la Celulosa

La Lignina es un polímero fibroso formado por diferentes ácidos y fenoles. Su estructura le da características leñosas a las fibras vegetales (ver Figura 5).

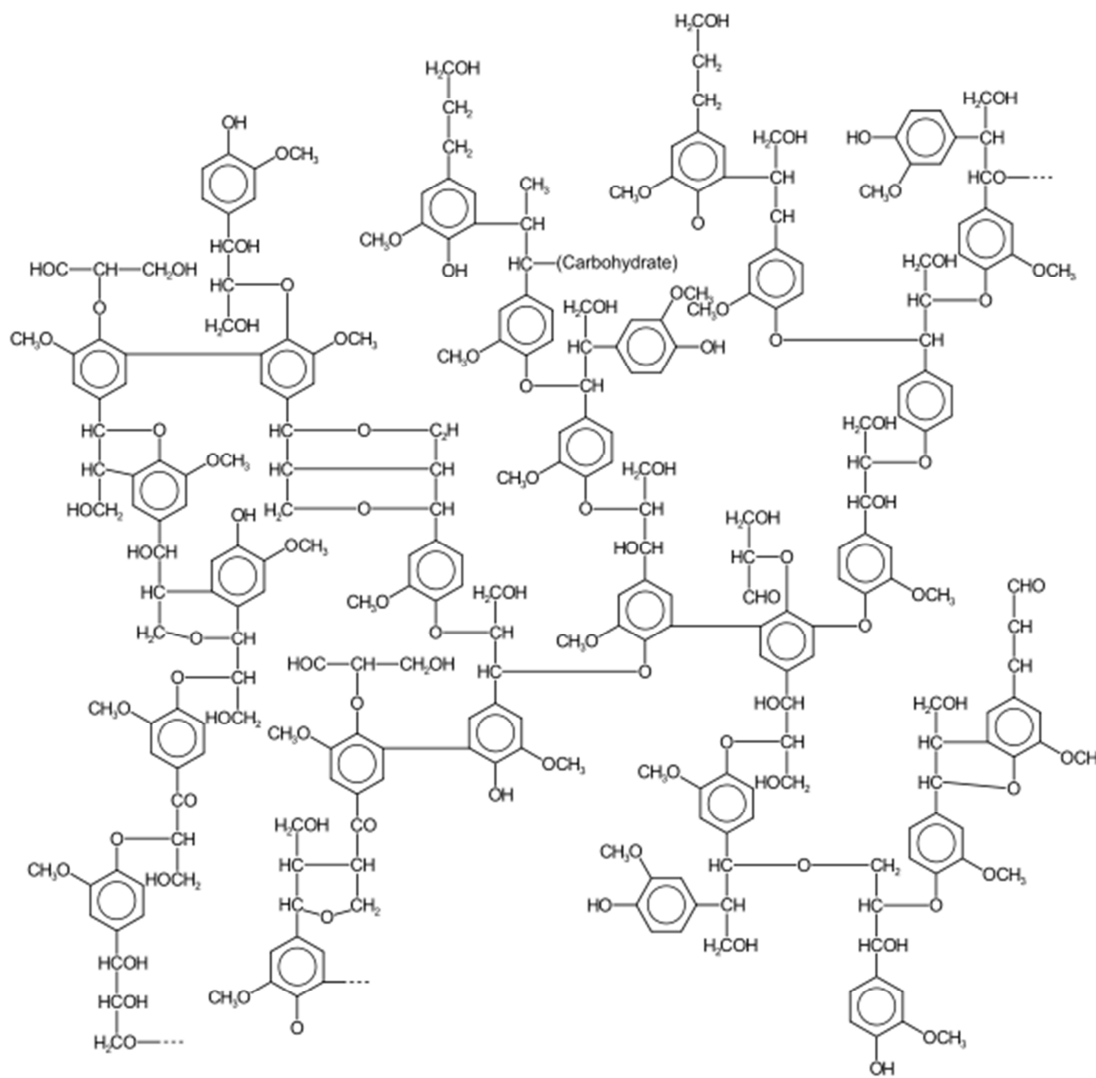


Figura 5: Estructura molecular de la Lignina

La Hemicelulosa es un polisacárido compuesto por más de un tipo monómero diferente, especialmente arabinosa, xilosa, manosa, galactosa y glucosa (ver Figura 6).

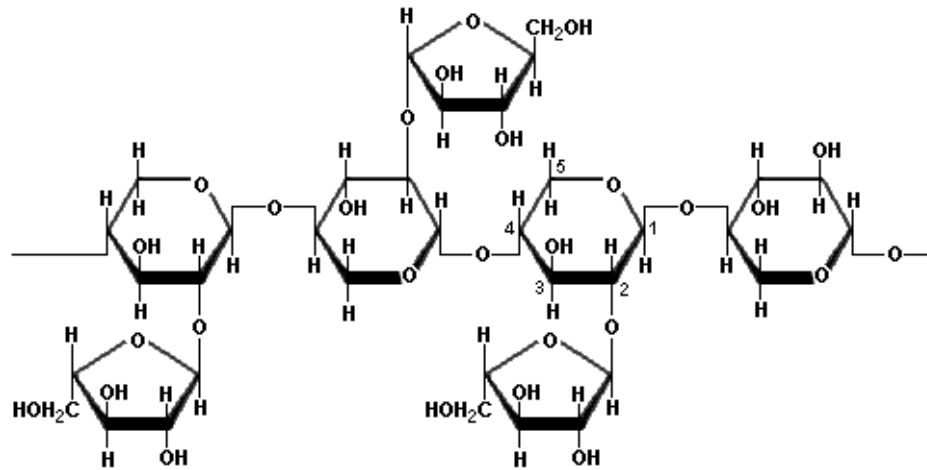


Figura 6: Estructura molecular de la Hemicelulosa

Esta materia prima debe pasar por una etapa de pretratamiento donde su estructura lignocelulósica se rompe para que, en procesos posteriores, las enzimas, los reactivos y los microorganismos puedan acceder a los azúcares. Existen varios métodos de pretratamiento^[16], entre los cuales están:

- Líquidos Iónicos^[17]
 - Utilizan sales orgánicas, con estabilidad térmica, baja volatilidad.
 - Éstos pueden disolver la celulosa para luego recuperarla.
 - Esta disolución permite destruir la estructura cristalina que mantienen unidas a las cadenas de celulosa
- Hongos de Pudrición Blanca^[17]
 - Utiliza un hongo que es capaz de degradar la lignina.
 - Este hongo produce enzimas que permiten degradar los troncos de los árboles.
- Pretratamiento Ácido^[18]
 - Este método busca mejorar el acceso de las enzimas hacia la celulosa solubilizando parte de la hemicelulosa.
 - Se añade ácido concentrado o diluido (0,2-2,5% p/p)
- Pretratamiento Alcalino^[18]
 - Es utilizado para pretratamiento de biomasa lignocelulósica.
 - Se utilizan varios hidróxidos, principalmente NaOH.
 - Produce una disminución en la polimerización, cristalinidad, y un aumento en la superficie interna

- Oxidación Húmeda^[16]
 - Se añaden agentes oxidantes a la biomasa suspendida en el agua
 - No requiere de altas temperaturas
 - Este método ayuda a remover la lignina
- Deslignificación Oxidativa^[16]
 - Utiliza agentes oxidantes como ozono, peróxido de hidrógeno y oxígeno.
 - Esto convierte la lignina en ácidos carboxílicos.
 - Se puede degradar la hemicelulosa, aunque la ozonólisis se limita sólo a la lignina
- Organosolv^{[16][17]}
 - Utiliza solventes orgánicos (como metanol, acetona y etilenglicol) con agua para hidrolizar la hemicelulosa y remover la lignina.
 - Los solventes deben ser removidos antes de la fermentación
- Explosión de vapor^[18]
 - Es uno de los métodos más utilizados.
 - La biomasa es calentada rápidamente con vapor saturado a alta presión, la cual es liberada rápidamente, causando expansión del vapor, junto con la matriz lignocelulósica

1.2 Objetivos

1.2.1 Motivación

Para Chile, el cambio climático no es una situación ajena. Considerando sólo las emisiones de CO₂ antropogénico, Chile aporta un 0,26% de las emisiones globales. Sin embargo, de acuerdo al Panel Intergubernamental de Cambio Climático (IPCC), Chile posee un territorio vulnerable a los efectos del cambio climático (territorio susceptible a la sequía y a la desertificación). Entre los años 1984 y 2006, las emisiones de GEI han aumentado de 7 a 60 millones de toneladas de CO₂ equivalente, aumento en que el sector de energía aporta 58 millones de toneladas de CO₂ equivalente^[8].

Los efectos en el clima chileno afectarían directamente a la disminución de las precipitaciones y aumento en la temperatura^[19]. Se estima que para el año 2100, las precipitaciones disminuyan entre un 15% hasta un 25%, con un incremento en la temperatura promedio entre 3°C hasta 4°C.

Para enfrentar esta situación, Chile se comprometió el año 2015 en la Asamblea General de la ONU a tomar medidas para reducir un 30% de sus emisiones de GEI al año 2030^[20]. Entre estas medidas, se encuentran el incentivo de usos de Energías

Renovables No Convencionales (ERNC), donde se busca aumentar a un 20% su uso para el año 2025 y a un 70% para el 2050.

Chile, como miembro de los 198 países que aprobaron los acuerdos del COP21^[4], se reconoce que el desafío de enfrentar el cambio climático incumbe a todos, ya sea a nivel regional, nacional o internacional, por lo que, según el acuerdo de París 2015, se deben fortalecer los conocimientos científicos con respecto al cambio climático y aplicarlos en un desarrollo sostenible.

Además, existe una gran dependencia de los combustibles fósiles, especialmente proveniente de derivados del petróleo (ver Gráfico 6).^[21] El 2013 el consumo de gasolina fue de 4,01 millones de metros cúbicos.

Consumo de energía en Chile 2013

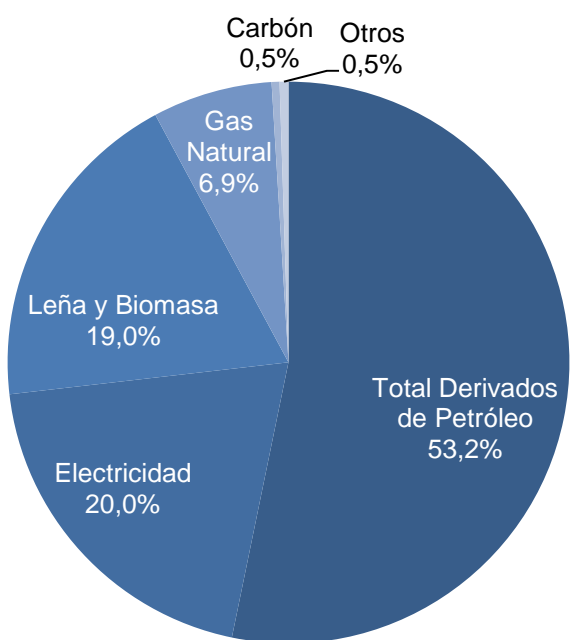
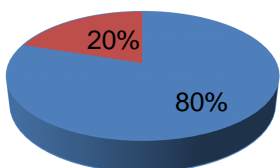


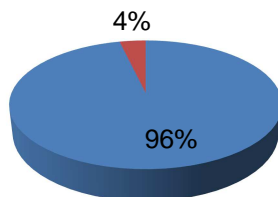
Gráfico 6: Consumo de energía en Chile año 2013

Con respecto a la producción de combustibles, en Chile es muy baja con respecto a las importaciones (ver Gráfico 7), ya que la producción de petróleo crudo fue de 401 [mil m³], en comparación con las importaciones, que alcanzaron los 10.438 [mil m³].

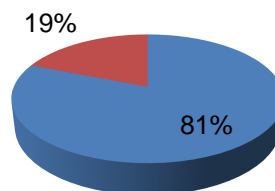
Gas Natural



Petróleo



Carbón



■ Importado
 ■ Prod. Nacional

Gráfico 7: Importaciones y exportaciones de fuentes de energía primaria 2013²¹

Junto con esta dependencia hacia los combustibles derivados del petróleo, la mayoría importado, el precio de los combustibles vehiculares (gasolina), ha ido aumentando en estos últimos años (ver Gráfico 8)²².

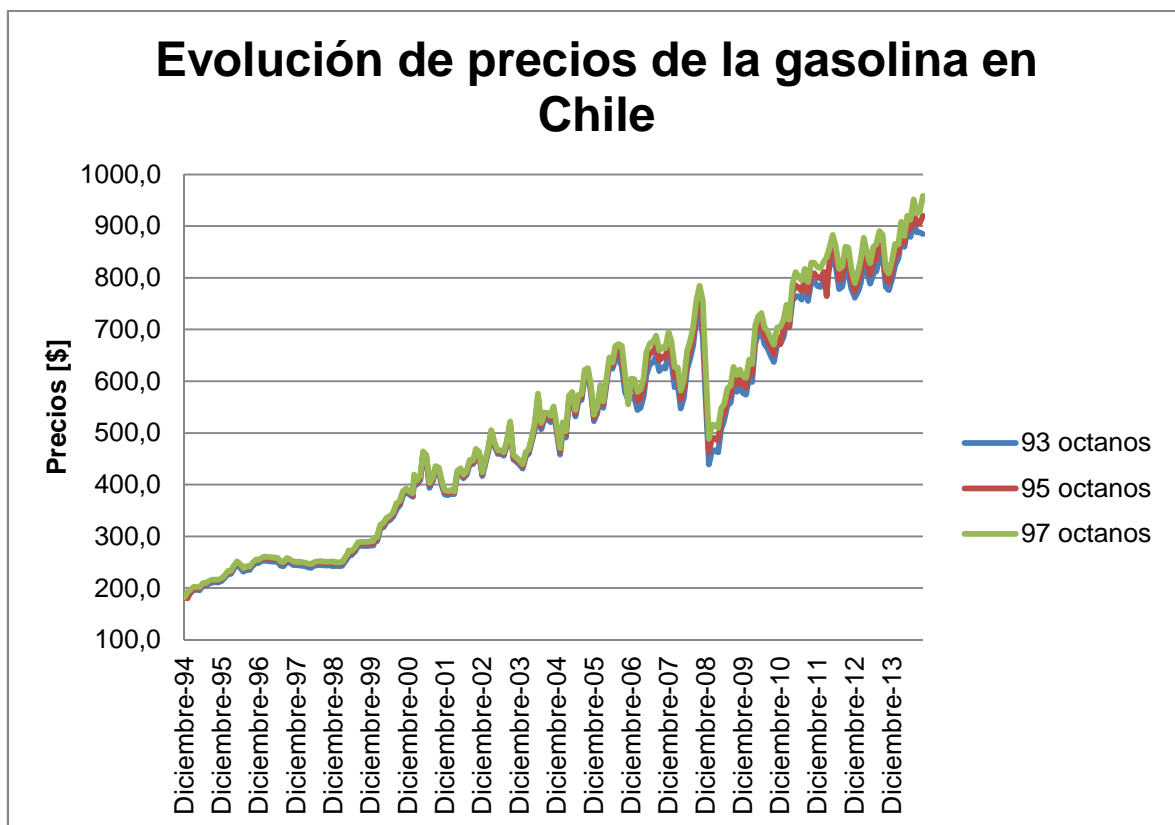


Gráfico 8: Evolución de los precios de la gasolina en Chile

Todos estos factores (dependencia, importaciones y precios) hacen surgir la necesidad de buscar nuevas fuentes de energía. El uso de biocombustibles de 2ª generación permitiría ampliar las alternativas de fuentes de energía independientes del petróleo, además de la posibilidad de obtener un provecho económico en los co-productos de la biorrefinería^{viii} (ver Anexo 1).

1.2.2 Descripción del proyecto

El presente proyecto consiste un estudio de prefactibilidad técnica y económica para la instalación de una biorrefinería para la producción de Bioetanol y co-productos a partir de rastrojos de maíz.

^{viii} **Biorrefinería:** Planta industrial donde, a partir de biomasa, se obtiene biocombustible y, además, co-productos derivados del proceso (como lignina, pigmentos y otros compuestos con valor energético o económico).

La ubicación de esta planta sería entre las comunas de Peumo y Pichidegua, Región del Libertador Bernardo O'Higgins, Chile, utilizando los rastrojos provenientes desde los terrenos pertenecientes a los socios de COOPEUMO. (Ver Figura 7)



Figura 7: Ubicación del proyecto

1.2.3 Justificación

El escenario actual se enfrenta a dos posibles problemas: la situación ambiental de la zona y problemas en el proceso de producción de maíz para los agricultores de COOPEUMO (manejo y uso de los rastrojos y precio del maíz).

Por otra parte, con respecto al mercado del maíz, su precio ha ido disminuyendo desde septiembre del 2012 (ver Gráfico 9), bajando hasta en un 24% su precio comparando con el mes de julio del 2015 ^[23].

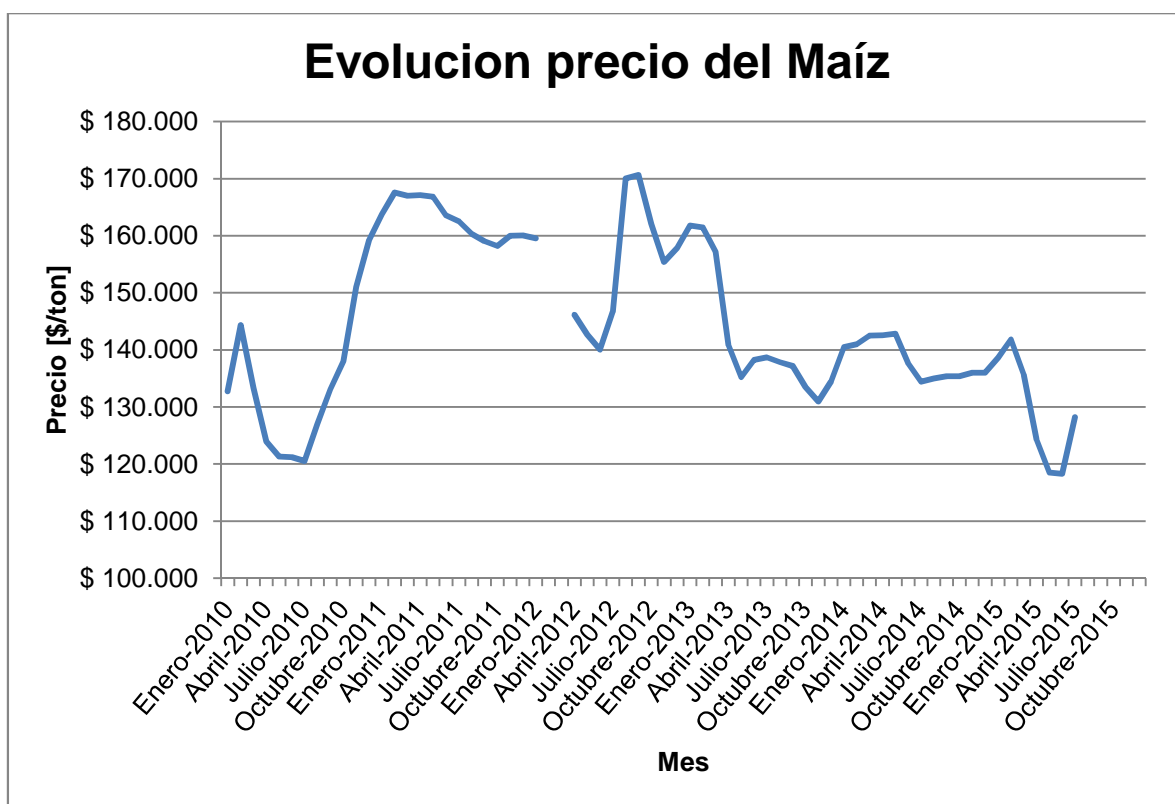


Gráfico 9: Evolución del precio nacional del maíz.

El año 2009, en las comunas pertenecientes al valle central de la Región de O'Higgins (Rengo, Requínoa, San Vicente de Tagua Tagua, entre otras), se declaró zona de saturación ambiental por aumento en material particulado en la atmósfera^[24].

La situación anterior cobra mayor importancia al momento del manejo de los residuos agrícolas por parte de COOPEUMO, donde cada una de sus 1.700[ha] generan 13.5 toneladas de rastrojo. Existen cuatro opciones de destino para los rastrojos de maíz:

- Comida y cama para animales: permite la alimentación y la mantención del ganado.
- Reincorporación del rastrojo a la tierra: permite la recuperación de los nutrientes para la siguiente temporada de cultivos, sin embargo, la escasez de lluvia impide que este proceso se desarrolle.
- Quema del rastrojo: el rastrojo que queda, es quemado.
- Pagar para que transporten el rastrojo para cogeneración de energía en otras industrias (termoeléctricas, calderas, etc.)

Por ello, este trabajo permitiría una disminución en las emisiones de material contaminante hacia la atmósfera al generar una nueva alternativa de uso de los rastrojos, además de generarles un valor agregado a estos, lo que permitiría enfrentar de mejor manera la baja de precios del maíz, y aportar con una nueva fuente de combustibles, independiente del petróleo en la zona.

1.2.4 Objetivo General

Realizar un estudio de prefactibilidad técnico-económico para la instalación de una biorrefinería para la producción de etanol y co-productos a partir de rastrojos de maíz en la Región de O'Higgins.

1.2.5 Objetivos Específicos

Diseñar un proceso de producción de etanol a partir de rastrojos de maíz.

Determinar qué tipo de co-productos se pueden producir a partir del proceso de producción de bioetanol (ver Anexo 1).

Diseñar procesos para obtener los co-productos.

Realizar un estudio sobre los co-productos, derivados de biorrefinería (características y atractivo comercial) y estudiar sus procesos de producción.

Seleccionar los co-productos con mejor atractivo comercial o energético.

2 Metodología

Para el desarrollo de este trabajo de título, se realizó una búsqueda bibliográfica, luego se diseñó un proceso para la producción de bioetanol, para analizar, posteriormente, los co-productos, y finalmente, realizar un análisis económico de la biorrefinería (ver Figura 8).

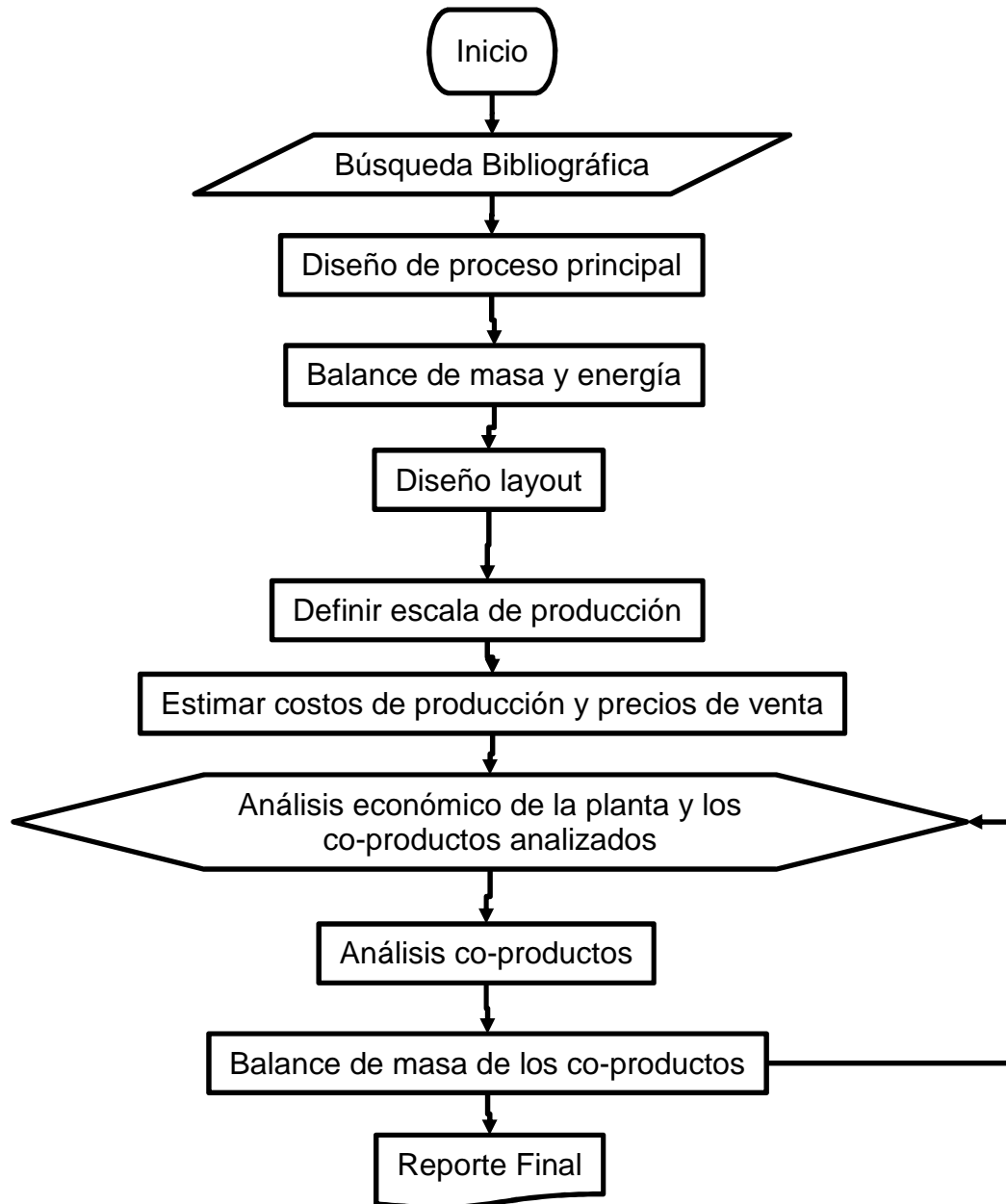


Figura 8: Metodología (diagrama de flujo)

La información recopilada provino de documentos de procesos similares, o que contienen etapas similares a la propuesta en este trabajo. La información sobre la situación agrícola de la zona y datos técnicos sobre la producción del maíz se obtuvo mediante consultas y reuniones con miembros de COOPEUMO.

Para este trabajo, se consideró como materia prima de la planta fardos de rastrojos de maíz provenientes de las cosechas de terrenos pertenecientes a los miembros de COOPEUMO.

Se propuso un proceso principal destinado a la producción de etanol a partir del rastrojo de maíz. El tamaño de producción estuvo acotado por la capacidad de COOPEUMO de producir rastrojo de maíz (22.950 [ton] al año). El balance de masa se calculó mediante hojas de cálculo utilizando Microsoft Excel (ver

Anexo 18). Estas hojas de cálculo permitieron realizar balances de masa y energía para diferentes niveles de producción, calculando además tamaños de equipos requeridos e inversión necesaria. Esto permitió estimar el tamaño de la planta, con lo que se pudo obtener el costo del terreno necesario para construirla. Mediante AutoCAD se diseñó el Layout de la planta. El costo de los equipos se obtuvo mediante catálogos de los fabricantes, considerando diferentes capacidades de procesamiento (lo que implica diferentes costos), donde su uso dentro del proceso y la cantidad requerida dependerá de los niveles de producción.

Para decidir el nivel de producción más adecuado para la planta, se comparó la inversión requerida para procesar diferentes cantidades de rastrojo. Esto además consideró la restricción de inversión máxima posible de financiar por COOPEUMO para la planta, la cual corresponde a un monto de 8 millones de US\$ concursables en INDAP. Dado el nivel de producción, se estimaron los costos (fijos y variables) del proceso y el precio de venta del bioetanol.

Luego, se analizó el posible mercado del bioetanol producido, considerando la ubicación de la planta, número de centros de distribución de combustible y posible demanda del biocombustible. Luego se realizó un flujo de caja, con una tasa de descuento de 10% anual a un plazo de 10 años (calculado usando hojas de cálculo).

Decidido el nivel de producción de la planta, se analizó el mercado y el uso de los posibles co-productos que se puedan obtener. Posteriormente, se realizó un balance de masa con diferentes alternativas para los co-productos, usando hojas de cálculo en Microsoft Excel.

Finalmente se hizo un análisis económico (flujo de caja) de los co-productos para determinar los más rentables, el cual se sumará al flujo de caja del proceso principal.

Con esta información, se realizó el presente trabajo.

3 Resultados

3.1 Diseño del proceso principal

3.1.1 Generalidades

El proceso principal consiste en procesar los rastrojos de maíz y obtener Bioetanol. A partir de los efluentes de las corrientes de este proceso, se pueden obtener co-productos para generar beneficios económicos o energéticos (ver Anexo 1).

