



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

# **ESTUDIO TÉCNICO Y ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL Y COPRODUCTOS DE BIOREFINERÍA A PARTIR DE RESIDUOS FORESTALES EN CHILE**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA  
MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

DIEGO FERNANDO DÍAZ PÉREZ

PROFESORA GUÍA:  
MARÍA ELENA LIENQUEO

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
ORIANA SALAZAR  
FRANCISCO GRACIA

SANTIAGO DE CHILE  
AGOSTO 2011

## Resumen

Los biocombustibles son una alternativa de los combustibles derivados del petróleo. En particular, el bioetanol podría reemplazar en forma parcial el uso de la gasolina, sin modificaciones de los motores, con la ventaja de ser renovable y tener un menor impacto ambiental.

El proceso de producción de bioetanol a partir de residuos forestales comienza con un pretratamiento de la materia prima mediante diversos métodos que permiten incrementar la eficiencia de la etapa de hidrólisis de la celulosa. A su vez, esta hidrólisis permite obtener glucosa que es fermentable por microorganismos como la levadura *Saccharomyces cerevisiae*. Como producto de la fermentación se obtiene el etanol, el cual luego debe ser llevado a una pureza del 99,5%. Por otro lado, a partir de corrientes secundarias del proceso se pueden obtener subproductos, lo que se conoce como biorefinería, o también se pueden utilizar para generar energía térmica y eléctrica, lo que se conoce como cogeneración.

En el presente trabajo se evaluaron técnica y económicamente diversas alternativas de producción de bioetanol a partir de residuos forestales, variando el pretratamiento de la biomasa y los coproductos obtenidos, con el objetivo de determinar aquella alternativa con mayor potencial económico. Los pretratamientos considerados fueron: explosión a vapor, organosolv y líquidos iónicos, y los coproductos: energía mediante cogeneración y productos de biorefinería (lignina, levadura y xilitol), considerando toda las combinaciones posibles entre éstos. El estudio consistió en diseñar el proceso correspondiente, realizar los balances de masa y energía y luego integración energética, dimensionar los equipos, confeccionar el *layout*, estimar los costos de capital y de operación y los ingresos, construir el flujo de caja, obtener los indicadores financieros, y realizar un análisis de sensibilidad respecto de los parámetros críticos, para cada una de las alternativas consideradas.

A partir del estudio realizado se determinó que la alternativa con mayor potencial en términos de los indicadores financieros obtenidos es aquella con pretratamiento de explosión a vapor y obtención de coproductos de biorefinería. En este caso se obtuvo un VAN de 50,9 [MMUS\$], una TIR del 19,3%, un ROI del 29% y un PRI de 6 años, considerando un procesamiento de 1.200 ton de residuos y una obtención de 240 m<sup>3</sup> de bioetanol al día.

Adicionalmente, se concluyó que en las condiciones actuales la explosión a vapor es preferible en términos de rentabilidad sobre el organosolv, y éste sobre el pretratamiento con líquidos iónicos (que resultó ser no rentable), mientras que la biorefinería es preferible sobre la cogeneración. Sin embargo, se plantea que existen potenciales escenarios futuros en que esta

situación podría cambiar, dado que las técnicas de organosolv y particularmente líquidos iónicos pueden ser mejoradas y el precio de los insumos requeridos puede disminuir.

Finalmente, dado que se determinó que el proceso con explosión a vapor y biorefinería es rentable y aquel con mayor potencial económico en la actualidad, se recomienda continuar a un estudio de prefactibilidad sobre dicha alternativa para la producción de bioetanol a partir de residuos forestales en Chile.

## **Agradecimientos**

*Al término de esta etapa fundamental, quiero agradecer a las personas que me acompañaron durante estos importantes años de mi vida:*

*A mis padres Carlos y Flor que me han dado su apoyo incondicional no sólo en esta etapa, sino durante toda mi vida, además de entregarme las herramientas para lograr mis objetivos. A mi hermano Daniel, que me ha acompañado siempre y que ha sido mi amigo y con quien he compartido grandes alegrías. A mi hermana Susan, que a la distancia sé que me ha enviado los mejores deseos. Gracias familia por todo su apoyo y por estar siempre presentes.*

*A mi polola Bárbara, a quien tuve la suerte de conocer al inicio de mi etapa universitaria y con quien he compartido la vida desde entonces. Gracias por la compañía, el apoyo, los consejos y por toda la alegría que me has dado.*

*A mis amigos con quienes compartí a lo largo de los seis años. Gracias por hacer más ameno el paso de la universidad y por todos los buenos momentos.*

*A los profesores, por todo lo que pude aprender en los distintos cursos. Agradezco especialmente a mi profesora guía María Elena, por el apoyo y la ayuda brindada en el desarrollo de mi memoria.*

*Al Instituto Milenio de Dinámica Celular y Biotecnología (ICDB) por hacer posible el desarrollo de este trabajo.*

*Finalmente, a la Universidad de Chile, por estos años que fueron muy satisfactorios.*

# Índice General

1	Introducción .....	1
1.1	Antecedentes Generales .....	1
1.2	Descripción del Proyecto.....	4
2	Objetivos y Alcances .....	5
2.1	Objetivo General.....	5
2.2	Objetivos Específicos.....	5
2.3	Alcances.....	5
3	Marco Teórico .....	6
3.1	Materia Prima, Producto y Coproductos.....	6
3.1.1	Materia Prima .....	6
3.1.2	Producto .....	9
3.1.3	Coproductos.....	10
3.2	Antecedentes del Proceso .....	12
3.3	Alternativas de Pretratamientos.....	14
3.4	Producción a Escala Industrial .....	17
3.4.1	Producción de Bioetanol en el Mundo .....	17
3.4.2	Producción de Bioetanol de Segunda Generación en Estados Unidos.....	17
3.5	Resultados de Estudios Previos en Chile .....	18
3.6	Definición de Parámetros Relevantes .....	19
4	Metodología .....	21
4.1	Información Bibliográfica .....	21
4.2	Diseño del Proceso y Diagramas .....	21
4.3	Balance de Masa y Energía .....	21
4.4	Dimensionamiento de Equipos y Layout .....	21
4.5	Estimación de Costos de Capital y Operación .....	22
4.6	Confección del Flujo de Caja.....	22
4.7	Indicadores Financieros.....	22

4.8	Análisis de Sensibilidad y Financiamiento .....	22
5	Resultados del Estudio Técnico y Económico de las Alternativas .....	23
5.1	Explosión a Vapor y Co-generación (EV y CO) .....	23
5.1.1	Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo.....	23
5.1.2	Balance de Masa y Energía .....	27
5.1.3	Dimensionamiento y Layout .....	28
5.1.4	Estimación de Costos de Capital y Operación.....	31
5.1.5	Flujo de Caja y Parámetros Financieros.....	35
5.1.6	Análisis de Sensibilidad y Financiamiento .....	37
5.2	Explosión a Vapor y Biorefinería (EV y BR) .....	41
5.2.1	Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo.....	41
5.2.2	Balance de Masa y Energía .....	43
5.2.3	Dimensionamiento y Layout .....	44
5.2.4	Estimación de Costos de Capital y Operación.....	46
5.2.5	Flujo de Caja y Parámetros Financieros.....	48
5.2.6	Análisis de Sensibilidad y Financiamiento .....	50
5.3	Organosolv y Co-generación (O y CO).....	53
5.3.1	Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo.....	53
5.3.2	Balance de Masa y Energía .....	55
5.3.3	Dimensionamiento y Layout .....	56
5.3.4	Estimación de Costos de Capital y Operación.....	57
5.3.5	Flujo de Caja y Parámetros Financieros.....	60
5.3.6	Análisis de Sensibilidad.....	62
5.4	Organosolv y Biorefinería (O y BR).....	65
5.4.1	Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo.....	65
5.4.2	Balance de Masa y Energía .....	65
5.4.3	Dimensionamiento y Layout .....	67
5.4.4	Estimación de Costos de Capital y Operación.....	69
5.4.5	Flujo de Caja y Parámetros Financieros.....	71

5.4.6	Análisis de Sensibilidad.....	73
5.5	Líquidos Iónicos y Co-generación (ILs y CO) .....	76
5.5.1	Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo.....	76
5.5.2	Balance de Masa y Energía .....	78
5.5.3	Dimensionamiento y Layout .....	79
5.5.4	Estimación de Costos de Capital y Operación.....	80
5.5.5	Flujo de Caja y Parámetros Financieros.....	82
5.5.6	Análisis de Sensibilidad.....	85
5.6	Líquidos Iónicos y Biorefinería (ILs y BR) .....	88
5.6.1	Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo.....	88
5.6.2	Balance de Masa y Energía .....	88
5.6.3	Dimensionamiento y Layout .....	90
5.6.4	Estimación de Costos de Capital y Operación.....	92
5.6.5	Flujo de Caja y Parámetros Financieros.....	94
5.6.6	Análisis de Sensibilidad.....	96
6	Análisis y Comparación de las Alternativas.....	99
7	Conclusiones.....	105
8	Recomendaciones.....	107
9	Referencias.....	108
10	Anexos.....	115
10.1	<i>Anexo I: “Indicadores Financieros”</i> .....	115
10.2	<i>Anexo II: “Parámetros de las Operaciones Principales de cada Alternativa”</i> .....	116
10.3	<i>Anexo III: “Layout de cada Alternativa”</i> .....	120
10.4	<i>Anexo IV: “Material Incluido en CD”</i> .....	133

## Índice de Figuras

Figura 1. Comparación entre los combustibles fósiles y aquellos obtenidos a partir de la biomasa .	2
Figura 2. Composición de la biomasa de residuos forestales y estructura química de sus componentes.....	7
Figura 3. Diagrama de bloques del proceso de producción de bioetanol de segunda generación..	12
Figura 4. Efecto esperado del pretratamiento sobre la biomasa .....	13
Figura 5. Diagrama de flujos del proceso, caso Explosión a Vapor y Cogeneración .....	25
Figura 6. Diagrama de flujos del proceso, caso Explosión a Vapor y Biorefinería .....	42
Figura 7. Diagrama de flujos del proceso, caso Organosolv y Cogeneración.....	54
Figura 8. Diagrama de flujos del proceso, caso Organosolv y Biorefinería .....	66
Figura 9. Diagrama de flujos del proceso, caso Líquidos Iónicos y Cogeneración.....	77
Figura 10. Diagrama de flujos del proceso, caso Líquidos Iónicos y Biorefinería.....	89
Figura 11. Layout de la planta, caso Explosión a Vapor y Cogeneración .....	121
Figura 12. Layout de la planta, caso Explosión a Vapor y Biorefinería .....	123
Figura 13. Layout de la planta, caso Organosolv y Cogeneración .....	125
Figura 14. Layout de la planta, caso Organosolv y Biorefinería .....	127
Figura 15. Layout de la planta, caso Líquidos Iónicos y Cogeneración .....	129
Figura 16. Layout de la planta, caso Líquidos Iónicos y Biorefinería .....	131

## Índice de Tablas

Tabla 1. Composición residuos de <i>Eucalyptus globulus</i> .....	8
Tabla 2. Propiedades del etanol y la gasolina.....	9
Tabla 3. Producción mundial de bioetanol, año 2009 .....	17
Tabla 4. Plantas de producción de bioetanol celulósico en Estados Unidos.....	18
Tabla 5. Resultados principales de estudios previos sobre producción de bioetanol de segunda generación en Chile. ....	19
Tabla 6. Flujo de los compuestos más relevantes, caso EV y CO.....	27
Tabla 7. Balance de energía, caso EV y CO. ....	28
Tabla 8. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso EV y CO. ....	29
Tabla 9. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso EV y CO. ....	30
Tabla 10. Costo de los equipos del proceso, caso EV y CO.....	31
Tabla 11. Costo de los tanques de almacenamiento, caso EV y CO. ....	32
Tabla 12. Otros costos directos de instalación, caso EV y CO. ....	33
Tabla 13. Costos indirectos del proyecto, caso EV y CO. ....	33
Tabla 14. Estructura de sueldos del personal.....	34
Tabla 15. Otros costos fijos del proyecto, caso EV y CO. ....	34
Tabla 16. Costos variables del proceso, caso EV y CO. ....	35
Tabla 17. Ingresos del proyecto, caso EV y CO. ....	35
Tabla 18. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso EV y CO .....	36
Tabla 19. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso EV y CO.....	37
Tabla 20. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso EV y CO. ....	40
Tabla 21. Flujo de los compuestos más relevantes, caso EV y BR. ....	44
Tabla 22. Balance de energía, caso EV y BR. ....	44
Tabla 23. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso EV y BR. ....	45
Tabla 24. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso EV y BR. ....	45
Tabla 25. Costo de los equipos del proceso, caso EV y BR.....	46
Tabla 26. Costo de los tanques de almacenamiento, caso EV y BR. ....	47
Tabla 27. Costos variables del proceso, caso EV y BR. ....	48
Tabla 28. Ingresos del proyecto, caso EV y BR. ....	48
Tabla 29. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso EV y BR .....	49
Tabla 30. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso EV y BR. ....	50

Tabla 31. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso EV y BR.....	52
Tabla 32. Flujos de los compuestos más relevantes, caso O y CO.....	55
Tabla 33. Balance de energía, caso O y CO.....	56
Tabla 34. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso O y CO.....	57
Tabla 35. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso O y CO.....	57
Tabla 36. Costo de los equipos del proceso, caso O y CO.....	58
Tabla 37. Costo de los tanques de almacenamiento, caso O y CO.....	58
Tabla 38. Costos variables del proceso, caso O y CO.....	59
Tabla 39. Ingresos del proyecto, caso O y CO.....	60
Tabla 40. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso O y CO.....	60
Tabla 41. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso O y CO.....	61
Tabla 42. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso O y CO.....	64
Tabla 43. Flujos de los compuestos más relevantes, caso O y BR.....	65
Tabla 44. Balance de energía, caso O y BR.....	67
Tabla 45. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso O y BR.....	68
Tabla 46. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso O y BR.....	68
Tabla 47. Costo de los equipos del proceso, caso O y BR.....	69
Tabla 48. Costo de los tanques de almacenamiento, caso O y BR.....	70
Tabla 49. Costos variables del proceso, caso O y BR.....	71
Tabla 50. Ingresos del proyecto, caso O y BR.....	71
Tabla 51. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso O y BR.....	72
Tabla 52. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso O y BR.....	73
Tabla 53. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso O y BR.....	75
Tabla 54. Flujos de los compuestos más relevantes, caso ILs y CO.....	78
Tabla 55. Balance de energía, caso ILs y CO.....	79
Tabla 56. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso ILs y CO.....	80
Tabla 57. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso ILs y CO.....	80
Tabla 58. Costo de los equipos del proceso, caso ILs y CO.....	81
Tabla 59. Costo de los tanques de almacenamiento, caso ILs y CO.....	81
Tabla 60. Costos variables del proceso, caso ILs y CO.....	82
Tabla 61. Ingresos del proyecto, caso ILs y CO.....	83
Tabla 62. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso ILs y CO.....	83

Tabla 63. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso ILS y CO .....	84
Tabla 64. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso ILS y CO. ....	87
Tabla 65. Flujos de los compuestos más relevantes, caso ILS y BR.....	88
Tabla 66. Balance energético, caso ILS y BR. ....	90
Tabla 67. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso ILS y BR. ....	91
Tabla 68. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso ILS y BR. ....	91
Tabla 69. Costo de los equipos del proceso, caso ILS y BR.....	92
Tabla 70. Costo de los tanques de almacenamiento, caso ILS y BR. ....	93
Tabla 71. Costos variables del proceso, caso ILS y BR. ....	94
Tabla 72. Ingresos del proyecto, caso ILS y BR. ....	94
Tabla 73. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso ILS y BR .....	95
Tabla 74. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso ILS y BR. ....	96
Tabla 75. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso ILS y BR.....	98
Tabla 76. Principales resultados obtenidos para cada alternativa evaluada. ....	99
Tabla 77. Parámetros de las operaciones principales, caso Explosión a Vapor. ....	117
Tabla 78. Parámetros de las operaciones principales, caso Organosolv.....	118
Tabla 79. Parámetros de las operaciones principales, caso Líquidos Iónicos. ....	119

## Índice de Gráficos

Gráfico 1. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso EV y CO. ....	38
Gráfico 2. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso EV y BR.....	51
Gráfico 3. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso O y CO.....	62
Gráfico 4. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso O y BR. ....	74
Gráfico 5. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso ILS y CO. ....	85
Gráfico 6. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso ILS y BR. ....	97

## Nomenclatura y Abreviaciones

- VAN: Valor Actual Neto
- TIR: Tasa Interna de Retorno
- ROI: Retorno de la Inversión
- PRI: Período de Recuperación de la Inversión
- EV y BR: Explosión a Vapor y Biorefinería
- EV y CO: Explosión a Vapor y Cogeneración
- O y BR: Organosolv y Biorefinería
- O y CO: Organosolv y Cogeneración
- ILs y BR: Líquidos Iónicos y Biorefinería
- ILs y CO: Líquidos Iónicos y Cogeneración
- DDGS: Granos Secos de Destilería con Solubles
- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>: Ácido Sulfúrico
- CO<sub>2</sub>: Dióxido de Carbono
- Ca(OH)<sub>2</sub>: Hidróxido de Calcio
- SSF: Sacarificación y Fermentación Simultáneas
- M\$: Miles de Pesos Chilenos
- US\$: Dólares
- MUS\$: Miles de Dólares
- MMUS\$: Millones de Dólares

# 1 Introducción

## 1.1 Antecedentes Generales

La energía es un factor fundamental en la economía mundial, y en la actualidad, ésta es obtenida en gran parte a partir de combustibles fósiles, derivados del petróleo [1]. Es por esto que las variaciones en los precios de dicho recurso repercuten en forma significativa en el crecimiento económico, sobre todo en países en desarrollo importadores de petróleo, como es el caso de Chile. Considerando el hecho de que este recurso no es renovable, es sabido que su agotamiento sucederá en algunas decenas de años [1], por lo que se puede estimar que su costo irá en incremento a medida que la oferta disminuya por el agotamiento de los yacimientos.

Además de lo anterior, también es conocido el efecto negativo sobre el medio ambiente de los gases generados por la combustión de los derivados del petróleo, los cuales contribuyen al efecto invernadero y a diversos efectos nocivos para la salud y el medioambiente [2].

Es por estas razones que hace años se buscan posibles sustitutos del petróleo como fuente de energía. Entre las características deseadas, dicha fuente debe ser renovable y reducir los impactos ambientales, pero además su explotación y procesamiento debe ser técnicamente factible y económicamente rentable.

Entre las alternativas que se han investigado se encuentra la energía solar, eólica y mareomotriz, y la energía a partir del hidrógeno y de biomasa [1]. Es en esta última que se enfoca el presente trabajo.

A partir de la biomasa se puede obtener, dependiendo de la materia prima y del proceso realizado; biogás, bioetanol, biobutanol, biodiesel, entre otros. Todos estos corresponden a los llamados biocombustibles, que podrían sustituir a los combustibles convencionales como el gas natural, la gasolina y el diesel.

Los biocombustibles se generan a partir de material de origen biológico reciente (en contraposición con los combustibles convencionales, de origen fósil), por lo que constituyen una fuente renovable de energía. Además, reducen el impacto ambiental en diversos aspectos, dependiendo del caso en particular, pero en general, reducen las emisiones de dióxido de carbono por unidad de energía producida, debido a que el CO<sub>2</sub> generado por la combustión es luego absorbido por la materia biológica que será utilizada como materia prima, con lo cual se cierra su ciclo, obteniendo una producción nula o muy baja de dióxido de carbono (ver Figura 1) [3].



**Figura 1. Comparación entre los combustibles fósiles y aquellos obtenidos a partir de la biomasa. Adaptado de [3]. A la izquierda se observa que el ciclo en el caso de los combustibles fósiles está incompleto, puesto que el CO<sub>2</sub> que va a la atmósfera no vuelve al ciclo, y el petróleo tampoco se renueva a partir de alguna fuente. En cambio, a la derecha se observa que los biocombustibles cierran el ciclo, puesto que el CO<sub>2</sub> generado en la combustión es aprovechado por la biomasa, que a su vez se renueva.**

El caso particular de interés para el presente trabajo es el del bioetanol. Este biocombustible se obtiene mediante la fermentación de azúcares, que a su vez se obtienen a partir de material orgánico de diverso origen. Dependiendo de la materia prima se puede clasificar el bioetanol como de primera, segunda o tercera generación. Si dicha materia tiene otros usos relevantes, como es el caso de la caña de azúcar, la remolacha, el maíz y otros alimentos ricos en azúcares o almidón, se clasifica como primera generación. En tanto, si se trata de un recurso considerado como desecho, como es el caso de la materia lignocelulósica de los residuos agrícolas y forestales, se clasifica como segunda generación. Por último, en caso de que la materia prima sean algas no utilizadas como alimento, se trata de tercera generación [4].

La ventaja del bioetanol de primera generación es que al producirse a partir de una fuente directa de azúcar, el proceso es más sencillo y menos costoso. Sin embargo, la gran desventaja es que se compite por el uso de terrenos destinados a la producción de alimentos, lo cual genera un problema a nivel mundial cuando se piensa en producción a gran escala. Por esta y otras razones, el costo de la materia prima requerida es elevado y podría incrementarse en el futuro [5].

Por esta causa comenzó a investigarse la posibilidad de usar fuentes no directas de azúcar o almidón, como la materia lignocelulósica, la cuál es obtenible a partir de residuos forestales o agrícolas, de modo que no se compita por terreno y así evitar el problema de la primera generación. La desventaja es que el azúcar se encuentra en forma de celulosa y hemicelulosa, en

conjunto con lignina, formando una estructura compleja, dura y resistente, de modo que su obtención para la fermentación requiere de un proceso más elaborado y costoso [5].

Pese a lo anterior, se considera que la biomasa lignocelulósica tiene un gran potencial, dada su alta disponibilidad al aprovechar materias consideradas como desechos [6].

El caso de la tercera generación también tiene un alto potencial a futuro, dado que micro y macroalgas tienen una alta disponibilidad en el mar, y además pueden ser cultivadas en tierra, con agua dulce y en bioreactores especiales (fotoreactores) [7].

El presente trabajo se centra en el caso del bioetanol de segunda generación, el cual si bien aún no se ha masificado, ya existen plantas de producción en países como Estados Unidos y Canadá [8].

Un punto crítico en la producción de etanol a partir de desechos lignocelulósicos es el pretratamiento de la biomasa [9]. Para que el azúcar contenido sea fermentable, y así se produzca el bioetanol, es necesario hidrolizar la celulosa y la hemicelulosa en monosacáridos utilizables por las levaduras u otros microorganismos. A su vez, para que las enzimas celulasas puedan realizar la reacción de hidrólisis, las cadenas de celulosa deben ser accesibles. Para ello se requiere del pretratamiento de la materia prima, y existen diversas opciones, como la explosión a vapor, ácido diluido, organosolv, hongos de pudrición blanca, líquidos iónicos, entre otras, las cuales se encuentran en distintas fases de investigación y desarrollo.

Por otro lado, para mejorar la rentabilidad de la producción de bioetanol lignocelulósico se ha postulado la generación de coproductos a partir del proceso. Estos coproductos pueden ser compuestos con valor comercial, en cuyo caso se habla de biorefinería, o bien, puede ser energía térmica y eléctrica generada a partir de la combustión de corrientes secundarias del proceso, en cuyo caso se habla de cogeneración.

La biorefinería hace referencia a la obtención de diversos compuestos con valor comercial a partir del proceso de producción de bioetanol de biomasa lignocelulósica, como lignina, xilitol, levadura, furfural, adhesivos, entre otros [10].

En tanto, la cogeneración consiste en utilizar las corrientes secundarias del proceso para la generación de energía en forma de vapor y electricidad [11]. Esta tecnología permite reducir los costos energéticos de producción, e incluso generar un excedente de energía comercializable.

## 1.2 Descripción del Proyecto

El presente trabajo consiste en la realización de una evaluación técnica y económica de diversas alternativas para la producción de bioetanol a partir de residuos forestales de Eucalipto en Chile, variando el tipo de pretratamiento de la biomasa y los coproductos obtenidos.

Las alternativas de pretratamientos que fueron consideradas son las siguientes: Explosión a vapor catalizada por ácido, Organosolv y Líquidos Iónicos. En tanto, los posibles coproductos evaluados fueron: Co-generación y Biorefinería (xilitol, levadura y lignina).

Las alternativas fueron generadas por combinación entre estas posibilidades, de modo que son las siguientes 6:

- Explosión a vapor catalizada por ácido y Co-generación
- Explosión a vapor catalizada por ácido y Biorefinería
- Organosolv y Co-generación
- Organosolv y Biorefinería
- Líquidos Iónicos y Co-generación
- Líquidos Iónicos y Biorefinería

Los distintos coproductos y pretratamientos se describen en los capítulos 3.1 y 3.3, respectivamente.

Para cada una de las posibilidades consideradas se realizó el diseño técnico del proyecto y la evaluación económica correspondiente. El diseño técnico considera el proceso, balances de masa y energía (con integración energética), dimensionamiento de equipos y confección del plano de la planta. En tanto, la evaluación económica considera la determinación de los costos de capital y de operación, la confección del flujo de caja correspondiente, la obtención de los indicadores financieros, el análisis de sensibilidad respecto a los parámetros más significativos, y las formas de financiamiento.

Finalmente se utilizaron los indicadores financieros: Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR), Retorno de la Inversión (ROI) y Período de Recuperación de la Inversión (PRI) para determinar cuál de las alternativas consideradas tiene mayor potencial económico para ser desarrollada como proyecto para la producción de bioetanol de segunda generación a partir de residuos forestales en Chile.

## **2 Objetivos y Alcances**

### **2.1 Objetivo General**

Comparar técnica y económicamente seis alternativas de producción de bioetanol a partir de residuos forestales en Chile, variando el pretratamiento (explosión a vapor, organosolv y líquidos iónicos) y los coproductos (cogeneración y biorefinería).

### **2.2 Objetivos Específicos**

- Realizar el diseño conceptual de cada alternativa y analizar su factibilidad técnica.
- Evaluar económicamente cada una de las alternativas, obtener sus indicadores financieros (VAN, TIR, ROI y PRI) y realizar un análisis de sensibilidad.

### **2.3 Alcances**

- La evaluación a realizar corresponde a un nivel conceptual, lo cual quiere decir que puede conllevar un error de un 30 a un 40% en las estimaciones. Es por esta razón que los resultados sólo reflejan potencialidad económica de cada alternativa, no son resultados resolutorios. El objetivo es permitir una comparación y análisis de las posibilidades, pero para obtener resultados más precisos para la realización de un proyecto se requiere un estudio de prefactibilidad y de factibilidad. Esta es una limitación intrínseca de la metodología a implementar, debido a la disponibilidad de tiempo y recursos.
- Se considerarán 6 alternativas para la producción de bioetanol, pese a que existe un mayor número de ellas. Esto también guarda relación directa con el recurso tiempo, razón por la que se realizó una selección previa de las posibilidades que presentaron mayor interés.
- El análisis no contempla la evaluación del impacto ambiental de cada proyecto, ni de las diversas externalidades que puedan generarse a partir de ellos.
- Para todos los casos se considerará como materia prima residuos de *Eucalyptus globulus*.

## 3 Marco Teórico

### 3.1 Materia Prima, Producto y Coproductos

#### 3.1.1 Materia Prima

El bioetanol de segunda generación se obtiene a partir de biomasa considerada como desecho, como es el caso de la materia lignocelulósica proveniente de residuos agrícolas o de residuos forestales. En el presente trabajo se evaluarán distintas alternativas de producción, pero en todos los casos se considerará como materia prima los residuos forestales.

##### 3.1.1.1 *Materia Lignocelulósica*

La materia lignocelulósica está compuesta fundamentalmente por celulosa, hemicelulosa y lignina, tal como se muestra en la Figura 2. Luego, es importante señalar las características de cada uno de estos compuestos [6]:

- Celulosa  $(C_6H_{10}O_5)_x$ : Las fibras de celulosa le otorgan dureza y resistencia a la materia lignocelulósica, y representan entre el 38 y el 50% en peso de la misma. Es un homopolisacárido, compuesto por unidades de  $\beta$  – D – glucopiranosas unidas por enlaces (1→4) – glicosídicos, siendo una molécula de estructura lineal. El anhidrido de glucosa, el cual es formado al remover agua de la glucosa, es polimerizado en largas cadenas de celulosa, que pueden contener entre 5.000 y 10.000 moléculas de glucosa. La unidad básica de repetición en la celulosa es la llamada celobiosa, la cual consiste en dos moléculas de glucosa. Los enlaces glicosídicos que mantienen unidas las unidades pueden ser hidrolizados de distintas maneras. Para el proceso propuesto se utilizará hidrólisis enzimática, la cual se explica más adelante en este informe (capítulo 3.2).

- Hemicelulosa  $(C_5H_8O_4)_m$ : Es el segundo mayor constituyente de la materia lignocelulósica, y representa entre un 23 y un 32% en peso de la misma. La hemicelulosa es una mezcla de varios monosacáridos polimerizados, como glucosa, manosa, galactosa, xilosa y arabinosa. De los anteriores, la xilosa es la pentosa con mayor presencia, mientras que la manosa es la hexosa con mayor presencia. Luego, la hemicelulosa es un heteropolímero y además presenta una estructura ramificada.

- Lignina  $[C_9H_{10}O_3 \cdot (OCH_3)_{0,9-1,7}]_n$ : La lignina es una molécula altamente ramificada y sustituida. Es soluble en soluciones alcalinas fuertes, no así en soluciones ácidas. Tiene un alto peso molecular y su estructura no está estrictamente definida. Representa entre un 15 y un 25% de la materia lignocelulósica.

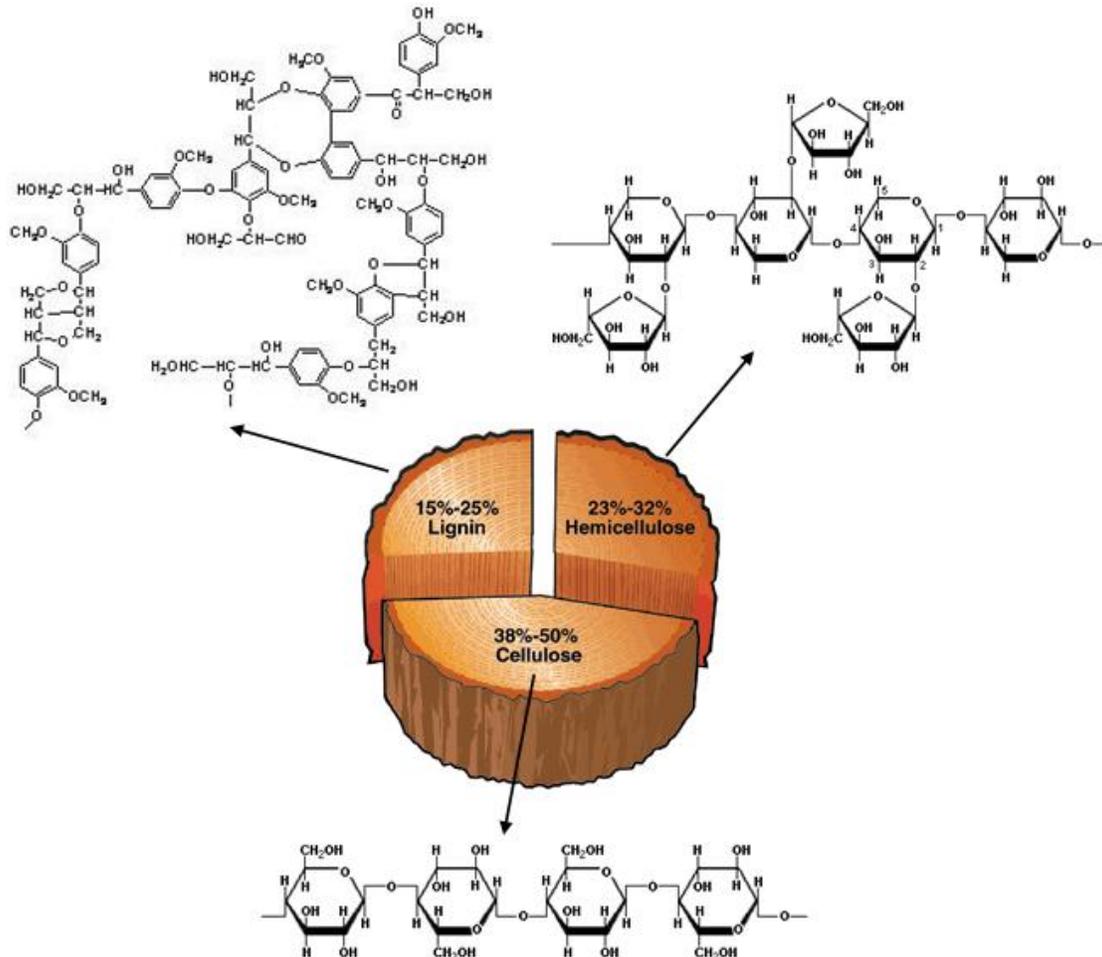


Figura 2. Composición de la biomasa de residuos forestales y estructura química de sus componentes. Adaptado de [12] y [13].

### 3.1.1.2 Especie a Utilizar

Como se mencionó al inicio de este capítulo, la materia prima a considerar son residuos forestales. Respecto de éstos, los árboles con mayor superficie plantada en Chile son el *Pino radiata* y el *Eucalyptus globulus*, el primero en un 63,4% respecto de la superficie total plantada de bosques, y el segundo en un 28,7%, según datos de INFOR (Instituto Forestal) del año 2008 [14].

Pese a que el Pino es el con mayor superficie plantada, el Eucalipto produce mayor cantidad de residuos por hectárea (27,2 ton/ha el Pino y 36,25 ton/ha el Eucalipto [15]), lo cual es

de gran relevancia para el caso. Además, el Pino tiene mayor importancia cuantitativa en usos alternativos, por ejemplo, para la construcción de muebles, puertas, ventanas, vigas, postes, entre otros, por lo que su precio es más elevado en comparación al Eucalipto, cuyo uso principal es casi exclusivamente para la industria de la celulosa [16].

Es por estas razones que se ha decidido considerar el uso de residuos de Eucalipto para las evaluaciones a realizar en el presente trabajo.

### **3.1.1.3 Composición de los Residuos de Eucalipto**

La composición promedio específica de los residuos de *Eucalyptus globulus* se presenta en la siguiente tabla:

**Tabla 1. Composición residuos de *Eucalyptus globulus* [17].**

<b>Componente</b>	<b>[%]</b>
Lignina	19
Celulosa	44
Hemicelulosa	32
Extraíbles	5
Ceniza	0,2

Cabe señalar que la composición del Eucalipto, así como de otras maderas, no es exacta, sino que depende de la parte del árbol de la que proviene, su edad y también del lugar en que dicho árbol fue plantado [18].

Por otro lado, se observa que la celulosa y la hemicelulosa representan la gran mayoría de la biomasa, sin embargo, el 19% de lignina es muy relevante, debido a las características fisicoquímicas que otorga, como la rigidez y la dificultad para hidrolizar los azúcares.

### **3.1.1.4 Disponibilidad de Residuos de Eucalipto**

Los residuos de eucalipto se producen principalmente en la cosecha del mismo, es decir, en las podas, raleos y en el corte final [19]. Considerando sólo estas fuentes, se estima que el volumen de residuos producido en la VIII Región de Chile, que es aquella que mayor cantidad genera, es de 1.114.000 m<sup>3</sup> para el año 2011 [19]. Esto corresponde a aproximadamente 807.700 toneladas de residuo. Sin embargo, el transporte desde algunas zonas alejadas es técnicamente complejo y costoso, por lo que se estima que sólo el 50% de los residuos producidos serían aprovechables por una planta de producción de bioetanol instalada en la región, es decir, aproximadamente 403.850 toneladas anuales. Se considera sólo utilizar los residuos de la VIII

Región, dado que de lo contrario, los costos de transporte serían aún más elevados y la logística mucho más compleja. Se postula en particular ubicar la planta en la comuna de Arauco, en la provincia de Arauco, dado que es en ésta en la que hay mayor cantidad de hectáreas plantadas con Eucalipto y por tanto mayor generación de residuos [19].

### 3.1.2 Producto

El etanol es un alcohol de dos carbonos, conocido como alcohol etílico. Su punto de ebullición es menor al del agua, siendo éste de 79° C, contra los 100°C del agua en condiciones de 25°C y 1 atm de presión. Consecuentemente, su volatilidad relativa es mayor, propiedad que es aprovechada para separar el etanol en solución acuosa mediante destilación. Cabe señalar que para concentraciones mayores a 95% de etanol en agua, la mezcla es azeotrópica, por lo que tiene un punto de ebullición único, constante y fijo. La densidad del alcohol etílico es de 789 kg/m<sup>3</sup> [20].

Este compuesto tiene diversos usos, entre los cuales encontramos la producción de bebidas alcohólicas, su uso como desinfectante, disolvente y anticongelante. En tanto, en la industria química es utilizado como reactivo en la síntesis de compuestos como el acetato de etilo, el éter dietílico, entre otros. Además de lo anterior, el etanol puede ser combustionado para producir energía (biocombustible). Para ello se requieren motores especializados, a menos que se encuentre en baja proporción mezclado con gasolina, por ejemplo, en un 5 o un 10% [21]. Dichas mezclas son denominadas E5 y E10, respectivamente, y pueden ser utilizadas en motores convencionales. El poder calorífico inferior del etanol es de 26.970 kJ/kg, mientras que el de la gasolina es de 44.330 kJ/kg [20], de modo que el primero representa aproximadamente el 60% del segundo.

A continuación se presenta una tabla con las principales propiedades del etanol y la gasolina convencional:

**Tabla 2. Propiedades del etanol y la gasolina [20].**

Propiedad	Etanol	Gasolina
Densidad [kg/lt]	0,79	0,7-0,76
Punto de Fusión [°C]	-114	-40
Punto de Ebullición [°C]	79	27-225
Temperatura de Autoignición [°C]	423	257
Temperatura de Llama [°C]	1930	1977
Poder Calorífico Inferior [kJ/kg]	26970	44330
Poder Calorífico Superior [kJ/kg]	29860	47480
Número de Octanaje	108	91-99

El etanol se puede producir mediante síntesis química (común para uso industrial), y también mediante fermentación alcohólica, en cuyo caso se denomina bioetanol. La síntesis química consiste en la hidratación catalítica del etileno, con ácido sulfúrico como catalizador. A su vez, el etileno proviene del etano (componente del gas natural) o de nafta (derivado del petróleo) [22]. En tanto, la fermentación alcohólica es una reacción llevada a cabo por determinados microorganismos, como la levadura *Saccharomyces cerevisiae*, los que utilizan azúcares como sustrato y producen el etanol como parte de su metabolismo [21]. Este proceso será detallado más adelante en el capítulo 3.2.

### **3.1.3 Coproductos**

Los posibles coproductos que se evaluarán en el presente trabajo son:

#### **3.1.3.1 Co-generación**

Es el procedimiento mediante el cual se obtiene de manera simultánea energía eléctrica y energía térmica útil (como vapor o agua caliente). Para ello se aprovecha la energía térmica o combustible de las corrientes secundarias del proceso. Su principal ventaja es su mayor eficiencia, dado que se aprovecha tanto el calor como la energía mecánica, y además se evitan los problemas generados por el calor no aprovechado en el caso de la generación eléctrica convencional, en que el calor se libera al ambiente [11]. Para el uso de esta tecnología se requiere la instalación de al menos una caldera, un quemador y un turbogenerador [23]. Las corrientes secundarias o descartes del proceso son secadas y luego combustionadas, y el calor se aprovecha para calentar agua y producir vapor en una caldera, mientras que el turbogenerador permite la generación de energía eléctrica.

La cogeneración permite reducir el uso de energía externa para la realización de diversos procesos, e incluso puede permitir la generación de un excedente de energía que se puede comercializar.

El tamaño y costo de los equipos necesarios para este proceso dependerá de la capacidad requerida, es decir, de cuánta energía se quiera generar por unidad de tiempo, y del volumen de las corrientes a utilizar para ello.

En el caso particular de la producción de bioetanol a partir de biomasa se sabe de otros estudios [24] que una planta que utiliza 730.000 [ton] de biomasa lignocelulósica, genera 44 [MW] de energía, de la cual el 75% es consumido en el proceso y el 25% es un excedente del mismo.

### 3.1.3.2 Biorefinería

La biorefinería consiste en la obtención de productos derivados del proceso de producción de bioetanol de materia lignocelulósica [10], tal como la refinería convencional consiste en la obtención de productos derivados del petróleo. Entre los posibles productos se encuentran la lignina que viene de la biomasa, las levaduras que crecen durante la fermentación, y compuestos derivados de las pentosas no fermentadas, como el xilitol (endulzante). Estos serán los posibles subproductos a considerar para la evaluación, y sus características principales se describen a continuación:

*Levadura para DDGS:* Luego de la fermentación, las levaduras pueden ser separadas del etanol y el agua mediante una separación sólido-líquido, como la filtración o la microfiltración. Las levaduras así recuperadas pueden ser vendidas para la producción de granos secos de destilería con solubles o DDGS (*Dried Distillers Grains with Solubles*), que es un suplemento alimenticio para animales de producción, utilizada por ejemplo en criaderos de pollos y cerdos. Esto puesto que es un complemento rico en proteínas y vitaminas, ideal para suplementar dietas deficientes, siendo de fácil digestibilidad y rápida absorción por el organismo animal [25,26].

*Xilitol:* Es un polialcohol de 5 carbonos, obtenido por la reducción del azúcar xilosa. Tiene un valor energético y un nivel endulzante muy similar a la sacarosa, por lo que puede ser utilizado como sustituto natural del azúcar, sobre todo en personas diabéticas, dado que no requiere insulina para su metabolismo. Es ampliamente utilizado en Europa, como endulzante de productos “sin azúcar”, como chicles, chocolates y otros, dado que además previene las caries [27].

Biológicamente, el xilitol se produce a través de la fermentación de la xilosa, mediante microorganismos capaces de ello, como la levadura *Candida guilliermondii*. Debido a que la xilosa no es utilizada por *Saccharomyces cerevisiae*, esta puede ser fermentada por *Candida* para producir xilitol como subproducto del proceso [28].

*Lignina:* Es un componente de la biomasa lignocelulósica, y se puede obtener como parte de la biorefinería en la producción de bioetanol. Tiene diversos usos que dependen del nivel de pureza que tenga. Por ejemplo, se puede utilizar para producir adhesivos, plásticos biodegradables, cerámicas, pellets de comida animal, fertilizantes, herbicidas, estabilizadores de suelo, pesticidas, insecticidas, entre otros, además de que puede ser combustionada para producir energía [29,30].