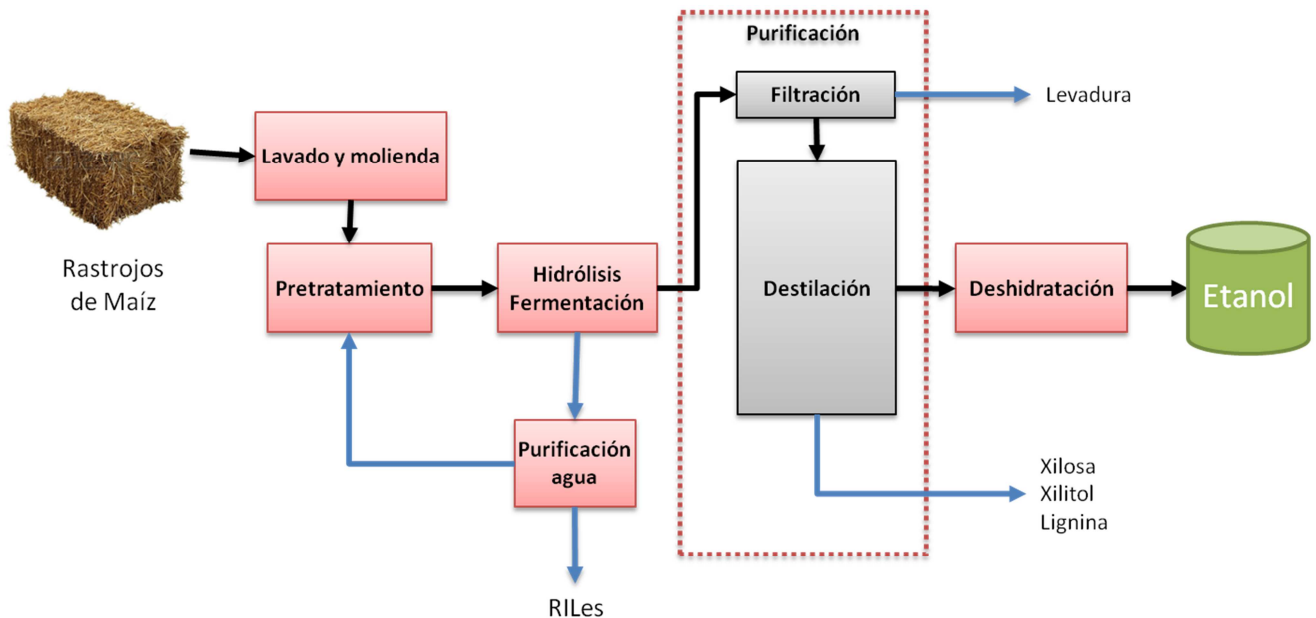


Figura 9: Diagrama de bloques del proceso principal

Las etapas para la producción de bioetanol consisten básicamente en disminuir el tamaño de la biomasa, romper la estructura de la lignocelulosa del rastrojo, para dar un mayor acceso a las enzimas y microorganismos para la hidrólisis y fermentación de la celulosa y la hemicelulosa. Luego el etanol es separado de otros compuestos residuales de la fermentación, destilado y deshidratado (ver Figura 9).

Producto de dichas etapas, se generan corrientes donde se pueden obtener co-productos, como levadura resultante de la fermentación, azúcares componentes de la hemicelulosa (xilosa, arabinosa) y lignina. Además se generan residuos con carga orgánica, la cual debe ser tratada para ser descargada de acuerdo a las normativas vigentes, disminuyendo el impacto ambiental de la planta.

3.1.2 Balance de masa

El diseño del proceso propuesto considera la posibilidad de expandirse a medida que se requiera aumentar los niveles de producción, de modo tal que la planta de biorrefinería pueda ser modular, es decir, aumentar la cantidad de equipos luego de su instalación y puesta en marcha.

Las operaciones unitarias de cada etapa del proceso y los flujos se pueden observar en Anexo 3.

3.1.2.1 Lavado y molienda

En esta etapa se elimina el material extra (metales, piedras), mediante un filtro rotatorio, y se reduce el tamaño del rastrojo, utilizando chipeadores o molinos.

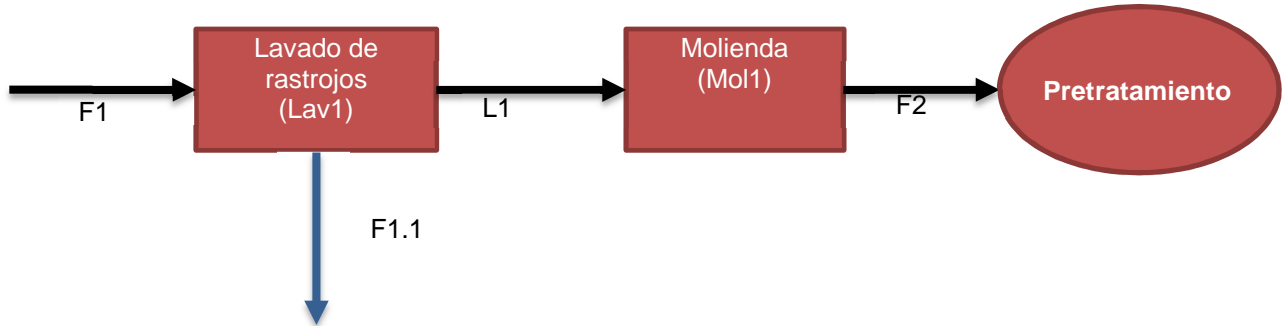


Figura 10: Diagrama de flujos de Lavado y Molienda

En esta etapa ingresa el rastrojo enfardado (flujo F1), cuya composición promedio corresponde a la del rastrojo (ver 1.1.4) más residuos, como metales y piedras provenientes del suelo, trozos de herramientas y otros materiales sobrantes de la cosecha y el enfardado (Tabla 3).

Tabla 3: Composición del flujo de entrada F1 (rastrojo)

Componente	cantidad [%]
Lignina	11%
Celulosa	33%
Xilosa	18%
Arabinosa	4%
Galactosa	2%
Manosa	1%
Ceniza	3%
Extraíbles	8%
Agua	9%
Residuos	10%

Esta etapa se realiza a temperatura ambiente (20[°C]). Como se puede ver en la Figura 10, las operaciones unitarias consideradas para esta etapa son:

- **Lavado de rastrojos (Lav1):** Consiste en un filtro rotatorio que separa los residuos (piedras, metales, material no procesable) del rastrojo. Estos desechos son descartados (flujo F1.1) y el rastrojo limpio (flujo L1) continúa en el proceso. Se considera que todo el desecho se separa del rastrojo.

El filtro utilizado es uno de 3[m] de diámetro y 5[m] de longitud^[25].

- **Molienda (Mol1):** Mediante chipeadoras, se reduce el tamaño del rastrojo a tamaños de no más de 2 [cm]. Se desprecia la pérdida de rastrojo en este proceso, es decir

Donde es el flujo másico de L1 y F2

Para esta esta etapa, se consideran chipeadoras de 4 [m³/h] de capacidad, de 9 [kW]^[26], por lo que la cantidad dependerá de la capacidad de la planta, desde una chipeadora hasta dos chipeadoras si se procesan la cantidad máxima de rastrojo que produce COOPEUMO (22.950 [ton] producidas en 1.700 [ha]).

3.1.2.2 Pretratamiento

Esta etapa busca romper la estructura de la lignocelulosa y tener mejor acceso a los azúcares de la biomasa.

Tal como se explicó en antecedentes, existen varios métodos de pretratamiento. Para este estudio se utilizará el pretratamiento de Explosión de Vapor, debido a que este método conserva otras estructuras de la lignocelulosa, las cuales podrían degradarse si se utilizaran otros métodos de pretratamiento (como el pretratamiento ácido o alcalino), lo que permitiría obtener mayor variedad de co-productos para la biorrefinería, ocupar una menor carga de reactivos^[27] requerir un menor tiempo de residencia^[28].

Mediante impregnación con ácido diluido y vapor, se liberan los azúcares de la estructura lignocelulósica del rastrojo. Esta etapa tiene un 85% de rendimiento.

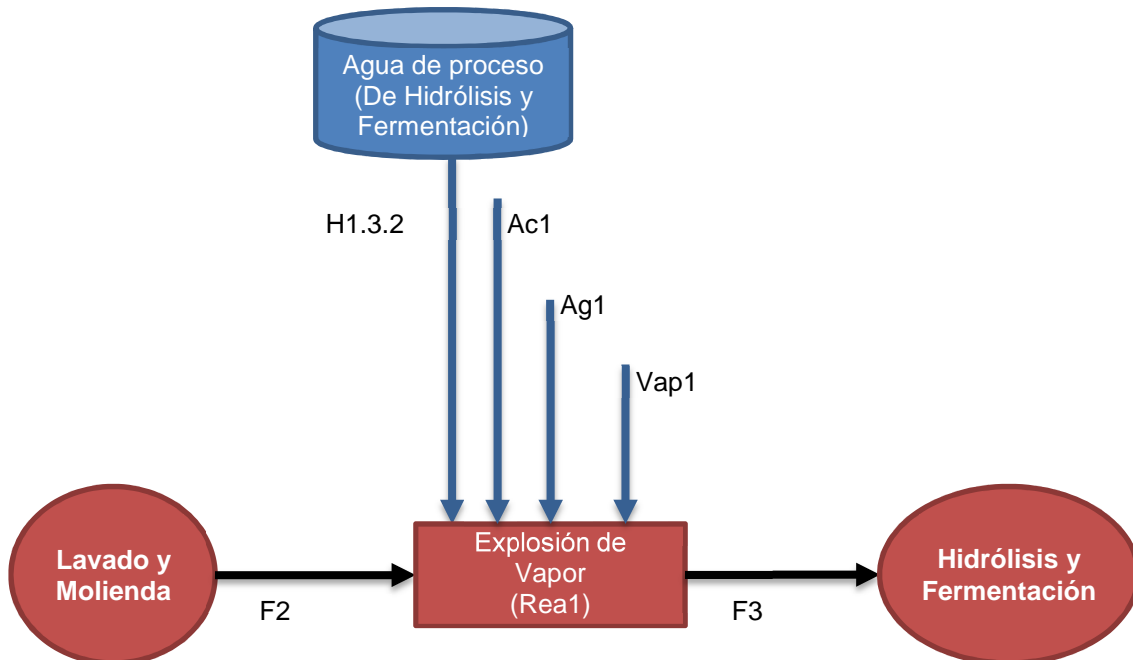


Figura 11: Diagrama de flujos de Pretratamiento

En esta etapa se considera el uso de una operación unitaria (ver Figura 11):

- **Explosión de Vapor (Rea1):** El rastrojo (F2) ingresa dentro de un reactor de acero inoxidable, que además deben soportar presiones superiores a 1000 [kPa]^[28], donde es impregnado con ácido sulfúrico (H₂SO₄) al 2% p/p. Para este diseño el agua de la dilución viene de dos fuentes: agua fresca (Ag1) y agua de proceso (H1.3.2) que proviene de Hidrólisis y fermentación. Estos flujos se mezclan junto con el rastrojo y el ácido (Ac1). El flujo del ácido diluido que ingresa al reactor es el doble de la cantidad de rastrojo que se someterá al pretratamiento^[29]. Esta dilución permite una mejor solubilización de la lignina^[27].

Luego, se cierra el reactor y se ingresa vapor de agua equivalente al 90% de la masa de rastrojo por 8 minutos a 180[°C]. Luego de disminuir rápidamente la presión, las fibras de lignocelulosa se rompen, dejando expuesta la celulosa. Al final de este proceso se generan inhibidores como ácido acético, furanos y compuestos fenólicos derivados de la lignina, los cuales podrían disminuir el rendimiento de las enzimas de la hidrólisis, disminuir la conversión de glucosa o la producción de etanol durante la fermentación^[27]. El vapor de agua se condensa completamente.

El volumen requerido para la reacción viene dado por

$$V = \dot{F} \cdot \tau$$

Donde \dot{F} es el flujo volumétrico de entrada (F2, H1.3.2, Ac1, Ag1 y Vap1) y τ , tiempo de reacción (8 [min])^[28].

Para esta etapa, se consideran los siguientes reactores^[30] (Tabla 4), los cuales se utilizarán según el tamaño de la operación.

El tipo de reactor y la cantidad de equipos dependerá del volumen de producción.

Para estimar el consumo energético de cada reactor, se calculó la potencia requerida de acuerdo al Anexo 5.

Mediante el siguiente balance de energía se obtiene la temperatura de salida (T_{F3}):

$$Q_{cal} = -Q_{enf}$$

Donde

$$Q_{cal} = F_{F2} c_{pF2} (T_{F3} - T_{F2}) + F_{H1.3.2} c_{pH1.3.2} (T_{F3} - T_{H1.3.2}) + F_{Ac1} c_{pAc1} (T_{F3} - T_{Ac1}) + F_{Ag1} c_{pAg1} (T_{F3} - T_{Ag1})$$

$$Q_{enf} = F_{Vap1} c_{pVap1} (T_{Vap1} - T_{F3})$$

Q: calor intercambiado

F: Flujo másico

c_p: Capacidad calorífica

T: temperatura

Debido a la alta concentración de sólidos, la viscosidad es mayor en este proceso, por lo que se considera un impeler tipo turbina.

Luego el diámetro y la potencia de cada reactor son (ver Tabla 4).

Tabla 4: Diámetro del impeler y potencia requerida por cada reactor de pretratamiento.

	Volumen [m³]	Altura externa [m]	Diámetro externo [m]	Diámetro impeler [m]	Potencia [kW]
Reactor 1	0,12	1,23	0,45	0,15	0,008
Reactor 2	0,25	1,16	0,70	0,23	1,6
Reactor 3	0,50	1,87	0,70	0,23	1,6

3.1.2.3 Hidrólisis y fermentación

La hidrólisis permite romper las cadenas de celulosa y hemicelulosa en azúcares simples por medio de enzimas, para que estos azúcares sean fermentados mediante la levadura *Saccharomyces cerevisiae*, para transformarlas en etanol. Para ello, el producto de pretratamiento es filtrado, donde la torta es sacarificada mediante enzimas y luego fermentada en un biorreactor. El filtrado es neutralizado con cal y luego centrifugado, donde se eliminan el total de los inhibidores, y el filtrado es ingresado al biorreactor de SSF^{ix}. El resto pasa a una etapa para recuperar agua, donde los residuos son eliminados y el agua recirculada hacia el pretratamiento.

^{ix} SSF: Simultaneous saccharification and fermentation (Sacarificación y Fermentación Simultánea)

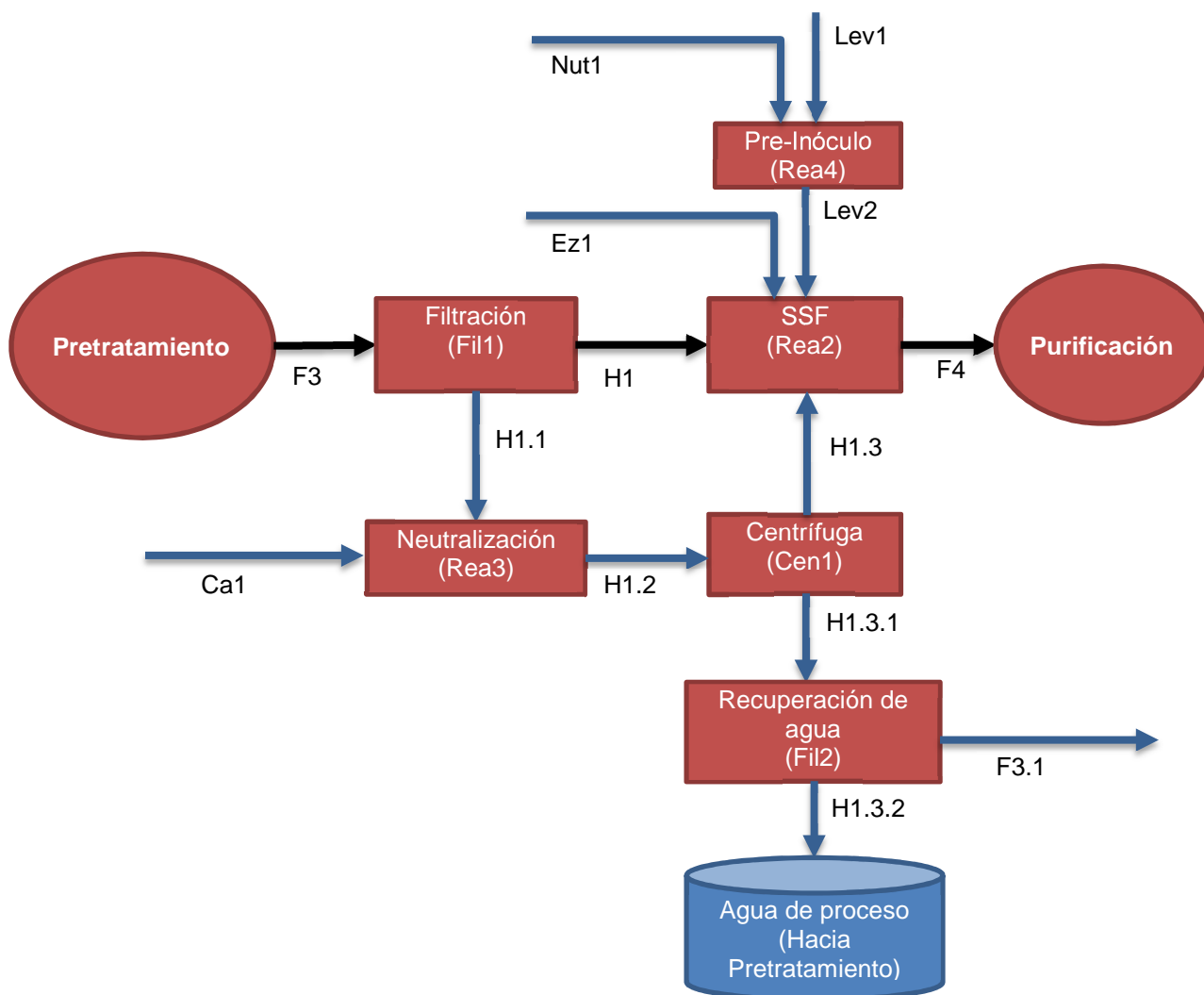


Figura 12: Diagrama de flujos de Hidrólisis y Fermentación

Esta etapa se compone de 2 bloques principales: preparación de la biomasa (neutralizar y eliminar inhibidores) y sacarificación y fermentación simultánea (ver Figura 12).

Preparación de la biomasa:

- **Filtración (Fil1):** La biomasa ingresa desde la explosión de vapor (F3) a un filtro de banda, donde se separa la fase líquida (H1.1) de la fase sólida (H1). La fase sólida será sacarificada y fermentada.

El material insoluble en agua (ceniza y la lignina), el 90% de los azúcares correspondientes a la hemicelulosa, la celulosa (parcialmente disueltos) y una pequeña fracción de los inhibidores y agua quedan retenidos en la torta del filtro Fil1.

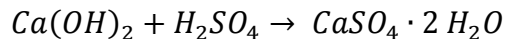
Se consideran tres modelos de filtros para esta operación, los cuales se diferencian en el área de filtración (ver Tabla 5^[31]).

Tabla 5: Modelos de Filtro para la filtración previa al reactor SSF

	Área de filtro[m ²]
Filtro 1	3,30
Filtro 2	7,50
Filtro 3	10,10

- **Neutralización (Rea3):** En este reactor ingresa el filtrado de Fil1 (flujo H1.1) donde el ácido del pretratamiento es neutralizado con Ca(OH)₂ 1,18% p/p por 2 horas a 5 [rpm]^[32].

La finalidad de esta operación es neutralizar los ácidos del pretratamiento, de acuerdo a la siguiente ecuación:



Y precipitar, además, los inhibidores generados durante el pretratamiento por explosión de vapor y así eliminarlos.

El volumen requerido para la reacción viene dado por

$$V = \dot{F} \cdot \tau$$

Donde \dot{F} es el flujo volumétrico de entrada (H1.1 y Ca1) y τ , tiempo de reacción (2 [h]).

Se consideraron dos modelos posibles de reactores (ver Tabla 6^[33])

Tabla 6: Reactores para Neutralización

	Volumen [m ³]	Altura [m]	Diámetro externo [m]
Reactor 1	1,50	0,80	1,60
Reactor 2	3,20	1,28	1,80

Análogamente al caso de los reactores de pretratamiento, la energía que requieren estos reactores se calcula mediante el método indicado en el Anexo 5.

El resultado de este cálculo es (ver Tabla 7):

Debido a su bajo requerimiento de energía, se considera un impeler tipo hélice.

Tabla 7: Diámetro del impeler y potencia requerida por cada reactor de Neutralización

	Diámetro impeler [m]	Potencia [kW]
Reactor 1	0,53	37,8
Reactor 2	0,60	68,2

- **Centrífuga (Cen1):** Luego de la neutralización, se descarga el contenido de Rea3 en una centrífuga. Se seleccionó este equipo debido al alto contenido de agua que contiene la solución de alimentación a este separador (H1.2).

En el concentrado (H1.3.1) queda retenida el 54% del agua en la torta, junto con el 100% de los sólidos (Ca(OH)₂) más el ácido sulfúrico (el que quedó

neutralizado con el hidróxido de calcio) y los inhibidores. Este flujo debe ser enfriado a temperatura ambiente (20[°C]) para poder ser descargado posteriormente.

El líquido claro (H1.3) contiene materia recuperada para su sacarificación y fermentación.

Se consideraron tres posibles modelos de centrífugas (ver Tabla 8^[34])

Tabla 8: Modelos para Centrífugas en Cen1

	Caudal [l/min]	Altura [m]	Diámetro externo [m]
Centrífuga 1	40	0,32	0,5
Centrífuga 2	90	0,35	0,7
Centrífuga 3	180	0,50	1,0

Sacarificación y fermentación simultánea:

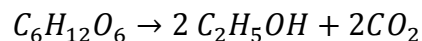
- **Pre-inóculo (Rea4):** Se prepara un cultivo de levadura (*Saccharomyces cerevisiae*). Esto se realiza dentro de un fermentador de 20[L]^x, donde se agregan levaduras (Lev1) y nutrientes (Nut1). La cinética de crecimiento de la levadura viene dada por:

$$x_f = x_i e^{\mu_{max} t}$$

Donde x_f y x_i son las concentraciones iniciales y finales de levadura, μ_{max} la tasa máxima de crecimiento (0,26[h⁻¹]^[35]) y t el tiempo de crecimiento (20 h)^[32].

- **SSF (Rea2):** En un fermentador se agrega la biomasa pretratada (H1), líquido claro desde la centrífuga Cen1 (H1.3), la levadura del pre-inóculo (Lev2) y una mezcla de enzimas Celluclast y Novozimes 188 para la hidrólisis (Ez1).

En este fermentador, luego del crecimiento celular, por 96 [h] ocurre la siguiente reacción:



El rendimiento de conversión a etanol desde las hexosas hacia etanol es de un 45%^[36].

La fermentación ocurre a 36[°C]^[37], por lo que los fermentadores requieren chaqueta de calefacción.

Para el cálculo de las corrientes de esta operación se consideran los siguientes supuestos:

- Se sacarifica el 95% de la celulosa.

^x Similar a una planta piloto de la Universidad de Concepción

- Entre los monómeros más importantes de la Hemicelulosa (Arabinosa, Xilosa, Galactosa, Manosa), sin embargo, la levadura consume generalmente sólo las hexosas.
- No se pierde lignina en el proceso.
- Se consumen todos los nutrientes.
- Se degrada el 30% de las enzimas, transformándose en residuos^[38].

La cinética de crecimiento de la levadura viene dada por:

$$x_f = x_i e^{\mu_{max} t}$$

Donde, al igual que en el pre-inóculo x_f y x_i son las concentraciones iniciales y finales de levadura.

El volumen requerido para esta operación es

$$V = \dot{F} \cdot \tau$$

Para esta operación se consideraron cuatro opciones de fermentadores (ver Tabla 9^[39]):

Tabla 9: Opciones de fermentadores para SSF

Reactores	Volumen [m3]	Diámetro[m]	Altura[m]	Potencia por agitación[kW]
1	50	2,8	8,3	1,4
2	100	3,5	10,5	4,3
3	150	4,0	12,0	8,4
4	200	4,4	13,2	13,5

Operaciones anexas:

- **Recuperación de agua (Fil2):** En esta etapa se recupera agua desde el líquido concentrado de la centrífuga Cen1 (Flujo H1.3.1), donde se utiliza como agua de proceso en la etapa de Pretratamiento (Flujo H1.3.2).

En esta etapa, en un filtro prensa ingresa el flujo H1.3.2 y se recupera el 87% del agua y de ácido sulfúrico, el cual vuelve al proceso. El flujo F3 corresponde a efluentes del proceso, el cual puede tener tres opciones de eliminación:

- Ser descargado al río.
- Ser descargado al alcantarillado.
- En caso de que no cumpla con las normativas legales necesarias para las opciones anteriores (ver Anexo 6), estos efluentes deben pasar por un tratamiento para ser eliminado. Este tratamiento lo puede hacer una empresa externa en la planta o retirada para su disposición sanitaria (en caso que contenga un alto nivel de sólidos)

Se consideran dos modelos de filtros prensa para esta etapa (ver Tabla 10^[40])

Tabla 10: Filtros prensa para la etapa de Recuperación de agua

	Área total de filtrado [m2]	Tamaño placas cuadradas [cm]
Filtro 1	0,9	0,3
Filtro 2	2,6	0,36

3.1.2.4 Purificación

En esta etapa, se eliminan varios desechos y co-productos generados luego de la fermentación, tal como se muestra en la Figura 13, separándolos del etanol.

Inicialmente, se filtra el producto de la fermentación, separando la levadura, con una humedad final, luego de ser filtrada, tenga un 61%. Luego, el filtrado es destilado, donde se elimina el agua y dióxido de carbono resultante en la fermentación, y otros subproductos, como la lignina y residuos de hemicelulosa. El vapor azeótropo finalmente es deshidratado en la siguiente etapa.

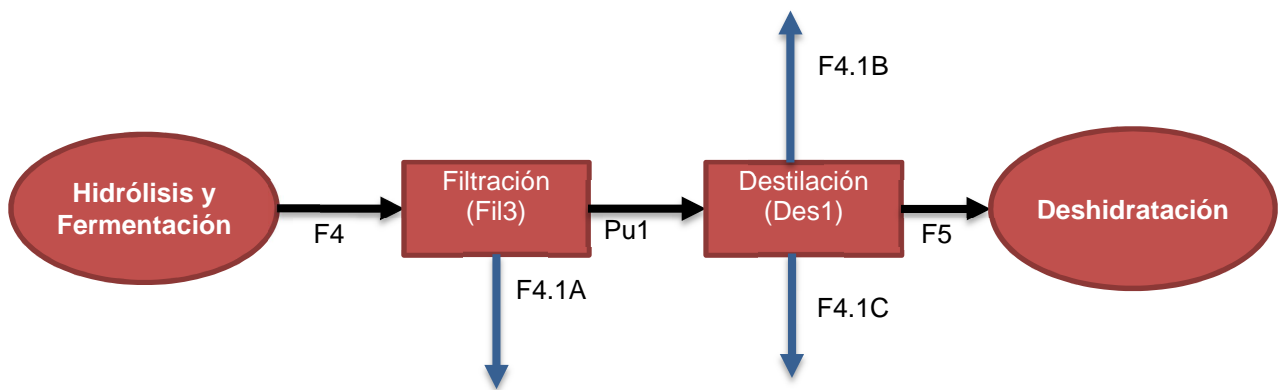


Figura 13: Diagrama de flujos de Purificación

Esta etapa cuenta con 2 operaciones principales:

- **Filtración (Fil3):** Mediante un filtro prensa, se separa la levadura con un 60% de humedad (F4.1A) del resto de la mezcla, efluente el cual será analizado posteriormente para el aprovechamiento (venta o reutilización) de la levadura. El filtrado (Pu1) será destilado.

Se consideran dos modelos de filtros prensa para esta etapa (ver Tabla 11^[40])

Tabla 11: Filtros prensa para separar la levadura

	Área total de filtrado [m2]	Tamaño placa [cm]
Filtro 1	0,9	0,3
Filtro 2	2,6	0,36

- **Destilación (Des1):** Esta etapa separa el bioetanol del resto del proceso mediante una destilación en una columna de platos. Recupera el 99% del etanol. El etanol ingresa a 36[°C] junto con el resto del flujo (Pu1), y sale de la columna a su temperatura de ebullición (78,4[°C]). Para el diseño de la columna, se utilizó el método de McCabe Thiele (ver Anexo 7), con un diámetro de platos de 2,5 [m] de diámetro, con un espacio de 0,5 [m] entre cada plato^[41].