### 3.2 Antecedentes del Proceso

A continuación se muestra el diagrama de bloques correspondiente al proceso de producción de bioetanol de segunda generación a partir de residuos forestales:

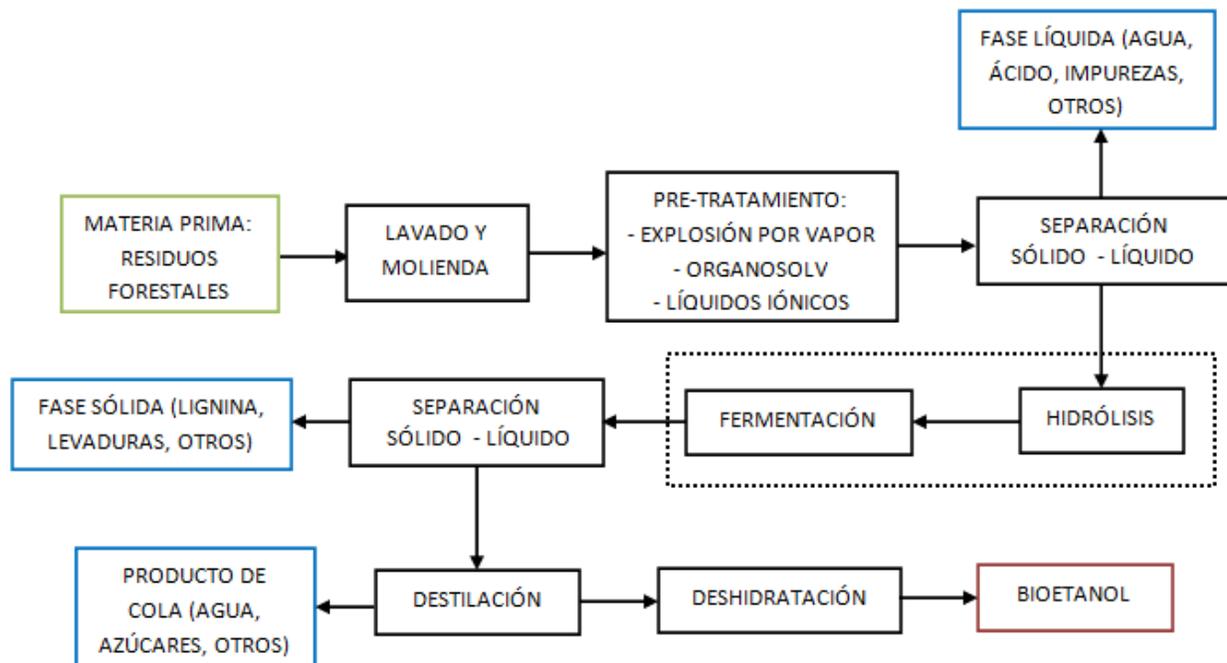


Figura 3. Diagrama de bloques del proceso de producción de bioetanol de segunda generación. La línea punteada indica que las etapas de hidrólisis y fermentación se realizan en forma simultánea.

En figura anterior se destacan, además de la materia prima, el producto y las etapas del proceso, algunas sub-corrientes del mismo, las cuales contienen posibles coproductos, como el xilitol, la lignina y las levaduras, o compuestos que deben ser tratados, como el ácido y las impurezas.

A continuación se describen las principales etapas del proceso, aquellas mostradas en el diagrama de bloques anterior:

*Lavado y Molienda:* El material debe ser limpiado para eliminar las impurezas, como la arena y otros. Luego, se debe reducir el tamaño de los residuos, para así incrementar su área superficial, lo cual contribuye a los procesos posteriores [16,31].

*Pre-tratamiento:* Una vez limpiados y molidos, los residuos deben ser tratados para facilitar la posterior hidrólisis de la celulosa y la hemicelulosa [9]. Esta operación consiste en

modificar fisicoquímicamente la estructura de la biomasa a modo de facilitar el ingreso de las enzimas celulasas [32], tal como se muestra en la siguiente figura:

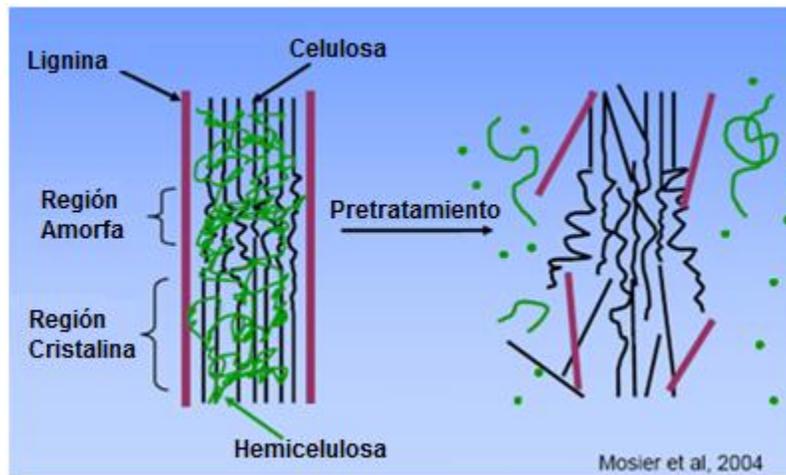


Figura 4. Efecto esperado del pretratamiento sobre la biomasa. Adaptado de [33].

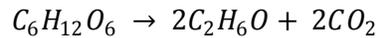
Existen variadas posibilidades para realizar este proceso, como la explosión a vapor, organosolv, líquidos iónicos, ácido diluido, alcalisis, hongos de pudrición blanca, entre otras, que se encuentran en diversas etapas de investigación y desarrollo. En el presente estudio se evaluarán las tres primeras alternativas mencionadas, las cuales se detallan en el capítulo 3.3.

*Primera Separación Sólido-Líquido:* Tras el pretratamiento se debe separar el líquido, en el cual quedan impurezas de la biomasa, algunas pentosas que se liberan, y todo aquel agente que haya sido agregado durante la operación anterior, como el ácido, en el caso de la explosión a vapor catalizada por ácido diluido, del sólido. Esta etapa puede realizarse mediante filtración.

*Hidrólisis y Fermentación Simultáneas:* El sólido que contiene la celulosa y la hemicelulosa (además de la lignina) continúa a una etapa en que se realizan de manera simultánea la hidrólisis de los azúcares y la fermentación, operación conocida como SSF (*Simultaneous Saccharification and Fermentation*) [34,35]. Estas etapas pueden llevarse a cabo de manera separada, pero la eficiencia es mayor en SSF debido a que el producto de la hidrólisis (monosacáridos) es a su vez inhibidor de dicha reacción, de modo que si a medida que se generan los azúcares simples estos son utilizados por la fermentación, disminuye la inhibición, incrementando así el rendimiento general [31,36].

En la hidrólisis se agregan enzimas que degradan la celulosa y la hemicelulosa a monosacáridos; glucosa, manosa, galactosa, xilosa y arabinosa. Luego, en la fermentación se

agregan levaduras para que éstas utilicen como fuente de energía los monosacáridos y produzcan el etanol como parte de su metabolismo (fermentación alcohólica). Cabe destacar que la levadura más utilizada es *Saccharomyces cerevisiae*, la cual sólo puede fermentar hexosas, aunque hay una variedad de otros posibles microorganismos [36]. La reacción correspondiente, a partir de glucosa, se muestra a continuación:



**Ecuación 1. Fermentación alcohólica de glucosa en etanol y dióxido de carbono.**

Así, a partir de 1 mol de glucosa se forman 2 moles de etanol y 2 de dióxido de carbono. De esta manera, el rendimiento máximo o teórico corresponde a 0,51 gramos de bioetanol por gramo de glucosa.

*Segunda Separación Sólido – Líquido:* Luego de la fermentación el etanol queda en el líquido, pero en una concentración muy baja. Es por esto que se realiza una separación, mediante la cual la fase sólida queda compuesta fundamentalmente por las levaduras y restos de la biomasa, mientras que en el líquido continúan el etanol, agua, azúcares y otros. Esta operación puede realizarse mediante una filtración o microfiltración.

*Destilación:* Para incrementar la pureza del etanol en el líquido se realiza una destilación que permite llevar, como máximo, el producto a su punto azeotrópico, es decir, 95% pureza en el producto de cabeza [37].

*Deshidratación:* Finalmente se debe deshidratar mediante tamices moleculares para llevar el producto a la pureza requerida del 99,5%.

Estas son las etapas principales para la producción de bioetanol a partir de materia lignocelulósica. La especificación de las operaciones es parte del diseño del proceso, al igual que las variantes requeridas según cada pretratamiento y coproducto que se desee obtener. Es por esto que el detalle de cada alternativa y los diagramas de flujo correspondientes se encuentran en la sección de Resultados de la Evaluación (capítulo 5).

### **3.3 Alternativas de Pretratamientos**

A continuación se explican y detallan los distintos pretratamientos que serán evaluados en el presente estudio:

*Explosión a vapor catalizada por ácido:* Mediante contacto directo de la biomasa con vapor a alta temperatura y presión se logra su ruptura, es decir, cambios estructurales que facilitan la posterior hidrólisis [31,32]. Este fenómeno se debe principalmente a la alta temperatura del vapor, y aunque se piensa que la descompresión (o “explosión”) del vapor tiene un efecto mecánico positivo en el proceso, esto aún no ha sido demostrado y podría no ser muy relevante en comparación con el efecto de la temperatura [9,38].

Para mejorar el rendimiento de esta etapa se impregna previamente la biomasa con ácido diluido, lo cual facilita sus posteriores cambios fisicoquímicos, catalizando las reacciones de degradación deseadas [31].

Además de facilitar la hidrólisis, la explosión a vapor catalizada por ácido permite degradar un alto porcentaje de la hemicelulosa contenida en la materia prima, con lo cual se liberan monosacáridos y la celulosa queda más expuesta. Sin embargo, el efecto negativo que esto conlleva es que las condiciones de alta temperatura, presión y la presencia de ácido producen la formación de compuestos inhibidores de la fermentación, resultantes de la degradación de pentosas, hexosas y de la lignina. Entre estos compuestos se encuentra el HMF (hidroximetilfurfural) proveniente de las hexosas, el furfural, de las pentosas y el ácido 4 hidrobenzoico, de la lignina. Además, el furfural y el HMF pueden formar ácido fórmico, que también es inhibidor [16]. Es por esta razón que luego del pretratamiento se debe realizar una filtración, y el líquido que queda con estos compuestos debe ser tratado mediante neutralización y detoxificación, lo cual se explica en mayor detalle en el desarrollo de esta alternativa, en el capítulo 5.1.1.

Para la explosión a vapor se utiliza una temperatura de 160 a 240°C, una concentración de ácido de 0 a 3% p/p, y una presión de vapor de 12,1 atm, por un tiempo de 5 a 20 minutos. El impacto de estos parámetros sobre la degradación de la hemicelulosa, sobre la eficiencia de la hidrólisis posterior, y sobre la formación de inhibidores ha sido estudiado por diversos autores [39-45].

*Tratamiento organosolv:* El proceso organosolv consiste en mezclar la biomasa con un compuesto orgánico y llevar la solución a temperaturas del orden de 180 a 215°C, por tiempos entre 30 y 60 minutos, lo cual permite solubilizar parte de la lignina, con lo que a su vez la celulosa queda más expuesta para ser posteriormente hidrolizada enzimáticamente. Es decir, a diferencia de la explosión a vapor, este pretratamiento no hidroliza mayormente la hemicelulosa, sino que más bien solubiliza la lignina mediante el agente orgánico y la alta temperatura [46]. Sin embargo, para acelerar el proceso, se suele agregar ácido como catalizador (concentración del orden del

1% p/p), lo cual permite utilizar menores temperaturas (del orden de 180°C o menores), y a su vez genera degradación de la hemicelulosa y producción de inhibidores, aunque en menor medida que el caso de la explosión a vapor catalizada por ácido, pero de todos modos requiere neutralización y detoxificación [35,46].

Para esta operación se pueden utilizar diversos compuestos orgánicos, como la acetona, el metanol, etanol, etilenglicol, glicerol, entre otros. Estos han sido estudiados, en conjunto con las condiciones de operación y la concentración de biomasa (proporción sólido-líquido) por diversos autores, para analizar su repercusión en la eficiencia de solubilización de la lignina, y en la posterior hidrólisis [46-50].

Cabe señalar que este método permite la separación de la lignina inmediatamente tras el pretratamiento, lo cual es un aspecto positivo para la biorefinería, sin embargo, el solvente orgánico requerido es un compuesto de alto valor, por lo que debe ser recuperado en la mayor cantidad posible, lo cual puede realizarse mediante destilación, que a su vez implica un alto gasto energético.

*Tratamiento con líquidos iónicos:* Esta alternativa consiste en mezclar la biomasa con un líquido iónico adecuado y llevar la solución a temperaturas entre 80 y 150°C, por tiempos de 30 a 60 minutos, lo cual permite romper parte de la estructura lignocelulósica, y así facilitar su posterior hidrólisis [51].

Los líquidos iónicos son sales orgánicas cuyo punto de fusión está por debajo de los 100°C. Son solventes de bajo impacto ambiental, debido a que tienen una alta estabilidad térmica, no son inflamables, y su volatilidad es muy baja, a diferencia de los solventes orgánicos utilizados en el método organosolv. Son factibles de ser sintetizados para fines particulares, de modo que pueden disolver compuestos orgánicos polares y apolares, compuestos inorgánicos y poliméricos [52]. Así, diversos estudios han mostrado que determinados líquidos iónicos son capaces de quebrantar la estructura lignocelulósica [53]. Luego la celulosa queda con una menor cantidad de lignina y menor cristalinidad, y por tanto se obtienen mejores rendimientos en la hidrólisis enzimática [53]. Las condiciones de operación, es decir, temperatura, tiempo, y concentración de la biomasa (cantidad de líquido iónico agregado por unidad de biomasa) ha sido estudiada por diversos autores [51-55].

Cabe señalar que dado que no se agrega ácido y las condiciones no son tan extremas, este método no genera una cantidad apreciable de inhibidores, por lo que no se requiere la neutralización y detoxificación necesaria en los métodos anteriores. Esto es una gran ventaja, pero

por otro lado, se tiene que los líquidos iónicos actualmente tienen un precio elevado, lo cual es muy relevante en el análisis costo-efectivo del pretratamiento. Debido a esto se ha estudiado la posibilidad de recuperar y reutilizar el líquido iónico dentro del proceso, encontrando sin embargo que la eficiencia de la operación disminuye [52].

### 3.4 Producción a Escala Industrial

#### 3.4.1 Producción de Bioetanol en el Mundo

En el año 2009 la producción mundial de bioetanol fue de aproximadamente 74 millones de metros cúbicos, de los cuales el 54% y el 34% corresponden a Estados Unidos y a Brasil, respectivamente, es decir que en conjunto abarcan el 88% de la producción mundial [56]. Luego, es claro que los grandes productores de bioetanol en el mundo son estos países, y cabe notar el fuerte crecimiento de la producción en Estados Unidos, que en el año 2006 abarcaba el 35%, al igual que Brasil [16], y actualmente produce más de la mitad del total en el mundo. El detalle se presenta en la siguiente tabla:

**Tabla 3. Producción mundial de bioetanol, año 2009 [56].**

País	Producción [miles de m <sup>3</sup> ]	%
Estados Unidos	40.130	54,3
Brasil	24.900	33,7
China	2.050	2,8
Canadá	1.348	1,8
Francia	1.250	1,7
Alemania	750	1,0
España	465	0,6
Otros	3.061	4,1
Total	73.954	100

Cabe mencionar que estos niveles de producción incluyen el bioetanol de primera y segunda generación, siendo en su mayoría del primer caso. Por ejemplo, en Brasil la materia prima ampliamente más utilizada es la caña de azúcar, y en Estados Unidos, el maíz.

#### 3.4.2 Producción de Bioetanol de Segunda Generación en Estados Unidos

Pese a lo anteriormente mencionado, respecto de que la gran mayoría del bioetanol producido en el mundo es de primera generación, actualmente existen diversas plantas de producción a partir de residuos, principalmente en Estados Unidos. A continuación se muestra un listado con algunas de estas:

**Tabla 4. Plantas de producción de bioetanol celulósico en Estados Unidos. Elaborado en base a [8].**

<b>Compañía</b>	<b>Localización</b>	<b>Materia Prima</b>	<b>Producción Anual [m<sup>3</sup>]</b>
Abengoa Bioenergy	York, Nebraska	Paja de trigo	37.850
Abengoa Bioenergy	Hugoton, Kansas	Paja de trigo	113.550
BlueFire Ethanol, Inc.	Irvine, California	Múltiples	64.400
Gulf Coast Energy	Mossy Head, Florida	Residuos de madera	265.000
Iogen Biorefinery Partners, Inc.	Shelley, Idaho	Múltiples	68.000
Mascoma Corp.	Lansing, Michigan	Residuos de madera	151.400
Mascoma Corp.	Vonore, Tennessee	Pasto varilla	19.000
POET Biorefinery	Emmetsburg, Iowa	Mazorca de maíz	94.625
Range Fuels	Treutlen County, Georgia	Residuos de madera	75.700
SunOpta Bioprocess LLC	Little Falls, Minnesota	Residuos de madera	37.850
Xethanol Corp	Auburndale, Florida	Cáscaras de cítricos	30.280

Como puede observarse, existe una cantidad apreciable de plantas de producción de etanol celulósico en Estados Unidos. Este país es el mayor productor de bioetanol en el mundo (ver capítulo 3.4.1), y además, por razones de uso de terrenos destinados a la producción de alimentos, se ha visto en la necesidad de realizar avances en pos de la obtención de etanol a partir de residuos.

Cabe señalar que si bien Estados Unidos es líder en la producción a nivel comercial de bioetanol de segunda generación, existen diversas plantas a nivel piloto en otros países, en donde hay proyectos para pasar a nivel industrial, como es el caso de Canadá, España, Alemania, Suecia, entre otros.

### **3.5 Resultados de Estudios Previos en Chile**

En la Tabla 5 se presentan los principales resultados de diversos estudios sobre producción de bioetanol de segunda generación en Chile:

**Tabla 5. Resultados principales de estudios previos sobre producción de bioetanol de segunda generación en Chile.**

Año	2008 <sup>[15]</sup>	2009 <sup>[57]</sup>	2010 <sup>[16]</sup>
Origen Materia Prima	Residuos de Pino	Rastrojos de Maíz	Residuos de Eucalipto
Pretratamiento	Ácido Diluido	Explosión a Vapor	Explosión a Vapor
Coproductos	Co-generación	Biorefinería (xilitol, lignina y levadura)	Biorefinería (furfural, lignina glicoxilada y levadura)
Flujo de Materia Prima [ton/año]	385.000	345.000	420.000
Producción [m <sup>3</sup> etanol/año]	100.000	75.000	80.000
Precio Mínimo de Venta [US\$/m <sup>3</sup> ]	530	540	1.255
VAN (precio venta = precio gasolina) [MMUS\$]	350	212	- <sup>1</sup>
TIR (precio venta = precio gasolina) [%]	45	41	- <sup>1</sup>

<sup>1</sup>Valores no reportados, dado que el precio mínimo de venta resultó superior al de la gasolina en el momento de la evaluación.

Estos resultados resumen los estudios realizados para dichas alternativas por los autores señalados, y como se observa, presentan una gran diferencia respecto a indicadores importantes como el precio mínimo de venta o el VAN (valor actual neto) y la TIR (tasa interna de retorno) en el caso de que el precio del bioetanol fuese igual al de la gasolina. Esto podría servir para comparar, por ejemplo, qué materia prima es mejor utilizar, qué pretratamiento es mejor realizar, o qué coproductos es mejor obtener, sin embargo, los resultados no son directamente comparables debido a que los autores realizaron distintos supuestos y consideraciones, utilizaron distintos parámetros, valores, precios, etc. Es por esto que el presente trabajo pretende obtener resultados comparables entre las distintas alternativas evaluadas, dado que se desarrollará bajo los mismos criterios y supuestos.

### 3.6 Definición de Parámetros Relevantes

Para realizar un estudio técnico y económico de un proyecto se debe primero definir el caso base que se analizará, es decir, las condiciones básicas que se van a considerar para la evaluación. Para el caso particular en cuestión, es relevante definir la materia prima a utilizar, la composición del producto a comercializar, su pureza, y la capacidad de la planta.

*Materia Prima:* Para todas las alternativas se considerará que la materia prima a utilizar son residuos forestales, específicamente de *Eucalyptus globulus*. Su composición y disponibilidad ha sido señalada en el capítulo 3.1.1, en el cual también se indican las razones de la elección.

*Composición del producto a comercializar:* Se producirá bioetanol para ser comercializado como mezcla E5: 5% bioetanol y 95% gasolina. Esto de acuerdo a la actual regulación normativa en Chile [15].

*Pureza del producto final:* El bioetanol que se obtenga del proceso debe tener un 99,5% de pureza, que es el nivel requerido para ser utilizado como combustible [15].

*Capacidad de la planta:* Se puede determinar la demanda país como un 5% del total de la demanda por gasolina en Chile, debido a que se comercializará como mezcla E5. De esta manera se tiene que dicha demanda sería de 184.250 m<sup>3</sup>/año (utilizando datos de la Comisión Nacional de Energía del año 2010 [58]). Sin embargo, la cantidad disponible de materia prima, según fue señalado en el capítulo 3.1.1, es de 403.850 ton/año, lo cual es el parámetro limitante en este caso para definir la capacidad de la planta. A partir de otros estudios se estima un rendimiento de 220 lt etanol/ton residuo [16] (considerando todo el proceso), de modo que la capacidad sería de aproximadamente 88.850 m<sup>3</sup>/año, lo cual corresponde al 48,2% de la demanda nacional. Sin embargo, la producción dependerá del proceso y los rendimientos específicos de cada alternativa. Lo que se mantendrá fijo en la evaluación será la entrada de materia prima ya mencionada.

*Días de Operación:* Para todos los cálculos se considerará que la planta operará 336 días al año, siendo el resto del tiempo destinado a mantenciones.

## **4 Metodología**

A continuación se describe en detalle la metodología empleada para la realización del presente trabajo.

### **4.1 Información Bibliográfica**

Para obtener información bibliográfica se recurrió a diversas fuentes; libros, memorias, artículos científicos, reportes de estudios y estadísticas, páginas en internet, consulta a expertos, entre otros. En el caso de este trabajo, la información es fundamental, dado que la evaluación realizada es conceptual, es decir, se utilizaron datos obtenidos por otros autores, o bien, estos fueron estimados. La información utilizada se encuentra debidamente referenciada.

### **4.2 Diseño del Proceso y Diagramas**

Para diseñar el proceso, es decir, escoger las operaciones y su orden secuencial, se utilizó fundamentalmente información bibliográfica, y en base a ésta se tomaron las decisiones pertinentes sobre el diseño.

En cuanto a los diagramas de flujo, estos fueron elaborados utilizando el software SuperPro Designer.

### **4.3 Balance de Masa y Energía**

La realización de los balances de masa y energía se llevó a cabo planteando las ecuaciones pertinentes, y resolviendo todo mediante una planilla Excel. Los datos de parámetros y eficiencias requeridos fueron obtenidos de bibliografía. En el caso del balance de energía, además se realizó integración energética.

### **4.4 Dimensionamiento de Equipos y Layout**

El dimensionamiento se realizó de acuerdo a las ecuaciones de diseño pertinentes a cada equipo, y resolviendo mediante una planilla Excel.

En cuanto al layout de cada alternativa, este fue confeccionado utilizando el software AutoCAD.

#### **4.5 Estimación de Costos de Capital y Operación**

Para la estimación de costos se realizaron diversas cotizaciones de insumos, equipos y otros. En algunos casos fue necesario estimar debido a la falta de datos disponibles (estimaciones en base a ecuaciones y gráficos con fundamento). En el caso particular de los costos de capital, se utilizó la metodología de NREL para la estimación de diversas inversiones requeridas a partir del valor total de los equipos instalados en planta [23].

#### **4.6 Confección del Flujo de Caja**

Una vez determinados los costos se determinaron análogamente los ingresos, y con ello se construyó el flujo de caja, calculando además la depreciación de activos y el capital de trabajo, entre otros. Cabe mencionar que en dicho flujo de caja se consideró un precio límite de venta del bioetanol para competir con la gasolina. Todo esto se realizó en una planilla Excel.

#### **4.7 Indicadores Financieros**

Con el flujo de caja confeccionado se determinaron los indicadores financieros: VAN, TIR, ROI y PRI. Estos indicadores se describen en el *Anexo I*, y para el caso del presente estudio fueron calculados utilizando las herramientas de Excel. Además se determinó el precio mínimo de venta del bioetanol como aquel con el cual se obtiene un VAN igual a cero.

#### **4.8 Análisis de Sensibilidad y Financiamiento**

Finalmente se determinó aquellos parámetros más relevantes de cada alternativa, y éstos se variaron porcentualmente respecto al valor considerado inicialmente, tanto positiva como negativamente (en un rango entre un -40 y un 40%), y se observó el impacto de ello sobre el VAN obtenido. También se analizó la posibilidad de financiamiento y su efecto en el valor actual del proyecto.

## 5 Resultados del Estudio Técnico y Económico de las Alternativas

### 5.1 Explosión a Vapor y Co-generación (EV y CO)

A continuación se describen los resultados del estudio realizado para la producción de bioetanol de segunda generación, utilizando como pretratamiento de la biomasa la explosión a vapor y obteniendo como coproducto energía mediante co-generación.

#### 5.1.1 Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo

Para el caso de la explosión a vapor, el proceso particular diseñado, con la secuencia de las operaciones y las condiciones de operación seleccionadas, se describe a continuación (la descripción del proceso en general se encuentra en el capítulo 3.2). Además, se presenta el diagrama de flujos confeccionado en base a dicho diseño en la Figura 5 (éste no incluye los intercambiadores de calor).

*Lavado 1:* Para remover las impurezas, como arenas y otros que vienen con la materia prima, y así incrementar el rendimiento de las operaciones siguientes, se realiza un lavado y una filtración. Para ello se seleccionó como equipo un filtro rotatorio al vacío, que permite agregar agua para realizar el lavado, al mismo tiempo que la materia se filtra, de modo que sólo aquella del tamaño adecuado sigue el proceso.

*Molienda:* Para disminuir el tamaño de los residuos se realiza una operación de molienda, cuyo objetivo es que el tamaño de salida sea menor a 2mm [16,31]. Esto permite incrementar la eficiencia de las operaciones siguientes. El equipo seleccionado para ello es un molino de bolas, con características adecuadas para el caso.

*Impregnación con Ácido:* Luego del lavado y la molienda de la materia prima se procede a impregnar la biomasa con ácido sulfúrico en baja concentración (del orden del 1% p/p). Esta operación consiste en mezclar la materia lignocelulósica con una solución de ácido y mantener con mezclado por un tiempo variable que depende de las condiciones de la materia prima, como origen y tamaño. Mientras mayor es el tiempo, mayor es la impregnación, pero hay estudios que han demostrado que la absorción de ácido es mayor al inicio y luego disminuye en el tiempo, siguiendo una curva de saturación [43]. Para el caso de rastrojos de maíz, 30 minutos son suficientes para alcanzar el nivel de impregnación deseado [43], pero para otras materias primas se requieren tiempos más prolongados [39,40,44]. Se considerará para este estudio un tiempo de residencia de 5 hrs.

Esta operación se realiza en reactores, y las condiciones de operación seleccionadas son una relación 2:1 entre ácido y biomasa y concentración de ácido del 1% p/p [40].

*Explosión a Vapor:* Corresponde al pretratamiento propiamente tal, en que se contacta la mezcla anterior con vapor a alta temperatura, entre 160 y 240°C, y alta presión (12,1atm), durante un tiempo de entre 5 y 20 minutos [39]. Estas condiciones generan la degradación de la hemicelulosa a sus monosacáridos constituyentes, reacción catalizada por la presencia y la acción del ácido ya impregnado en la biomasa [43]. Así, se trata de una reacción fisicoquímica, en que la alta temperatura y presión del vapor genera el rompimiento de la estructura lignocelulósica, catalizado por el ácido, exponiendo así las cadenas de celulosa.

La explosión a vapor se realiza en reactores sin agitación, dado que es el flujo de vapor el que provee el nivel de mezcla necesaria; las condiciones de operación seleccionadas son una temperatura de 190°C, presión 12,1 atm y tiempo de residencia de 1 hr, que se basan en diversos estudios [23,39-45]. Cabe señalar que este tiempo considera la carga y descarga requerida. Se utilizan 0,5kg de vapor por kg de biomasa [43].

*Filtración 1:* Luego del pretratamiento antes descrito, se debe separar el sólido que contiene la celulosa, hemicelulosa restante y lignina, del líquido que contiene el ácido, monosacáridos e inhibidores generados por la degradación de azúcares. Para ello se seleccionó un filtro rotatorio al vacío, que permite realizar dicha separación de forma continua.

*Neutralización y Detoxificación:* Debido a la presencia de ácido y de inhibidores, el líquido resultante de la filtración anterior debe ser neutralizado y detoxificado. Esto se realiza agregando hidróxido de calcio [16,35], siendo este un método económico dentro de las alternativas [59]. Se utilizan 2kg por tonelada de materia a tratar [16], y se mezcla en reactores adecuados para ello.

*Centrifugación:* Luego se debe separar el yeso que se forma en la mezcla anterior, para recuperar los azúcares en el líquido, dejando el resto en el fondo de la centrífuga. Mientras el líquido es devuelto al proceso para incrementar el rendimiento general, el resto debe ser tratado y corresponde a un residuo del proceso.

*Lavado 2:* Por otro lado, el sólido obtenido tras la filtración luego del pretratamiento debe ser lavado para eliminar restos de ácido e inhibidores que pueden haber quedado. Esto se realiza añadiendo agua en un filtro rotatorio al vacío.

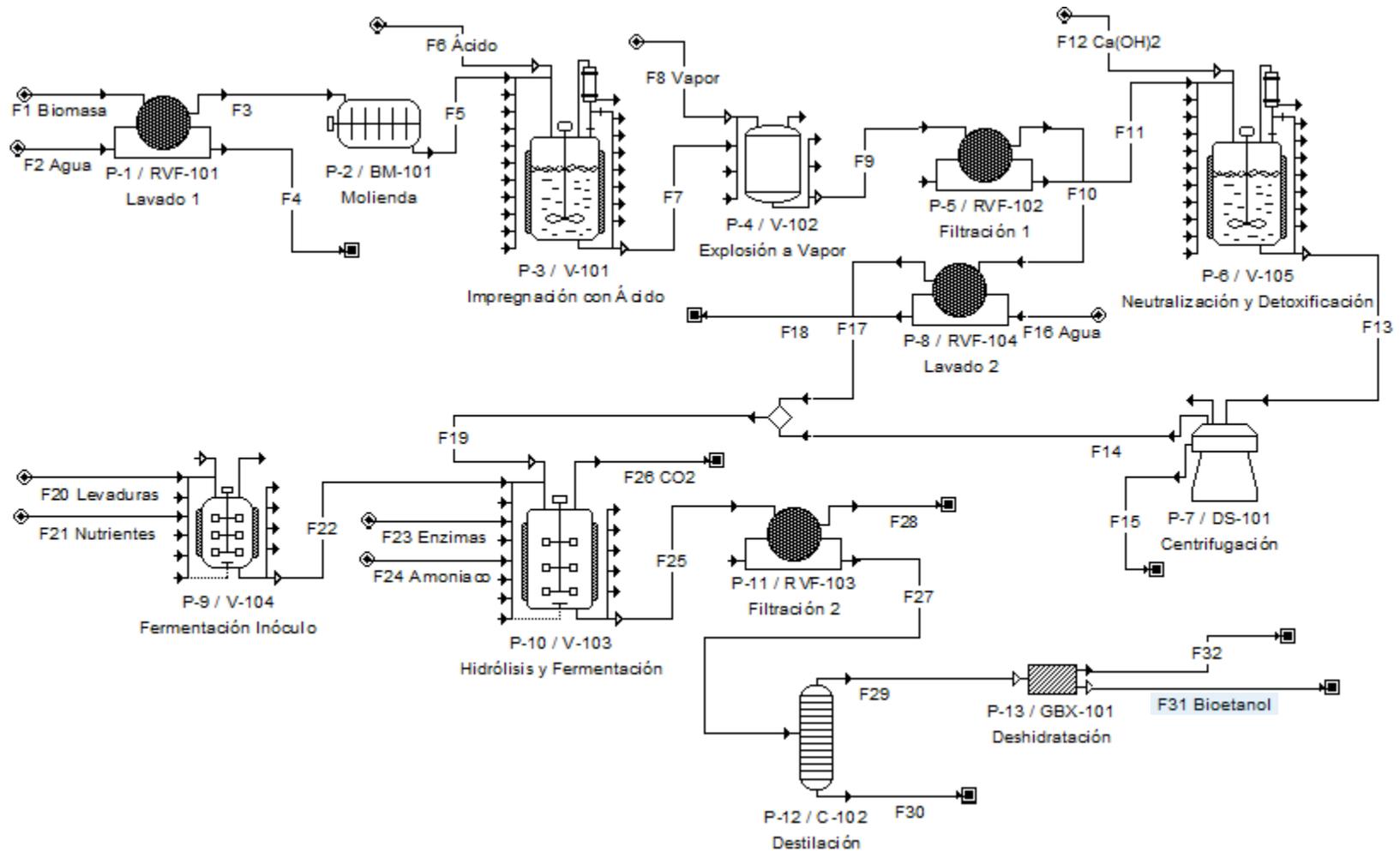


Figura 5. Diagrama de flujos del proceso, caso Explosión a Vapor y Cogeneración. Se indica el principal compuesto de los flujos más relevantes.

*Fermentación Inóculo:* En tanto, se produce levadura para la fermentación posterior, en un fermentador inóculo, agregando un pre-inóculo de levaduras requerido, nutrientes y agua. Esto se realiza a 40°C, durante 18hrs. La cepa utilizada para este estudio es *Saccharomyces cerevisiae* [36].

*Hidrólisis y Fermentación Simultáneas:* Tanto el sólido ya lavado, que contiene la celulosa, restos de hemicelulosa y lignina, como el líquido proveniente de la centrifugación, que contiene los azúcares de la hemicelulosa, son entradas para la operación de hidrólisis y fermentación simultáneas. Además se agregan las enzimas celulasas requeridas para la hidrólisis, las levaduras *Saccharomyces cerevisiae* provenientes de la fermentación inóculo necesarias para la fermentación, y amoníaco como fuente de nitrógeno para el crecimiento de los microorganismos.

Esta operación se realiza en reactores de fermentación, a 40°C y durante 24 hrs. Las celulasas hidrolizan la materia, generando monosacáridos, que a su vez son utilizados por las levaduras (únicamente las hexosas), en conjunto con el amoníaco, para crecer y producir etanol y CO<sub>2</sub> mediante la reacción de fermentación alcohólica. Para la hidrólisis se agregan 20 FPU de celulasas industriales por gramo de sustrato.

En cuanto a los rendimientos, según datos de bibliografía [39-45], se estima que bajo estas condiciones se puede obtener un 90% de rendimiento en la hidrólisis y un 85% de rendimiento en la fermentación. Además, cabe decir que se han obtenido concentraciones de etanol de hasta 93 g/l [35].

*Filtración 2:* Luego de la operación anterior se tiene una mezcla de restos de celulosa, hemicelulosa, lignina, enzimas, levaduras, agua, etanol, entre otros, por lo que primero se debe realizar una separación sólido-líquido mediante un filtro rotatorio al vacío. En el sólido quedan las partículas de mayor tamaño, es decir, la celulosa, hemicelulosa, lignina y levaduras, mientras que el resto sigue en el líquido.

*Destilación:* El líquido que contiene agua, etanol y azúcares va a una columna de destilación, que permite separar el etanol de la mezcla y así incrementar su concentración. Se calienta a 79°C, que es la temperatura de ebullición del etanol, el cual se evapora y es luego recuperado mediante condensación. Se consideró recuperar un 90% del etanol en el producto de cabeza, y que este se encuentre en una concentración del 90% en dicha corriente. Esto debido a motivos técnicos para el diseño de la columna (mayores rendimientos implican una altura mucho mayor por el requerimiento de muchos platos de equilibrio), y a que se forma una mezcla azeotrópica cuando se alcanza el 95% de concentración del etanol [37].

*Deshidratación:* Finalmente, para llevar el bioetanol a una pureza del 99,5% se utilizan tamices moleculares, ya que este valor no es alcanzable sólo por destilación. Estos consisten en columnas rellenas con esferas con microporos, capaces de adsorber agua, molécula de 3 angstrom, mientras que el etanol, de 4,4 angstrom, no es adsorbido [60]. Luego se debe desorber el agua y así recuperar el relleno para una nueva pasada.

### 5.1.2 Balance de Masa y Energía

Para realizar el balance de masa se plantearon y resolvieron las ecuaciones de balance correspondientes a cada operación. Los parámetros (rendimientos, eficiencias y otros) de las operaciones principales se señalan en el *Anexo II*. Los resultados del balance se muestran en detalle en el *Anexo IV*, en que se señalan los flujos de cada compuesto en cada corriente del proceso, y las condiciones de temperatura y presión de dichas corriente. En la Tabla 6 se muestran los flujos de los compuestos más relevantes:

**Tabla 6. Flujo de los compuestos más relevantes, caso EV y CO.**

Compuesto	Flujo [ton/día]
<b>Materia Prima e Insumos</b>	
Biomasa Seca	1.083
Agua	973
Ácido Sulfúrico	21
Hidróxido de Calcio	5,4
<i>S. cerevisiae</i>	0,3
Nutrientes	2,6
Enzimas	13
Amoníaco	8,3
<b>Producto</b>	
Bioetanol	190

En la Tabla 6 se muestran las cantidades requeridas de materia prima e insumos, y la cantidad obtenida de producto. Cabe notar que aunque se utilizan 1200 ton/día de residuos forestales, sólo 1083 ton/día corresponden a biomasa seca. Por otro lado, la cantidad de agua señalada considera posibles recuperaciones de la misma en corrientes de salida (es decir, es el flujo neto).

Con estos datos se puede calcular que el rendimiento del proceso es de aproximadamente 220 litros de bioetanol por tonelada de biomasa seca, o bien 200 litros de bioetanol por tonelada de residuo. Este resultado es similar a los obtenidos en otros estudios [16].

En cuanto al balance de energía, se determinó la potencia requerida para alcanzar las temperaturas necesarias en cada operación, siendo las más relevantes las del pretratamiento y la destilación. Después se realizó integración energética, y considerando esto se determinó que la potencia necesaria es de 13 [MW].

Cabe mencionar que para la destilación se determinó la potencia requerida para llevar la mezcla de agua y etanol a la temperatura de ebullición de este último y luego la necesaria para producir la separación deseada. Así, el total requerido para esta operación es de 4,8 [MW].

Por otro lado, se calculó que la potencia requerida para el funcionamiento de los equipos es de 3,1 [MW]. De esta manera, el total es de 16,1 [MW].

Por otra parte, se estimó que la potencia que se puede obtener a partir de corrientes de salida, fundamentalmente F28, que contiene celulosa, hemicelulosa, lignina y levaduras, mediante cogeneración, es de 22 [MW]. Este resultado se obtuvo estimando a partir del estudio [24], según lo explicado en el capítulo 3.1.3.1.

De esta manera, se satisfacen las necesidades energéticas de la planta y se obtiene un excedente de 5,9 [MW] comercializable como coproducto. Estos resultados se resumen en la Tabla 7.

**Tabla 7. Balance de energía, caso EV y CO.**

Potencia Proceso [MW]	-13,0
Potencia Equipos [MW]	-3,1
Potencia Co-generación [MW]	+22,0
Balance [MW]	+5,9

Estos valores son similares a los obtenidos por otros estudios que consideran explosión a vapor [15,23], en relación a la capacidad de la planta.

### **5.1.3 Dimensionamiento y Layout**

A partir de los flujos obtenidos con el balance de masa, y considerando las características particulares de cada equipo, se realizó el dimensionamiento de los mismos. Algunos casos particulares de interés son los siguientes:

*Reactores y Fermentadores:* Para su dimensionamiento el parámetro fundamental es su tiempo de residencia, y con ello se utiliza la siguiente ecuación para despejar el volumen correspondiente:

$$\tau = \frac{V}{F}$$

Donde  $\tau$  es el tiempo de residencia,  $V$  es el volumen del reactor y  $F$  es el flujo de material que recibe el mismo. Con ello se determinó el volumen y luego, considerando una relación altura : diámetro de 3 : 1, se obtuvieron las dimensiones. Es importante señalar que en los casos en que el volumen resultante fue muy alto, mayor a una cota que depende de cada caso, se dividió el flujo en una mayor cantidad de reactores, cada uno de un menor volumen.

*Columna de Destilación:* Mediante el diagrama de McCabe-Thiele, considerando las concentraciones de entrada, destilado y cola a partir del balance de masa, se obtuvo el número de platos de equilibrio requeridos, y con ello, la altura de la columna.

*Otros Equipos:* Los demás equipos, como molino de bolas, centrífuga y filtros, fueron dimensionados utilizando datos de catálogos, realizando escalamiento o directamente por la capacidad requerida.

En la Tabla 8 se presenta un resumen con las características más relevantes de cada equipo.

**Tabla 8. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso EV y CO.**

Operación	Equipo	Cantidad	Característica Principal	Valor	Diámetro [m]	Alto/Largo [m]	Tiempo [hrs]	Potencia [kW]
Lavado 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,3	2,0	1	3,0
Molienda	Molino de Bolas	1	Diámetro	4,4 m	4,4	9,5		475
Impregnación con Ácido	Reactor Agitado	10	Volumen	83 m <sup>3</sup>	3,3	9,8	5	38
Explosión a Vapor	Reactor	4	Volumen	49 m <sup>3</sup>	2,7	8,2	1	
Filtración 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	16 m <sup>2</sup>	2,1	2,5	1	4,4
Neutralización	Reactor Agitado	6	Volumen	53 m <sup>3</sup>	2,8	8,5	2	23
Centrifugación	Centrífuga	2	Diámetro	0,8 m	0,8	5,6		113
Lavado 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	6,0 m <sup>2</sup>	1,3	1,5	1	3,0
Fermentación Inóculo	Reactor Inoculo	4	Volumen	15 m <sup>3</sup>	1,9	5,6	18	6
Fermentación	Reactor Fermentador	23	Volumen	187 m <sup>3</sup>	4,3	12,9	24	79
Filtración 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	13 m <sup>2</sup>	2,1	2,0	1	4,4
Destilación	Columna Binaria	1	Altura	9,0 m	1,5	9,0		*
Deshidratación	Tamiz Molecular	2	Volumen	28 m <sup>3</sup>	2,3	6,9	2	
Generación de Vapor	Caldera	1	Capacidad	536 ton/día				*
Co-generación	Quemador/ Turbogenerador	1	Potencia Generada	22 MW				

\*La potencia para estas operaciones fue considerada en la potencia requerida para el proceso.