El vapor azeótropo (F5) contiene etanol y agua, el cual será deshidratado.

El CO₂ liberado (F4.1B) se analizará algún uso alternativo.

El flujo de residuo (F4.1C) contiene compuestos que pueden revalorizarse, proceso que se estudiará en capítulos posteriores.

La energía que consume el destilador es la que requiere para calentar el flujo de alimentación y evaporar el etanol.

3.1.2.5 Deshidratación

Finalmente, la mezcla de etanol con agua ingresa a un sistema de tamices moleculares para eliminar el agua y obtener etanol con un 99% de pureza (ver Figura 14).

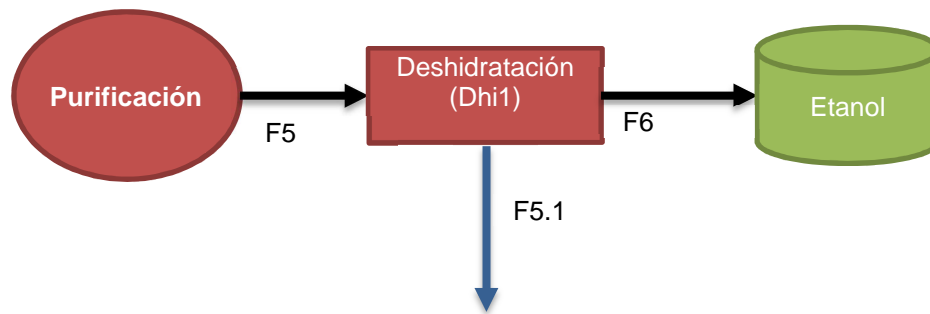


Figura 14: Diagrama de flujos de Deshidratación

- **Deshidratación (Dhi1):** Mediante tamices moleculares de tipo 3A^{xi} de densidad 0,66 [kg/L]^[42], se deshidrata el azeótropo (F5), obteniendo etanol con 99% de pureza.

Cuando el flujo F6 salga de este equipo, debe ser enfriado a unos 25[°C] para su almacenamiento

Estos tamices moleculares se almacenan en columnas de acero con siguiente relación:

Donde H es la altura de la columna y D es el diámetro.

^{xi} Tamices del tipo 3A: tamices con poros de 3[Å] (0,3[nm]).

Se utilizarán dos columnas alternadamente, permitiendo tener una libre en caso de mantención de la otra columna o por contingencias.

3.2 Integración energética

Dentro del proceso principal se tienen tres corrientes las cuales requieren cambio de temperatura (calentamiento o enfriamiento)

Tabla 12: Corrientes que requieren calentamiento y enfriamiento

	Ti		Tf		cp[kJ/(kg K)]
	[°C]	[K]	[°C]	[K]	
H1.3.1	46	319	20	293	3,73
F6	78	351	25	298,15	2,42
Vap1	20	293	100	373,15	4,18

Los flujos H1.3.1 y F6 requieren enfriarse, por lo que pueden entregar calor a otros flujos que requieran aumentar su temperatura.

En el caso de Vap1, para generar vapor se utiliza agua a temperatura ambiente, la cual debe ser calentada hasta transformarse en vapor caliente. Para este análisis sólo se considerará precalentar el agua antes de transformarse en vapor.

Considerando como una diferencia mínima de temperatura entre los flujos fríos y calientes de 10[°C], y calculado para un nivel de producción de 9.450 [ton/año] de rastrojo (ver Análisis Económico del proceso principal), se puede establecer la red de intercambiadores de calor mostrada en la Figura 15.

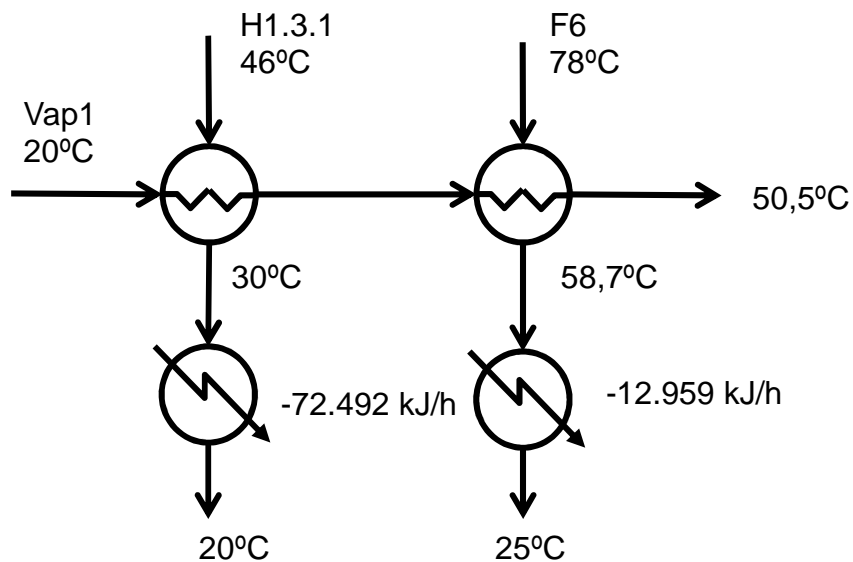


Figura 15: Integración energética

Esta red de intercambiadores permite un ahorro de 34,8 [kW] de energía.

4 Análisis Económico del proceso principal

4.1 Inversión

Para estimar la inversión requerida para la instalación de la planta del proceso principal, se tiene que considerar los cambios de los costos de los equipos (capacidad y número) al cambiar la escala de producción, dados los diferentes modelos de equipos mencionados en el balance de masa.

Para los cálculos económicos, se considera el precio del dólar de CL\$704, correspondiente al promedio observado durante el mes de diciembre del 2015^[43].

4.1.1 Producción

Para determinar el nivel de producción, se realizaron simulaciones con diferentes niveles de producción, y de acuerdo al balance de masa, se compararía la cantidad de rastrojo procesada y la inversión requerida para procesar 1 [kg] de rastrojo. Además, se consideró un límite máximo en la inversión, la cual está limitada a MUS\$ 8.000^{xii} concursables en fondos de INDAP^{xiii}.

Finalmente, observando el Gráfico 10, se determinó que la cantidad de rastrojo a procesar debe ser menor a 9.450[ton], equivalente a lo que producen 700[ha] de cultivo (banda de costo de inversión representada en verde)

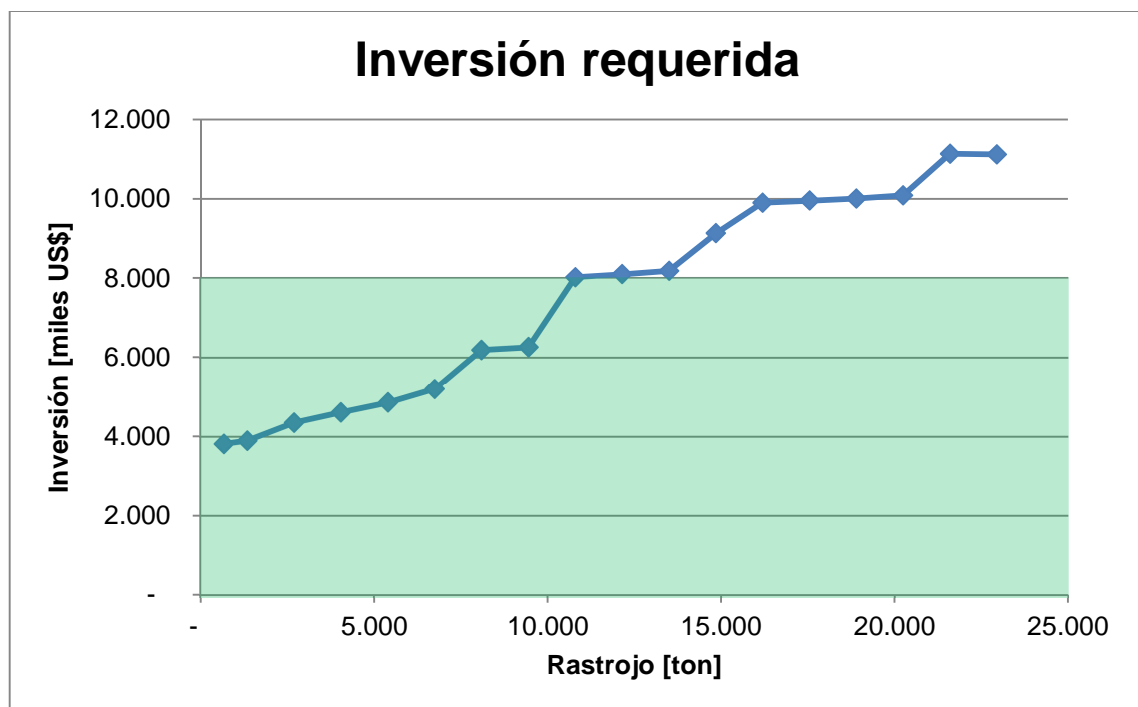


Gráfico 10: Inversión requerida para diferentes niveles de producción

^{xii} MUS\$: miles de dólares.

^{xiii} INDAP: Instituto de Desarrollo Agropecuario

Observando el Gráfico 11, donde la banda de inversión corresponde al sector en verde, se determinó que la mejor opción para la escala de producción, en términos de precio requerido por cantidad de rastrojo, es de 9.450 [ton], que es lo que producen 700 [ha] de cultivo de maíz en un año, con una producción anual de 1.579 [m³] de etanol al año.

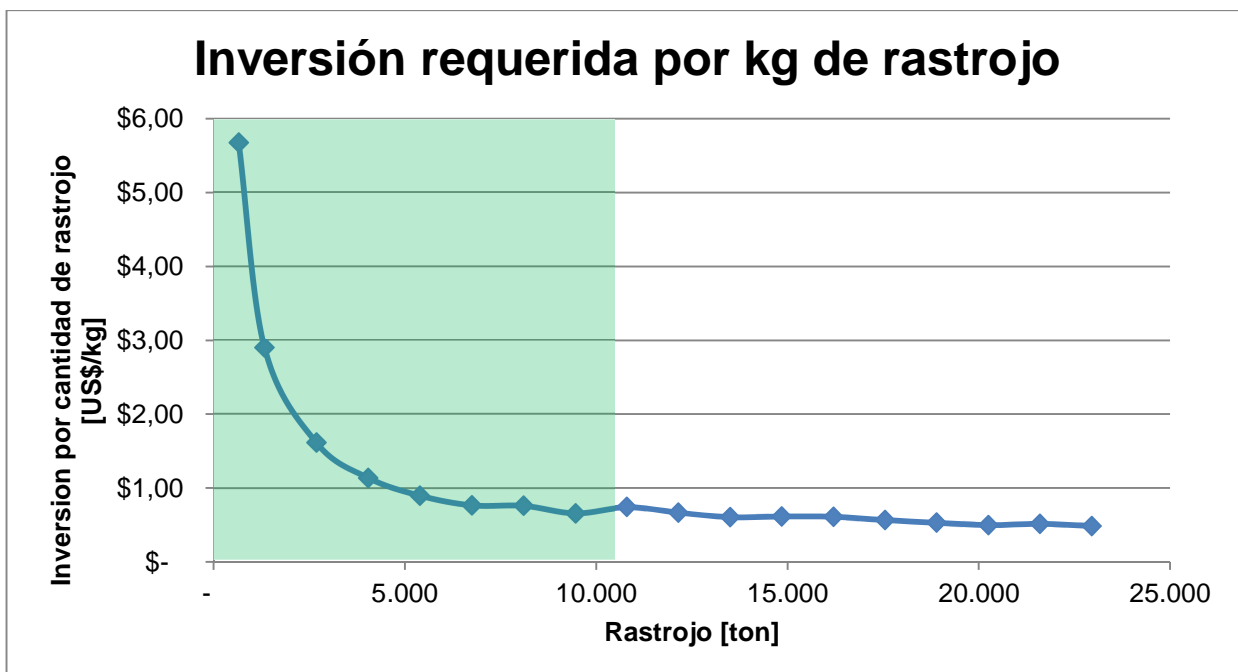


Gráfico 11: Inversión requerida por kg de rastrojo para diferentes niveles de producción

En Anexo 8 se pueden observar los detalles de los gráficos.

Para este nivel de producción, se requiere una inversión de MUS\$ 6.257, lo que incluye instalación de equipos, terreno, entre otros aspectos (Anexo 11).

En Anexo 4, se puede observar el resumen de todos los flujos que participan en el proceso principal.

4.1.2 Equipos

Considerando la producción equivalente a las 700 [ha] de cultivo, los equipos requeridos para el proceso principal son los que aparecen en la Tabla 13.

Tabla 13: Lista de equipos necesarios para el proceso principal

TAG	Nombre	Tipo	Parámetros	Cantidad	Costo unitario [US\$/unidad]	Vida útil [año] ^[44]
Lav1	Lavado	Filtro Rotatorio	D=0,3[m] L=0,5[m]	1	\$109.400	8
Mol1	Molienda	Molino (Chipeador)		1	\$5.398	8
Rea1	Explosión de vapor	Reactor	D=0,7[m] H=1,9[m]	2	\$187.100	10

Fil1	Filtración	Filtro de banda	A=3,3[m ²]	1	\$335.600	15
Rea3	Neutralización	Reactor	D=1,8[m] H=1,28[m]	3	\$4.923	10
Cen1	Centrífuga	Centrífuga	D=0,7[m] H=0,35[m]	1	\$174.000	15
Rea4	Pre-inóculo	Reactor	V=20[L]	1	\$852	10
Rea2	SSF	Reactor	D=4,4[m] H=13,2[m]	1	\$ 245.800	10
Fil2	Filtración	Filtro Prensa	A=0,9[m ²]	1	\$18.000	15
Des1	Destilación	Columna de destilación	D=2,5[m] H=8,128[m] n° de platos=16	1	\$50.000	15
Dhi1	Deshidratación	Tamiz molecular	D=0,5[m] H=1,5[m]	2	\$1.600	15
Fil2	Recuperación Agua	Filtro	A=0,9[m ²]	1	\$18.000	15
Estanques						
Tk1	Residuos de lavado	Estanque	D=3[m] H=3[m]	1	\$17.100	10
Tk2	Ácido	Estanque	D=1,8[m] H=1,8[m]	1	\$6.800	10
Tk3	Ca(OH) ₂	Estanque	D=2,1[m] H=2,1[m]	1	\$14.100	10
Tk4	Riles	Estanque	D=4,5[m] H=4,5[m]	1	\$45.700	10
Tk5	Producto de cola columna	Estanque	D=5,7[m] H=5,7[m]	1	\$65.300	10
Tk6	Etanol	Estanque	D=3,6[m] H=3,6[m]	1	\$32.600	10

D=Diámetro; L= Largo; V=Volumen; H= Altura; A=Área

4.1.3 Terreno

La ubicación de la planta está entre las comunas de San Vicente de Tagua Tagua y Peumo. El costo por hectárea es de CL\$ 25.000.000 (US\$ 35.511)^{xiv}. El almacenamiento de rastrojo requiere 0.5 [ha], apilando hasta 5 [m] de fardos.

La distribución de la planta requiere espacio para almacenar el rastrojo, almacenamiento de reactivos y sustancias peligrosas (inflamables), instalación de equipo, oficinas y caminos para que circulen personas y vehículos. Para ello, la planta debe cumplir con ciertas normativas legales para la distribución de sus instalaciones (ver Anexo 9):

- Distancias entre estanques, edificios y límites del terreno.

^{xiv} Conversaciones con COOPEUMO

- Las instalaciones de carga y descarga de combustibles deben estar separadas de bodegas y otros edificios por una distancia de 10[m].
- El bioetanol se debe almacenar en un estanque fuera de edificios.
- Los edificios deberán contar con salidas de emergencia.
- Cantidad de baños y servicios higiénicos.
- Cantidad de duchas de seguridad.

El resultado de estas consideraciones se puede observar en el Layout presente en el Anexo 10.

El terreno utilizado para el almacenamiento del rastrojo producido en 700 [ha] de cultivos de maíz durante un año es de 0,5 [ha], utilizando más de la mitad del terreno de la planta. Una opción es disminuir el tamaño de la bodega para que se almacene en los terrenos de COOPEUMO parte del rastrojo, e ir suministrando de rastrojo a la planta periódicamente.

4.2 Costos

4.2.1 Costos Variables

Estos costos dependen del nivel de producción de la planta, donde la cantidad de insumos utilizados (reactivo y energía) dependen de la cantidad de rastrojo que se esté procesando. En la Tabla 14 se aprecian los costos de los insumos de la planta.

Tabla 14: Costos variables

Insumos	Costo Anual [US\$/año]
Rastrojo de maíz	\$ 116.308
Agua	\$ 4.671
H ₂ SO ₄	\$ 19.954
Celluclast 1,5 L	\$ 14.552
Novozymes 188	\$ 18.499
S. cerevisae	\$ 618
Nutrientes	\$ 5.285
Ca(OH) ₂	\$ 37.829
Diesel	\$ 70.261
Electricidad	\$ 205.614
Flete Rastrojo de maíz	\$ 2.338
Tratamiento RILes y RISes	\$ 22.469
Total insumos	\$ 518.398

Para los costos energéticos, se consideró el consumo requerido de cada equipo (ver Anexo 13).

4.2.2 Costos fijos

Estos costos no dependen del nivel de producción. Entre estos se encuentran los salarios de los trabajadores de la planta

Luego, es necesario establecer un organigrama de la planta para determinar el número de trabajadores (lo que también afecta a la cantidad de espacio y servicios higiénicos y de seguridad necesaria para el layout de la biorrefinería).

Esta biorrefinería cuenta con dos tipos de labores: de producción y administrativas.

En el área de producción, ésta se puede subdividir en tres bloques o plantas (ver Figura 16):

- Planta de Pretratamiento: Incluye desde la recepción del rastrojo hasta el filtrado de la salida de la explosión a vapor (Fil1).
- Planta de Recuperación: Incluye desde la neutralización proveniente del Pretratamiento (Rea3) hasta la recuperación de agua (Fil2) y de azúcares (Cen1).
- Planta de Fermentación y purificación: Incluye desde el preinóculo y la fermentación SSF (Rea2) hasta los procesos de extracción de etanol (Dhi1).

Además, la biorrefinería debe contar con personal a cargo de las bodegas, laboratorio de calidad, mantención y prevención de riesgos.

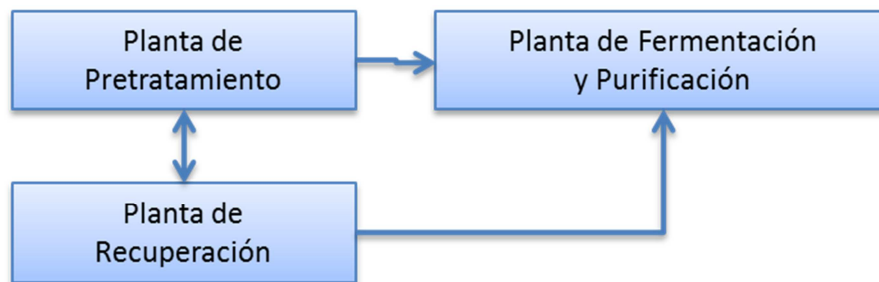


Figura 16: Divisiones de la planta

Cada planta, requerirá la siguiente organización (Figura 17)



Figura 17: Organización de cada planta

Donde el jefe de planta tendrá una formación especializada (ingeniero) y decide a nivel táctico o medio (por ejemplo, si se requerirá utilizar más materia prima, aumentar la producción, etc.).

El supervisor podrá ser un operario que tomará decisiones operacionales (llamar a área de mantenimiento, detener un equipo, supervisar labor de los demás operarios).

Dentro del área administrativa, se requiere un área de RR.HH., y área Comercial y finanzas (Compras y Ventas).

Otros servicios (informática y contabilidad) serán externalizados.

Finalmente, el organigrama (Figura 18) muestra las distintas áreas y los diferentes niveles de decisión que tendría cada trabajador.

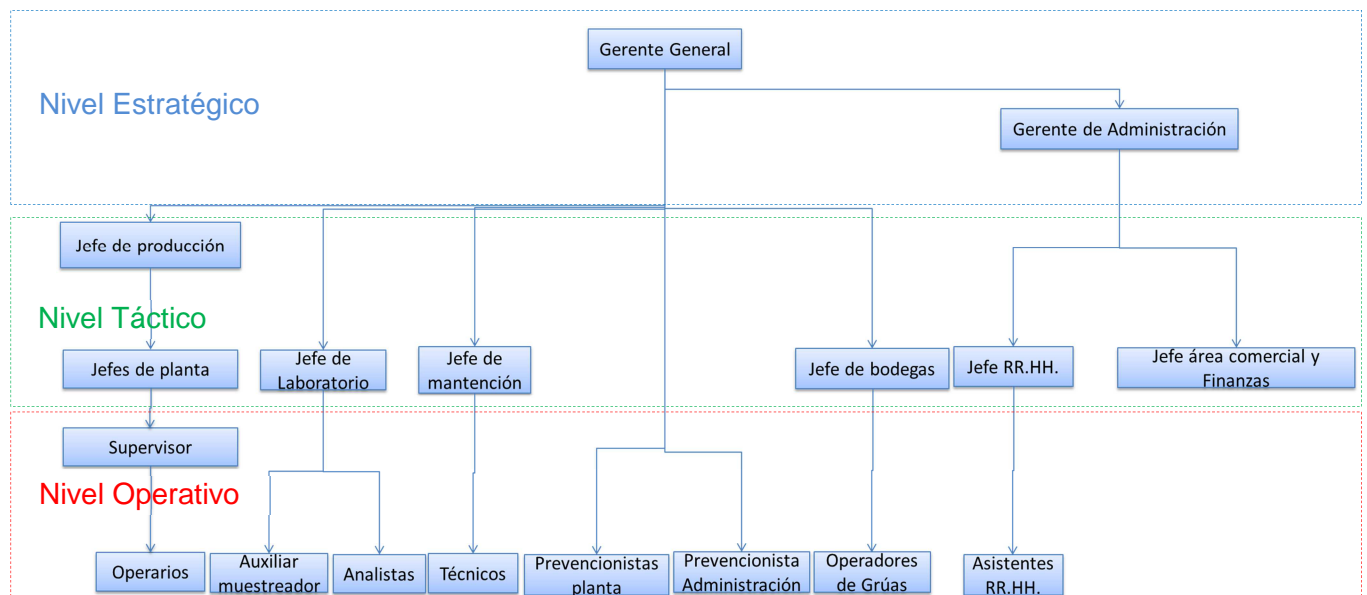


Figura 18: Organigrama de la empresa, mostrando los diferentes niveles de decisión de los trabajadores

El total de trabajadores es de 28 (ver Anexo 15), lo que representa US\$ 342.614 en el costo fijo.

4.3 Estimación de la demanda

Para estimar la demanda de etanol, se estudió la posibilidad de venderlo a la locomoción colectiva de la zona (taxis colectivos). De 5.070 vehículos destinados al transporte colectivo en la VI Región (Anexo 12), 3.950 circulan en la provincia del Cachapoal^[45] (ver Gráfico 12).

Parque Vehicular Transporte Colectivo

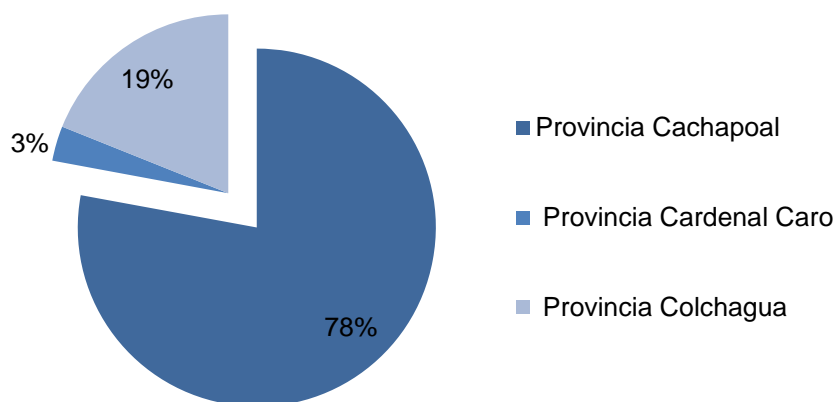


Gráfico 12: Parque vehicular destinado al transporte colectivo en la VI Región

Anualmente, un taxi colectivo recorre 60.000 km, consumiendo 6 [m³] de gasolina.

Considerando un parque vehicular de 3.950 taxis, el consumo asciende a 23.700 [m³] de combustible. Dado el menor rendimiento en kilometraje de la gasolina E5^[9], el volumen total de mezcla requerida es de 28.440 [m³], por lo que la cantidad de etanol necesario al año es 5% del total, debido a la cantidad máxima de mezcla entre biocombustible y combustible^[7], volumen que sería de 1.422 [m³] de etanol, el cual puede ser distribuido en estaciones de servicio cercanas a la planta (ver Anexo 14).

Esto significa que con la producción de etanol de la planta podría satisfacer el 100% de la demanda de la zona, quedando en stock 157 [m³] (9,9% de la producción anual), la cual podría utilizarse ante cualquier contingencia (pérdida de etanol por derrame, aumento de la demanda).

4.4 Estimación de Precio de Venta

Para estimar precio mínimo de venta, se calculó el precio tal que el VAN^{xv} sea igual a US\$ 0. Se estimó para dos escenarios posibles:

^{xv} VAN: Valor Actual Neto para un periodo del proyecto de 10 años y una tasa de descuento del 10%.

- Escenario 1- Con inversión: en este escenario se incluye el costo de inversión dentro del flujo de caja.
- Escenario 2 - Sin inversión: Se considera un 100% de financiamiento en la inversión.

Se analizó cada escenario para diferentes niveles de producción, donde el precio venta con VAN=0 obtenido para un escenario con inversión es de 1.236 [CL\$/L] (1,76 [US\$/L]), y para uno sin inversión es de 536 [CL\$/L] (0,76 [US\$/L]), tal como lo muestra el gráfico

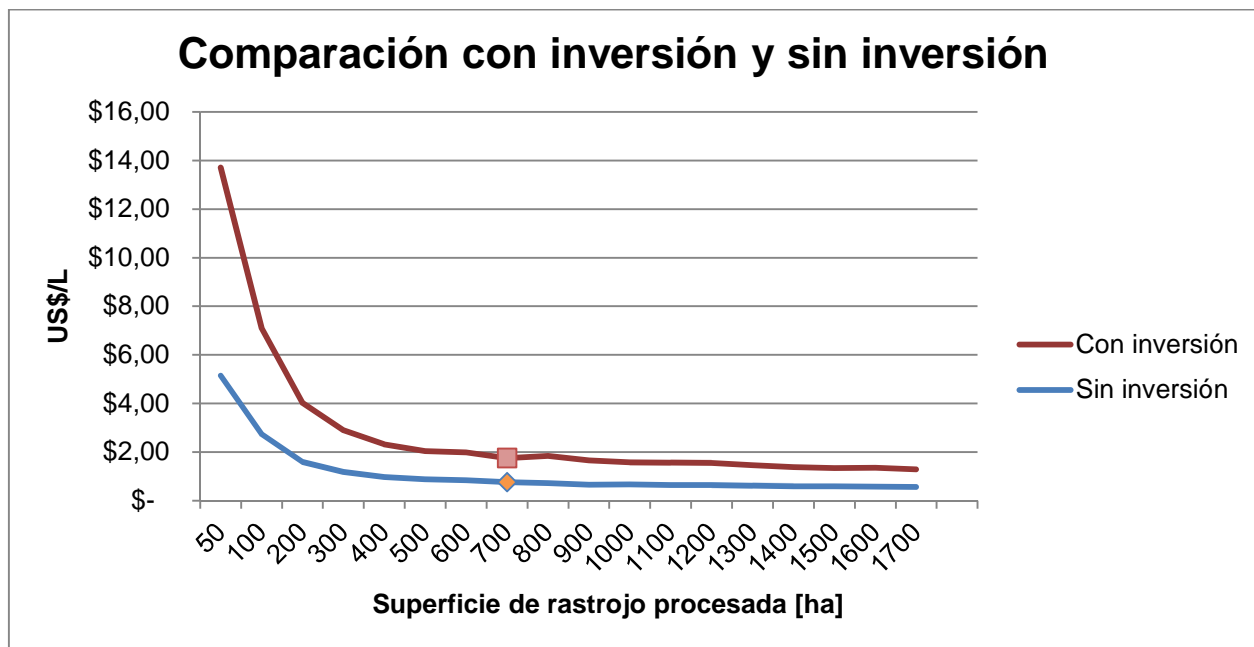


Gráfico 13: Estimación de precios para diferentes niveles de producción con VAN=0

Para este trabajo se considera que precio de venta del etanol puro será un 70% mayor al costo de producción de éste para un escenario moderado. De acuerdo al DS 11/2008 del Ministerio de Economía^[7], el precio del bioetanol, al igual que otros biocombustibles, está exento del impuesto específico a los combustibles. De esta forma el precio de venta de etanol puro para generar el flujo de caja final es de US\$0,93 por litro (CL\$652) y de la mezcla E5 es US\$0,96 (CL\$679), tal como se ve en la Tabla 15.