En el caso particular de la co-generación, la característica principal es la potencia que se generaría a partir de corrientes secundarias, dado que a partir de esta se puede estimar el costo de los equipos requeridos para ello.

En la Tabla 8 se indican la cantidad de equipos requeridos en cada caso, su característica principal, sus dimensiones, tiempo de residencia, y potencia mecánica (consumo energético). En el caso de operaciones como la destilación o la generación de vapor no se consideró un gasto en energía mecánica relevante, sin embargo, si hay un consumo en energía térmica, que fue considerado en el cálculo de la energía térmica total requerida para el proceso.

Por otro lado, los tanques de almacenamiento de insumos y productos se dimensionaron análogamente a los reactores y fermentadores, pero en su caso,  $\tau$  corresponde al tiempo de independencia requerido, es decir, el tiempo en que no llegan camiones con insumos, o que no se retira el producto. En el caso de la materia prima no se utilizan tanques, sino que se apilan los residuos en un espacio abierto [16].

Las características más relevantes de cada tanque de almacenamiento se presentan en la Tabla 9.

**Tabla 9. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso EV y CO.**

Tanques	Cantidad	Diámetro [m]	Alto [m]	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Tiempo [días]
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	3,1	9,3	70	5
<i>S.cerevisiae</i>	1	0,8	2,5	1	5
Enzimas	1	3,0	9,0	70	5
Nutrientes	1	1,8	5,3	20	5
Amoníaco	1	2,8	8,3	50	5
Bioetanol	6	4,7	14,0	250	5
Agua	2	7,2	7,2	300	1
RILes y RISes	1	6,5	6,5	220	1

A partir de las características de equipos y de tanques de almacenamiento antes mencionadas se confeccionó el layout de la planta, haciendo consideraciones de distribución según secuencia del proceso y de las operaciones requeridas (como cargas y descargas de camiones). Además, se consideraron otras instalaciones indispensables en una planta, como oficinas, edificio de mantención, piscina de seguridad, entre otros. Dicho *layout* se encuentra en el Anexo III. El terreno requerido en este caso es de 25.200 [m<sup>2</sup>].

## 5.1.4 Estimación de Costos de Capital y Operación

### 5.1.4.1 Costos de Capital

El costo de los equipos se estimó a partir de las características señaladas en la Tabla 8, utilizando la base de datos de Matche [61], y actualizando dichos datos a dólares de 2010 mediante los índices de Marshall & Swift de los años correspondientes. El detalle de los costos se muestra en la Tabla 10.

**Tabla 10. Costo de los equipos del proceso, caso EV y CO.**

Operación	Equipo	Material	Cantidad	Costo/Equipo FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
Lavado 1	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	154,1	162,5	211,3	0,3
Molienda	Molino de Bolas	Acero al Carbono	1	2.139,4	2.256,2	2.933,1	4,7
Impregnación con Ácido	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	10	736,4	7.766,2	10.096,0	16,3
Explosión a Vapor	Reactor	Acero Inoxidable 316	4	401,3	1.692,9	2.200,7	3,6
Filtración 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 316	1	320,5	338,0	439,4	0,7
Neutralización	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	6	583,3	3.690,9	4.798,2	7,8
Centrifugación	Centrífuga	Acero Inoxidable 304	2	108,0	227,8	296,1	0,5
Lavado 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 304	1	195,3	206,0	267,8	0,4
Fermentación Inóculo	Reactor Inoculo	Acero Inoxidable	4	97,3	410,5	533,6	0,9
Fermentación	Reactor Fermentador	Acero Inoxidable	23	511,9	12.416,7	16.141,7	26,1
Filtración 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	271,2	286,0	371,8	0,6
Destilación	Columna Binaria	Acero Inoxidable	1	348,6	367,6	477,9	0,8
Deshidratación	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	2	984,6	2.076,7	2.699,7	4,4
Generación de Vapor	Caldera	Acero al Carbono	1	1.695,3	1.787,9	2.324,3	3,8
Co-generación	Quemador/ Turbogenerador		1	13.159,8	13.878,5	18.042,0	29,2
Costo Total					47.564,3	61.833,6	100

Cabe mencionar que el material de construcción de cada equipo se decidió de acuerdo a las características de los compuestos que pasan por ellos. Así, por ejemplo, los equipos por los que pasa ácido sulfúrico, que es altamente corrosivo, deben ser de un material de mejor calidad y menor susceptibilidad a la corrosión, como el acero inoxidable 316.

Por otro lado, es importante señalar que el costo FOB considera únicamente la adquisición de cada equipo, mientras que CIF incluye además los costos de seguros y traslados. Se estima que este último es un 30% mayor al segundo [16]. El total CIF en dólares del 2010 es de 61,8 [MMUS\$], del cual, los equipos para cogeneración (29,2%), fermentadores (26,1%) y reactores para impregnación con ácido (16,3%), son los que representan un mayor porcentaje. Respecto de estos

últimos, el elevado costo se debe fundamentalmente al alto tiempo de residencia necesario para la impregnación (5 horas), que de ser menor, se reduciría el costo asociado (por el menor volumen que se requeriría).

Es importante decir que aunque el costo de los equipos para cogeneración es elevado, la obtención de energía de esta manera es positiva para el proyecto, ya que el VAN que se obtiene con cogeneración es mayor a aquel que se obtiene sin ésta. Esto se analiza más adelante en el capítulo 6: “Análisis y Comparación de las Alternativas”.

De la misma manera se determinó el costo de los tanques de almacenamiento, que se detallan en la Tabla 11.

**Tabla 11. Costo de los tanques de almacenamiento, caso EV y CO.**

Tanques	Material	Cantidad	Costo/Tanque FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Acero Inoxidable 316	1	149,6	157,8	205,1	9,0
Levaduras	Acero al Carbono	1	10,9	11,5	14,9	0,7
Enzimas	Acero al Carbono	1	44,0	46,4	60,3	2,6
Nutrientes	Acero al Carbono	1	29,0	30,6	39,8	1,7
Amoniaco	Acero Inoxidable	1	97,1	102,4	133,1	5,8
Bioetanol	Acero Inoxidable	6	168,4	1.065,6	1.385,3	60,8
Agua	Acero al Carbono	2	79,2	167,	217,2	9,5
RILes y RISes	Acero Inoxidable	1	163,3	172,2	223,9	9,8
Costo Total				1.753,5	2.279,6	100

El total, considerando seguros y traslados, asciende a 2,3 [MMUS\$], del cual más de la mitad (60,8%) corresponde a los tanques para bioetanol. Una alternativa para disminuir este costo sería reducir los días de independencia operativa en el caso del bioetanol, lo cual, sin embargo, afecta en baja medida al VAN obtenido. Por ejemplo, si en vez de 5 fueran sólo 2 días de independencia operativa, el valor del proyecto aumenta solamente en un 4,5%. En cualquier caso, este es un parámetro que debe precisarse en estudios posteriores. Así mismo, también sería importante precisar el volumen de cada tanque, considerando un análisis económico y sobre la logística de almacenamiento. En particular, los tanques de bioetanol pueden ser de hasta 500 m<sup>3</sup>.

Con los datos señalados se tiene que el capital necesario para adquirir equipos y tanques es de 64,1 [MMUS\$]. En tanto, el costo de instalación de estos se estimó como el 42% del valor anterior [15], es decir, 26,9 [MMUS\$]. Así, el capital para comprar, trasladar e instalar los equipos y tanques de almacenamiento (CTEI: Costo Total Equipos Instalados) es de 91 [MMUS\$].

Luego, utilizando la metodología de NREL [23] se estimaron otros costos directos de la siguiente manera:

**Tabla 12. Otros costos directos de instalación, caso EV y CO.**

Otros Costos	% CTEI	[MMUS\$]
Bodega	1,5	1,4
Desarrollo del sitio	9	8,2

Sumando estos al CTEI se tienen 100,6 [MMUS\$], que corresponden al total de costos directos (CTI: Costo Total de Instalación).

Por otro lado, los costos indirectos corresponden fundamentalmente a los siguientes [23]:

*Costos Prorratables:* Incluyen beneficios adicionales y el seguro del contratista de la construcción.

*Gastos de Campo:* Corresponden a gastos en herramientas, servicios de campo, instalaciones temporales de construcción, y supervisión de la construcción.

*Construcción de Instalaciones:* Ingeniería más contingencia, compra y construcción de instalaciones adicionales a los equipos, como oficinas, edificio de mantenimiento y otros.

*Contingencia del Proyecto:* Capital requerido por posibles imprevistos.

Se estimaron siguiendo la metodología utilizada por NREL [23] para evaluar proyectos similares:

**Tabla 13. Costos indirectos del proyecto, caso EV y CO.**

Costos Indirectos	%CTI	[MMUS\$]
Costos Prorratables	10	10,1
Gastos de Campo	10	10,1
Construcción	25	25,2
Contingencias del Proyecto	3	3,0
Total Costos Indirectos		48,3

Además de los directos y los indirectos, existen otros costos a considerar, como los gastos de la puesta en marcha, el terreno, permisos, seguros del terreno, entre otros. Estos se estiman como el 10% del total entre costos directos e indirectos [23], es decir, 14,9 [MMUS\$]. Así, el capital total de inversión es de 163,8 [MMUS\$], similar a lo obtenido por otros estudios [15,16,23,57], considerando la capacidad de la planta de cada caso.

### 5.1.4.2 Costos de Operación

Los costos fijos de operación corresponden a los sueldos del personal, gastos generales, mantenimiento y seguros e impuestos. Los primeros se resumen en la Tabla 14. Los demás se determinan a partir de otros costos ya calculados, como se muestra en la Tabla 15.

**Tabla 14. Estructura de sueldos del personal.**

Cargo	Sueldo Mensual [M\$] <sup>[62]</sup>	Cantidad	Total Anual [M\$]	Total Anual [MUS\$]
Gerente General	5.000,0	1	60.000,0	125,0
Gerente de Operaciones	3.500,0	1	42.000,0	87,5
Jefe de Planta	2.500,0	1	30.000,0	62,5
Ingeniero de Mantenimiento	2.000,0	1	24.000,0	50,0
Jefe de Laboratorio	1.500,0	1	18.000,0	37,5
Jefe de Turno	1.000,0	4	48.000,0	100,0
Técnico de Laboratorio	600,0	2	14.400,0	30,0
Técnico de Mantenimiento	600,0	4	28.800,0	60,0
Operadores	450,0	30	162.000,0	337,5
Secretarias	450,0	4	21.600,0	45,0
Gerente de Recursos Humanos	3.000,0	1	36.000,0	75,0
Gerente de Ventas	3.000,0	1	36.000,0	75,0
Personal Administrativo	800,0	4	38.400,0	80,0
Atención al Cliente	600,0	2	14.400,0	30,0
<b>Total</b>	<b>25.000,0</b>	<b>57</b>	<b>573.600,0</b>	<b>1.195,0</b>

Como se puede notar, el total de sueldos anuales es de 1,2 [MMUS\$] aproximadamente, con un personal de 57 trabajadores.

**Tabla 15. Otros costos fijos del proyecto, caso EV y CO.**

Otros Costos Fijos	Factor	Ítem	Costo [MMUS\$/año]
Gastos Generales	60%	Del Total de Sueldos	0,72
Mantenimiento	2%	Del Costo de Equipos Instalados	1,82
Seguro e Impuestos	1,5%	Del Total del Costo de Instalación	1,51

Así, el costo fijo anual total es de 5,24 [MMUS\$].

Por otro lado, los costos variables se determinaron a partir del flujo requerido de materia prima e insumos, y su costo por unidad, resultados que se muestran en la Tabla 16. El costo de la materia prima se estimó en base a estudios previos [15,16,19]. Esta estimación considera los costos de recolección y transporte de los residuos. Los demás costos de insumos fueron estimados a partir de diversas fuentes (citadas junto al valor correspondiente).

**Tabla 16. Costos variables del proceso, caso EV y CO.**

Insumos	Unidad/Día	Unidad/año	US\$/Unidad	Costo Anual [MMUS\$]	%
Residuos Forestales [ton]	1.200	403.200	10 <sup>[19]</sup>	4,0	18,6
Agua [ton]	973	326.887	0,06 <sup>[16]</sup>	0,02	0,1
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [ton]	21	7.205	190 <sup>[23]</sup>	1,4	6,3
Levaduras [ton]	0,3	87	7.500 <sup>[16]</sup>	0,7	3,0
Nutrientes [ton]	2,6	874	360 <sup>[15]</sup>	0,3	1,5
Amoniaco [ton]	8,3	2.786	515 <sup>[63]</sup>	1,4	6,6
Enzimas [ton]	13	4.295	1.600 <sup>[16]</sup>	6,9	31,7
Ca(OH) <sub>2</sub> [ton]	5,4	1.831	155 <sup>[23]</sup>	0,3	1,3
Tratamiento Residuos [ton]	368	123.543	30 <sup>[23]</sup>	3,7	17,1
Energía [MWh]	0	0	90 <sup>[58]</sup>	0,0	0,0
Diesel [ton]	6,1	2.050	1.450 <sup>[58]</sup>	3,0	13,7
Total				21,7	100,0

Se observa que el mayor costo corresponde al de las enzimas (31,7%), lo cual se condice con otros estudios [16,57]. Luego está la adquisición de la materia prima (18,6%), y el tratamiento de residuos (17,1%). El total anual de costos variables es de 21,7 [MMUS\$].

### 5.1.5 Flujo de Caja y Parámetros Financieros

Para confeccionar el flujo de caja se debió calcular primero los ingresos anuales, los cuales corresponden a la venta del bioetanol y de la energía excedente, como se detalla en la Tabla 17. Cabe mencionar que el precio del bioetanol utilizado es aquel con el que podría competir al límite con la gasolina. Éste se determinó como 0,6 veces el precio promedio de la gasolina en Abril del 2011 (sin IVA, impuesto del 19%), utilizando datos de la Comisión Nacional de Energía [58]. Esto debido a que el poder calorífico del bioetanol es aproximadamente un 60% del de la gasolina convencional. No se consideró el impuesto específico a los combustibles, dado que el bioetanol se encuentra exento de éste según la ley actual [64].

**Tabla 17. Ingresos del proyecto, caso EV y CO.**

Productos y Co-productos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Ingreso Anual [MMUS\$]	%
Bioetanol [ton]	190	63.749	1.047	66,7	94,0
Energía [MWh]	141	47.260	90 <sup>[58]</sup>	4,3	6,0
Total				71,0	100

Como puede notarse, el total anual de ingresos corresponde a 71 [MMUS\$], de los cuales el 94% proviene de la venta del bioetanol.

Tabla 18. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso EV y CO. Valores en MMUS\$.

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>Ingresos</b>																					
Venta Bioetanol		33,4	46,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7
Venta Cogeneración		2,1	3,0	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3	4,3
<b>Ingresos Totales</b>		<b>35,5</b>	<b>49,7</b>	<b>71,0</b>																	
<b>Costos</b>																					
Costos Variables		10,8	15,2	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7	21,7
Costos Fijos		5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2
<b>Costos Totales</b>		<b>16,1</b>	<b>20,4</b>	<b>26,9</b>																	
Interés		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Depreciación Legal		4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Utilidad Antes de Impuestos</b>		<b>14,5</b>	<b>24,4</b>	<b>39,2</b>	<b>44,1</b>																
Impuesto Primera Categoría		2,5	4,1	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5
<b>Utilidad Después de Impuestos</b>		<b>12,0</b>	<b>20,2</b>	<b>32,5</b>	<b>36,6</b>																
Depreciación Legal		4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Flujo de Caja Operacional</b>		<b>17,0</b>	<b>25,2</b>	<b>37,5</b>	<b>36,6</b>																
Inversión Fija	163,8																				
Valor Residual de los Activos																					0
Capital de Trabajo	8,2																				
Recuperación del Capital de Trabajo																					8,2
Préstamo	0																				
Amortizaciones		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-172,0</b>	<b>0,0</b>	<b>8,2</b>																		
<b>Flujo de Caja</b>	<b>-172,0</b>	<b>17,0</b>	<b>25,2</b>	<b>37,5</b>	<b>36,6</b>																

Por otro lado, para la depreciación de equipos y tanques de almacenamiento se consideró una vida útil de 10 años, mientras que el capital de trabajo se estimó como un 5% del capital de inversión total [23].

Además, se consideró un horizonte de análisis de 20 años, una tasa de descuento del 15% y un impuesto de primera categoría del 17%. Por otro lado, se consideró una capacidad operativa del 50% al primer año de operación, 70% al segundo, y 100% del tercero en adelante. En cuanto al financiamiento, éste no considera préstamo externo. Los parámetros utilizados se basan en estudios previos [15,16,23].

Con esto se construyó el flujo de caja mostrado en la Tabla 18, con el cual se determinaron los indicadores financieros mostrados en la Tabla 19.

**Tabla 19. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso EV y CO.**

VAN [MMUS\$]	34,9
TIR [%]	18,2
ROI [%]	21,3
PRI [años]	6

Otro parámetro importante es el precio mínimo de venta, aquel con el cual el VAN del proyecto es cero. En este caso, dicho precio corresponde a 930 US\$/ton, o bien, 734 US\$/m<sup>3</sup>.

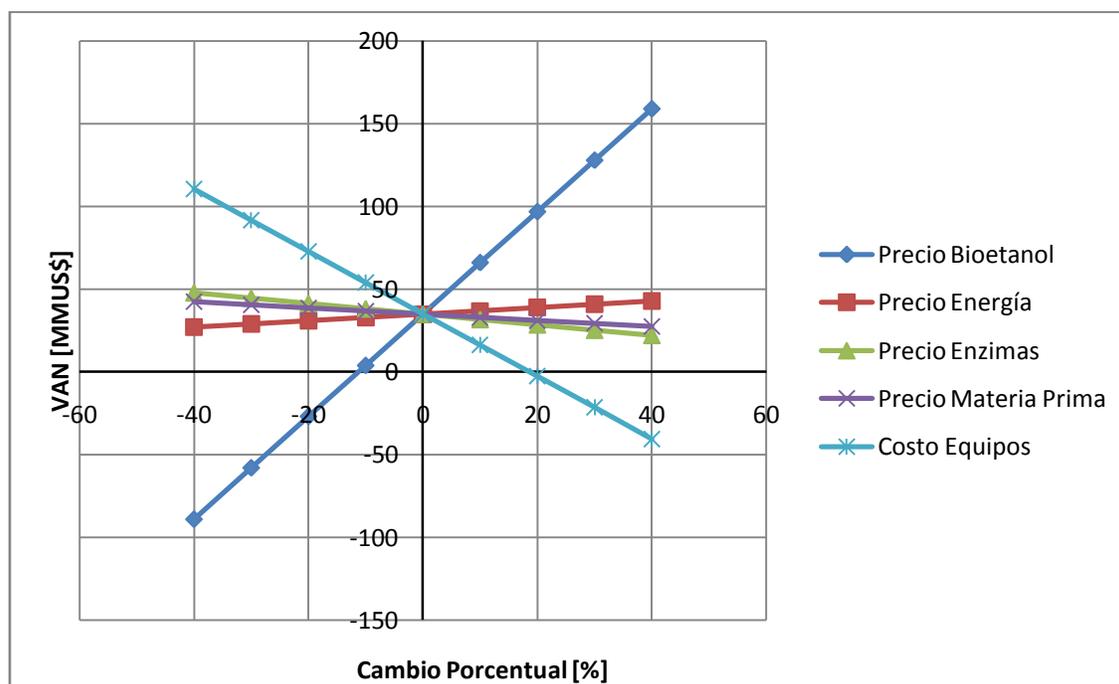
Este valor es mayor al encontrado por otros estudios [15,57]. Esto puede deberse a que en el presente estudio se consideraron diversas pérdidas que suceden en un proceso real, dado que las eficiencias de cada operación (como separaciones, reacciones y otros) no son del 100%, lo cual genera pérdida de beneficios y por tanto un mayor precio mínimo de venta.

Respecto de los indicadores financieros, puede observarse que estos son positivos, dado que se obtiene un VAN de 34,9 [MMUS\$], correspondiente a un retorno de la inversión del 21%; esto permite sugerir la continuación de la evaluación del proyecto a etapas de mayor precisión (prefactibilidad y factibilidad).

### **5.1.6 Análisis de Sensibilidad y Financiamiento**

Debido a la variabilidad de precios y costos, se debe realizar un análisis de sensibilidad sobre el VAN del proyecto, para notar el efecto que dichos cambios pueden tener sobre la rentabilidad. Además, dado que el estudio es de nivel conceptual, algunos valores no son precisos, sino que fueron estimados, por lo que es conveniente analizar su influencia sobre la economía del

proyecto en un estudio de sensibilidad. Para ello se determinaron los parámetros más relevantes para realizar el análisis, y el resultado obtenido al variar éstos se muestra en el Gráfico 1.



**Gráfico 1. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso EV y CO.**

*Precio del bioetanol:* Influye fuertemente en la rentabilidad, de hecho, si el precio de venta disminuye en un 12%, el proyecto deja de ser rentable, mientras que si aumenta en un 22% el valor actual es superior a los 100 [MMUS\$]. De esta manera, si se puede comercializar a un precio cercano al límite para competir con la gasolina, y el precio de esta aumenta, la rentabilidad se incrementa significativamente; en caso contrario disminuye de manera drástica, pudiendo llegar a dejar de ser rentable, como ya se ha descrito.