Tabla 15: Precio de venta

Gasolina (litro) ^{xvi}	US\$0,97 (CL\$ 680) ^[46]
Etanol (litro)	US\$0,93 (CL\$652)
E5 (mezcla 5% Etanol+95%Gasolina)	US\$0,96 (CL\$679)

^{xvi} Precio referencial al mes de Diciembre de 2015.

4.5 Flujo de caja

Dados los costos del proceso y la inversión, se calculó el flujo de caja con un horizonte a 10 años, tasa de descuento de 10%. El valor residual de los equipos es un 40% del costo de inversión. Además se considera que durante los primeros años la planta subirá gradualmente su nivel de producción.

Si se considera el escenario de un proyecto sin financiamiento, es decir, con la inversión, el VAN es de US\$-4.769.788, con una TIR de -5% y con financiamiento (sin inversión) es de US\$1.016.732 con una TIR de un 20% (ver Anexo 16), por lo que se requiere financiamiento para la implementación de la biorrefinería.

Si este proyecto no posee financiamiento, no es rentable, por lo que debe recibir financiamiento de al menos un 84% de su inversión para que sea rentable.

4.6 Análisis de sensibilidad

Se desarrolló un análisis de sensibilidad para los escenarios con y sin financiamiento, variando el precio de etanol, la cantidad de rastrojos procesados, el costo de la energía, costo de los equipos y el financiamiento.

Como se puede observar en el Gráfico 14 y en el Gráfico 15, el proyecto es muy sensible al precio del etanol.

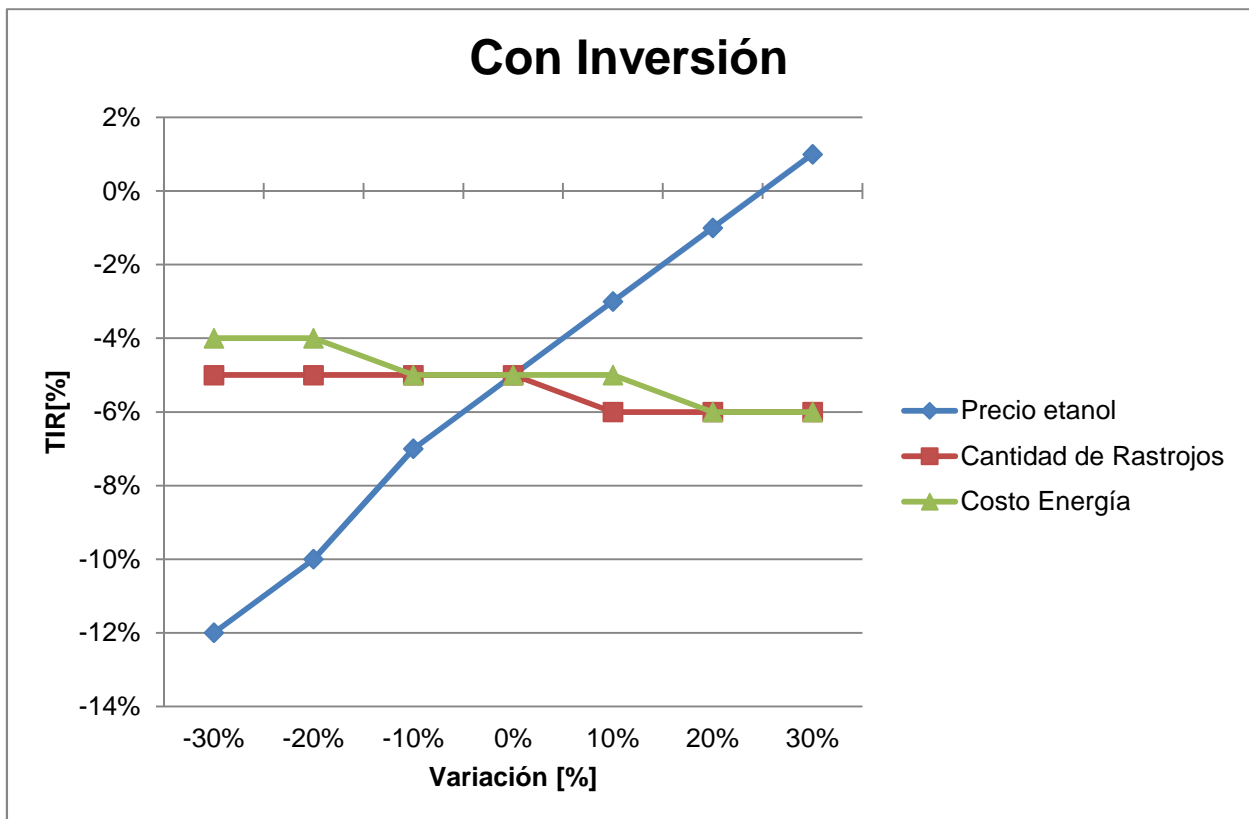


Gráfico 14: Análisis de sensibilidad

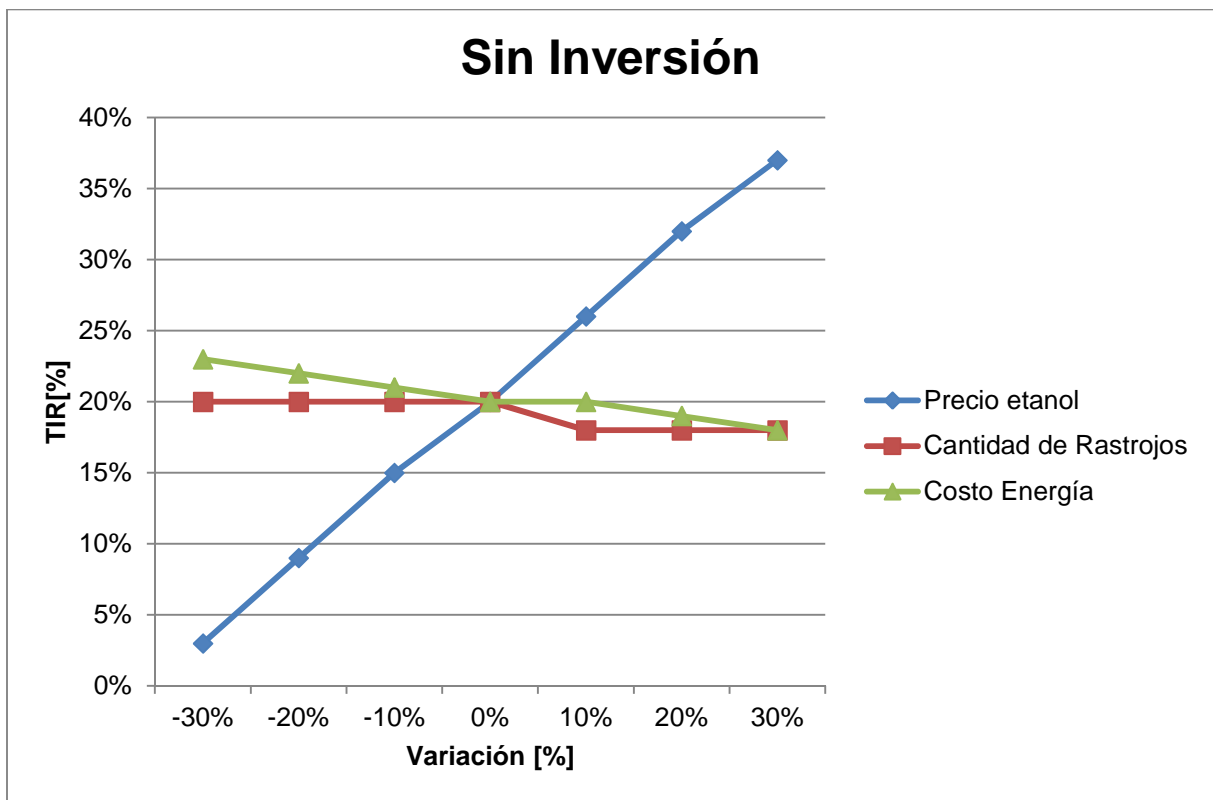


Gráfico 15: Análisis de sensibilidad, caso de financiamiento completo

Esta sensibilidad al precio del etanol, y, por lo tanto, al nivel de ingresos de la planta, propone dos escenarios: uno pesimista y otro optimista. En el pesimista, puede haber una baja en las ventas (presencia de combustibles más baratos, restricciones vehiculares, lo que baja la demanda de gasolina). En el optimista, puede haber un aumento en las ventas (Aumento del parque vehicular, cambios en la normativa que permita u obligue a aumentar la presencia de biocombustibles en la mezcla de combustible tradicional). Para el proyecto sin financiamiento, en el escenario optimista, al subir la demanda o los ingresos en un 89%, podría llegar a ser rentable. Para el proyecto con financiamiento, con una baja en la demanda en un 18%, éste podría seguir siendo rentable. Si bien al aumentar el rastrojo procesado tiene un impacto en la inversión requerida (comprar más equipos en el caso que estos vean sobrepasadas sus capacidades) o en los costos (insumos) o ingresos (volumen de bioetanol producido), en el caso en que se requiera en un futuro aumentar o disminuir la cantidad de rastrojo que procesa la planta, o bien, por un evento (sequía o incendio) haya un periodo prolongado con menos rastrojo, el proyecto no cambiaría su rentabilidad significativamente.

5 Co-productos

Dado el nivel de producción (9.450 [ton/año] de rastrojo) se tienen varios efluentes del proceso principal, desde los cuales se pueden obtener algunos co-productos, los cuales deben pasar por procesos anexos al principal. Los co-productos analizados son:

- Desde F4.1A
 - Levadura
- Desde F4.1C
 - Lignina
 - Ceniza
 - Energía
 - Xilitol

5.1 Procesos secundarios

5.1.1 Levadura

La levadura resultante de la fermentación del rastrojo puede ser utilizada como alimento de ganado, especialmente para el bovino y ovino. Este alimento es rico en proteínas y vitamina B^[47].

5.1.1.1 Generalidades

El proceso consiste en producir levadura con una humedad de un 8% como máximo^[47]. Luego ésta debe pasar por una reducción de tamaño para ser envasada.

5.1.1.2 Balance de masa

La levadura que proviene de F4.1^a (desde la operación Fil3 del proceso principal) es secada y luego cortada en trozos pequeños (ver Figura 19).

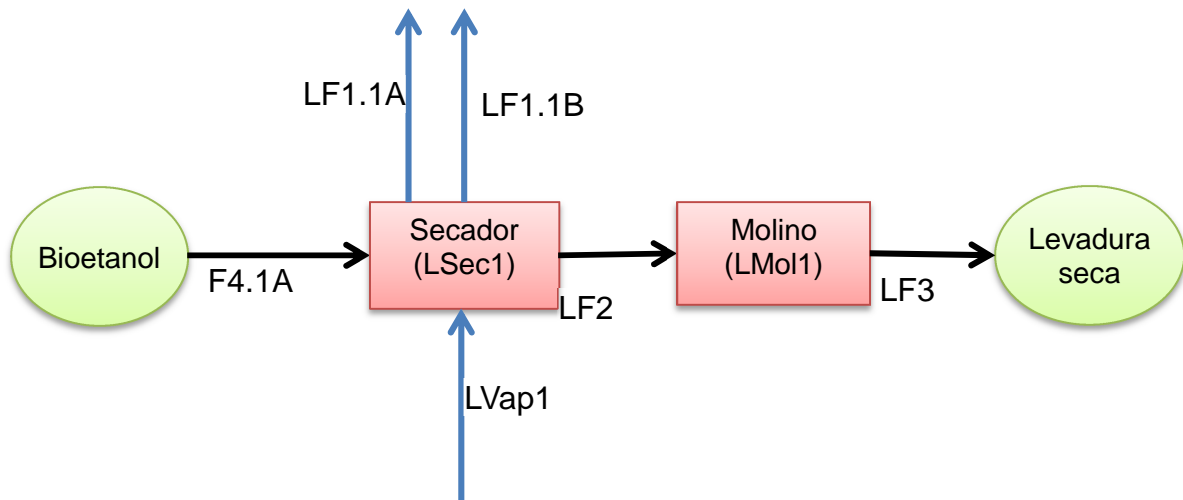


Figura 19: Diagrama de flujo del proceso de la levadura

- **Secador (LSec1):** Mediante un secador de rodillos, se evapora el agua de la pulpa de levadura (LF1.1A). La levadura seca (LF2) ingresa al molino. No se pierde levadura durante el proceso. El agua se evapora hasta que la levadura alcanza un 8% de humedad. El secador recibe una alimentación de vapor de agua (LVap1), el cual no se mezcla con la levadura, por lo que sale del secador sin pérdida de masa (LF1.1A), a una tasa de 1,4 [kg/kg de levadura húmeda]^[48].
- **Molino (LMol1):** La levadura seca (LF2) ingresa al molino de discos para disminuir el tamaño de partícula. En esta etapa no se pierde levadura.

Como resultado de este proceso, se produce un total de 403 [ton/año] de levadura seca (ver Tabla 16).

Tabla 16: Resumen flujos del proceso de levadura

Flujo[kg/h]	F4.1A	LF1.1A	Lvap1	LF1.1B	LF2	LF3
Levadura	46,81	-			46,81	46,81
Agua	73,22	69,15	168,05	168,05	4,07	4,07
Total	120,04	69,15	168,05	168,05	50,89	50,89

5.1.2 Lignina

Como producto del pretratamiento por explosión a vapor (Rea1) se obtiene la liberación de la lignina, la cual es separada del proceso principal como producto de cola de la destilación (Des1). Este co-producto posee un alto poder calorífico ($25.522 \text{ [kJ/Kg]}^{[49]}$), por lo que se puede utilizar para generar energía o vapor, sin embargo, también puede someterse a otros procesos para elaborar otros productos como fenoles, vainillina, pegamentos, productos de gasificación y ácido acético^[50].

5.1.2.1 Generalidades

El fin de este proceso es obtener lignina con un 5% de pureza. Esta lignina se puede procesar o utilizar como fuente energética (combustión).

5.1.2.2 Balance de masa

Desde el producto de cola de la destilación (Flujo F4.1C) se tiene una solución con xilitol, agua, residuos con hidrocarburos y lignina, por lo que primero debe ser filtrado para recuperar el xilitol, luego debe precipitarse la lignina, filtrarla y finalmente secarla (hasta un 5% de humedad) para obtener lignina seca (ver Figura 20).

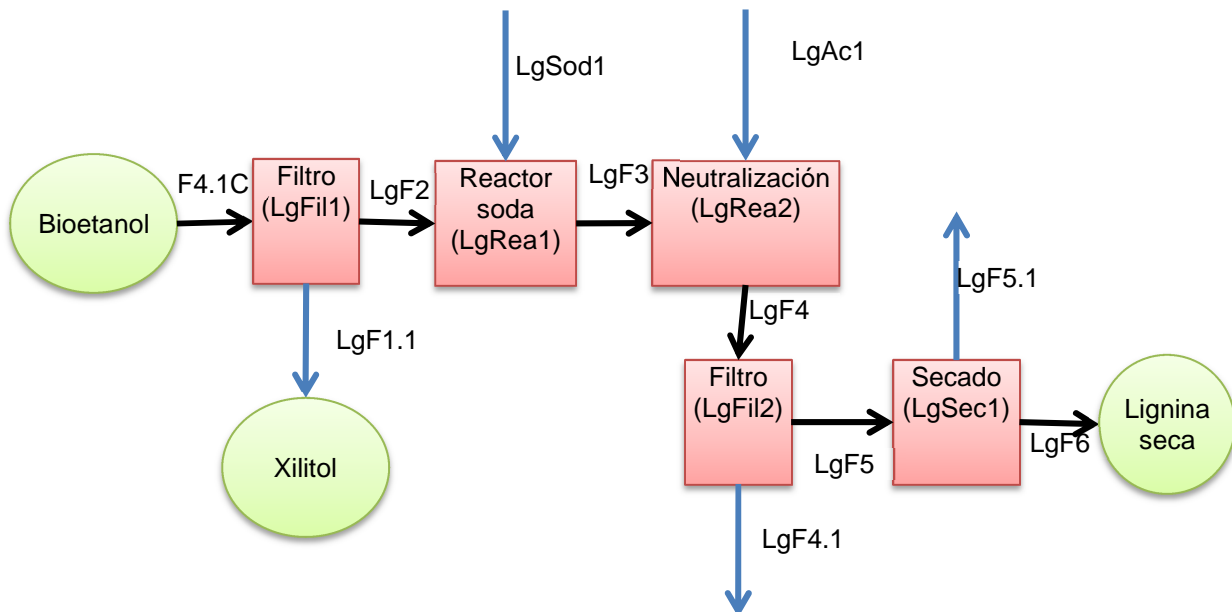


Figura 20: Diagrama de flujo para la extracción de la lignina

- **Filtro (LgFil1):** Mediante un filtro de membrana el xilitol es separado en un 90% junto con el 70% del agua. Esta solución xilitol-agua puede ser procesado en otra etapa.
- **Reactor soda (LgRea1):** En un reactor agitado se agrega una solución de hidróxido de sodio (NaOH), la cantidad de NaOH debe ser un 20% de la lignina seca y la relación sólido-líquido debe ser 1:12. Esta solución se agita por 120 minutos a 171°C^[51]. Esta reacción permite separar la lignina del resto de los azúcares que no reaccionaron durante el proceso principal.
- **Neutralización (LgRea2):** En este reactor agitado se agrega ácido sulfúrico al 5%p/p hasta alcanzar un pH de 6. La solución se agita por 15 minutos a 187°C^[51]. Esta reacción precipita la lignina, la cual podrá ser filtrada.
- **Filtro (LgFil2):** el un filtro de banda se filtra el producto proveniente del reactor LgRea2. Este separa en un 100% la lignina precipitada (flujo LgF5). El resto de los componentes (azúcares y residuos) quedan en el filtrado en un 90% (flujo LgF4.1) la lignina debe enfriarse hasta 60°C^[51].
- **Secado (LgSec1):** La torta es secada en un horno secador a 60°C^[51] hasta alcanzar una humedad de un 5%.

Como resultado de este proceso se producen 1.384 [ton/año] de lignina (ver Tabla 17).

Tabla 17: Resumen de los flujos de la extracción de la lignina

Flujo[kg/h]	F4.1C	LgF1.1	LgF2	LgSod1	LgF3	LgAc	LgF4	LgF4.1	LgF5	LgF5.1	LgF6
Temperatura[°C]	78	78	78	20	171	20	187	40	60	70	70
Lignina	131		131		131		131	-	131		131
Celulosa	17		17		17		17	15	2		2
Xilosa	108		108		108		108	97	11		11
Arabinosa	45		45		45		45	40	4		4
Galactosa	1		1		1		1	1	0		0,12
Manosa	1		0,51		1		1	0	0		0
Ceniza	32		32		32		32	29	3		3
Extraíbles	22		22		22		22	19	2		2
Agua	1.411	988	423	503	933	9	943	848	94	86	9
H2SO4	19		19			0,05	0,05	0,05	-		-
Inhibidores	3		3		3		3	3	0,32		0,32
Etanol	2		2		2		2	1	0,16		0,16
Xilitol	76	69	8		8		8	7	0,76		0,76
Residuos	12		12		12		12	11	1		1
Celluclast 1,5L	22		22		22		22	19	2		2
Novozyme 188	27		27		27		27	24	3		3
NaOH				42	26		26	24	3		3
Na2SO4					28		28	25	3		3
Total	1.928	1.056	872	545	1.417	9	1.426	1.166	260	86	175

5.1.3 Ceniza y energía

Una de las alternativas para el uso de la lignina seca es utilizar su poder calorífico para generar energía y vapor. Como resultado de este uso, se generan gases de combustión y cenizas. La ceniza puede utilizarse como componente del cemento.

5.1.3.1 Generalidades

La finalidad de este proceso es aprovechar el poder calorífico de la lignina para satisfacer las necesidades energéticas de la planta, y además, vender la ceniza que se produce como desecho de la caldera.

5.1.3.2 Balance de masa

En este proceso, la lignina seca (flujo LgF6, ver página 42) se combustiona dentro de un reactor para producir calor. Como desecho de la combustión, se generan cenizas (ver Figura 21).

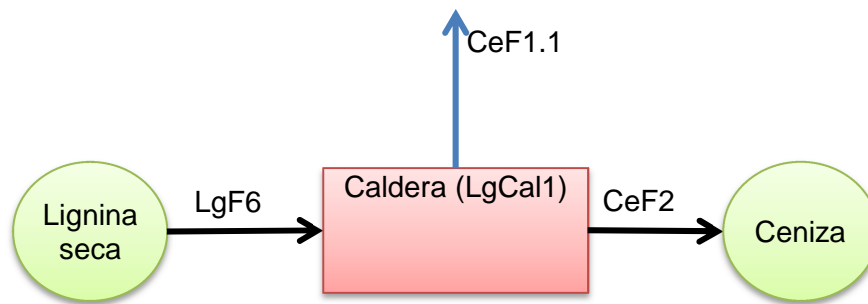


Figura 21: Diagrama de flujo de combustión de la lignina

- **Caldera (LgCal1):** En este equipo ingresa la lignina seca (LgF6), donde se combustiona. Se considera un 90% de eficiencia en el proceso, luego, la cantidad de energía generada es de 834 [kW]. Se estima que la cantidad de ceniza producida es de 0,01125 [ton ceniza/ton producto]^[52].

Finalmente, este proceso produce 6.605 [MWh] de energía y 15,3 [ton] de ceniza (ver Tabla 18).

Tabla 18: Resumen de los flujos de la combustión de la lignina

Flujo[kg/h]	LgF6	CeF2	CeF1.1
Temperatura[°C]	70	194	194
Lignina	131		
Celulosa	2		
Xilosa	11		
Arabinosa	4		
Galactosa	0		
Manosa	0		
Ceniza	3		
Extraíbles	2		
Agua	9		8,73
Na2SO4	3		

Inhibidores	0		
Etanol	0		
Xilitol	1		
Residuos	1		
Celluclast 1,5L	2		
Novozyme 188	3		
NaOH	3		
Ceniza		1,94	
gases de combustión			164,01
Total	175	2	173

5.1.4 Xilitol

El xilitol posee la propiedad de ser endulzante. Por esto es utilizado en la industria de los alimentos como sustituto del azúcar.

5.1.4.1 Generalidades

El objetivo de este proceso es extraer el agua de la solución y tener un producto seco de xilitol.

5.1.4.2 Balance de masa

El Xilitol generado luego de la fermentación en el reactor SSF (Rea2) es separado antes de la extracción de la lignina (en LgFil1). Luego, desde el flujo LgF1.1, se seca el xilitol para finalmente obtener un producto en polvo (ver Gráfico 16).

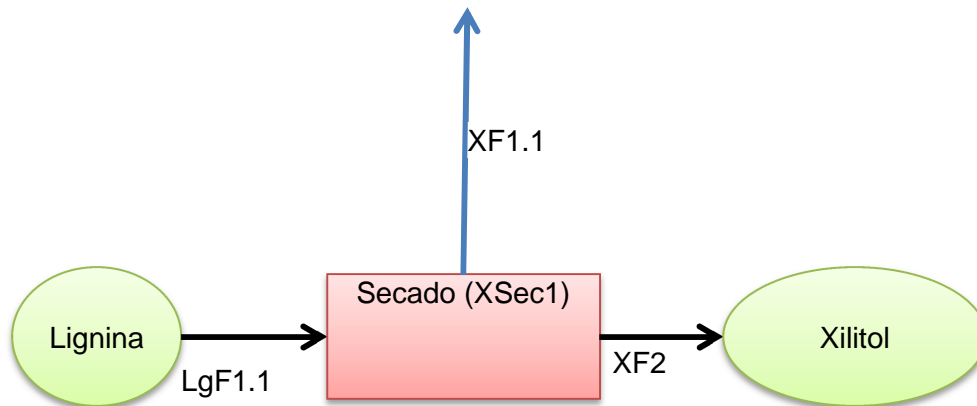


Gráfico 16: Diagrama de flujo para el proceso del Xilitol

- **Secado (XSec1):** Mediante un secador spray, se elimina el agua del xilitol, obteniéndose un polvo seco. El agua se evapora completamente.

Como resultado de este proceso, se producen 538 [ton/año] de xilitol (ver Tabla 19).

Tabla 19: Resumen flujos del proceso de xilitol.

Flujo[kg/h]	LgF1.1	XF1.1	XF2
Agua	987,77	987,77	-
Xilitol	68,67	0,69	67,98

Total	1.056,44	988,46	67,98

5.2 Análisis económico de los co-productos

Para el análisis, se considerará cada planta de procesos de los co-productos como una planta independiente.

5.2.1 Levadura

5.2.1.1 Inversión

Los equipos requeridos en este proceso son los mostrados en la Tabla 20.

Tabla 20: Equipos del proceso de la Levadura

TAG	Nombre	Tipo	Parámetros	cantidad	Costo unitario [US\$/unidad]	Vida Útil [años]
LSec1	Secador	Secador de Rodillos ^[53]	A=1,5[m ²]	1	\$ 156.500	15
LMol1	Molino	Molino de disco ^[54]		1	\$ 10.000	15

D=Diámetro; L= Largo; V=Volumen; H= Altura; A=Área

La inversión requerida para instalar esta planta de co-producto es de US\$687.645. El capital de trabajo y la inversión se calculó de acuerdo a Tabla 21^[55].

Tabla 21: Inversión y capital de trabajo para el proceso de la levadura

Ítem	Relación Ítem/Equipo	Costo [US\$]
<u>Costos Directos (CD)</u>		
Equipos	100 %	\$166.500
Instalación	39%	\$64.935
Instrumentación	13%	\$21.645
Piping	31%	\$51.615
Instalación Eléctrica	10%	\$16.650
Construcción	29%	\$48.285
Mejoras de terreno	10%	\$16.650
Servicios	55 %	\$91.575
Terreno	6%	\$9.990
Total Costos Directos		\$487.845
<u>Costos Indirectos(CI)</u>		
Ingeniería y Supervisión	32 %	\$53.280
gastos de construcción	34 %	\$56.610
CD+CI		\$597.735
		\$ 109.890
Contratista	18 %	\$29.970

Contingencia	36 %	\$59.940
Inversión		\$687.645
Capital de trabajo	74 %	\$123.210

5.2.1.2 Costos

Entre los costos variables se encuentran los insumos, como el uso de agua y consumo de energía por parte de los equipos (ver Tabla 22).

Tabla 22: Costos variables para el proceso de la levadura

Insumos	Costo Anual [US\$]
Agua	488
Electricidad	6.979
Total	7.467

Entre los costos fijos, se encuentran los sueldos de los trabajadores. Para este caso sólo se consideran un operario y un supervisor, ambos dependientes del jefe de planta del proceso principal (ver Tabla 23).

Tabla 23: Costos fijos para el proceso de la levadura

Cargos	Cantidad	Sueldo [CI\$]	Total[CI\$]	Total Anual [US\$]
Supervisor	1	\$500.000	\$ 500.000	\$ 8.523
Operarios planta	1	\$450.000	\$ 450.000	\$7.670
Total trabajadores	2		\$ 950.000	\$16.193,18

5.2.1.3 Estimación de la demanda

En la región de O'Higgins hay un total de 211.000 cabezas de ganado (89.000 bovinas y 122.000 ovinas)^[56]. La dosis de levadura para los animales es alrededor de 5 [g/(cabeza·día)]^[57], luego, si se toma como supuesto que todas las cabezas de ganado consumen la misma dosis de levadura, la demanda de levadura en la región sería de 3.857 [ton/año]. Con esto, la planta podría satisfacer el 10,4% de la demanda de la zona.