*Precio de la energía:* Tiene una influencia mucho menor que el precio del bioetanol, debido a que representa un bajo porcentaje del negocio. Luego, aunque disminuya el precio de venta de la energía industrial en un 40%, el proyecto sigue siendo rentable, mientras que si este aumenta los beneficios se ven incrementados moderadamente. Cabe notar que aunque el precio de venta de la energía fuese cero, el proyecto sigue siendo rentable.

*Precio de las enzimas:* En este caso se trata de un insumo del proceso (el más relevante en términos porcentuales del costo variable), por lo que se comporta inversamente a los casos anteriores. Su influencia es relativamente baja, puesto que aunque se incremente en un 40%, el

valor actual es de 22,1 [MMUS\$]. Ahora, es relevante considerar que son enzimas celulasas industriales, puesto que de considerarse el precio de nivel laboratorio, que es al menos 10 veces mayor, el proyecto deja inmediatamente de ser rentable. De hecho, si fuese 2,1 veces mayor deja de ser económicamente factible. En tanto, si se logra disminuir aun más el costo de las enzimas, los beneficios se ven incrementados moderadamente. Se espera que este precio llegue a disminuir hasta 10 veces [65], en cuyo caso se obtendrían 63,6 [MMUS\$] de VAN.

*Precio de la materia prima:* Influye en menor grado que el precio de las enzimas. Aun si su precio aumentase en un 40%, el valor del proyecto es de 27,4 [MMUS\$]. Sólo si su precio se incrementara por sobre 3 veces dejaría de ser rentable, lo cual no es esperable. Por otro lado, si este disminuye, el valor actual aumenta moderadamente, hasta 42,4 [MMUS\$] en el caso disminuir un 40%. Cabe mencionar que el precio de la materia prima se estimó en base al costo de su recolección y transporte, por lo que el precio podría variar de acuerdo a esto. También podría aumentar si se encuentran usos alternativos que generen un costo de adquisición relevante de los residuos.

*Costo de los Equipos:* Este costo es muy relevante, dado su gran peso en la inversión del proyecto. Se observa que si dicho costo fuese sobre un 20% mayor, el proyecto deja de ser rentable, mientras que si fuese un 20% menor, se obtienen 72,3 [MMUS\$]. Claro está que a diferencia de los parámetros anteriores, en este caso una variación de un 20% es en realidad muy significativa, desde el punto de vista de que considera a todos los equipos y tanques de almacenamiento; esto implica que el costo de todos los equipos debe aumentar en un 20% para que el proyecto deje de ser rentable.

*Otros parámetros relevantes:* Además de los anteriores, otros parámetros relevantes que fueron identificados son la cantidad de vapor a utilizar en el pretratamiento, la carga enzimática requerida y la eficiencia de los procesos de hidrólisis y fermentación. El más importante de éstos es el primero. Se consideró utilizar 0,5 kg de vapor por kg de biomasa. Si se utilizara 1 kg de vapor por kg de biomasa el proyecto deja de ser rentable, por la cantidad de energía requerida, que supera a la generada por cogeneración, y por tanto deja de ser un ingreso y pasa a ser un costo. En tanto, en cuanto a la carga enzimática, si en vez de usar 20 FPU/g de sustrato se utilizaran 40, el valor actual disminuye a 3 [MMUS\$], y si se utilizan 45, deja de ser rentable. Por otro lado, si se necesitaran sólo 10 FPU/g, el VAN aumenta a 50,9 [MMUS\$], sin embargo, en muchos estudios se utilizan 20 FPU/g como valor estándar. Por último, en cuanto a las eficiencias, si ambas fueran de sólo un 80% el proyecto deja de ser rentable, mientras que si fuesen de un 95% el valor actual aumenta a 86,6 [MMUS\$]. De esta manera, mejorar las tecnologías detrás de estas operaciones puede tener un gran impacto en la economía del proyecto.

Por otro lado, respecto del financiamiento se analizó el VAN obtenido si se obtuviese un préstamo entre el 0 y el 50% del capital total requerido, considerando un período de pago de 10 años, y una tasa de interés del 8,5%. Los resultados se presentan en la Tabla 20.

**Tabla 20. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso EV y CO.**

Porcentaje Cubierto [%]	VAN [MMUS\$]
0	34,9
10	39,7
20	44,4
30	49,1
40	53,8
50	58,5

Se observa un aumento significativo del valor actual obtenido a medida que se incrementa el préstamo. Claro está que no es directo obtener un alto porcentaje de cobertura, ya que esto depende del nivel de riesgo que se le asigne al proyecto.

Cabe señalar que con el aumento del VAN, mejoran consecuentemente los otros parámetros como la TIR y el ROI, y en algunos casos puede incluso disminuir el período de recuperación de la inversión.

## 5.2 Explosión a Vapor y Biorefinería (EV y BR)

A continuación se describen los resultados del estudio realizado para la producción de bioetanol de segunda generación, utilizando como pretratamiento de la biomasa la explosión a vapor, y obteniendo coproductos de biorefinería (lignina, levadura DDGS y xilitol).

### 5.2.1 Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo

El proceso en este caso es análogo al caso anterior de explosión a vapor y cogeneración, con algunas diferencias para la obtención de los coproductos de biorefinería, las que se detallan a continuación:

*Filtración de Lignina:* Las operaciones y su secuencia hasta la fermentación alcohólica de las hexosas por parte de *S.cerevisiae* para producir etanol son análogas al caso anterior (ver diagrama de flujos en la Figura 6). Luego, tras la fermentación se realiza una filtración para separar la lignina y los restos de hemicelulosa y celulosa del resto de los compuestos. Esta lignina a su vez representa un coproducto de biorefinería, como ya ha sido descrito en el capítulo 3.1.3. Esta operación se lleva a cabo en un filtro rotatorio al vacío. El tamaño de las partículas de lignina es de entre 100 y 200 micrómetros [66].

*Filtración de Levaduras 1:* Luego se realiza una segunda filtración, esta vez para retirar las levaduras, que constituyen un coproducto como compuesto para DDGS según se describió en el capítulo 3.1.3. Esto también se realiza en un filtro rotatorio al vacío. El tamaño de las levaduras es de entre 3 y 10 micrómetros [67].

*Ultrafiltración:* Ya se han retirado la lignina, restos de hemicelulosa y celulosa, y las levaduras, pero es necesario retirar también las enzimas y nutrientes agregados en la fermentación, para disminuir el volumen a tratar en operaciones posteriores, y para obtener una mayor pureza del xilitol que se obtiene al final del proceso. Esto se lleva a cabo mediante ultrafiltración, considerando el tamaño de las proteínas, entre 5 y 10 nm [67]. Cabe señalar que no se consideró reutilizar las enzimas debido a que éstas no necesariamente conservan la actividad requerida para su función.

*Destilación y Deshidratación del Etanol:* Se realizan de manera análoga a lo descrito en el capítulo 5.1.1.

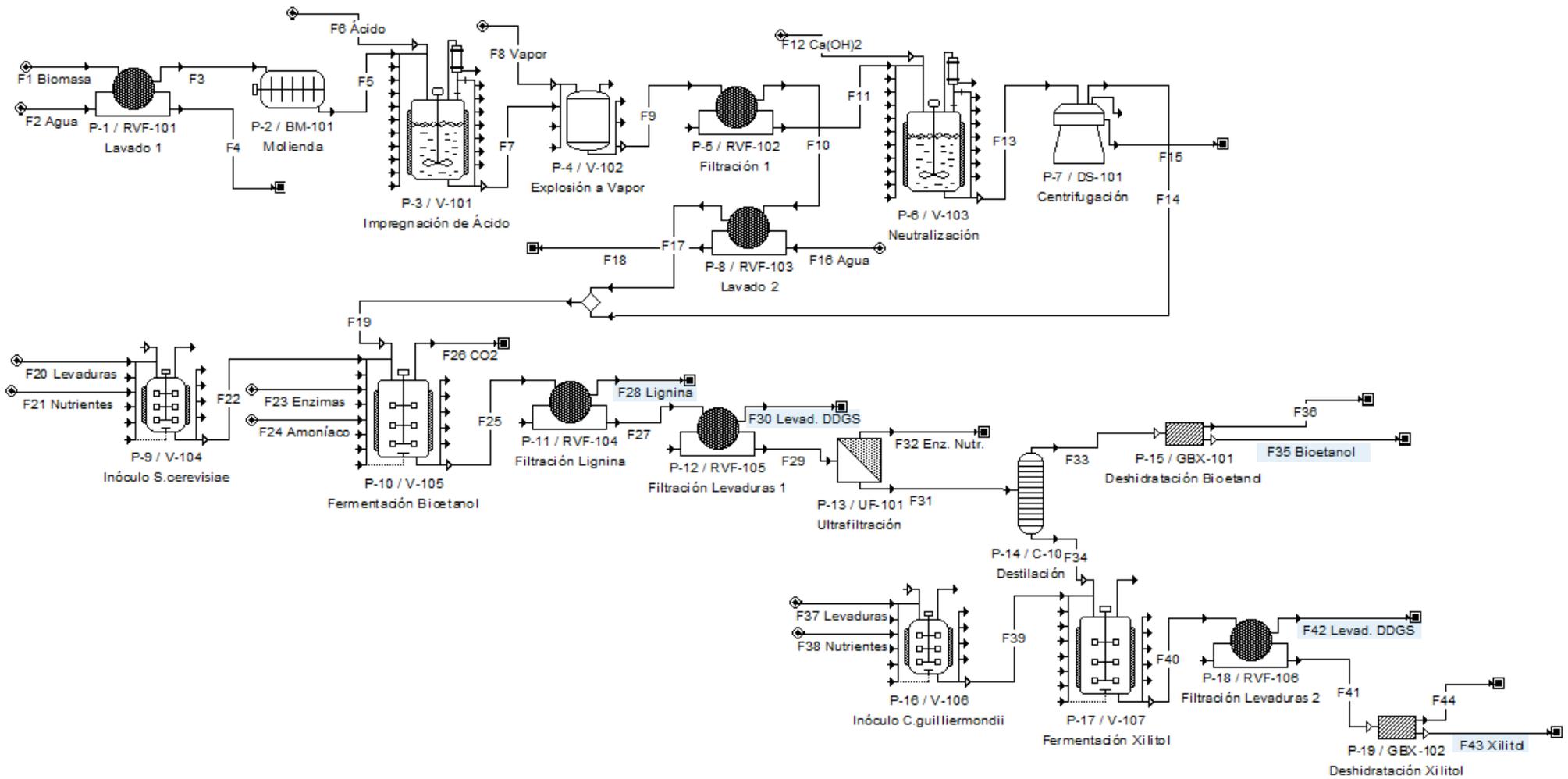


Figura 6. Diagrama de flujos del proceso, caso Explosión a Vapor y Biorefinería. Se indica el principal compuesto de los flujos más relevantes.

*Fermentación Inóculo de C. guilliermondii:* Para la producción de xilitol como coproducto del proceso a partir de la xilosa se realiza una fermentación con *Candida guilliermondii*, cuya capacidad de realizar esta transformación ha sido demostrada por diversos autores [68,69]. Para ello, primero se debe generar el inóculo requerido, el cual se obtiene por incubación a una temperatura de aproximadamente 35°C por 24 horas [70].

*Fermentación de Xilosa:* Se agrega al fermentador la levadura obtenida en la operación anterior y el flujo proveniente de la cola de la columna de destilación de etanol (luego de ser enfriado como parte de la integración energética), el cual contiene la xilosa. Se lleva a cabo una fermentación de 30 horas a 35°C, con lo que se puede obtener aproximadamente un 83% de conversión de xilosa en xilitol [68].

*Filtración de Levaduras 2:* De la misma manera en que se filtran las levaduras *S. cerevisiae*, las levaduras *C. guilliermondii* se filtran para su comercialización como co-producto.

*Deshidratación del Xilitol:* Para incrementar la pureza del xilitol que se encuentra en solución tras su producción, se realiza una deshidratación mediante tamices moleculares, al igual que en la deshidratación del etanol. Estos tamices tienen la propiedad de adsorber el agua por ser esta una molécula muy pequeña, mientras todas aquellas de mayor tamaño pasan sin ser adsorbidas [60].

## **5.2.2 Balance de Masa y Energía**

Se resolvieron los balances de masa y energía de la forma explicada en el capítulo 5.1.2, y los resultados obtenidos se presentan en las Tablas 21 y 22, respectivamente. El detalle de los flujos de cada compuesto en cada corriente del proceso se presenta en el Anexo IV. En tanto, los parámetros de las operaciones principales se señalan en el *Anexo II*.

**Tabla 21. Flujo de los compuestos más relevantes, caso EV y BR.**

Compuesto	Flujo [ton/día]
<b>Materia Prima e Insumos</b>	
Biomasa Seca	1.083
Agua	897
Ácido Sulfúrico	21
Hidróxido de Calcio	5,4
<i>S. cerevisiae</i>	0,3
<i>C. guilliermondii</i>	0,2
Nutrientes	4,8
Enzimas	13
Amoníaco	8,3
<b>Producto y Subproductos</b>	
Bioetanol	190
Levadura DDGS	103
Lignina	193
Xilitol	192

Con estos datos se puede calcular que el rendimiento del proceso es de aproximadamente 220 litros de bioetanol por tonelada de biomasa seca, al igual que en el caso de explosión a vapor y cogeneración.

**Tabla 22. Balance de energía, caso EV y BR.**

Potencia Proceso [MW]	12,9
Potencia Equipos [MW]	5,1
Potencia Total [MW]	18,0

Se observa en la Tabla 22 que la potencia requerida, considerando integración energética, es de 18 [MW] (principalmente para el pretratamiento y la destilación). Esta es similar a la obtenida por otros estudios [15] para la misma alternativa, en relación a la capacidad de la planta.

### 5.2.3 Dimensionamiento y Layout

El dimensionamiento de equipos y tanques de almacenamiento se realizó de la forma ya explicada en el capítulo 5.1.3, y los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 23 y 24, respectivamente.

En tanto, el *layout* confeccionado a partir de los resultados obtenidos se muestra en el *Anexo III*. El terreno requerido en este caso es de 28.000 [m<sup>2</sup>], mayor al caso de explosión a vapor y cogeneración, debido a que en este caso se utiliza una mayor cantidad de equipos y tanques de almacenamiento.

**Tabla 23. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso EV y BR.**

Operación	Equipo	Cantidad	Característica Principal	Valor	Diámetro [m]	Alto/Largo [m]	Tiempo [hrs]	Potencia [kW]
Lavado 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,31	2,0	1	3
Molienda	Molino de Bolas	1	Diámetro	4,4 m	4,4	9,5		475
Impregnación con Ácido	Reactor Agitado	10	Volumen	83 m <sup>3</sup>	3,3	9,8	5	38
Explosión a Vapor	Reactor	4	Volumen	49 m <sup>3</sup>	2,7	8,2	1	
Filtración 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	16 m <sup>2</sup>	2,09	2,5	1	4,4
Neutralización	Reactor Agitado	6	Volumen	53 m <sup>3</sup>	2,8	8,5	2	23
Centrifugación	Centrífuga	2	Diámetro	0,8 m	0,8	5,6		113
Lavado 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	6,0 m <sup>2</sup>	1,31	1,5	1	3
Inóculo <i>S.cerevisiae</i>	Reactor Inoculo	3	Volumen	18 m <sup>3</sup>	2,0	5,9	18	7
Fermentación Bioetanol	Reactor Fermentador	23	Volumen	187 m <sup>3</sup>	4,3	12,9	24	81
Filtración Lignina	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	13 m <sup>2</sup>	2,09	2,0	1	4,4
Filtración Levaduras 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	12 m <sup>2</sup>	1,31	3,0	1	3
Ultrafiltración	Ultrafiltro	7	Área Filtrante	33 m <sup>2</sup>	0,2	1,0		
Destilación	Columna Binaria	1	Altura	9,0 m	1,5	9,0		*
Deshidratación Bioetanol	Tamiz Molecular	2	Volumen	28 m <sup>3</sup>	2,3	6,9	2	
Inóculo <i>C.guilliermondii</i>	Reactor Inóculo	4	Volumen	17 m <sup>3</sup>	1,9	5,8	24	7
Fermentación Xilitol	Reactor Fermentador	22	Volumen	200 m <sup>3</sup>	4,4	13,2	30	86
Filtración Levaduras 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	12 m <sup>2</sup>	1,3	3,0	1	3
Deshidratación Xilitol	Tamiz Molecular	10	Volumen	28,4 m <sup>3</sup>	2,3	6,9	2	
Generación de Vapor	Caldera	1	Capacidad	536 ton/día				*

\*La potencia para estas operaciones fue considerada en la potencia requerida para el proceso.

**Tabla 24. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso EV y BR.**

Tanques	Cantidad	Diámetro [m]	Alto [m]	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Tiempo [días]
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	3,1	9,3	70	5
<i>S.cerevisiae</i>	1	0,8	2,5	1	5
<i>C.guilliermondii</i>	1	0,8	2,4	1	5
Enzimas	1	3,0	9,0	70	5
Nutrientes	1	2,2	6,7	30	5
Amoniaco	1	3,1	9,4	80	5
Agua	2	7,0	7,0	270	1
RILes y RISes	1	6,5	6,5	220	1
Bioetanol	6	4,7	14,0	250	5
Lignina	8	4,6	13,9	240	5
Levadura DDGS	6	3,8	11,5	140	5
Xilitol	6	3,9	11,8	150	5

## 5.2.4 Estimación de Costos de Capital y Operación

### 5.2.4.1 Costos de Capital

El costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se estimó siguiendo la metodología ya explicada en el capítulo 5.1.4, y los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 25 y 26, respectivamente.

Tabla 25. Costo de los equipos del proceso, caso EV y BR.

Operación	Equipo	Material	Cantidad	Costo/Equipo FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
Lavado 1	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	154,1	162,5	211,3	0,3
Molienda	Molino de Bolas	Acero al Carbono	1	2.139,4	2.256,2	2.933,1	4,5
Impregnación con Ácido	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	10	736,4	7.766,2	10.096,0	15,6
Explosión a Vapor	Reactor	Acero Inoxidable 316	4	401,3	1.692,9	2.200,7	3,4
Filtración 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 316	1	320,5	338,0	439,4	0,7
Neutralización	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	6	583,3	3.690,9	4.798,2	7,4
Centrifugación	Centrífuga	Acero Inoxidable 316	2	108,0	227,8	296,1	0,5
Lavado 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 304	1	195,4	206,1	267,9	0,4
Inóculo <i>S.cerevisiae</i>	Reactor Inoculo	Acero Inoxidable	3	71,1	224,9	292,4	0,5
Fermentación Bioetanol	Reactor Fermentador	Acero Inoxidable	23	511,3	12.402,1	16.122,8	25,0
Filtración Lignina	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	271,2	286,0	371,8	0,6
Filtración Levaduras 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	261,0	275,3	357,8	0,6
Ultrafiltración	Ultrafiltro	Acero Inoxidable	7	61,2	451,8	587,3	0,9
Destilación	Columna Binaria	Acero Inoxidable	1	348,6	367,6	477,9	0,7
Deshidratación Bioetanol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	2	984,6	2.076,7	2.699,7	4,2
Inóculo <i>C.guilliermondii</i>	Reactor Inóculo	Acero al Carbono	4	29,1	122,8	159,6	0,2
Fermentación Xilitol	Reactor Fermentador	Acero al Carbono	22	218,4	5.067,2	6.587,4	10,2
Filtración Levaduras 2	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	175,4	185,0	240,5	0,4
Deshidratación Xilitol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	10	958,8	10.111,6	13.145,1	20,3
Generación de Vapor	Caldera	Acero al Carbono	1	1.695,3	1.787,9	2.324,3	3,6
Costo Total					49.699,5	64.609,4	100

Se observa que el total CIF en dólares del 2010 es de 64,6 [MMUS\$], del cual, los fermentadores de bioetanol (25%), los tamices para deshidratar el xilitol (20,3%) y los reactores para la impregnación con ácido (15,6%) son los que representan un mayor porcentaje.

Cabe decir que aunque el costo asociado a los equipos requeridos para la producción del xilitol es elevado, la producción de este coproducto es positiva para el proyecto, ya que el VAN obtenido con xilitol es mayor que sin éste. Este punto se analiza en el capítulo 6.

**Tabla 26. Costo de los tanques de almacenamiento, caso EV y BR.**

Tanques	Material	Cantidad	Costo/Tanque FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Acero Inoxidable 316	1	149,6	157,8	205,1	4,9
<i>S.cerevisiae</i>	Acero al Carbono	1	10,2	10,8	14,0	0,3
<i>C.guilliermondii</i>	Acero al Carbono	1	10,7	11,3	14,7	0,4
Enzimas	Acero al Carbono	1	44,0	46,4	60,3	1,4
Nutrientes	Acero al Carbono	1	39,7	41,9	54,4	1,3
Amoniaco	Acero Inoxidable	1	114,6	120,9	157,1	3,8
Agua	Acero al Carbono	2	78,2	164,9	214,4	5,2
RILes y RISes	Acero Inoxidable	1	163,3	172,2	223,9	5,4
Bioetanol	Acero Inoxidable	6	170,8	1.080,8	1.405,0	33,8
Lignina	Acero al Carbono	8	73,2	617,6	802,9	19,3
Levadura DDGS	Acero al Carbono	6	60,6	383,5	498,5	12,0
Xilitol	Acero al Carbono	6	62,1	392,9	510,8	12,3
Costo Total				3.200,9	4.161,1	100

El total, considerando seguros y traslado, asciende a 4,2 [MMUS\$], del cual los tanques de bioetanol (33,8%), de lignina (19,3%) y de xilitol (12,3%) son los que representan un mayor porcentaje.