5.2.1.4 Precio de venta

De acuerdo al precio del mercado, el costo de la levadura para alimentar ganado es de 500 [US\$/ton].

5.2.1.5 Flujo de caja

Se realizó un flujo de caja con una tasa de descuento de un 10% anual a 10 años, donde el VAN es –US\$41.338, con una TIR de un 9% (ver Anexo 17).

Si bien procesar la levadura no es rentable, si el costo de los equipos disminuye en un 6%, el VAN tendría un valor positivo, por lo que, si bien no sería recomendable construir esta planta, si se pospone su construcción hasta que el costo de la instalación de los equipos sea menor, esta planta de levadura podría ser rentable.

5.2.2 Lignina

5.2.2.1 Inversión

Los equipos involucrados este proceso son los mostrados en la Tabla 24

Tabla 24: Equipos del proceso de la Lignina

TAG	Nombre	Tipo	Parámetros	cantidad	Costo total [US\$]	Vida Útil [años]
LgFil1	Filtro	Filtro de membrana		1	\$2.650	15
LgRea1	Reactor soda	Reactor	D=1,9[m] H=1,9[m]	1	\$25.700	15
LgRea2	Neutralización	Reactor	D=1[m] H=1[m]	1	\$8.500	15
LgFil2	Filtro	Filtro de banda	A=3,3[m2]	1	\$182.654	15
LgSec1	Secado	Secador		1	\$1.500	15
Total					\$221.004	

D=Diámetro; L= Largo; V=Volumen; H= Altura; A=Área

La estimación de la inversión y capital de trabajo de la planta de lignina se calculó de forma análoga a la planta de la levadura, la estimación de la inversión y capital de trabajo (ver Tabla 25).

Tabla 25: Inversión y capital de trabajo para el proceso de la lignina

Ítem	Relación Item/Equipo	Costo [US\$]
<u>Costos Directos (CD)</u>		
Equipos	100%	\$221.004
Instalación	39%	\$86.191
Instrumentación	13 %	\$28.730
Piping	31 %	\$68.511
Instalación Eléctrica	10 %	\$22.100
Construcción	29 %	\$64.091
Mejoras de terreno	10 %	\$22.100
Servicios	55 %	\$121.552
Terreno	6 %	\$13.260

<i>Total Costos Directos</i>		\$647.541
<u>Costos Indirectos (CI)</u>		
Ingeniería y Supervisión	32 %	\$70.721
gastos de construcción	34 %	\$75.141
CD+CI		\$793.403
<u>\$145.862</u>		
Contratista	18 %	\$39.781
Contingencia	36 %	\$79.561
Inversión		\$912.745
<u>\$163.543</u>		
Capital de trabajo	74 %	\$163.543

5.2.2.2 Costos

Los costos variables de este proceso corresponden a los reactivos y al consumo energético (ver Tabla 26).

Tabla 26: Costos variables para el proceso de la lignina

Insumos	Costo Anual US\$
Agua	\$ 27
NaOH	\$ 116.178
H ₂ SO ₄	\$ 47
Electricidad	\$ 13.664
Tratamiento de Riles	\$ 13.407
Total	143.322,59

Se consideran dos operarios y un supervisor para esta planta, los tres dependen del jefe de planta de la planta de bioetanol (ver Tabla 27).

Tabla 27: Costos fijos para el proceso de la lignina

Cargos	Cantidad	Sueldo [CIS]	Total[CIS]	Total Anual [US\$]
Supervisor	1	\$ 500.000,00	\$ 500.000	\$ 8.523
Operarios planta	2	\$ 450.000,00	\$ 900.000	\$ 15.341
Total trabajadores	3		\$ 1.400.000	\$ 23.864

5.2.2.3 Precio de venta

De acuerdo al precio del mercado, el costo de la lignina seca es de 200 [US\$/ton].

5.2.2.4 Flujo de caja

Se realizó un flujo de caja con una tasa de descuento de un 10% anual a 10 años, donde el VAN es –US\$447.979, con una TIR de un 0,1% (ver Anexo 17).

Si bien instalar esta planta no es rentable si se considera vender la lignina, el producto resultante del proceso puede procesarse para producir un compuesto (derivado de la lignina) de mayor valor comercial o utilizarse para generar energía dentro de la planta, por lo que no conviene descartar este proceso hasta analizar las demás opciones de uso de la lignina seca.

5.2.3 Ceniza y energía

5.2.3.1 Inversión

La caldera es el único equipo requerido para este proceso (ver Tabla 28)

Tabla 28: Equipos del proceso de la combustión de la Lignina

TAG	Nombre	Tipo	cantidad	Costo total [US\$]	Vida Útil [años]
LgCal1	Caldera	Caldera	1	\$ 72.000	6

Luego, la inversión y el capital de trabajo del proceso son (ver Tabla 29)

Tabla 29: Inversión y capital de trabajo para el proceso de combustión de la lignina

Ítem	Relación Item/Equipo	Costo [US\$]
<u>Costos Directos (CD)</u>		
Equipos	100,00%	\$72.000
Instalación	39,00%	\$28.080
Instrumentación	13,00%	\$9.360
Piping	31,00%	\$22.320
Instalación Eléctrica	10,00%	\$7.200
Construcción	29,00%	\$20.880
Mejoras de terreno	10,00%	\$7.200
Servicios	55,00%	\$39.600
Terreno	6,00%	\$4.320
<i>Total Costos Directos</i>		\$210.960
<u>Costos Indirectos(CI)</u>		
Ingeniería y Supervisión	32,00%	\$23.040
gastos de construcción	34,00%	\$24.480
CD+CI		\$258.480
Contratista	18,00%	\$12.960,00
Contingencia	36,00%	\$25.920,00
Inversión		\$297.360,00

Capital de trabajo	74,00%	\$53.280
---------------------------	---------------	-----------------

5.2.3.2 Costos

Para este proceso se consideran dos operadores (ver Tabla 30)

Tabla 30: Costos fijos para el proceso de combustión de la lignina

Cargos	Cantidad	Sueldo [CI\$]	Total[CI\$]	Total Anual [US\$]
Operarios planta	2	\$ 450.000	\$ 900.000	\$ 15.341
Total trabajadores	2		\$ 900.000	\$ 15.341

5.2.3.3 Precio Venta

Ceniza: La Ceniza como producto comercial, es un sustituto de la puzolana, la cual compone cerca del 30% del cemento, por lo que una estimación del precio de venta es el precio de la puzolana, es decir 200 [US\$/ton].

Energía: Si bien no es un producto de venta en sí, la energía generada podría satisfacer el consumo de toda la planta, lo que significaría un ahorro de energía. En caso de haber excedentes, éste se puede inyectar y vender a la red de distribución, con un valor cercano al 70% de lo que se pagaría por consumir esa energía^[58].

5.2.3.4 Flujo de caja

Se realizó un flujo de caja con una tasa de descuento de un 10% anual a 10 años, donde el VAN es US\$1.162.270, con una TIR de un 57% (ver Anexo 17).

Los valores obtenidos a partir de este flujo de caja permiten concluir que conviene instalar esta planta de combustión. Por ello, también se debe considerar la instalación de la planta extractora y secadora de la lignina. Al realizar el flujo de caja de las dos plantas integradas, el conjunto no sería rentable, pues el VAN sería igual a -US\$278.898 con una TIR igual a 6% (ver Anexo 17)

5.2.4 Xilitol

5.2.4.1 Inversión

Para el costo de los equipos sólo se consideró el secador spray (ver Tabla 31).

Tabla 31: Equipos del proceso del Xilitol

TAG	Nombre	Tipo	Consumo energético [kW]	cantidad	Costo total [US\$]	Vida Útil [años]
XSec1	Secado	Secador spray	1.850	1	\$ 45.000	15

La inversión y el capital de trabajo del proceso son (ver Tabla 32)

Tabla 32: Inversión y capital de trabajo para el proceso de combustión de la lignina

Ítem	Relación Ítem/Equipo	Costo [US\$]
<u>Costos Directos (CD)</u>		
Equipos	100,00%	\$45.000,00
Instalación	39,00%	\$17.550,00
Instrumentación	13,00%	\$5.850,00
Piping	31,00%	\$13.950,00
Instalación Eléctrica	10,00%	\$4.500,00
Construcción	29,00%	\$13.050,00
Mejoras de terreno	10,00%	\$4.500,00
Servicios	55,00%	\$24.750,00
Terreno	6,00%	\$2.700,00
<i>Total Costos Directos</i>		\$131.850,00
<u>Costos Indirectos (CI)</u>		
Ingeniería y Supervisión	32,00%	\$14.400,00
gastos de construcción	34,00%	\$15.300,00
CD+CI		\$161.550,00
Contratista	18,00%	\$8.100,00
Contingencia	36,00%	\$16.200,00
Inversión		\$185.850,00
Capital de trabajo	74,00%	\$33.300,00
TOTAL		\$219.150,00

5.2.4.2 Costos

El costo energético se considera en los costos variables (ver Tabla 33).

Tabla 33: Costos variables para el proceso del xilitol

Insumos	Costo Anual [US\$]
Electricidad [MWh]	1.359.029
Total	1.359.029

Para esta planta se consideran dos operarios (ver Tabla 34).

Tabla 34: Costos fijos para el proceso del xilitol

Cargos	Cantidad	Sueldo [C\$]	Total[C\$]	Total Anual [US\$]
Operarios planta	2	\$ 450.000	\$ 900.000	\$ 15.341

Total trabajadores	2		\$ 900.000	\$ 15.341
---------------------------	----------	--	-------------------	------------------

5.2.4.3 Precio

El precio de mercado del xilitol es de 3 [US\$/kg].

5.2.4.4 Flujo de caja

Se desarrolló un flujo de caja con un horizonte a 10 años, una tasa de descuento de un 10%. Se obtuvo un VAN igual a US\$699.798 y una TIR igual a 53% (ver Anexo 17).

En el caso de no desarrollarse el proceso de la lignina, dentro del costo de los equipos, se tiene que considerar el filtro del proceso de la lignina LgFil1 (ver página 42), porque este equipo se requiere para procesar el xilitol (separación del flujo que contiene la lignina e impurezas).

Si bien, este proyecto es rentable, su consumo energético es grande (si se compara con el gasto energético de los otros subprocesos y del proceso principal), por lo que en caso de escasez energética, es preferible no realizar esta planta.

5.3 Análisis global

Se analizó la instalación de todas las plantas de co-productos anexadas con la planta de etanol (ver Figura 22), repitiendo los escenarios de un 100% de financiamiento y otro sin financiamiento.

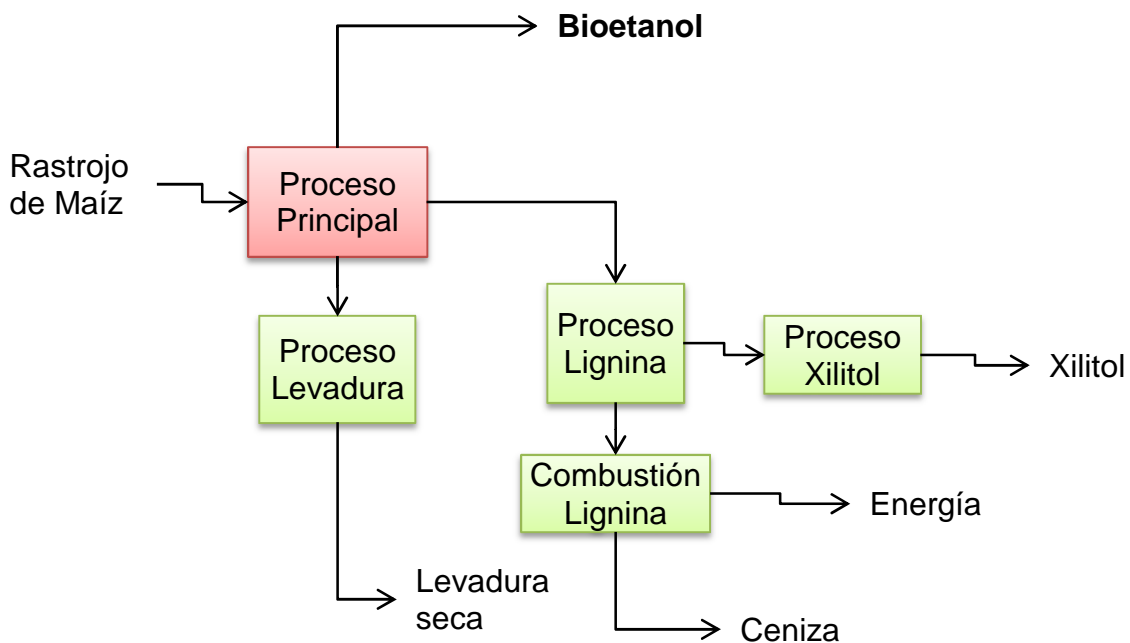


Figura 22: Diagrama de bloques del proceso principal con los procesos de los co-productos

Se desarrolló un flujo de caja con un horizonte a 10 años, una tasa de descuento de un 10%. Para un escenario sin financiamiento, se obtuvo un VAN igual a -US\$ 4.348.382 y una TIR igual a 0,2%. En cambio, con financiamiento, el VAN fue igual a US\$ 3.365.037 y la TIR igual a 37% (ver Anexo 17).

Tal como se puede observar en la Tabla 35, la planta requiere financiamiento para que sea rentable.

Tabla 35: Resumen de la evaluación económica de todas las plantas

Planta	VAN	TIR
Bioetanol sin financiamiento	-\$ 4.769.786	-5%
Bioetanol con financiamiento	\$ 1.016.734	20%
Levadura	-\$ 41.338	9%
Lignina	-\$ 447.979	0,10%
Ceniza	\$ 1.162.270	57%
Lignina integrada	-\$ 278.898	6%
Xilitol	\$ 669.798	53%
Biorrefinería integrada sin financiamiento	-\$ 4.348.382	0,2%
Biorrefinería con financiamiento	\$ 3.365.037	37%

Al realizar un flujo de caja optimizando el VAN, si la planta no cuenta con financiamiento, el proyecto no es rentable, aunque el valor máximo del VAN (el menos negativo) sería de -US\$4.065.362 con una TIR de -2%, la cual sólo incluye la planta de xilitol. En caso de que se financie la planta, la mejor opción es instalar todas las plantas de co-productos, con el van de US\$3.365.037 y una TIR de 37%.

Finalmente, la principal causa de los VAN negativos, más que el costo de producción, es el costo de la inversión, situación que podría cambiar al bajar los costos de los equipos o cuando mejore la tecnología.

6 Escenario Futuro

Tal como se mencionó al principio de este trabajo de título, el gobierno de Chile asumió compromisos para aumentar la matriz energética en base a ERNC, llegando a un 70% hacia el 2050.

En el marco de la 21ª Conferencia Del Cambio Climático (COP21) desarrollada en París en diciembre del año 2015, los acuerdos aprobados buscarán potenciar este tipo de tecnologías, con recursos para desarrollo e investigación, fomentando la transferencia tecnológica entre países.

En Argentina, el gobierno aumentó en un 2,5% el corte obligatorio en el bioetanol en las gasolinas, alcanzando un 12,5%^[59]. Si esta tendencia se repite en Chile, el mercado de bioetanol debería aumentar considerablemente (actualmente la mezcla de gasolina con bioetanol no es obligatoria y posee un tope de un 5%), escenario que sería consecuente con los acuerdos asumidos ante la ONU.

Esta posible nueva tendencia mundial, más los efectos del cambio climático en Chile podría representar una oportunidad para acceder a más fondos de inversión y así poder construir una planta con mayor capacidad productiva, con menores costos de producción por volumen de combustible. Además habría acceso a mejores tecnologías que ayuden a la producción de combustible o nuevos co-productos.

7 Conclusiones

Se diseñó un proceso capaz de producir 1.573 [m³/año] de bioetanol a partir de rastrojos de maíz, con un rendimiento de 167 [L_{etanol}/ton_{rastrojo}]. Tomando en cuenta que cada hectárea de cultivos de maíz genera 13,5 [ton] de rastrojo, el rendimiento por hectárea es 2.256 [L_{etanol}/ha]. Dada la restricción a la inversión de 8 millones de dólares de INDAP, se decidió que se procesaría la cantidad de rastrojo generada por 700 [ha], es decir, 9.450 [ton]. Finalmente, la inversión requerida para la instalación de la biorrefinería es de MUS\$6.257. El precio de venta estimado para el bioetanol es de US\$0,93 (CL\$652). Para evaluar este proyecto, se consideró un horizonte a 10 años, y un 10% de tasa de descuento. Luego, se analizaron dos escenarios, uno sin el financiamiento y otro con financiamiento. Para el primer caso, se obtuvo un VAN de US\$-4.769.788 y una TIR de -5%, y para el segundo caso se obtuvo un VAN de US\$1.016.732 con una TIR de un 20%. Este resultado indica que el proyecto no será rentable mientras no reciba financiamiento parcial (82,4%) en su inversión.

Se analizaron cuatro co-productos: levadura, lignina, energía y xilitol.

- La levadura se utiliza como suplemento alimenticio para el ganado bovino y ovino. El proceso produce 403 [ton/año] de levadura.
- La lignina tiene un uso energético como combustible, por lo que hay dos opciones para este uso: vender la lignina o utilizarla para generar energía para la biorrefinería. El proceso produce 1.384 [ton/año] de lignina.
- La opción de producir energía a partir de lignina, crea otro co-producto: ceniza. La ceniza puede venderse como sustituto de la puzolana, materia prima del cemento. Este proceso genera 6.605 [MWh/año] y 15,3 [ton/año] de ceniza
- El xilitol se utiliza como sustituto del azúcar en la industria de alimentos. El proceso produce 538 [ton/año] de xilitol.

Al desarrollar un análisis económico de cada co-producto se obtuvo el siguiente resultado:

- Levadura: tuvo un VAN=-US\$41.338 y una TIR=9%. No conviene instalar esta planta de procesos.
- Lignina: Si se considera la venta de la lignina, tuvo un VAN=-US\$447.979 y una TIR=0,1%, por lo que no es recomendable vender la lignina, pero no descarta la implementación del proceso, debido a que se tuvo que evaluar el uso energético de la lignina.

- Energía y cenizas: el ahorro energético y la venta de la ceniza tuvieron un VAN= US\$1.162.270 y una TIR=57%, lo cual al integrar la planta de lignina y la planta de combustión el VAN=-US\$278.898 y una TIR=6%, por lo que es recomendable implementar en forma integrada la planta de lignina y la de combustión.
- Xilitol: Tuvo un VAN= US\$699.798 y un TIR=53%, por lo que es recomendable la instalación de esta planta, pero hay que tener la precaución que esta planta consume una cantidad importante de energía.

Al evaluar las plantas de co-producto integradas a la planta de bioetanol, y desarrollar un flujo de caja optimizando el VAN, se concluye que en caso de no ser financiada la planta, el proyecto no es rentable. En caso de haber al menos un del 84%, el VAN más alto es aquel que incluye la instalación de todas las plantas de co-producto estudiadas. Finalmente, el VAN para 100% de financiamiento es de US\$3.365.037, con una TIR de un 37%, instalando las 4 plantas de co-productos integradas a la planta de bioetanol.

8 Glosario

Antropogénico: Emisiones de GEI producido a partir de las actividades humanas (transporte, calefacción, industria, entre otros).

Azeótropo: Mezcla de dos o más compuestos que ebullicen a la misma temperatura, se esta intermedia o mayor a la temperatura de ebullición de sus componentes puros. Por este motivo la destilación de una mezcla etanol-agua no puede ser completamente separada mediante la destilación.

Biorrefinería: Planta industrial donde, a partir de biomasa, se obtiene biocombustible y, además, co-productos derivados del proceso (como lignina, pigmentos y otros compuestos con valor energético o económico)

Co-productos: Productos secundarios generados luego de la producción de biocombustible.

Energías Renovables No Convencionales: Incluyen fuentes de energía como la solar, eólica, mareomotriz y biomasa

Fardos: Forma en la que se almacena el rastrojo o la paja. Puede ser un cilindro o un paralelepípedo

Gases de Efecto Invernadero: Son aquellos gases (como el CO₂, CH₄) que retienen en la atmósfera la energía del Sol, lo que eleva la temperatura del planeta (calentamiento global)

Hexosas: Son monosacáridos compuestos de 6 carbonos. En el caso del rastrojo, las hexosas corresponden al monómero de la celulosa (Glucosa), a la Galactosa y a la Manosa.

Impeler: Agitador para estanques y reactores. Existen de varios tipos, como de paleta o hélice marina, por ejemplo.

Octanaje: Poder antidetonante que poseen los combustibles, correspondiente a un equivalente de isooctano (2,2-trimetilpentano) en la mezcla de gasolina

Rastrojos: Material vegetal lignocelulósico que queda de residuo luego de las cosechas (tallos, hojas, raíces entre otros).

RILes: Residuos Industriales Líquidos

rpm: Revoluciones Por Minuto

Tamices moleculares: Son compuestos porosos, los cuales separan mezclas mediante adsorción. La mayoría está compuesta por zeolitas.

TIR: Tasa Interna de Retorno. Ayuda a medir la rentabilidad de los proyectos. Si la tasa de descuento es igual a la TIR, el VAN es igual a \$0

Zona de saturación ambiental: Es aquella zona donde una o más normas medioambientales se encuentran sobrepasadas.

9 Bibliografía

- [1] International Energy Agency. IEA Sankey Diagram [En Línea] <<http://www.iea.org/Sankey/index.html>> [última visita: 05-04-2015].
- [2] Intergovernmental Panel on Climate Change IPCC. Climate Change 2013: The Physical Science Basis. 2013.
- [3] Intergovernmental Panel on Climate Change IPCC. Climate Change 2014: Impacts, Adaptation, and Vulnerability.
- [4] Naciones Unidas. Convención Marco sobre el Cambio Climático. 2015.
- [5] CARBIO Cámara Argentina de Biocombustibles. Biorrefinerías e integración industrial - el mercado mundial de biocombustibles. 2015 [en línea] <<http://www.bioeconomia.mincyt.gob.ar/wp-content/uploads/2014/12/4-El-mercado-mundial-de-los-biocombustibles-V%C3%ADctor-Castro.pdf>>, p3. [última visita: 20-11-2015].
- [6] OCDE-FAO Perspectivas Agrícolas 2013-2022, 2013, p118.
- [7] Chile. Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción. Subsecretaría de economía, fomento y reconstrucción. DS 11: Aprueba definiciones y especificaciones de calidad para la producción, importación, transporte, almacenamiento, distribución y comercialización de bioetanol y biodiesel. [en línea]<http://www.cne.cl/archivos_bajar/DS11.pdf> [última visita: 05-11-2015].
- [8] Ministerio del Medio Ambiente. Primer Reporte del Estado del Medio Ambiente. 2013.
- [9] Consejo Nacional de Energía República de El Salvador. Proyecto Piloto de Mezcla y Uso de Etanol [en línea] <http://estadisticas.cne.gob.sv/images/boletines/estudios/Proyecto_piloto_etanol.pdf> [última visita: 06-11-2015].
- [10] Turner D., Xu H., Cracknell R., Natarajan V, Chen X., Combustion performance of bio-ethanol at various blend ratios in a gasoline direct injection engine, 2011.
- [11] Abengoa celebra la inauguración de su primera planta a escala comercial de la próxima generación de biocombustibles [En Línea] <<http://www.abengoa.com/web/es/novedades/hugoton/noticias/>>
- [12] Oficina de Estudios y Políticas Agrarias. Encuesta de superficie sembrada de cultivos anuales 2013/2014 [En Línea] <http://www.odepa.cl/wp-content/uploads/2014/06/Estimaci%C3%B3n-de-superficie-sembrada-2013_2014.xlsx> [última visita: 02-12-2015].
- [13] Mercabastos [en línea] <<http://mercabastos.com/>> [última visita: 14-09-2015].

- [14] Meine, N.2013. Katalytisches Vermahlen: Ein neuer Zugang für Lignocellulose-Bioraffinerien.
- [15] Schneuer, D. 2009. Estudio exploratorio para la producción de bioetanol y co-productos de biorefinería, a partir de rastrojos de maíz. Memoria de Ingeniero Civil Industrial e Ingeniero Civil en Biotecnología.
- [16] M. Badiei *et al.*2013.Comparison of Chemical Pretreatment Methods for Cellulosic Biomass.
- [17] S. Juri.2011. Sacarificación y fermentación simultánea para la producción de bioetanol de segunda generación, mediante pretratamientos alternativos: líquidos iónicos reciclados y hongos de pudrición blanca.
- [18] J. Singh.2013. Augmented digestion of lignocellulose by steam explosion, acid and alkaline pretreatment methods.
- [19] Intergovernmental Panel on Climate Change IPCC. Climate Change 2014: Impacts, Adaptation, and Vulnerability. p. 1509.
- [20] Gobierno de Chile. Asamblea General de la ONU: Chile compromete reducción de un 30% de emisión de gases de efecto invernadero al año 2030. [en línea] <<http://www.gob.cl/2015/09/29/asamblea-general-de-la-onu-chile-compromete-reduccion-de-un-30-de-emision-de-gases-de-efecto-invernadero-al-ano-2030/>> [última visita: 13-11-2015].
- [21] Ministerio de Energía. Balance Nacional de Energía 2013 [En Línea] <http://www.minenergia.cl/archivos_bajar/BNE/bne_2013.xls> [última visita: 11-11-2015].
- [22] Comisión Nacional de Energía. Hidrocarburos [En Línea] <<http://www.cne.cl/estadisticas/energia/hidrocarburos>>[última visita: 11-11-2015].
- [23] ODEPA. Maíz: producción, precios y comercio exterior. Avance a julio de 2015. p 18.
- [24] Chile. Ministerio secretaría general de la presidencia. 2009. Decreto 7: declara zona saturada por material particulado respirable mp10, como concentración anual y de 24 horas el valle central de la VI región, Septiembre 2009.
- [25] GEDAR. Gestión de Aguas y Residuos [en línea]< <http://www.gedar.com/PDF/Residuales/GEDAR-Tamiz-Rotativo-Catalogo.pdf>> [última visita: 27-12-2015]
- [26] Andersen S.A. Soluciones innovadoras [En Línea] < <http://www.andersen.cl/catalogo/product/37/Chipeadoras%20y%20Reciclador>>[última visita: 27-12-2015].
- [27] García-Aparicio, M et Al. 2006. Effect of inhibitors Released During Steam-Explosion Pretreatment of Barley Straw on Enzymatic Hydrolysis. Madrid.

- [28] Barroso, M. 2010. Pretratamiento de Biomasa celulósica para la obtención de etanol en el marco de una biorrefinería. Madrid.
- [29] Sun, Y. 2002. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review.
- [30] Walther Pilot. Pressure Tanks [En Línea] <<http://www.cramix.com/pdf/calderines-de-presion.pdf>> [última visita: 01-08-2015].
- [31] FRC Systems International [en línea]<<http://frcsystems.com/belt-filter-press/?lang=es>>[última visita:26-12-2015].
- [32] Cantarella, M. et Al. 2004. Comparision of different detoxification methods for steam-exploded poplar Wood as a substrate for the bioproduction of etanol in SHF and SSF. Italia.
- [33] ChileRemates.cl [en línea] <<http://www.chileremates.cl/contenedores/estanques-acero-inoxidable-usados/?gclid=CKXMqdqBlscCFQ0JkQodDHcPgQ>>[última visita: 22-12-2015].
- [34] Rousselet Robotel [en línea] <<http://www.rousselet-robotel.com/espanol/pdfs/Centrifugas-decantadores.pdf>> [última visita: 22-12-2015].
- [35] Zapata, J. 2005. Parámetros cinéticos de crecimiento de *Saccharomyces cerevisiae* en presencia de un campo magnético variable de baja intensidad y alta frecuencia. Medellín.
- [36] Hahn-Hägerdal, B. 2007 .Bio-ethanol – the fuel of tomorrow from the residues of today.
- [37] Chu, Q. 2013. An integrated process to enhance ethanol production from steam-exploded corn stover.
- [38] Pereira L. 2003. The chemistry involved in the steam treatment of lignocellulosic materials.
- [39] Alibaba.com [en línea] < <http://spanish.alibaba.com/p-detail/Sanitarias-de-gran-tama%C3%B1o-de-cerveza-de-fermentaci%C3%B3n-del-tanque-para-la-venta-bls-300003101819.html>>[última visita: 02-10-2015].
- [40] COREL [en línea] <http://www.corel.com.co/documentacion/DURAPOL/Catalogo_FILTEROS_PREN_SA.pdf> [última visita: 20-11-2015].
- [41] Treybal, R. 1980. Operaciones de transferencia de masa.
- [42] 3 Angstrom [en línea] < <https://www.3angstrom.com/Home/t171c94>> [última visita: 02-10-2015].
- [43] SII. Dólar Observado 2015 [en línea] <<http://www.sii.cl/pagina/valores/dolar/dolar2015.htm>> [última visita: 27-12-2015].