A partir del costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se determinaron los demás costos directos, además de los costos indirectos y otros costos, de la manera descrita en el capítulo 5.1.4. Así, se obtuvo que el capital total de inversión es de 175,7 [MMUS\$], que es mayor al obtenido en el caso de explosión a vapor y cogeneración, debido a que el costo de los equipos para la generación de energía es menor al total de equipos requeridos para obtener los coproductos de biorefinería.

#### **5.2.4.2 Costos de Operación**

Los costos fijos de operación de la presente alternativa se determinaron de la misma manera que en el capítulo 5.1.4.2. El costo fijo anual total obtenido es de 5,48 [MMUS\$].

Por otro lado, los costos variables se determinaron a partir del flujo requerido de materia prima e insumos, y su costo por unidad, lo cual se muestra en la Tabla 27. Los costos por unidad se estimaron como se mencionó en el capítulo 5.1.4.2.

**Tabla 27. Costos variables del proceso, caso EV y BR.**

Insumos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Costo Anual [MMUS\$]	%
Residuos Forestales [ton]	1.200	403.200	10 <sup>[19]</sup>	4,0	11,3
Agua [ton]	897	301.264	0,06 <sup>[16]</sup>	0,02	0,1
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [ton]	21	7.205	190 <sup>[23]</sup>	1,4	3,8
Levaduras [ton]	0,5	171	7.500 <sup>[16]</sup>	1,3	3,6
Nutrientes [ton]	4,8	1.618	360 <sup>[15]</sup>	0,6	1,6
Amoníaco [ton]	8,3	2.786	515 <sup>[63]</sup>	1,4	4,0
Enzimas [ton]	13	4.295	1.600 <sup>[16]</sup>	6,9	19,3
Ca(OH) <sub>2</sub> [ton]	5,4	1.831	155 <sup>[23]</sup>	0,3	0,8
Tratamiento Residuos [ton]	368	123.543	30 <sup>[23]</sup>	3,7	10,4
Energía [MWh]	431	144.944	90 <sup>[58]</sup>	13,0	36,6
Diesel [ton]	6,1	2.050	1.450 <sup>[58]</sup>	3,0	8,3
Total				35,6	100

Puede observarse que el mayor costo corresponde al de la energía (36,6%), seguido del de las enzimas (19,3%), y luego el de la adquisición de la materia prima (11,3%). El total anual de costos variables asciende a 35,6 [MMUS\$]. Este es mayor al del caso de explosión a vapor y cogeneración; esto se debe a que para obtener subproductos de biorefinería se deben utilizar más insumos, como levaduras y nutrientes, y además se debe comprar el total de la energía requerida.

## 5.2.5 Flujo de Caja y Parámetros Financieros

Se determinaron los ingresos bajo las consideraciones realizadas en el capítulo 5.1.5 respecto del precio del bioetanol. Éstos se muestran en la Tabla 28.

**Tabla 28. Ingresos del proyecto, caso EV y BR.**

Productos y Co-productos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Ingreso Anual [MMUS\$]	%
Bioetanol [ton]	190	63.749	1.047	66,7	73,1
Levadura para DDGS [ton]	103	34.534	150 <sup>[71]</sup>	5,2	5,7
Lignina [ton]	193	64.770	100 <sup>[57]</sup>	6,5	7,1
Xilitol [ton]	192	64.463	200 <sup>[57]</sup>	12,9	14,1
Total				91,3	100

El total anual de ingresos es de 91,3 [MMUS\$], de los cuales el 73,1% corresponde a la venta del bioetanol, y el resto a los coproductos, de los cuales el xilitol (14,1%) es el más relevante en términos porcentuales. Estos ingresos son claramente mayores a los obtenidos en el caso de cogeneración.

Tabla 29. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso EV y BR. Valores en MMUS\$.

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
<b>Ingresos</b>																						
Venta Bioetanol		33,4	46,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7
Venta Coproductos		12,3	17,2	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6	24,6
<b>Ingresos Totales</b>		<b>45,6</b>	<b>63,9</b>	<b>91,3</b>																		
<b>Costos</b>																						
Costos Variables		17,8	24,9	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6	35,6
Costos Fijos		5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5
<b>Costos Totales</b>		<b>23,3</b>	<b>30,4</b>	<b>41,1</b>																		
Interés		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Depreciación Legal		5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																						
<b>Utilidad Antes de Impuestos</b>		<b>17,1</b>	<b>28,2</b>	<b>44,9</b>	<b>50,2</b>																	
Impuesto Primera Categoría		2,9	4,8	7,6	7,6	7,6	7,6	7,6	7,6	7,6	7,6	8,5	8,5	8,5	8,5	8,5	8,5	8,5	8,5	8,5	8,5	8,5
<b>Utilidad Después de Impuestos</b>		<b>14,2</b>	<b>23,4</b>	<b>37,3</b>	<b>41,7</b>																	
Depreciación Legal		5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																						
<b>Flujo de Caja Operacional</b>		<b>19,5</b>	<b>28,7</b>	<b>42,6</b>	<b>41,7</b>																	
Inversión Fija	175,7																					
Valor Residual de los Activos																						0,0
Capital de Trabajo	8,8																					
Recuperación del Capital de Trabajo																						8,8
Préstamo	0,0																					
Amortizaciones		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-184,5</b>	<b>0</b>	<b>8,8</b>																			
<b>Flujo de Caja</b>	<b>-184,5</b>	<b>19,5</b>	<b>28,7</b>	<b>42,6</b>	<b>41,7</b>	<b>50,5</b>																

Luego, con los parámetros señalados en el capítulo 5.1.5, se confeccionó el flujo de caja mostrado en la Tabla 29 y se obtuvieron los indicadores financieros mostrados en la Tabla 30.

**Tabla 30. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso EV y BR.**

VAN [MMUS\$]	50,9
TIR [%]	19,3
ROI [%]	29,0
PRI [años]	6

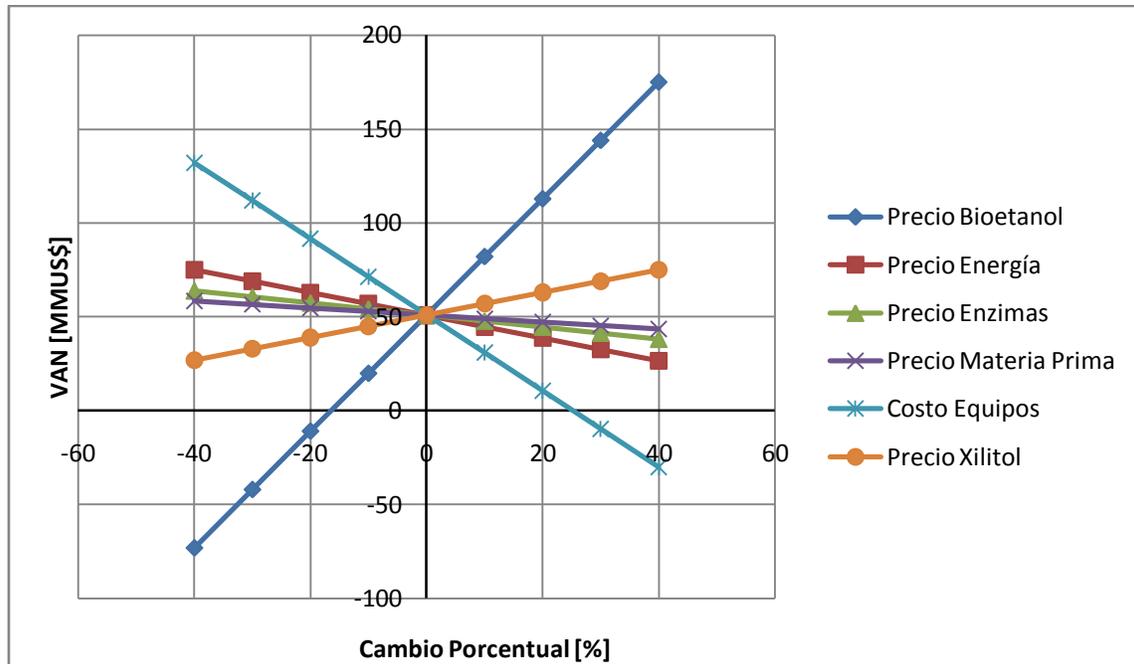
Otro parámetro importante es el precio mínimo de venta, aquel con el cual el VAN del proyecto es cero. En este caso, dicho precio corresponde a 876 US\$/ton, o bien, 691 US\$/m<sup>3</sup>.

Respecto de los indicadores financieros, puede observarse que estos son positivos, dado que se obtiene un VAN de 50,9 [MMUS\$], correspondiente a un retorno de la inversión del 29%. Esto permite sugerir la continuación de la evaluación del proyecto a etapas de mayor precisión (prefactibilidad y factibilidad).

Además, sobre los resultados obtenidos para esta alternativa, se observa que son, en términos de los indicadores financieros, mejores a los correspondientes del caso con explosión a vapor y cogeneración. Es decir, con dicho pretratamiento, el VAN obtenido es superior al incluir biorefinería que al utilizar las corrientes para generar energía, y consecuentemente la TIR y el ROI son mayores, y el precio mínimo de venta es inferior, lo cual es positivo para el proyecto.

### **5.2.6 Análisis de Sensibilidad y Financiamiento**

Al igual que en la alternativa anterior, se realizó un análisis de sensibilidad respecto de los principales parámetros. Los resultados se muestran en el Gráfico 2.



**Gráfico 2. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso EV y BR.**

*Precio del bioetanol:* Influye fuertemente en la rentabilidad del proyecto, tanto así que una disminución de un 17% en este parámetro resultaría en un proyecto no rentable. Si disminuyera un 40% el VAN sería de -73,2 [MMUS\$], mientras que si aumentara en el mismo porcentaje, el VAN sería de 175 [MMUS\$].

*Precio del Xilitol:* Es el coproducto que mayor porcentaje representa de los ingresos (14,1%), y aunque afecta la rentabilidad, su influencia es claramente menor a la del precio del bioetanol. Aún si disminuya en un 40% el proyecto sigue siendo rentable, con un VAN de 26,9 [MMUS\$]. En tanto, si aumentara un 40% se tendrían 74,9 [MMUS\$].

*Precio de la energía:* La energía es la que representa el mayor costo variable (36,6%) y por tanto es importante analizar su influencia en la economía del proyecto. Si disminuyera un 40% se obtendrían 75,1 [MMUS\$], mientras que si aumentara un 40% el VAN sigue siendo positivo, de 26,7 [MMUS\$]. Para que dejara de ser rentable tendría que incrementarse en un 90%.

*Precio de las enzimas:* Dado que representa un menor porcentaje de los costos de operación que el caso de la energía, su influencia es consecuentemente menor. Para que el proyecto dejara de ser rentable, este parámetro debiera aumentar a cerca del triple del valor considerado, lo cual no es esperable, sino que al contrario se esperaría una disminución importante [65].

*Precio de la materia prima:* Afecta en menor medida, y de hecho se requeriría que aumentara a casi el cuádruple para que el proyecto dejara de ser rentable. Esto no debiera suceder a menos que se utilizase materia prima muy alejada de la planta (por los costos de transporte), lo que no es el caso, según lo expuesto en este informe.

*Costo de los Equipos:* Influye fuertemente en la rentabilidad; de hecho, un incremento de un 26% genera que el proyecto deje de ser rentable, mientras que con una disminución del mismo porcentaje se obtendrían más de 100 [MMUS\$].

*Otros parámetros relevantes:* Además de los anteriores, otros parámetros relevantes que fueron identificados son la cantidad de vapor a utilizar en el pretratamiento, la carga enzimática requerida y la eficiencia de los procesos de hidrólisis y fermentación. En cuanto al primero, si se utilizara 1 kg de vapor por kg de biomasa (en vez de 0,5) el proyecto deja de ser rentable, por la cantidad de energía requerida. En tanto, en cuanto a la carga enzimática, si se utilizaran 55 FPU/g, el proyecto dejaría de ser rentable (aunque no se debiera utilizar una cantidad tan alta). Por otro lado, si se necesitaran sólo 10 FPU/g, el VAN aumenta a 66,9 [MMUS\$]. Por último, en cuanto a las eficiencias, si ambas fueran de sólo un 80% el proyecto sigue siendo rentable, obteniendo 5,7 [MMUS\$], mientras que si fuesen de un 95% el valor actual aumenta a 103,3 [MMUS\$]. De esta manera, mejorar las tecnologías detrás de estas operaciones puede tener un gran impacto en la economía del proyecto.

Por otro lado, respecto del financiamiento, se analizó el VAN obtenido si se obtuviese un préstamo entre el 0 y el 50% bajo las condiciones señaladas en el capítulo 5.1.6. Los resultados se presentan en la Tabla 31.

**Tabla 31. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso EV y BR.**

Porcentaje Cubierto [%]	VAN [MMUS\$]
0	50,9
10	55,9
20	61,0
30	66,0
40	71,1
50	76,1

Se observa un aumento significativo del valor actual obtenido a medida que se incrementa el préstamo. Claro está que no es directo obtener un alto porcentaje de cobertura, ya que esto depende del nivel de riesgo que se le asigne al proyecto.

### 5.3 Organosolv y Co-generación (O y CO)

A continuación se describen los resultados del estudio realizado para la producción de bioetanol de segunda generación, utilizando como pretratamiento de la biomasa el proceso organosolv y obteniendo como coproducto energía mediante co-generación.

#### 5.3.1 Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo

Al igual que en los casos anteriores, el proceso se inicia con el lavado y la reducción de tamaño de la materia prima, tal como ya se ha explicado. Luego, el pretratamiento aplicado es mediante organosolv:

*Proceso Organosolv:* Consiste en mezclar la biomasa con una solución de compuesto orgánico y agua, y llevar todo a una temperatura entre 185 y 198 °C por entre 30 y 60 minutos, utilizando ácido sulfúrico como catalizador en baja concentración (alrededor del 1% p/p) [46-50]. Para la evaluación se considerará una relación líquido : biomasa de 7 : 1, en etanol 60% p/p [48]. En tanto, se utilizará una temperatura de 185°C, tiempo de residencia de 1 hora, y concentración de ácido de 1,25% en el líquido [48]. Esta operación se realiza en reactores con agitación mecánica.

Cabe señalar que con este método se logra una menor degradación de la hemicelulosa a monosacáridos que en el caso de la explosión a vapor, siendo ésta de aproximadamente un 50%, y debida en gran medida a la presencia de ácido [48]. Lo más relevante en este pretratamiento es la solubilización de lignina, cercana al 75% [48].

*Filtración:* Al igual que en la explosión a vapor, luego del pretratamiento se debe realizar una filtración para separar el líquido con el etanol, el ácido, los monosacáridos, inhibidores, y en este caso, la lignina solubilizada, del sólido que contiene la celulosa y los restos de hemicelulosa y lignina. Esto se hace mediante un filtro rotatorio al vacío, que opera continuamente.

*Filtración de la Lignina:* En este caso, el líquido debe ser filtrado nuevamente para separar la lignina solubilizada del resto de los compuestos. Esto tiene diversos propósitos. En el caso de la biorefinería, por la obtención de la lignina como subproducto; en el caso de la cogeneración, por el valor energético de este compuesto. Además, en ambos casos es importante retirar la lignina para aumentar la eficiencia de la hidrólisis y la fermentación posterior [48].

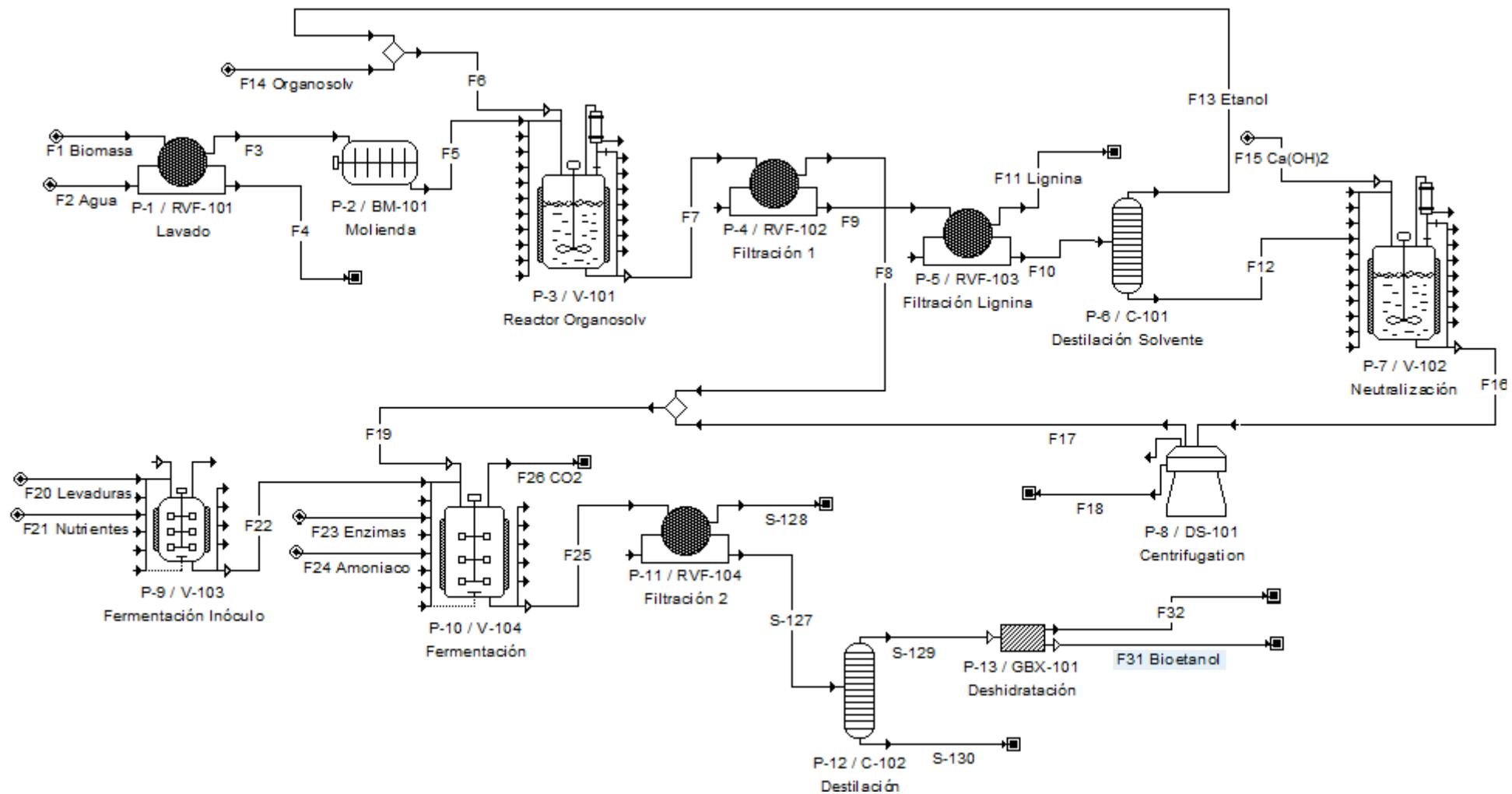


Figura 7. Diagrama de flujos del proceso, caso Organosolv y Cogeneración. Se indica el principal compuesto de los flujos más relevantes.

*Destilación del solvente:* Para recuperar el etanol utilizado como solvente en el pretratamiento se debe realizar una destilación adicional a la realizada para obtener el producto final. Esto es relevante considerando el elevado precio de dicho solvente. La destilación se realiza de la misma manera que la del bioetanol final, es decir, en una columna operada a la temperatura de ebullición del etanol, el que se obtiene con alta pureza en el producto de cabeza, mientras que los demás compuestos quedan en la cola. Después, el etanol obtenido se mezcla con solvente fresco (dado que no se recupera todo) y se reingresa al proceso en el pretratamiento.

Luego de esto, el producto de cola es tratado mediante neutralización y detoxificación dada la presencia de ácido e inhibidores, de la misma manera que en el caso de explosión a vapor. La solución así tratada es ingresada a la fermentación en conjunto con el sólido que contiene la celulosa (ver el diagrama de flujos de la Figura 7). El resto de las operaciones son análogas a las ya explicadas en el capítulo 5.1.1, en el caso de explosión a vapor y cogeneración.

### 5.3.2 Balance de Masa y Energía

Se resolvieron los balances de masa y energía de la forma explicada en el capítulo 5.1.2, y los resultados obtenidos se presentan en las Tablas 32 y 33, respectivamente. El detalle de los flujos de cada compuesto en cada corriente del proceso se presenta en el *Anexo IV*. En tanto, los parámetros de las operaciones principales se señalan en el *Anexo II*.

**Tabla 32. Flujos de los compuestos más relevantes, caso O y CO.**

Compuesto	Flujo [ton/día]
<b>Materia Prima e Insumos</b>	
Residuos	1.200
Agua	215
Ácido Sulfúrico	13
Hidróxido de Calcio	5,3
<i>S. cerevisiae</i>	0,3
Nutrientes	2,5
Enzimas	17
Amoníaco	8,5
<b>Producto</b>	
Bioetanol	179

En el caso del bioetanol, este corresponde a la cantidad producida, menos aquella requerida para reponer como organosolv para el pretratamiento (cantidad neta producida).