- [44] Servicios de Impuestos Internos. Nueva tabla de vida útil de los bienes físicos del activo inmovilizado [en línea] <http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm > [última visita: 10-11-2015]
- [45] INE. Encuesta anual de vehículos en circulación [en línea] <http://www.ine.cl/canales/chile_estadistico/estadisticas_economicas/transporte_y_comunicaciones/pdf/metodologia_parque_vehiculos_25_04_2014.pdf> [última visita: 10-11-2015]
- [46] ENAP. Informe Semanal de Precios [en línea] <<http://www.enap.cl/pag/53/784/informe-precios>> [última visita: 20-12-2015].
- [47] Fundación Española para el Desarrollo de la Nutrición Animal. 2010. Concentrados de proteína vegetal de alta calidad.
- [48] Nonhebel, G. 1979. El secado de sólidos en la industria química.
- [49] Uceda, M. 1984. Determinación del poder calorífico de 20 especies forestales de la amazonia peruana.
- [50] .Chávez-Sifontes, M. 2013. Lignina, estructura y aplicaciones: métodos de despolimerización para la obtención de derivados aromáticos de interés industrial.
- [51] López, F. et Al. 2011. Caracterización y aplicación de lignina de Paulownia obtenida mediante un proceso de autohidrólisis y deslignificación NaOH/antraquinona
- [52] Quiroz, F. Estudio de generación de residuos sólidos peligrosos en una planta de celulosa, proceso Kraft.
- [53] ANDRITZ Gouda drum dryer [en línea] <http://www.andritzgouda.com/uploads/docs/ANDRITZ_Gouda_drum_dryer_brochure_def_mail.pdf > [última visita: 05-01-2016].
- [54] Molinos FrymaKoruma [en línea] <http://www.frymakoruma.com/uploads/tx_downloads/Mills_ES_2014.pdf > [última visita: 05-01-2016]
- [55] Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus. 1991. Plant design and economics for chemical engineers.p210.
- [56] ODEPA. Estadísticas Productivas [en línea] <<http://www.odepa.cl/estadisticas/productivas/>> [última visita: 05-01-2016]
- [57] Tecnoagro [en línea] <http://www.tecnoagro.com.gt/aliment_procreatin7.html> [última visita: 05-01-2016]
- [58] Chile. Ministerio de Energía. 2012. Ley 20.571: Regula el pago de las tarifas eléctricas de las generadoras residenciales

- [59] Infocampo. Biocombustibles: A la prórroga de la exención impositiva se suma el aumento del corte [en línea]<
<http://infocampo.com.ar/nota/campo/76454/biocombustibles-a-la-prorroga-de-la-exencion-impositiva-se-suma-el-aumento-del-corte>>[última visita: 08-01-2016]
- [60] McCabe, W. 1993. Unit Operations of Chemical Engineering.
- [61] Chile. Ministerio secretaría general de la presidencia. 2001. DS 90: Establece norma de emisión para la regulación de contaminantes asociados a las descargas de residuos líquidos a aguas marinas y continentales superficiales.
- [62] Chile. Ministerio de obras públicas. DS 609: Establece norma de emisión para la regulación de contaminantes asociados a las descargas de residuos industriales líquidos a sistemas de alcantarillado.
- [63] Hála, E. et Al. 1968. Vapor liquid equilibrium data at normal pressures.
- [64] Chile. Ministerio de economía, fomento y reconstrucción; subsecretaría de economía, fomento y reconstrucción. 2009. DS 160: Aprueba reglamento de seguridad para las instalaciones y operaciones de producción y refinación, transporte, almacenamiento, distribución y abastecimiento de combustibles líquidos.
- [65] Chile. Ministerio de salud. 2000. DS 594: Aprueba reglamento sobre condiciones sanitarias y ambientales básicas en los lugares de trabajo
- [66] Peters, S. et Al. 1991. Plant design and economics for chemical engineers. p210.
- [67] Comisión Nacional de Energía. Sistema de información en línea de precios de combustibles en estaciones de servicio [en línea]
<<http://www.bencinaenlinea.cl/web2/buscador.php?region=8>> [última visita: 11-11-2015].

10 Anexos

10.1 Anexo 1: Biorrefinería

Es la obtención de combustibles y co-productos a partir de biomasa. En el caso del etanol, en la Figura 23 se pueden observar algunos productos de la biorrefinería a partir de los rastrojos de maíz (material lignocelulósico)

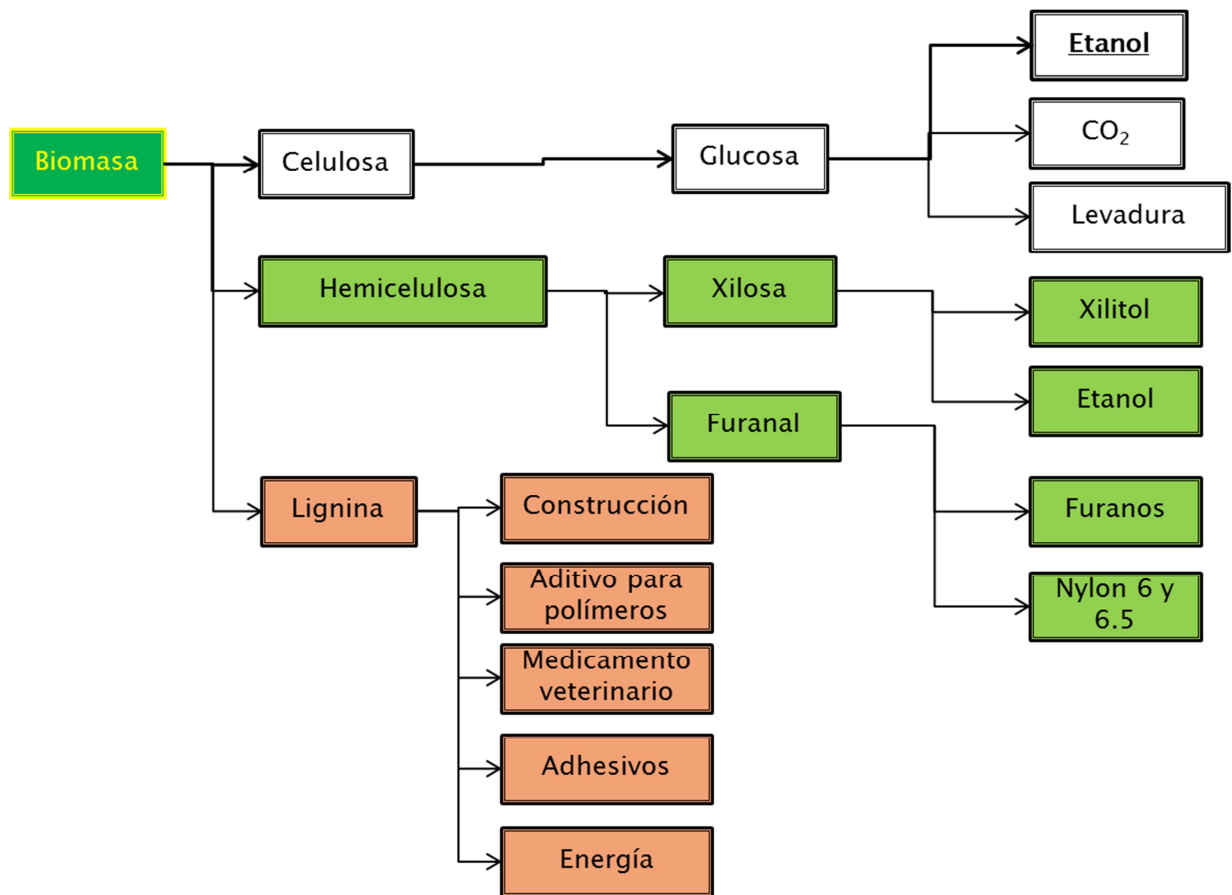


Figura 23: Esquema de productos de la biorrefinería de material lignocelulósico

10.2 Anexo 2: Pretratamiento

Por lo general, se utiliza un golpe de temperatura que afecta a la celulosa, lignina y hemicelulosa, rompiendo la estructura de la lignocelulosa (ver Figura 24). Principalmente se utiliza para:

- Hacer más accesible la celulosa para las enzimas que participan en la hidrólisis.
- Convertir la hemicelulosa en xilosa y otros azúcares.

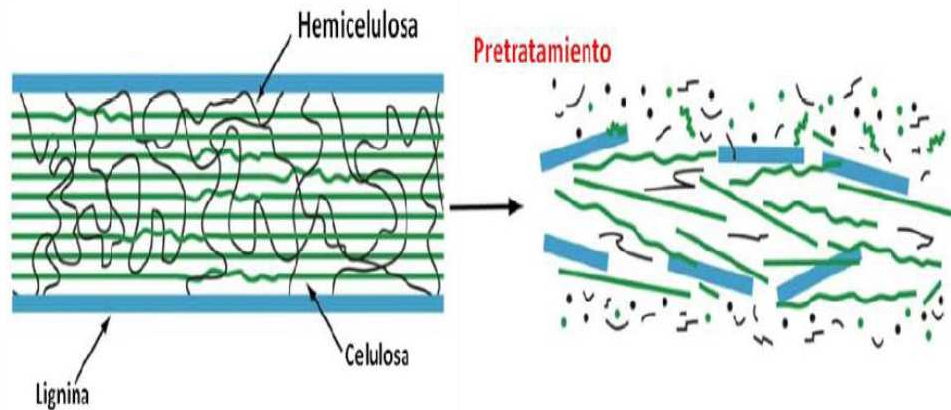


Figura 24: Acción del pretratamiento^{xvii}

^{xvii} Fuente: S. Juri.2011. Sacarificación y fermentación simultánea para la producción de bioetanol de segunda generación, mediante pretratamientos alternativos: líquidos iónicos reciclados y hongos de pudrición blanca

10.3 Anexo 3: Diagrama de Flujos del Proceso Principal

A continuación, se presenta el diagrama de flujos del proceso de producción de etanol, con las operaciones unitarias de cada etapa, donde, entre paréntesis, aparece la etiqueta de cada equipo (ver Figura 25).

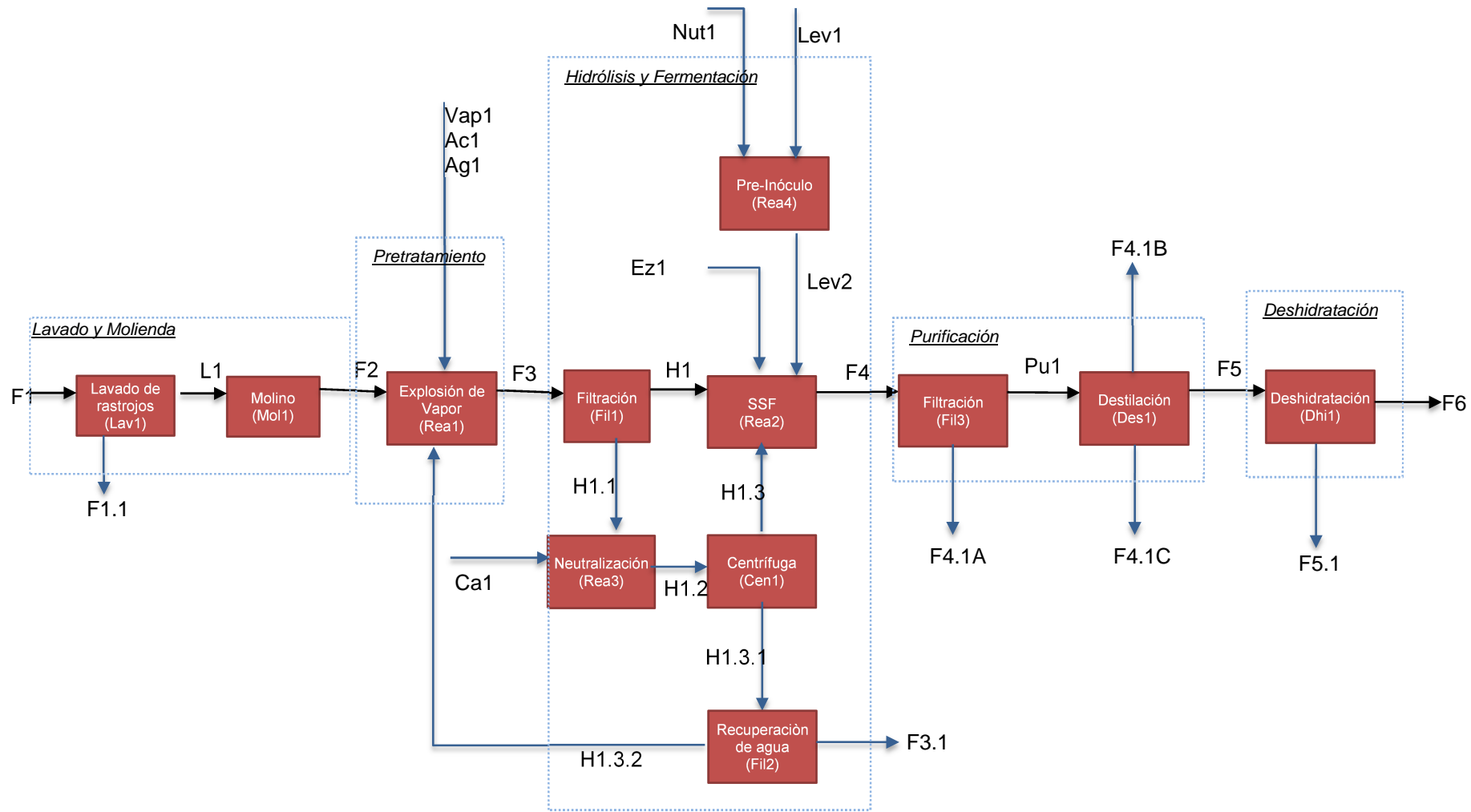


Figura 25: Diagrama de flujos del proceso principal

10.4 Anexo 4: Tabla resumen de los flujos del proceso principal

La composición de los flujos mostrados en la Figura 25 corresponde a la que aparece en la Tabla 36 para una producción de 9.450[ton] de rastrojo, equivalente a la producida por 700 [ha] de cultivo.

Además se muestran las temperaturas de los flujos del proceso principal.

Tabla 36: Resumen de flujos para rastrojos producidos por 700[ha] de cultivos de maíz para el proceso principal

Flujo [kg/h]	F1	F1.1	L1	F2	Vap1	Ac1	Ag1	H1.3.2	F3	H1	H1.1	Ca1	H1.2	H1.3.1	F3.1	Nut1	Lev1	H1.3	Lev2	Ez1	F4	F4.1A	Pu1	F4.1B	F4.1C	F5	F6	F5.1
Temperatura [°C]	20	20	20	20	180	20	20	20	43	43	43	20	46	20	20	20	20	46	36	20	36	36	36	78	78	78	25	25
Lignina	131	0	131	131					131	131	-										131		131		131			
Celulosa	398	0	398	398					338	321	17		17	0	0			17			17		17		17			
Xilosa	218	0	218	218					185	167	19		19	1	1			18			108		108		108			
Arabinosa	53	0	53	53					45	41	5		5	0	0			4			45		45		45			
Galactosa	28	0	28	28					24	23	1		1	0	0			1			1		1		1			
Manosa	12	0	12	12					10	10	1		1	0	0			1			1		1		1			
Ceniza	32	0	32	32					32	32	-										32		32		32			
Extraíbles	95	0	94	94					94	1	94		94	73	73			21			22		22		22			
Agua	107	0	107	107			643	1.504	3.220	32	3.188		3.188	1.721	218			1.466			1.499	73	1.425		1.411	14	2	13
Residuos	119	119																			12		12		12			
Vapor de agua					966																							
H2SO4						20		2	21	19	2		2	2	0						19		19		19			
Inhibidores									106	1	105		105	103	103			2			3		3		3			
Ca(OH)2												40	40	40	40													
Glucosa															0,46			0,00										
Nutrientes															1,85			0,00	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Levadura																	0,01		2,33		47	47						
Celluclast 1,5L																				27	22		22		22			
Novozyme 188																				34	27		27		27			
Etanol																					159		159		2	157	157	
Xilitol																					76		76		76			
CO2																					152		152	152				
TOTAL	1.193	120	1.073	1.073	966	20	643	1.505	4.207	777	3.430	40	3.471	1.941	436	2,32	0,01	1.529	2,33	63	2.372	120	2.252	152	1.928	172	159	13

10.5 Anexo 5: Cálculo de potencia de reactores agitados

Para calcular la potencia requerida para los reactores agitados, se deben calcular dos adimensionales:

- Número de Reynolds (N_{Re}):

$$N_{Re} = \frac{\rho N D^2}{\mu}$$

- Número de Potencia (N_P):

$$N_P = \frac{P \cdot g_c}{\rho N^3 D^5}$$

Donde:

- ρ : densidad del fluido [kg/m^3].
- N : velocidad de rotación del agitador [rps].
- D : diámetro de impeler [m].
- μ : viscosidad dinámica del fluido [$\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$].
- P : potencia externa necesaria para la agitación [$\text{kgf}\cdot\text{m}/\text{s}$].
- g_c : factor de conversión $g_c = 9,8[\text{kg}\cdot\text{m}/(\text{kgf}\cdot\text{s}^2)]$.

Según el tipo de impeler, se obtiene un gráfico, donde se puede obtener el valor de la potencia requerida (Gráfico 17).

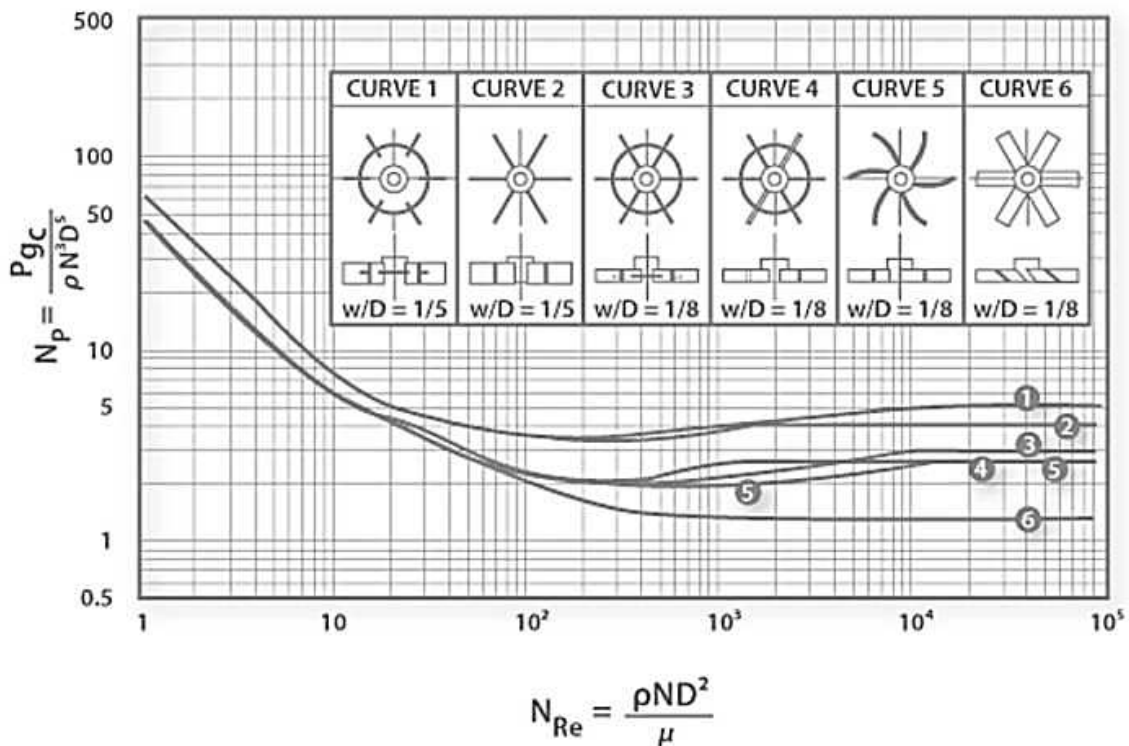


Gráfico 17: Curvas para determinar el número de potencia, según el tipo de impeler^[60].

Para determinar el diámetro del impeler requerido, se puede recurrir a la Tabla 37, de acuerdo a lo mostrado en la Figura 26.

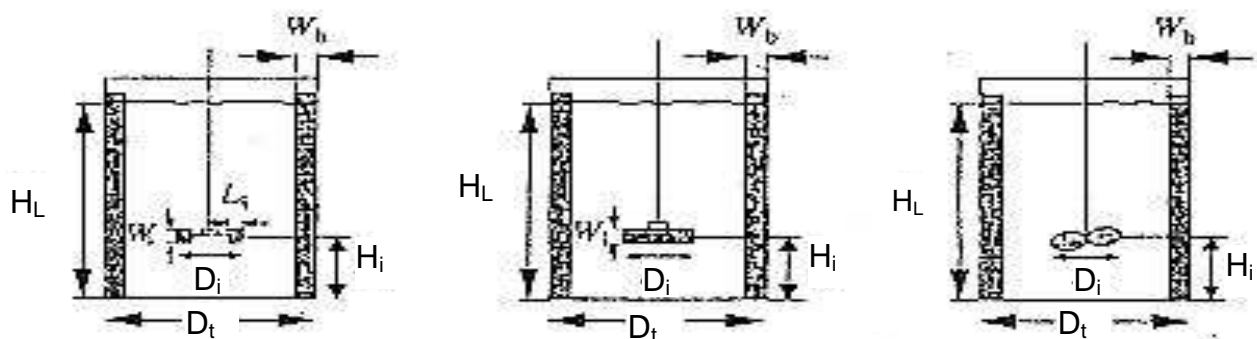


Figura 26: Dimensiones del reactor

Tabla 37: Relación entre el diámetro del impeler y dimensiones del reactor

Tipo de impeler (Gráfico 17)	D_t/D_i	H_L/D_i	H_i/D_i
1, 2	3	3	1
3, 4, 5	3	3	1
6	3	3	1

Teniendo los parámetros geométricos del agitador y las propiedades del fluido, se puede obtener N_p , con lo que se puede calcular P.

10.6 Anexo 6: Normativas de descarga de residuos industriales a ríos y alcantarillado

Para las descargas de los residuos industriales, se deben cumplir con ciertas normas que regulan las concentraciones de los componentes de los RILes, los cuales deben estar por debajo de lo que indiquen las normas, según el cuerpo receptor de estas descargas.

DS 90/2001 Establece norma de emisión para la regulación de contaminantes asociados a las descargas de residuos líquidos a aguas marinas y continentales superficiales^[61]

El objetivo de esta norma es controlar las emisiones de residuos hacia los cuerpos de agua naturales (continentales y marítimas), y así prevenir su contaminación. En la Tabla 38 se pueden observar los límites máximos permitidos en las descargas de residuos.

Tabla 38: Límites máximos permitidos para la descarga de residuos líquidos a cuerpos de agua fluviales

Contaminantes	Unidad	Expresión	Límite Máximo Permitido
Aceites y Grasas	mg/L	A y G	20
Aluminio	mg/L	Al	5
Arsénico	mg/L	As	0,5
Boro	mg/L	B	0,75
Cadmio	mg/L	Cd	0,01
Cianuro	mg/L	CN ⁻	0,2
Cloruros	mg/L	Cl ⁻	400
Cobre Total	mg/L	Cu	1
Coliformes Fecales o Termotolerantes	NMP/100 ml	Coli/100 ml	1000
Índice de Fenol	mg/L	Fenoles	0,5
Cromo Hexavalente	mg/L	Cr ⁶⁺	0,05
DBO ₅	mg O ₂ /L	DBO ₅	35
Fósforo	mg/L	P	10
Fluoruro	mg/L	F ⁻	1,5
Hidrocarburos Fijos	mg/L	HF	10
Hierro Disuelto	mg/L	Fe	5
Manganeso	mg/L	Mn	0,3
Mercurio	mg/L	Hg	0,001
Molibdeno	mg/L	Mo	1
Níquel	mg/L	Ni	0,2
Nitrógeno Total Kjeldahl	mg/L	NKT	50
Pentaclorofenol	mg/L	C ₆ OHCl ₅	0,009
PH	Unidad	pH	6,0 -8,5
Plomo	mg/L	Pb	0,05

Poder Espumógeno	mm	PE	7
Selenio	mg/L	Se	0,01
Sólidos Suspendidos Totales	mg/L	SS	80
Sulfatos	mg/L	SO ₄ ²⁻	1000
Sulfuros	mg/L	S ²⁻	1
Temperatura	C°	T°	35
Tetracloroetano	mg/L	C ₂ Cl ₄	0,04
Tolueno	mg/L	C ₆ H ₅ CH ₃	0,7
Triclorometano	mg/L	CHCl ₃	0,2
Xileno	mg/L	C ₆ H ₄ C ₂ H ₆	0,5
Zinc	mg/L	Zn	3

DS 609/1998 Establece norma de emisión para la regulación de contaminantes asociados a las descargas de residuos industriales líquidos a sistemas de alcantarillado^[62]

El objetivo de esta normativa es regular las descargas de residuos industriales hacia el alcantarillado, lo que mejora la calidad ambiental de las aguas servidas al momento de ser dispuestas por los servicios públicos a cargo. En la Tabla 39 se pueden observar los límites máximos permitidos en las descargas de residuos en sistemas sin tratamiento de aguas servidas, y en la Tabla 40 los sistemas que cuenten con uno.

Tabla 39: Límites máximos permitidos para descargas de efluentes que se efectúen a redes de alcantarillado que no cuenten con plantas de tratamiento de aguas servidas

Parámetros	Unidad	Expresión	Límite máximo permitido
Aceites y grasas	mg/L	A y G	150
Aluminio	mg/L	Al	10(1)
Arsénico	mg/L	As	0,5
Boro	mg/L	B	4(1)
Cadmio	mg/L	Cd	0,5
Cianuro	mg/L	CN	1
Cobre	mg/L	Cu	3
Cromo hexavalente	mg/L	Cr ⁺⁶	0,5
Cromo total	mg/L	Cr	10
Hidrocarburos totales	mg/L	HC	20
Manganeso	mg/L	Mn	4
Mercurio	mg/L	Hg	0,02
Níquel	mg/L	Ni	4
pH	Unidad	pH	5,5-9,0
Plomo	mg/L	Pb	1
Poder espumógeno	mm	PE	7
Sólidos sedimentables	ml/L 1 h	S.D.	20
Sulfatos	mg/L	SO ₄ ⁻²	1.000(2)
Sulfuros	mg/L	S ⁻²	5

Temperatura	°C	T°	35
Zinc	mg/L	Zn	5

(1) Si la concentración media del contaminante presente en la captación de agua del establecimiento industrial (distribuida por el prestador de servicio sanitario o de fuente propia) fuere mayor a la indicada en la tabla, el límite máximo del contaminante presente en la descarga será igual a la concentración presente en la captación.

(2) Se aceptarán concentraciones entre 1.000 y 1.500 mg/L si se cumplen las siguientes condiciones:

a) pH = 8-9;

b) temperatura del residuo industrial líquido [°C] ≤ temperatura de las aguas receptoras.

Tabla 40: Límites máximos permitidos para descargas de efluentes que se efectúan a redes de alcantarillado que cuenten con plantas de tratamiento de aguas servidas

Parámetros	Unidad	Expresión	Límite máximo permitido
Aceites y grasas	mg/L	A y G	150
Aluminio	mg/L	Al	10(1)
Arsénico	mg/L	As	0,5
Boro	mg/L	B	4(1)
Cadmio	mg/L	Cd	0,5
Cianuro	mg/L	CN ⁻	1
Cobre	mg/L	Cu	3
Cromo hexavalente	mg/L	Cr ⁺⁶	0,5
Cromo total	mg/L	Cr	10
Hidrocarburos totales	mg/L	HC	20
Manganeso	mg/L	Mn	4
Mercurio	mg/L	Hg	0,02
Níquel	mg/L	Ni	4
pH	Unidad	pH	5,5-9,0
Plomo	mg/L	Pb	1
Poder espumógeno	mm	PE	7
Sólidos sedimentables	ml/L 1 h	S.D.	20
Sulfatos	mg/L	SO ₄ ⁻²	1.000(2)
Sulfuros	mg/L	S ⁻²	5
Temperatura	°C	T°	35
Zinc	mg/L	Zn	5
DBO ₅	mg/L	DBO ₅	300
Fósforo	mg/L	P	10-15(3)
Nitrógeno amoniacal	mg/L	NH ₄ ⁺	80

Sólidos suspendidos totales	mg/L	S.S.	300
-----------------------------	------	------	-----

(1) Si la concentración media del contaminante presente en la captación de agua del establecimiento industrial (distribuida por el prestador de servicio sanitario o de fuente propia) fuere mayor a la indicada en la tabla, el límite máximo del contaminante presente en la descarga será igual a la concentración presente en la captación.

(2) Se aceptarán concentraciones entre 1.000 y 1.500 mg/L cuando se cumplan las siguientes condiciones:

a) pH = 8 -9;

b) temperatura del residuo industrial líquido [°C] ≤ temperatura de las aguas receptoras.

(3) El elemento Fósforo tendrá límite máximo permitido de 15 mg/L. En aquellos riles descargados en sistemas de alcantarillado cuya disposición final se efectúa a un afluente de un lago, a un lago, laguna o embalse, sean estas últimas naturales o artificiales, este parámetro tendrá límite máximo permitido de 10 mg/L.

10.7 Anexo 7: Cálculo de número de platos de la columna de destilación

Para el cálculo del número de platos, se utilizó el método de Mc-Cabe Thiele, mediante la curva de equilibrio etanol-agua (Tabla 41) ^[63].

Tabla 41: Tabla de equilibrio Etanol-Agua

fracción molar etanol en fase líquida	fracción molar etanol en fase gas
-	-
0,02	0,17
0,07	0,39
0,10	0,44
0,12	0,47
0,17	0,51
0,23	0,55
0,26	0,56
0,33	0,58
0,40	0,61
0,51	0,66
0,52	0,66
0,57	0,68
0,68	0,74
0,75	0,78
0,89	0,89
1,00	1,00

Luego, se graficaron las curvas de operación, de acuerdo a los flujos de alimentación, destilado y residuo de la columna (Gráfico 18).

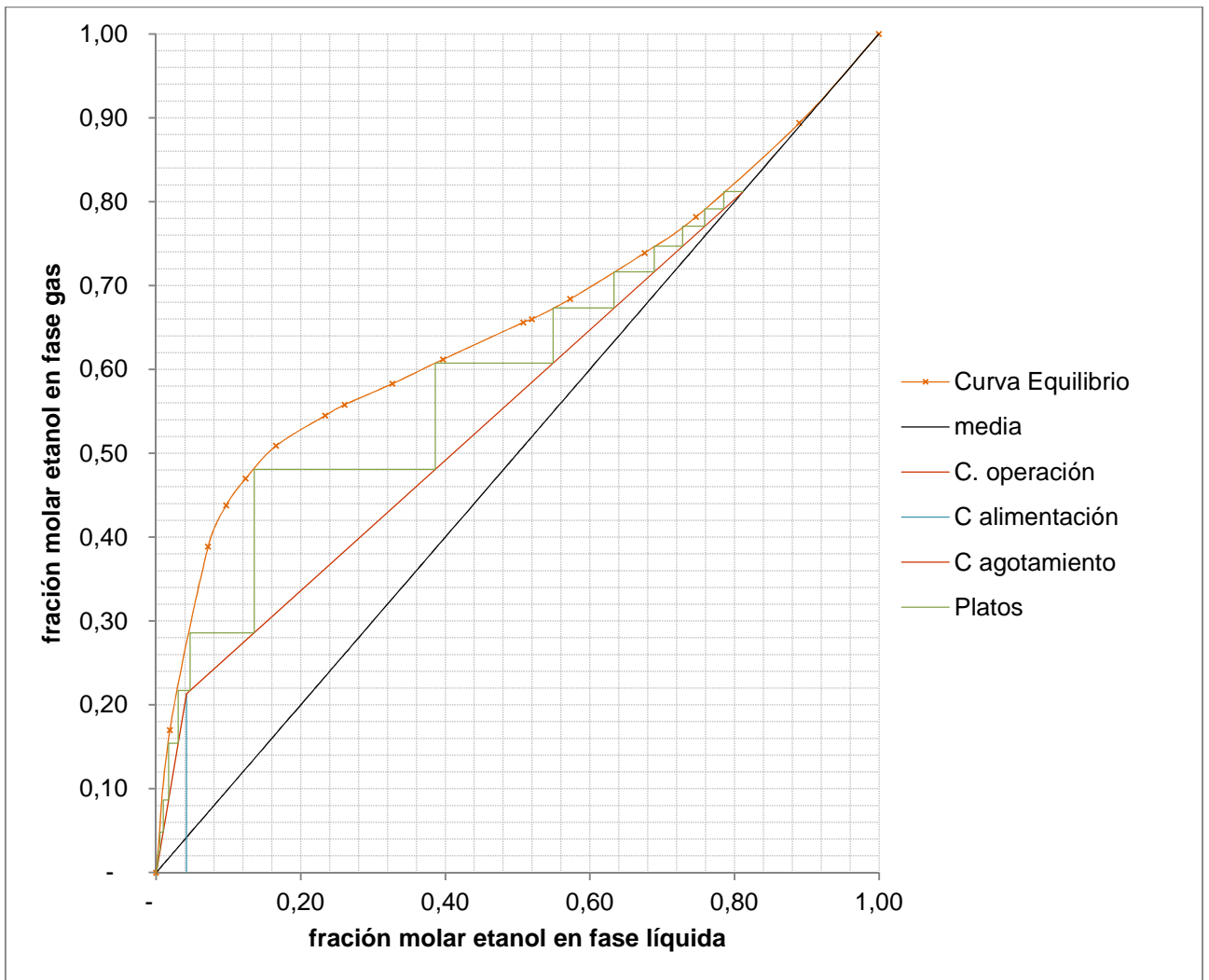


Gráfico 18: Curvas de equilibrio y operación para el cálculo de número de platos

10.8 Anexo 8: Inversión bajo diferentes niveles de producción

En la Tabla 42 se pueden observar los diferentes costos de inversión dado diferentes niveles de producción.

Tabla 42: Inversión requerida para diferentes niveles de producción

Superficie [ha]	Rastrojo [ton]	Producción etanol [m³/año]	Inversión [miles US\$]	Inversión por cantidad de rastrojo [US\$/kg]
50	675	113	3.823	\$5,66
100	1.350	226	3.902	\$2,89
200	2.700	451	4.353	\$1,61
300	4.050	677	4.613	\$1,14
400	5.400	903	4.859	\$0,90
500	6.750	1.128	5.201	\$0,77
600	8.100	1.354	6.189	\$0,76
700	9.450	1.579	6.257	\$0,66
800	10.800	1.805	8.016	\$0,74
900	12.150	2.031	8.092	\$0,67
1.000	13.500	2.256	8.178	\$0,61
1.100	14.850	2.482	9.125	\$0,61
1.200	16.200	2.708	9.898	\$0,61
1.300	17.550	2.933	9.951	\$0,57
1.400	18.900	3.159	10.002	\$0,53
1.500	20.250	3.384	10.085	\$0,50
1.600	21.600	3.610	11.135	\$0,52
1.700	22.950	3.836	11.120	\$0,48

10.9 Anexo 9: Normativas consideradas para el Layout de la planta.

A continuación se presentan las normativas consideradas para la instalación de la planta

DS 160/2009: Aprueba reglamento de seguridad para las instalaciones y operaciones de producción y refinación, transporte, almacenamiento, distribución y abastecimiento de combustibles líquidos^[64].

Esta norma establece los requisitos mínimos de seguridad para instalaciones de combustibles líquidos. De acuerdo a esta norma, el bioetanol es un combustible de clase I (ver Tabla 43)

Tabla 43: clasificación de los combustibles

Clase de Combustible Líquido (CL)		Punto de inflamación P_{inf} [°C]	Punto de ebullición P_{eb} [°C]	Tipos de CL
Inflamable (Clase I)	IA	$P_{inf} < 22,8$	$P_{eb} < 37,8$	Gasolinas 93, 95 y 97 octanos, de aviación, bioetanol , petróleo crudo, benceno, nafta, gasolina blanca u otro solvente liviano
	IB	$P_{inf} < 22,8$	$P_{eb} \geq 37,8$	
	IC	$22,8 \leq P_{inf} < 37,8$		
Combustible	II	$37,8 \leq P_{inf} < 60$	-	Kerosene, kerosene de aviación, Petróleos diesel, aguarrás mineral
	IIIA	$60 \leq P_{inf} < 93$	-	Petróleos combustibles
	IIIB	$P_{inf} \geq 93$	-	Biodiesel

Entre las regulaciones que establece esta norma, se encuentran:

Artículo 45°.- El diseño de los tanques deberá considerar, entre otras, las siguientes solicitudes: efectos sísmicos, presiones máximas de operación, posibilidades de que se produzca vacío interior, vientos y los esfuerzos originados por los soportes y tuberías.

Artículo 64°.- Los tanques deberán ser instalados considerando distancias de seguridad entre éstos y otras construcciones y de acuerdo al tipo de combustibles que almacenen.

Las distancias de seguridad se deberán medir dentro de un sitio o terreno que el operador posea en calidad de propietario, arrendador o al menos mero tenedor.

La distancia entre tanques, o entre éstos y otras construcciones se deberá medir horizontalmente entre los puntos más próximos de las proyecciones verticales.

Los tanques, sus elementos y accesorios deberán estar ubicados de forma tal de permitir un acceso fácil y expedito al Sistema de Combate de Incendio, además de otorgar las condiciones que permitan su normal operación y las labores de mantenimiento e inspección.

Artículo 65º.- Los tanques sobre superficie deberán cumplir con las siguientes distancias de seguridad:

65.1 Distancias mínimas de seguridad de tanques sobre superficie con respecto a los límites de la propiedad, caminos y edificaciones dentro de la propiedad en que laboran personas o se encuentran equipos/instrumentos importantes para la instalación.

Para la determinación de estas distancias se designan las letras A y B, como:

A: Distancia expresada en metros, medida desde un tanque a cada una de las líneas que deslindan la propiedad.

B: Distancia expresada en metros, medida desde un tanque a cualquier camino o edificación en que laboran personas o se encuentran equipos/instrumentos importantes para la instalación.

a) Para tanques que almacenen CL de Clase I, II y IIIA que operen a presiones inferiores a 17,2 kPa (0,175 kgf/cm²), diseñados con junta débil techo-manto o con dispositivos para ventilación de emergencia que impiden que la presión interna sobrepase 17,2 kPa (0,175 kgf/cm²), las distancias corresponden a las establecidas en Tabla 44.

Tabla 44: Distancia de seguridad para tanques de CL.

Tipo de tanque	Tipo de protección	Distancias de seguridad	
		A[m]	B[m]
Techo flotante	Con explosión de exposición	La mitad del diámetro del tanque	Un sexto del diámetro del tanque
	Sin protección	El diámetro del tanque	Un sexto del diámetro del tanque
Horizontal y vertical con venteo de alivio de emergencia	sistema de inertización instalado en tanques o sistema de espuma en tanques	La mitad del valor establecido en la Tabla 45	La mitad del valor establecido en la Tabla 45
	Con explosión de exposición	Valor de la Tabla 45	Valor de la Tabla 45
	Sin protección	El doble del valor establecido en la Tabla 45	Valor de la Tabla 45
vertical con junta débil techo-manto	Espuma o sistema de inertización instalado en tanques de diámetro menor a 46 [m]	La mitad del diámetro del tanque	Un sexto del diámetro del tanque
	Con explosión de exposición	El diámetro del tanque	Un tercio del diámetro del tanque
	Sin protección	El doble del diámetro del tanque	Un tercio del diámetro del tanque

Tabla 45: Distancia de seguridad para tanques de CL según capacidad

Capacidad del tanque [m ³]	Distancias de seguridad
--	-------------------------

Sobre	Hasta	A[m]	B[m]
0	1	1,5	1,5
1	3	3	1,5
3	50	4,5	1,5
50	100	6	1,5
100	200	9	3
200	400	15	4,5
400	2000	24	7,5
2000	4000	30	10,5
4000	8000	40,5	13,5
8000	12000	49,5	16,5
12000	o más	52,5	18

Artículo 146º.- Las instalaciones referidas (de carga y descarga) deberán estar separadas de tanques, bodegas y otros edificios, por una distancia de seguridad mínima:

- a) De 10 m si se trasiega CL de Clase I;
- b) De 4 m si se trasiega CL de Clase II y III.

Artículo 147º.- En los lugares de carga y descarga se deberán tomar las medidas pertinentes para que los CL que puedan derramarse no alcancen a sistemas de alcantarillado, drenajes o cursos de agua. Para ello, estos lugares deben, además, estar provistos de canaletas recolectoras en su perímetro, que conduzcan hasta una cámara separadora o sistema de conducción de derrames a lugares alejados, cualquier derrame de combustible.

DS 594/2000: Aprueba reglamento sobre condiciones sanitarias y ambientales básicas en los lugares de trabajo^[65].

Esta normativa establece las condiciones sanitarias y ambientales básicas del lugar de trabajo. Incluye aspectos higiénicos y de seguridad. Entre las regulaciones se encuentran:

Artículo 21: Todo lugar de trabajo estará provisto de servicios higiénicos, de uso individual o colectivo, que dispondrán como mínimo de excusado y lavatorio. Cada excusado se colocará en un compartimento con puerta, separado de los compartimentos anexos por medio de divisiones permanentes.

Artículo 22: En los lugares de trabajo donde laboren hombres y mujeres deberán existir servicios higiénicos independientes y separados. Será responsabilidad del empleador mantenerlos protegidos del ingreso de vectores de interés sanitario, y del buen estado de funcionamiento y limpieza de sus artefactos.

Artículo 23: El número mínimo de artefactos se calculará en base a la siguiente tabla (Tabla 46):

Tabla 46: El número mínimo de instalaciones de servicios higiénicos

N° de personas que laboran por turno	Excusados con taza de WC	Lavatorios	Duchas
1 - 10	1	1	1
11 - 20	2	2	2
21 - 30	2	2	3
31 - 40	3	3	4
41 - 50	3	3	5
51 - 60	4	3	6
61 - 70	4	3	7
71 - 80	5	5	8
81 - 90	5	5	9
91 -100	6	6	10

Artículo 27: Todo lugar de trabajo donde el tipo de actividad requiera el cambio de ropa, deberá estar dotado de un recinto fijo o móvil destinado a vestidor, cuyo espacio interior deberá estar limpio y protegido de condiciones climáticas externas. Cuando trabajen hombres y mujeres los vestidores deberán ser independientes y separados.

Artículo 28: Cuando por la naturaleza o modalidad del trabajo que se realiza, los trabajadores se vean precisados a consumir alimentos en el sitio de trabajo, se dispondrá de un comedor para este propósito, el que estará completamente aislado de las áreas de trabajo y de cualquier fuente de contaminación ambiental y será reservado para comer, pudiendo utilizarse además para celebrar reuniones y actividades recreativas. El empleador deberá adoptar las medidas necesarias para mantenerlo en condiciones higiénicas adecuadas.

Artículo 45: Todo lugar de trabajo en que exista algún riesgo de incendio, ya sea por la estructura del edificio o por la naturaleza del trabajo que se realiza, deberá contar con extintores de incendio, del tipo adecuado a los materiales combustibles o inflamables que en él existan o se manipulen.

El número total de extintores dependerá de la superficie a proteger de acuerdo a lo señalado en el artículo 46° (ver Tabla 47).

Tabla 47: Distribución y potencial de extinción de los extintores de incendio

Superficie de cubrimiento máxima por extintor [m²]	Potencial de extinción mínimo	Distancia máxima de traslado del extintor [m]
150	4A	9
225	6A	11
375	10A	13
420	20A	15

10.10 Anexo 10: Layout de la planta

En la Figura 27 se muestra el Layout de toda la planta. Las distancias entre los estanques, según su tamaño y peligrosidad de su contenido, instalaciones y equipos cumplen con las normativas señaladas en el Anexo 9.

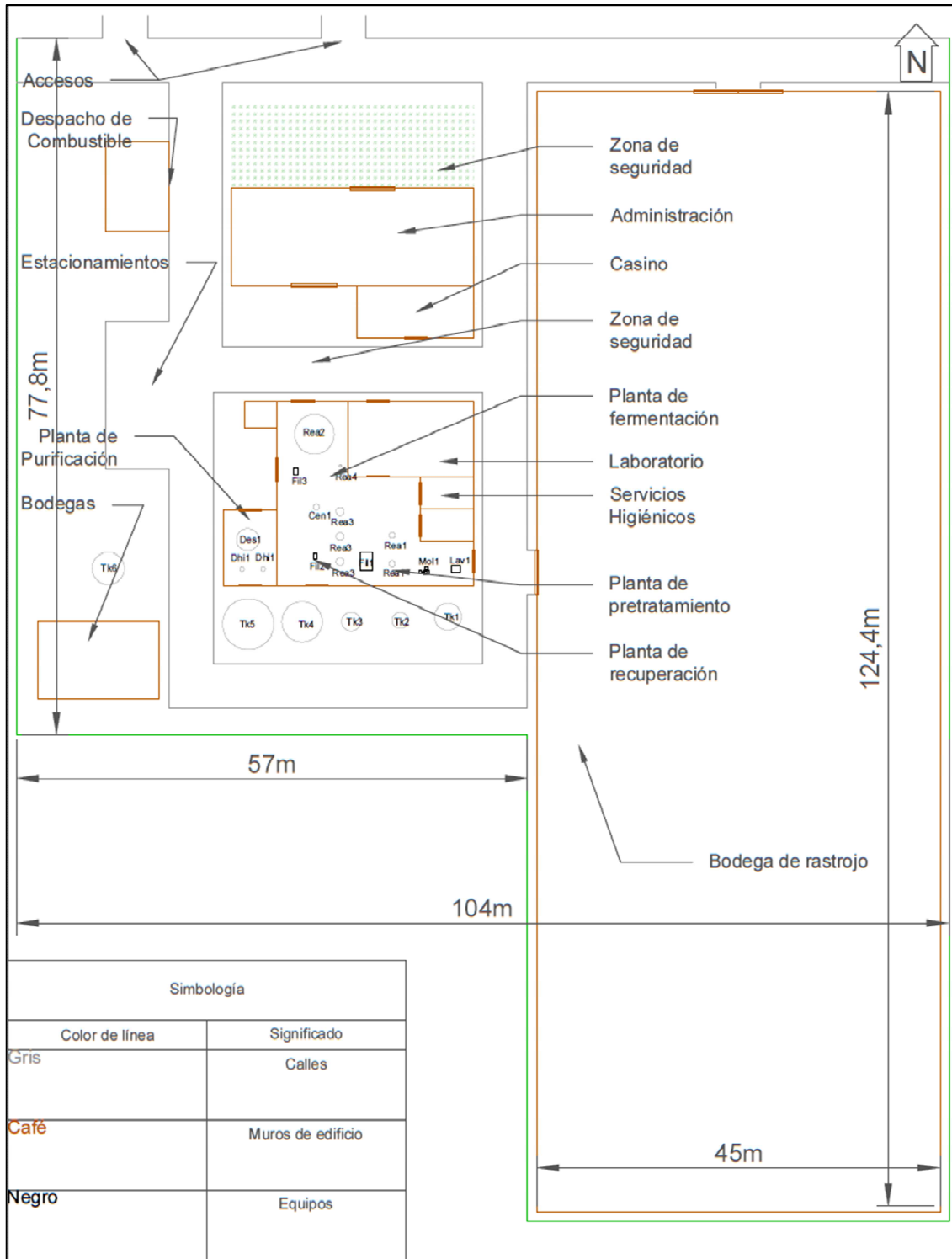


Figura 27: Layout general de la planta (incluyendo bodega de rastrojo)

En la Figura 28 se muestra la planta excluyendo la bodega de rastros.

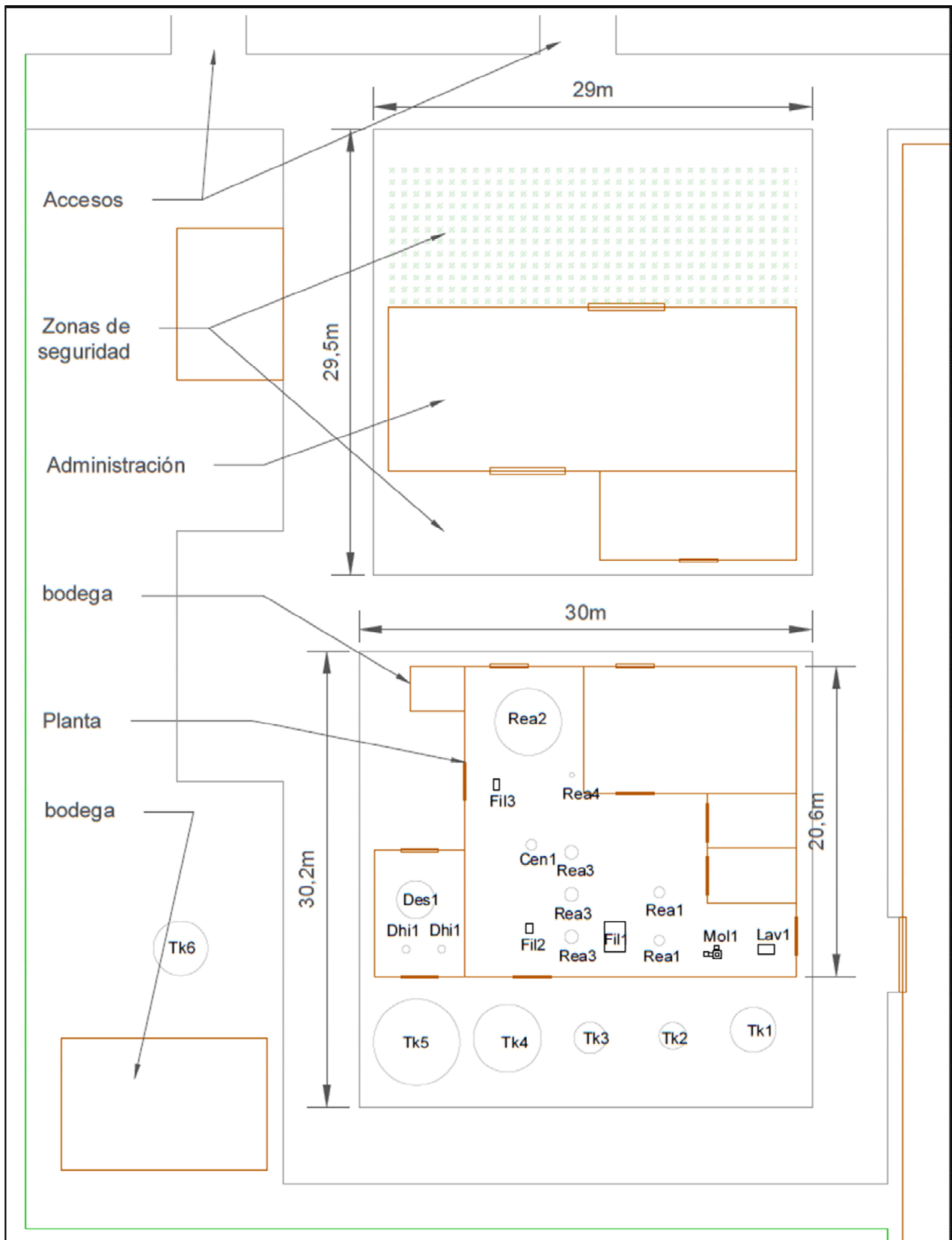


Figura 28: Layout de la planta (excluyendo bodega de rastros)

La Figura 29 muestra el Layout del sector productivo con las dimensiones de los equipos.

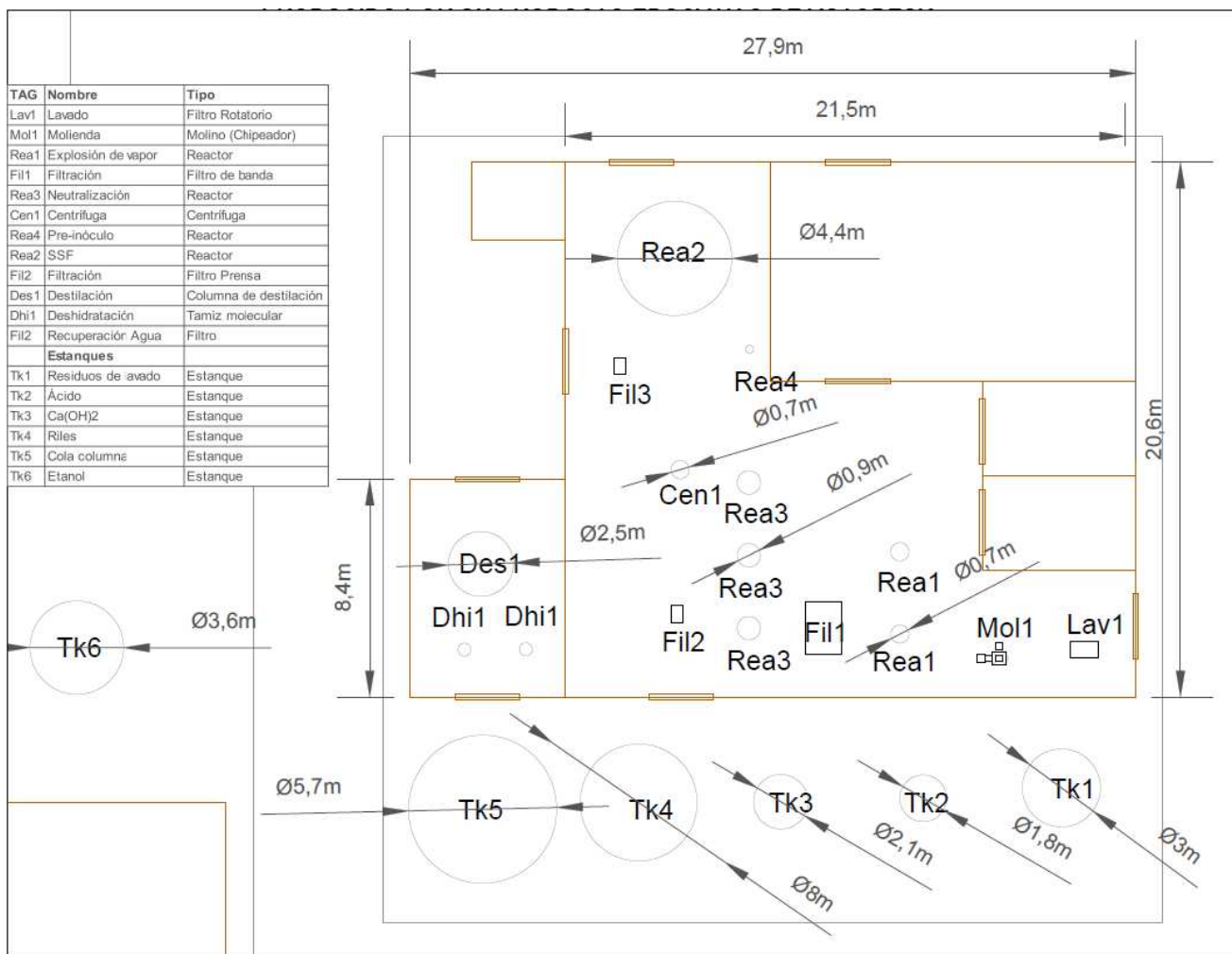


Figura 29: Layout del área de producción

10.11 Anexo 11: Detalle de la inversión

En la Tabla 48 se pueden apreciar los detalles de la inversión para una planta que procesa rastrojos de 700[ha] de maíz. Sin considerar la instalación de equipos y el terreno, el resto de los costos son estimaciones proporcionales al costo de los equipos^[66].

Tabla 48: Detalle de la inversión

Total costos directos	\$	4.420.111
Equipos	\$	1.530.819
Instalación	\$	597.020
Instrumentación	\$	199.007
Piping	\$	474.554
Instalación eléctrica	\$	153.082
Construcción	\$	443.938
Mejoras de terreno	\$	153.082
Servicios	\$	841.951
Terreno	\$	26.660
Costos indirectos	\$	1.010.341
Ingeniería y supervisión	\$	489.862
Gastos de construcción	\$	520.479
Contratista	\$	275.547
Contingencia	\$	551.095
Inversión	\$	6.257.094

10.12 Anexo 12: Parque Vehicular VI Región

En la Tabla 49 se muestra el parque vehicular de transporte colectivo en la Región de O'Higgins:

Tabla 49: Locomoción colectiva

Comuna	Taxi básico	Taxi colectivo	Taxi turismo	Total
Rancagua	36	2.198	108	2.342
Codegua	3	63	-	66
Coinco	-	37	-	37
Coltauco	7	53	2	62
Doñihue	10	31	2	43
Graneros	28	127	18	173
Las Cabras	11	26	16	53
Machalí	-	189	-	189
Malloa	-	27	-	27
Mostazal	24	92	2	118
Olivar	1	47	3	51
Peumo	4	1	-	5
Pichidegua	1	26	1	28
Quinta de Tilcoco	31	83	-	114
Rengo	5	338	-	343
Requínoa	10	94	1	105
San Vicente	17	166	11	194
Provincia Cachapoal	188	3.598	164	3.950
Provincia Cardenal Caro	64	80	16	160
Provincia Colchagua	64	816	80	960
<u>Total VI Región</u>	<u>316</u>	<u>4.494</u>	<u>260</u>	<u>5.070</u>

10.13 Anexo 13: Detalle de consumo de energía por equipo

A continuación se presentan los detalles del consumo energético de cada equipo involucrados en el proceso principal (Tabla 50), de la levadura (Tabla 51), de la lignina (Tabla 52) y del xilitol (Tabla 53).

Tabla 50: Consumo energético de equipos del proceso principal

TAG	Nombre	Tipo	Consumo energético [kW]	cantidad
Lav1	Lavado	Filtro Rotatorio	0,30	1
Mol1	Molienda	Molino (Chipeador)	9,00	1
Rea1	Explosión de vapor	Reactor	1,61	2
Fil1	Filtración	Filtro de banda	0,50	1
Rea3	Neutralización	Reactor	67,97	3
Cen1	Centrífuga	Centrífuga	5,50	1
Rea4	Pre-inóculo	Reactor		1
Rea2	SSF	Reactor	13,54	1
Fil2	Filtración	Filtro Prensa	1,00	1
Des1	Destilación	Columna de destilación	41,92	1
Dhi1	Deshidratación	Tamiz molecular		2
Fil2	Recuperación Agua	Filtro	1,00	1
	Total		279.9	

Tabla 51: Consumo energético de equipos del proceso de la levadura

TAG	Nombre	Tipo	Consumo energético [kW]	cantidad
LSec1	Secador	Secador de Rodillos	4	1
LMol1	Molino	Molino de disco	5,5	1
	Total		9,5	

Tabla 52: Consumo energético de equipos del proceso de la lignina

TAG	Nombre	Tipo	Consumo energético [kW]	cantidad
LgFil1	Filtro	Filtro de membrana		1
LgRea1	Reactor soda	Reactor	7,6	1
LgRea2	Neutralización	Reactor	0,5	1
LgFil2	Filtro	Filtro de banda	0,50	1
LgSec1	Secado	Secador	10	1
	Total		18,6	

Tabla 53: Consumo energético de equipos del proceso del xilitol

TAG	Nombre	Tipo	Consumo energético [kW]	cantidad
XSec1	Secado	Secador spray	1.850	1

10.14 Anexo 14: Distribución estaciones de servicio

En la Figura 30 se puede observar la cantidad de estaciones de servicio por comuna^[67] dentro de la provincia del Cachapoal. En la Figura 31 se señalan las ubicaciones de las estaciones de servicio (en rojo) más cercanas a la planta (azul)^[67].



Figura 30: Estaciones de servicio por comuna



Figura 31: Distribución de las estaciones de servicio más cercanas a la planta

10.15 Anexo 15: Organigrama de la Biorrefinería y número de trabajadores

De acuerdo al organigrama (Figura 32) la cantidad de trabajadores por actividad y el sueldo correspondiente se muestra en la Tabla 54.

Tabla 54: Sueldo Mensual de los trabajadores [CL\$]

Cargos	Cantidad	Sueldo [CL\$/mes]	Total [CL\$/mes]	Total Anual [US\$]
Gerente General	1	\$3.000.000	\$3.000.000	\$51.136
Gerente de Administración	1	\$1.800.000	\$1.800.000	\$30.682
Jefe de Producción	1	\$1.200.000	\$1.200.000	\$20.455
Jefe Comercial y Finanzas	1	\$900.000	\$900.000	\$15.341
Jefe planta	1	\$900.000	\$900.000	\$15.341
Jefe Laboratorio	1	\$900.000	\$900.000	\$15.341
Jefe mantención	1	\$700.000	\$700.000	\$11.932
Jefe bodega	1	\$650.000	\$650.000	\$11.080
Jefe RR.HH.	1	\$700.000	\$700.000	\$11.932
Analistas laboratorio	1	\$550.000	\$550.000	\$9.375
Auxiliar laboratorio	1	\$500.000	\$500.000	\$8.523
Técnico mantención	3	\$550.000	\$1.650.000	\$ 28.125
Supervisor	3	\$500.000	\$1.500.000	\$25.568
Prevencionistas	2	\$450.000	\$900.000	\$15.341
Operario Bodega	4	\$500.000	\$2.000.000	\$34.091
Operarios planta	5	\$450.000	\$2.250.000	\$38.352
TOTAL TRABAJADORES	28		\$20.100.000	\$342.614

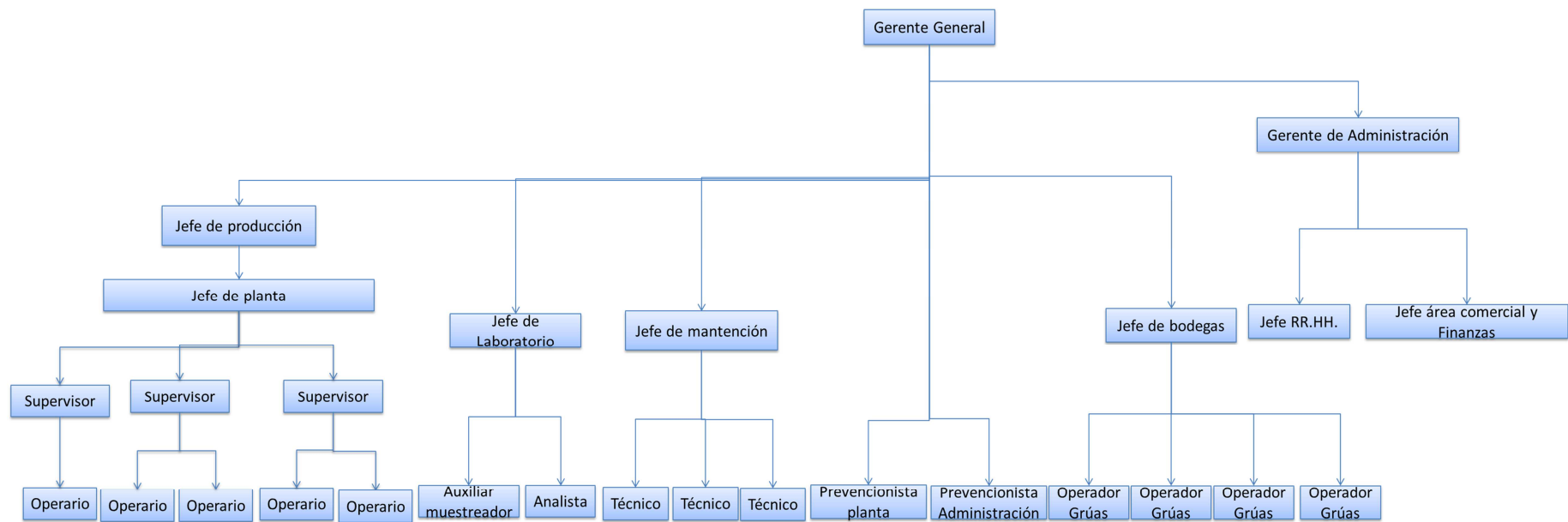


Figura 32: Organigrama de la planta

10.16 Anexo 16: Flujo de caja

Para la inversión y capital de trabajo se utilizó en la mayoría de los ítems una estimación proporcional al costo de instalación de los equipos^[55] (ver tabla Tabla 55).

Tabla 55: Inversión y Capital de trabajo

Ítem	Relación Item/Equipo	Costo
<u>Costos Directos(CD)</u>		
Equipos	100%	\$1.530.819
Instalación	39%	\$597.019
Instrumentación	13%	\$199.006
Piping	31%	\$474.553
Instalación Eléctrica	10%	\$153.081
Construcción	29%	\$443.937
Mejoras de terreno	10%	\$153.081
Servicios	55%	\$841.950
Terreno		\$26.659
<i>Total costos directos</i>		\$4.420.111
<u>Costos Indirectos (CI)</u>		
Ingeniería y Supervisión	32 %	\$489.862
gastos de construcción	34 %	\$520.479
CD+CI		\$5.430.452
Contratista	18 %	\$275.547
Contingencia	36 %	\$551.095
Inversión		\$6.257.094
Capital de trabajo	74 %	\$1.132.806
TOTAL		\$7.389.900

Se consideró que los activos se deprecian linealmente (ver Tabla 56).

Tabla 56: Depreciación

TAG	Nombre	Activo	Vida Útil [años]	Depreciación
Lav1	Lavado	Filtro Rotatorio	8	\$ 13.675
Mol1	Molienda	Molino (Chipeador)	8	\$ 675
Rea1	Explosión de vapor	Reactor	10	\$ 37.420
Fil1	Filtración	Filtro de banda	15	\$ 22.373
Rea3	Neutralización	Reactor	10	\$ 1.477
Cen1	Centrífuga	Centrífuga	15	\$ 11.600

Rea4	Pre-inóculo	Reactor	10	\$ 85
Rea2	SSF	Reactor	10	\$ 24.580
Fil2	Filtración	Filtro Prensa	15	\$ 1.200
Des1	Destilación	Columna de destilación	15	\$ 3.333
Dhi1	Deshidratación	Tamiz molecular	15	\$ 213
Tk1	Residuos de lavado	Estanque	10	\$ 1.710
Tk2	Ácido	Estanque	10	\$ 680
Tk3	Ca(OH) ₂	Estanque	10	\$ 1.410
Tk4	Riles	Estanque	10	\$ 4.570
Tk5	Cola columna	Estanque	10	\$ 6.530
Tk6	Etanol	Estanque	10	\$ 3.260
		Construcción	40	\$ 667

Los ingresos corresponden a la venta de etanol (ver Tabla 57).

Tabla 57: Ingresos

	Cantidad	Unidad
Producción anual Etanol	1.579	m ³
Valor	652	cl\$/L
	926,8	US\$/m3
Venta anual	1.463.719	US\$

Se realizó un flujo de caja considerando la inversión (ver Tabla 58) y sin considerarla (ver Tabla 59).

Tabla 58: Flujo de caja (en miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
+ Ventas	\$ -	\$ 732	\$ 878	\$ 1.025	\$ 1.171	\$ 1.317	\$ 1.464	\$ 1.464	\$ 1.464	\$ 1.464	\$ 1.464
- Costos de Operación	\$ -	-\$ 824	-\$ 826	-\$ 836	-\$ 854	-\$ 879	-\$ 908	-\$ 892	-\$ 879	-\$ 869	-\$ 861
+/- ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 302
- Depreciaciones	\$ -	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 121	-\$ 135
- pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ 228	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
= UAI	\$ -	-\$ 228	\$ 145	\$ 53	\$ 181	\$ 303	\$ 421	\$ 436	\$ 449	\$ 473	\$ 769
- impuesto	\$ -	\$ -	\$ 29	\$ 11	\$ 36	\$ 61	\$ 84	\$ 87	\$ 90	\$ 95	\$ 154
= UDI	\$ -	-\$ 228	\$ 116	\$ 42	\$ 145	\$ 243	\$ 337	\$ 349	\$ 359	\$ 379	\$ 615
+ Depreciaciones	\$ -	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 121	\$ 135
+/- ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 302
+ pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	-\$ 228	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
= F. Caja Operacional	\$ -	-\$ 92	\$ 24	\$ 178	\$ 280	\$ 378	\$ 472	\$ 485	\$ 495	\$ 500	\$ 449
- Inversión	-\$ 6.257	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 115	\$ -
- IVA inversión	-\$ 1.189	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 22	\$ -
Recup. Iva inversión	\$ -	\$ 1.189	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 22
+ Valor residual	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 616
- Capital de trabajo	-\$ 1.133	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
+ Recup. Cap de trabajo	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 1.133
+ Préstamos	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
- Amortizaciones	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. de Capitales	-\$ 8.579	\$ 1.097	\$ 24	\$ 178	\$ 280	\$ 378	\$ 472	\$ 485	\$ 495	\$ 363	\$ 2.219
Impuesto	20%										
IVA	19%										
Tasa de interés	10%										
VAN	-\$ 4.769,79										
TIR	-5%										

Tabla 59: Flujo de caja sin inversión (en miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
+ Ventas	\$ -	\$ 732	\$ 878	\$ 1.025	\$ 1.171	\$ 1.317	\$ 1.464	\$ 1.464	\$ 1.464	\$ 1.464	\$ 1.464
- Costos de Operación	\$ -	-\$ 824	-\$ 826	-\$ 836	-\$ 854	-\$ 879	-\$ 908	-\$ 892	-\$ 879	-\$ 869	-\$ 861
+/- ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 302
- Depreciaciones	\$ -	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 135	-\$ 121	-\$ 135
- Pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ 228	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
= UAI	\$ -	-\$ 228	\$ 145	\$ 53	\$ 181	\$ 303	\$ 421	\$ 436	\$ 449	\$ 473	\$ 769
- impuesto	\$ -	\$ -	\$ 29	\$ 11	\$ 36	\$ 61	\$ 84	\$ 87	\$ 90	\$ 95	\$ 154
= UDI	\$ -	-\$ 228	\$ 116	\$ 42	\$ 145	\$ 243	\$ 337	\$ 349	\$ 359	\$ 379	\$ 615
+ Depreciaciones	\$ -	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 135	\$ 121	\$ 135
+/- ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 302
+ Pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	-\$ 228	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
= F. Caja Operacional	\$ -	-\$ 92	\$ 24	\$ 178	\$ 280	\$ 378	\$ 472	\$ 485	\$ 495	\$ 500	\$ 449
- Inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 115	\$ -
- IVA inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 22	\$ -
Recup. Iva inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 22
+ Valor residual	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 616
- Capital de trabajo	-\$ 1.133	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
+ Recup. Cap de trabajo	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 1.133
+ Préstamos	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
- Amortizaciones	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. de Capitales	-\$ 1.133	-\$ 92	\$ 24	\$ 178	\$ 280	\$ 378	\$ 472	\$ 485	\$ 495	\$ 363	\$ 2.219
Impuesto	20%										
IVA	19%										
Tasa de interés	10%										
VAN	\$ 1.016,73										
TIR	20%										

10.17 Anexo 17: Flujos de caja para los co-productos

Para estudiar la rentabilidad de los co-productos, se construyó el flujo de caja para cada uno, a un horizonte de 10 años.

- Levadura (Tabla 60): a una tasa de descuento del 10% anual, se obtuvo un VAN de –US\$41.338, con una TIR de un 9%.
- Lignina (Tabla 61): a una tasa de descuento del 10% anual, se obtuvo un VAN de –US\$447.979, con una TIR de un 0,1%.
- Ceniza y energía (Tabla 62): a una tasa de descuento de un 10% anual, se obtuvo un VAN es US\$1.162.270, con una TIR de un 57%
- La planta de lignina integrada (Tabla 63): a una tasa de descuento del 10% anual, se obtuvo un VAN de -US\$278.898, con una TIR de un 6%.
- Xilitol (Tabla 64): a una tasa de descuento del 10% anual, se obtuvo un VAN de US\$699.798, con una TIR de un 53%.
- Planta integrada (Tabla 65): a una tasa de descuento del 10% anual, se obtuvo un VAN de -US\$ 4.348.382, con una TIR de un 0,2%.
- Planta integrada con 100% de financiamiento (Tabla 66): a una tasa de descuento del 10% anual, se obtuvo un VAN de US\$ 3.365.037, con una TIR de un 37%.

Tabla 60: Flujo de caja para el proceso de la levadura (Miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	\$-	\$101	\$121	\$141	\$161	\$181	\$202	\$202	\$202	\$202	\$202
Costos de Operación	\$-	-\$16	-\$20	-\$21	-\$21	-\$22	-\$23	-\$24	-\$24	-\$24	-\$24
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$11
Depreciaciones	\$-	-\$11	-\$11	-\$11	-\$11	-\$11	-\$11	-\$11	-\$11	-\$11	-\$11
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
UAI	\$-	\$73	\$90	\$109	\$129	\$148	\$167	\$167	\$167	\$167	\$178
impuesto	\$-	\$15	\$18	\$22	\$26	\$30	\$33	\$33	\$33	\$33	\$36
UDI	\$-	\$59	\$72	\$87	\$103	\$118	\$134	\$133	\$133	\$133	\$142
Depreciaciones	\$-	\$11	\$11	\$11	\$11	\$11	\$11	\$11	\$11	\$11	\$11
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	-\$11
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. Caja Operacional	\$-	\$70	\$83	\$99	\$114	\$130	\$145	\$144	\$144	\$144	\$142
Inversión	-\$688	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
IVA inversión	-\$131	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Iva inversión	\$-	\$131	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Valor residual	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$67
Capital de trabajo	-\$123	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Cap de trabajo	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$123
Préstamos	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Amortizaciones	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. de Capitales	-\$942	\$201	\$83	\$99	\$114	\$130	\$145	\$144	\$144	\$144	\$332

Tabla 61: Flujo de caja para el proceso de la lignina (Miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	\$-	\$138	\$166	\$194	\$221	\$249	\$277	\$277	\$277	\$277	\$277
Costos de Operación	\$-	-\$24	-\$96	-\$110	-\$124	-\$139	-\$153	-\$167	-\$167	-\$167	-\$167
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$15
Depreciaciones	\$-	-\$2	-\$2	-\$2	-\$2	-\$2	-\$2	-\$2	-\$2	-\$2	-\$2
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
UAI	\$-	\$113	\$69	\$82	\$95	\$109	\$122	\$108	\$108	\$108	\$122
impuesto	\$-	\$23	\$14	\$16	\$19	\$22	\$24	\$22	\$22	\$22	\$24
UDI	\$-	\$90	\$55	\$66	\$76	\$ 87	\$98	\$86	\$86	\$86	\$98
Depreciaciones	\$-	\$2	\$2	\$2	\$2	\$2	\$2	\$2	\$2	\$2	\$2
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	-\$15
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. Caja Operacional	\$-	\$92	\$57	\$67	\$78	\$89	\$99	\$88	\$88	\$88	\$85
Inversión	-\$913	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
IVA inversión	-\$173	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Iva inversión	\$-	\$173	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Valor residual	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$88
Capital de trabajo	-\$164	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Cap de trabajo	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$164
Préstamos	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Amortizaciones	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. de Capitales	-\$1.250	\$265	\$57	\$67	\$78	\$89	\$99	\$88	\$88	\$88	\$337

Tabla 62: Flujo de caja para el proceso de combustión de la lignina (Miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	\$-	\$185	\$222	\$259	\$297	\$334	\$371	\$371	\$371	\$371	\$371
Costos de Operación	\$-	-\$15	-\$15	-\$15	-\$15	-\$15	-\$15	-\$15	-\$15	-\$15	-\$15
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	-\$7
Depreciaciones	\$-	-\$12	-\$12	-\$12	-\$12	-\$12	-\$12	\$-	-\$12	-\$12	-\$12
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
UAI	\$-	\$158	\$195	\$232	\$269	\$306	\$343	\$355	\$343	\$343	\$336
impuesto	\$-	\$32	\$39	\$46	\$54	\$61	\$69	\$71	\$69	\$69	\$67
UDI	\$-	\$126	\$156	\$186	\$215	\$245	\$275	\$284	\$275	\$275	\$269
Depreciaciones	\$-	\$12	\$12	\$12	\$12	\$12	\$12	\$12	\$12	\$12	\$12
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$7
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. Caja Operacional	\$-	\$138	\$168	\$198	\$227	\$257	\$287	\$284	\$287	\$287	\$288
Inversión	-\$297	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	-\$72	\$-	\$-	\$-	\$-
IVA inversión	-\$56	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	-\$14	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Iva inversión	\$-	\$56	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$14	\$-	\$-	\$-
Valor residual	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$29
Capital de trabajo	-\$53	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Cap de trabajo	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$53
Préstamos	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Amortizaciones	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. de Capitales	-\$407	\$195	\$168	\$198	\$227	\$257	\$201	\$298	\$287	\$287	\$370

Tabla 63: Flujo de caja para la planta de lignina integrada (Miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	\$ -	\$ 216	\$ 259	\$ 302	\$ 346	\$ 389	\$ 432	\$ 432	\$ 432	\$ 432	\$ 432
Costos de Operación	\$ -	-\$ 39	-\$ 111	-\$ 125	-\$ 140	-\$ 154	-\$ 168	-\$ 183	-\$ 183	-\$ 183	-\$ 183
ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 8
Depreciaciones	\$ -	-\$ 14	-\$ 14	-\$ 14	-\$ 14	-\$ 14	-\$ 14	-\$ 2	-\$ 14	-\$ 14	-\$ 14
pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
UAI	\$ -	\$ 163	\$ 134	\$ 163	\$ 192	\$ 221	\$ 250	\$ 247	\$ 235	\$ 235	\$ 243
impuesto	\$ -	\$ 33	\$ 27	\$ 33	\$ 38	\$ 44	\$ 50	\$ 49	\$ 47	\$ 47	\$ 49
UDI	\$ -	\$ 130	\$ 108	\$ 131	\$ 154	\$ 177	\$ 200	\$ 198	\$ 188	\$ 188	\$ 194
Depreciaciones	\$ -	\$ 14	\$ 14	\$ 14	\$ 14	\$ 14	\$ 14	\$ 2	\$ 14	\$ 14	\$ 14
ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 8
pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. Caja Operacional	\$ -	\$ 144	\$ 121	\$ 144	\$ 168	\$ 191	\$ 214	\$ 200	\$ 202	\$ 202	\$ 201
Inversión	-\$ 1.210	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 72	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
IVA inversión	-\$ 230	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 14	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Recup. Iva inversión	\$ -	\$ 230	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 14	\$ -	\$ -	\$ -
Valor residual	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 117
Capital de trabajo	-\$ 217	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Recup. Cap de trabajo	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 217
Préstamos	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Amortizaciones	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. de Capitales	-\$ 1.657	\$ 374	\$ 121	\$ 144	\$ 168	\$ 191	\$ 128	\$ 214	\$ 202	\$ 202	\$ 535

Tabla 64: Flujo de caja para el proceso del Xilitol (Miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	\$-	\$808	\$969	\$1.131	\$1.292	\$1.454	\$1.615	\$1.615	\$1.615	\$1.615	\$1.615
Costos de Operación	\$-	-\$695	-\$831	-\$967	-\$1.103	-\$1.238	-\$1.374	-\$1.374	-\$1.374	-\$1.374	-\$1.374
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$3
Depreciaciones	\$-	-\$3	-\$3	-\$3	-\$3	-\$3	-\$3	-\$3	-\$3	-\$3	-\$3
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
UAI	\$-	\$110	\$135	\$161	\$187	\$212	\$238	\$238	\$238	\$238	\$241
impuesto	\$-	\$22	\$27	\$32	\$37	\$42	\$48	\$48	\$48	\$48	\$48
UDI	\$-	\$88	\$108	\$129	\$149	\$170	\$190	\$190	\$190	\$190	\$193
Depreciaciones	\$-	\$3	\$3	\$3	\$3	\$3	\$3	\$3	\$3	\$3	\$3
ganancias/pérdidas de capital	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	-\$3
pérdidas ej. Anterior	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. Caja Operacional	\$-	\$91	\$111	\$132	\$152	\$173	\$193	\$193	\$193	\$193	\$193
Inversión	-\$186	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
IVA inversión	-\$35	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Iva inversión	\$-	\$35	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Valor residual	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$18
Capital de trabajo	-\$33	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Recup. Cap de trabajo	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$33
Préstamos	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Amortizaciones	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
F. de Capitales	-\$254	\$126	\$111	\$132	\$152	\$173	\$193	\$193	\$193	\$193	\$244

Tabla 65: Flujo de caja de todas las plantas integradas (Miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	\$ -	\$ 1.856	\$ 2.227	\$ 2.599	\$ 2.970	\$ 3.341	\$ 3.712	\$ 3.712	\$ 3.712	\$ 3.712	\$ 3.712
Costos de Operación	\$ -	-\$ 1.574	-\$ 1.787	-\$ 1.949	-\$ 2.118	-\$ 2.293	-\$ 2.473	-\$ 2.472	-\$ 2.460	-\$ 2.450	-\$ 2.442
ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 323
Depreciaciones	\$ -	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 151	-\$ 163	-\$ 149	-\$ 163
pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
UAI	\$ -	\$ 118	\$ 277	\$ 486	\$ 688	\$ 885	\$ 1.076	\$ 1.088	\$ 1.089	\$ 1.114	\$ 1.431
impuesto	\$ -	\$ 24	\$ 55	\$ 97	\$ 138	\$ 177	\$ 215	\$ 218	\$ 218	\$ 223	\$ 286
UDI	\$ -	\$ 95	\$ 222	\$ 389	\$ 551	\$ 708	\$ 861	\$ 871	\$ 871	\$ 891	\$ 1.145
Depreciaciones	\$ -	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 151	\$ 163	\$ 149	\$ 163
ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 323
pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. Caja Operacional	\$ -	\$ 258	\$ 385	\$ 553	\$ 714	\$ 871	\$ 1.024	\$ 1.022	\$ 1.035	\$ 1.040	\$ 985
Inversión	-\$ 8.341	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 72	\$ -	\$ -	-\$ 115	\$ -
IVA inversión	-\$ 1.585	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 14	\$ -	\$ -	-\$ 22	\$ -
Recup. Iva inversión	\$ -	\$ 1.585	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 14	\$ -	\$ -	\$ 22
Valor residual	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 818
Capital de trabajo	-\$ 1.506	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Recup. Cap de trabajo	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 1.506
Préstamos	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Amortizaciones	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. de Capitales	-\$ 11.432	\$ 1.843	\$ 385	\$ 553	\$ 714	\$ 871	\$ 938	\$ 1.036	\$ 1.035	\$ 903	\$ 3.330

Tabla 66: Flujo de caja de todas las plantas integradas sin inversión (Miles de US\$)

Capacidad de la planta	0%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%
año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	\$ -	\$ 1.856	\$ 2.227	\$ 2.599	\$ 2.970	\$ 3.341	\$ 3.712	\$ 3.712	\$ 3.712	\$ 3.712	\$ 3.712
Costos de Operación	\$ -	-\$ 1.574	-\$ 1.787	-\$ 1.949	-\$ 2.118	-\$ 2.293	-\$ 2.473	-\$ 2.472	-\$ 2.460	-\$ 2.450	-\$ 2.442
ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 323
Depreciaciones	\$ -	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 163	-\$ 151	-\$ 163	-\$ 149	-\$ 163
pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
UAI	\$ -	\$ 118	\$ 277	\$ 486	\$ 688	\$ 885	\$ 1.076	\$ 1.088	\$ 1.089	\$ 1.114	\$ 1.431
impuesto	\$ -	\$ 24	\$ 55	\$ 97	\$ 138	\$ 177	\$ 215	\$ 218	\$ 218	\$ 223	\$ 286
UDI	\$ -	\$ 95	\$ 222	\$ 389	\$ 551	\$ 708	\$ 861	\$ 871	\$ 871	\$ 891	\$ 1.145
Depreciaciones	\$ -	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 163	\$ 151	\$ 163	\$ 149	\$ 163
ganancias/pérdidas de capital	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 323
pérdidas ej. Anterior	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. Caja Operacional	\$ -	\$ 258	\$ 385	\$ 553	\$ 714	\$ 871	\$ 1.024	\$ 1.022	\$ 1.035	\$ 1.040	\$ 985
Inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 72	\$ -	\$ -	-\$ 115	\$ -
IVA inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 14	\$ -	\$ -	-\$ 22	\$ -
Recup. Iva inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 14	\$ -	\$ -	\$ 22
Valor residual	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 818
Capital de trabajo	-\$ 1.506	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Recup. Cap de trabajo	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 1.506
Préstamos	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Amortizaciones	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
F. de Capitales	-\$ 1.506	\$ 258	\$ 385	\$ 553	\$ 714	\$ 871	\$ 938	\$ 1.036	\$ 1.035	\$ 903	\$ 3.330

10.18 Anexo 18: Cálculos

Se adjunta hoja de cálculo al trabajo de título.