Con estos datos se puede calcular que el rendimiento del proceso es de aproximadamente 209 litros de bioetanol por tonelada de biomasa seca. Éste es levemente menor al caso de explosión a vapor, debido a la razón antes explicada (se requiere etanol para el pretratamiento).

**Tabla 33. Balance de energía, caso O y CO.**

Potencia Proceso [MW]	-25,0
Potencia Equipos [MW]	-2,7
Potencia Co-generación [MW]	+25,1
Balance [MW]	-2,6

Se observa en la Tabla 33 que no se satisfacen las necesidades energéticas de la planta, por lo que se deben obtener externamente 2,6 [MW] de potencia, lo que representa un costo para el proyecto (cerca del 8% de los costos variables; ver capítulo 5.3.4.2). Es decir, a diferencia del caso de explosión a vapor y cogeneración, en este caso no hay un excedente comercializable, debido a que la energía requerida para el proceso (considerando integración energética) es mayor. A su vez, esto se debe a que el volumen que se debe calentar en el pretratamiento es mayor, dado que se utiliza una relación solvente : biomasa de 7 : 1, mayor a la de la explosión a vapor (0,5kg de vapor por kg de biomasa), y a que se debe realizar una destilación adicional.

### 5.3.3 Dimensionamiento y Layout

El dimensionamiento de equipos y tanques de almacenamiento se realizó de la forma ya explicada en el capítulo 5.1.3, y los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 34 y 35, respectivamente.

En tanto, el layout confeccionado a partir de los resultados obtenidos se muestra en el *Anexo III*. El terreno requerido es de 25.200 [m<sup>2</sup>], al igual que en el caso de la explosión a vapor y cogeneración.

**Tabla 34. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso O y CO.**

Operación	Equipo	Cantidad	Característica Principal	Valor	Diámetro [m]	Alto/Largo [m]	Tiempo [hrs]	Potencia [kW]
Lavado	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,3	2,0	1	3
Molienda	Molino de Bolas	1	Diámetro	4,4 m	4,4	9,5		475
Organosolv	Reactor Agitado	8	Volumen	65 m <sup>3</sup>	3,0	9,0	1	25
Filtración 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	35 m <sup>2</sup>	3,1	3,5	1	8
Filtración Lignina	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	33 m <sup>2</sup>	2,6	4,0	1	6
Destilación Solvente	Columna	1	Altura	8,4 m	1,5	8,4		*
Neutralización	Reactor Agitado	6	Volumen	47 m <sup>3</sup>	2,7	8,2	2	20
Centrifugación	Centrífuga	2	Diámetro	0,8 m	0,8	5,6		113
Fermentación Inóculo	Reactor Inóculo	4	Volumen	15 m <sup>3</sup>	1,9	5,6	18	6
Fermentación	Reactor Fermentador	23	Volumen	173 m <sup>3</sup>	4,2	12,6	24	70
Filtración 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	13 m <sup>2</sup>	2,1	2,0	1	4,4
Destilación	Columna	1	Altura	9,0 m	1,5	9,0		*
Deshidratación Bioetanol	Tamiz Molecular	2	Volumen	35 m <sup>3</sup>	2,5	7		
Co-generación	Quemador /Caldera /Turbogenerador	1	Potencia Generada	25 MW				

\*La potencia para estas operaciones fue considerada en la potencia requerida para el proceso.

**Tabla 35. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso O y CO.**

Tanques	Cantidad	Diámetro [m]	Alto [m]	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Tiempo [días]
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	2,6	7,9	50	5
Etanol <sup>1</sup>	1	3,2	9,6	80	5
Levaduras	1	0,8	2,5	1	5
Enzimas	1	3,3	10,0	90	5
Nutrientes	1	1,8	5,3	20	5
Amoníaco	1	3,2	9,5	80	5
Bioetanol	6	4,6	13,7	230	5
Agua	1	5,5	5,5	130	1
RILes y RISEs	1	5,9	5,9	170	1

<sup>1</sup>Tanque requerido para almacenar la parte del producto que se utiliza como insumo en el pretratamiento.

### 5.3.4 Estimación de Costos de Capital y Operación

#### 5.3.4.1 Costos de Capital

El costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se estimó siguiendo la metodología ya explicada en el capítulo 5.1.4. Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 36 y 37, respectivamente.

**Tabla 36. Costo de los equipos del proceso, caso O y CO.**

Operación	Equipo	Material	Cantidad	Costo/Equipo FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
Lavado	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	154,1	162,5	211,3	0,4
Molienda	Molino de Bolas	Acero al Carbono	1	2.139,4	2.256,2	2.933,1	4,9
Organosolv	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	8	646,4	5.453,6	7.089,7	11,8
Filtración 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 316	1	491,6	518,4	674,0	1,1
Filtración Lignina	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 304	1	439,9	463,9	603,1	1,0
Destilación Solvente	Columna	Acero Inoxidable	1	325,3	343,1	446,0	0,7
Neutralización	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	6	548,4	3.470,1	4.511,1	7,5
Centrifugación	Centrífuga	Acero Inoxidable	2	108,0	227,8	296,1	0,5
Fermentación Inóculo	Reactor Inóculo	Acero Inoxidable	4	66,5	280,5	364,7	0,6
Fermentación	Reactor Fermentador	Acero Inoxidable	23	495,9	12.028,6	15.637,2	26,0
Filtración 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	271,2	286,0	371,8	0,6
Destilación	Columna	Acero Inoxidable	1	348,6	367,6	477,9	0,8
Deshidratación Bioetanol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	2	1.212,8	2.558,0	3.325,4	5,5
Co-generación	Quemador /Caldera /Turbogenerador		1	16.916,4	17.840,3	23.192,4	38,6
Costo Total					46.256,8	60.133,8	100

Se observa que el total CIF en dólares del 2010 es de 60,1 [MMUS\$], del cual, los equipos para cogeneración (38,6%), fermentadores (26%) y reactores para el pretratamiento organosolv (11,8%) son los que representan un mayor porcentaje. Estos resultados son similares a los obtenidos en el caso de explosión a vapor y cogeneración.

**Tabla 37. Costo de los tanques de almacenamiento, caso O y CO.**

Tanques	Material	Cantidad	Costo/Tanque FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Acero Inoxidable 316	1	143,7	151,5	197,0	8,7
Etanol <sup>1</sup>	Acero Inoxidable	1	102,9	108,5	141,1	6,3
Levaduras	Acero al Carbono	1	11,1	11,7	15,2	0,7
Enzimas	Acero al Carbono	1	51,9	54,7	71,1	3,2
Nutrientes	Acero al Carbono	1	29,0	30,6	39,8	1,8
Amoniaco	Acero Inoxidable	1	102,9	108,5	141,1	6,3
Bioetanol	Acero Inoxidable	6	165,9	1.049,8	1.364,7	60,5
Agua	Acero al Carbono	1	59,1	62,3	81,0	3,6
RILes y RISes	Acero Inoxidable	1	149,2	157,3	204,6	9,1
Costo Total				1.735,0	2.255,6	100

<sup>1</sup>Tanque requerido para almacenar la parte del producto que se utiliza como insumo en el pretratamiento.

El total, considerando seguros y traslado, asciende a 2,3 [MMUS\$], del cual más de la mitad (60,5%) corresponde a los tanques de bioetanol, al igual que en el caso de explosión a vapor y cogeneración.

A partir del costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se determinaron los demás costos directos, además de los costos indirectos y otros costos, de la manera descrita en el capítulo 5.1.4. Así, se obtuvo que el capital total de inversión es de 159,4 [MMUS\$], que resultó ser menor al de los dos casos de explosión a vapor. Esto se debe a que la alternativa con organosolv requiere menos reactores para la etapa del pretratamiento.

### 5.3.4.2 Costos de Operación

Los costos fijos de operación de la presente alternativa se determinaron de la misma manera que en el capítulo 5.1.4.2. El costo fijo anual total obtenido es de 5,15 [MMUS\$].

Por otro lado, los costos variables se determinaron a partir del flujo requerido de materia prima e insumos y de su costo por unidad. Los resultados se muestran en la Tabla 38.

**Tabla 38. Costos variables del proceso, caso O y CO.**

Insumos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Costo Anual [MMUS\$]	%
Residuos Forestales [ton]	1.200	403.200	10 <sup>[19]</sup>	4,0	16,3
Agua [ton]	215	72.372	0,06 <sup>[16]</sup>	0,004	0,02
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [ton]	13	4.503	190 <sup>[23]</sup>	0,9	3,5
Levaduras [ton]	0,3	90	7.500 <sup>[16]</sup>	0,7	2,7
Nutrientes [ton]	2,5	854	360 <sup>[15]</sup>	0,3	1,2
Amoníaco [ton]	8,5	2.841	515 <sup>[63]</sup>	1,5	5,9
Enzimas [ton]	17	5.871	1.600 <sup>[16]</sup>	9,4	38,0
Ca(OH) <sub>2</sub> [ton]	5,3	1.794	155 <sup>[23]</sup>	0,3	1,1
Tratamiento Residuos [ton]	281	94.271	30 <sup>[23]</sup>	2,8	11,4
Energía [MWh]	63	21.248	90 <sup>[58]</sup>	1,9	7,7
Diesel	6,1	2.050	1.450 <sup>[58]</sup>	3,0	12,0
Total				24,7	100

Puede observarse que el mayor costo corresponde al de las enzimas (38%), y luego al de la adquisición de la materia prima (16,3%). El total anual de costos variables asciende a 24,7 [MMUS\$]. Éste es mayor al caso de la explosión a vapor y cogeneración.

### 5.3.5 Flujo de Caja y Parámetros Financieros

Se determinaron los ingresos bajo las consideraciones realizadas en el capítulo 5.1.5 respecto del precio del bioetanol, y estos se muestran en la Tabla 39.

**Tabla 39. Ingresos del proyecto, caso O y CO.**

Productos y Co-productos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Ingreso Anual [MMUS\$]	%
Bioetanol [ton]	179	60.037	1.047	62,9	100,0
Energía [MWh]	0	0	90 <sup>[58]</sup>	0	0,0
Total				62,9	100

El total anual de ingresos corresponde a 62,9 [MMUS\$], de los cuales el 100% proviene de la venta del bioetanol, debido a que la energía de cogeneración se utiliza completamente en el proceso. Los ingresos son menores a los de explosión a vapor, ya que parte del producto se utiliza en el pretratamiento.

Luego, con los parámetros señalados en el capítulo 5.1.5, se obtuvieron los indicadores financieros mostrados en la Tabla 40, a partir del flujo de caja mostrado en la Tabla 41.

**Tabla 40. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso O y CO.**

VAN [MMUS\$]	-12,3
TIR [%]	13,8
ROI [%]	-7,7
PRI [años]	7

Otro parámetro importante es el precio mínimo de venta, aquel con el cual el VAN del proyecto es cero. En este caso, dicho precio corresponde a 1092 US\$/ton, o bien, 862 US\$/m<sup>3</sup>.

Respecto de los indicadores financieros, puede observarse que estos son negativos, dado que se obtiene una pérdida de 12,3 [MMUS\$]. De esta manera, se sugiere analizar las condiciones en las que el proyecto sería rentable (análisis de sensibilidad en el capítulo 5.3.6) para tomar la decisión sobre continuar la evaluación a etapas de mayor precisión (prefactibilidad y factibilidad).

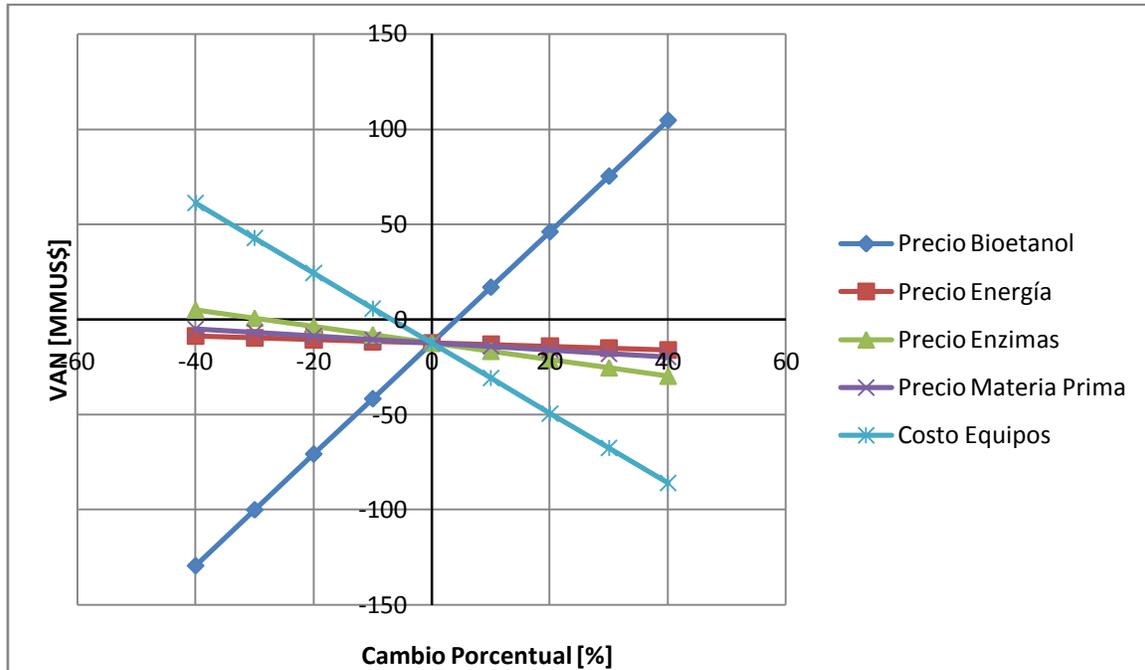
Claramente estos indicadores son peores que los de explosión a vapor (ambos casos), lo cual se debe a que esta alternativa tiene mayores costos variables y menores ingresos.

**Tabla 41. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso O y CO. Valores en MMUS\$.**

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>Ingresos</b>																					
Venta Bioetanol		31,4	44,0	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9	62,9
Venta Cogeneración		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Ingresos Totales</b>		<b>31,4</b>	<b>44,0</b>	<b>62,9</b>																	
<b>Costos</b>																					
Costos Variables		12,4	17,3	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7	24,7
Costos Fijos		5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2
<b>Costos Totales</b>		<b>17,5</b>	<b>22,5</b>	<b>29,9</b>																	
Interés		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Depreciación Legal		4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Utilidad Antes de Impuestos</b>		<b>9,1</b>	<b>16,7</b>	<b>28,2</b>	<b>33,0</b>																
Impuesto Primera Categoría		1,5	2,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	5,6	5,6	5,6	5,6	5,6	5,6	5,6	5,6	5,6	5,6
<b>Utilidad Después de Impuestos</b>		<b>7,6</b>	<b>13,9</b>	<b>23,4</b>	<b>27,4</b>																
Depreciación Legal		4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Flujo de Caja Operacional</b>		<b>12,4</b>	<b>18,7</b>	<b>28,2</b>	<b>27,4</b>																
Inversión Fija	159,4																				
Valor Residual de los Activos																					0,0
Capital de Trabajo	8,0																				
Recuperación del Capital de Trabajo																					8,0
Préstamo	0																				
Amortizaciones		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-167,3</b>	<b>0,0</b>	<b>8,0</b>																		
<b>Flujo de Caja</b>	<b>-167,3</b>	<b>12,4</b>	<b>18,7</b>	<b>28,2</b>	<b>27,4</b>	<b>35,3</b>															

### 5.3.6 Análisis de Sensibilidad

Al igual que en los casos anteriores, se realizó un análisis de sensibilidad respecto de los principales parámetros. Los resultados se muestran en el Gráfico 3.



**Gráfico 3. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso O y CO.**

*Precio del bioetanol:* Su influencia en la rentabilidad del proyecto es muy alta, y de hecho, basta un incremento de sólo un 5% en este parámetro para que el proyecto sea económicamente factible. Más aun, considerando un aumento de un 20%, el proyecto pasa a ser muy atractivo, con un VAN de 46 [MMUS\$]. Por otro lado, si el precio de venta disminuye, la rentabilidad disminuye drásticamente.

*Precio de la energía:* En este caso su influencia es baja, debido a que como no se obtiene un excedente, no representa un ingreso. Además, como casi se satisface la necesidad energética de la planta mediante cogeneración, representa un porcentaje bajo en los costos de operación (7,7%), por lo que su sensibilidad es baja.

*Precio de las enzimas:* A pesar de ser el que mayor porcentaje de los costos variables representa (38%), su influencia es mucho menor que la del precio de venta del bioetanol. Sin embargo, es importante notar que una disminución del 30% en este parámetro permitiría que el

proyecto sea rentable. Sería esperable una disminución de este tipo, e incluso más, en los próximos años [65].

*Precio de la materia prima:* Afecta en menor medida que el precio de las enzimas, y de hecho, aunque disminuya en un 40%, el proyecto sigue siendo no rentable. Se requiere una disminución de un 70% para que sea rentable (poco probable). En el caso de aumentar, el VAN disminuye en menor medida que en el caso de las enzimas.

*Costo de los Equipos:* Influye fuertemente en la economía del proyecto; de hecho, si disminuyera en sólo un 7%, éste pasaría a ser rentable. Sin embargo, cabe señalar que como se trata del costo total, se requeriría que el costo de cada equipo y tanque de almacenamiento disminuyera en un 7%. Esto podría conseguirse analizando en detalle donde realizar la compra (cotización es muy importante) y la elección de las características particulares que generan variación en los precios. Si éstos disminuyeran en un 40% se obtendría un VAN de un 61,2 [MMUS\$], aunque es improbable una disminución tan grande en este caso.

*Otros parámetros relevantes:* Además de los anteriores, otros parámetros relevantes que fueron identificados son la relación líquido-sólido en el pretratamiento, la carga enzimática requerida y la eficiencia de los procesos de hidrólisis y fermentación. El primer caso influye fuertemente, puesto que se determinó una relación líquido-sólido de 7:1, y si es que esta fuera de 6:1 el proyecto pasaría a ser rentable. Más aun, si se optimiza este proceso y sólo se requiriera una relación 5:1, se obtendría un VAN de 34,3 [MMUS\$]. Por otro lado, en el caso de la carga enzimática, si se necesitara más que 20 FPU/g, el valor del proyecto disminuye fuertemente, mientras que si sólo se requirieran 10 FPU/g, el proyecto pasa a ser rentable. Por último, en cuanto a las eficiencias, si estas fueran de un 95%, se obtendrían 31,7 [MMUS\$]; de hecho bastaría con que la fermentación tuviera un 90% de eficiencia para que el proyecto fuese rentable. En tanto si fueran de sólo un 80% el VAN es altamente negativo (pérdidas superiores a 65 [MMUS\$]). Luego, las tecnologías detrás de estas operaciones son fundamentales.

Por otro lado, respecto del financiamiento se analizó el VAN obtenido si se obtuviese un préstamo entre el 0 y el 50% del capital total requerido, considerando un período de pago de 10 años y una tasa de interés del 8,5%. Los resultados se presentan en la Tabla 42.

**Tabla 42. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso O y CO.**

<b>Porcentaje Cubierto [%]</b>	<b>VAN [MMUS\$]</b>
0	-12,3
10	-7,8
20	-3,2
30	1,4
40	6,0
50	10,6

Se observa que si se obtuviese un 30% de financiamiento, el proyecto sería rentable, lo cual podría ser factible de lograr según lo señalado en otros estudios [16].

## 5.4 Organosolv y Biorefinería (O y BR)

A continuación se describen los resultados del estudio realizado para la producción de bioetanol de segunda generación, utilizando como pretratamiento de la biomasa el proceso organosolv, y obteniendo coproductos de biorefinería (lignina, levadura DDGS y xilitol).

### 5.4.1 Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo

El proceso en este caso comienza de manera análoga al de la alternativa de organosolv con cogeneración, explicado en el capítulo 5.3.1, hasta luego de la fermentación del etanol. Posteriormente a esto, se realizan las operaciones requeridas para obtener los coproductos de biorefinería (lignina, levadura DDGS y xilitol), como la filtración de la lignina y de las levaduras, la ultrafiltración de las enzimas y la fermentación y posterior deshidratación del xilitol. Estas ya fueron explicadas en el capítulo 5.2.1, en el caso de explosión a vapor y biorefinería. El proceso así diseñado puede observarse en el diagrama de flujos de la Figura 8.

### 5.4.2 Balance de Masa y Energía

Se resolvieron los balances de masa y energía de la forma explicada en el capítulo 5.1.2, y los resultados obtenidos se presentan en las Tablas 43 y 44, respectivamente. El detalle de los flujos por cada compuesto en cada corriente del proceso se presenta en el *Anexo IV*. Los parámetros de las operaciones principales se señalan en el *Anexo II*.

**Tabla 43. Flujos de los compuestos más relevantes, caso O y BR.**

Compuesto	Flujo [ton/día]
<b>Materia Prima e Insumos</b>	
Biomasa Seca	1.083
Agua	184
Ácido Sulfúrico	13
Hidróxido de Calcio	5,3
<i>S. cerevisiae</i>	0,3
<i>C.guilliermondii</i>	0,3
Nutrientes	5,1
Enzimas	17
Amoníaco	8,5
<b>Producto y Subproductos</b>	
Bioetanol	178
Levadura DDGS	104
Lignina	205
Xilitol	192

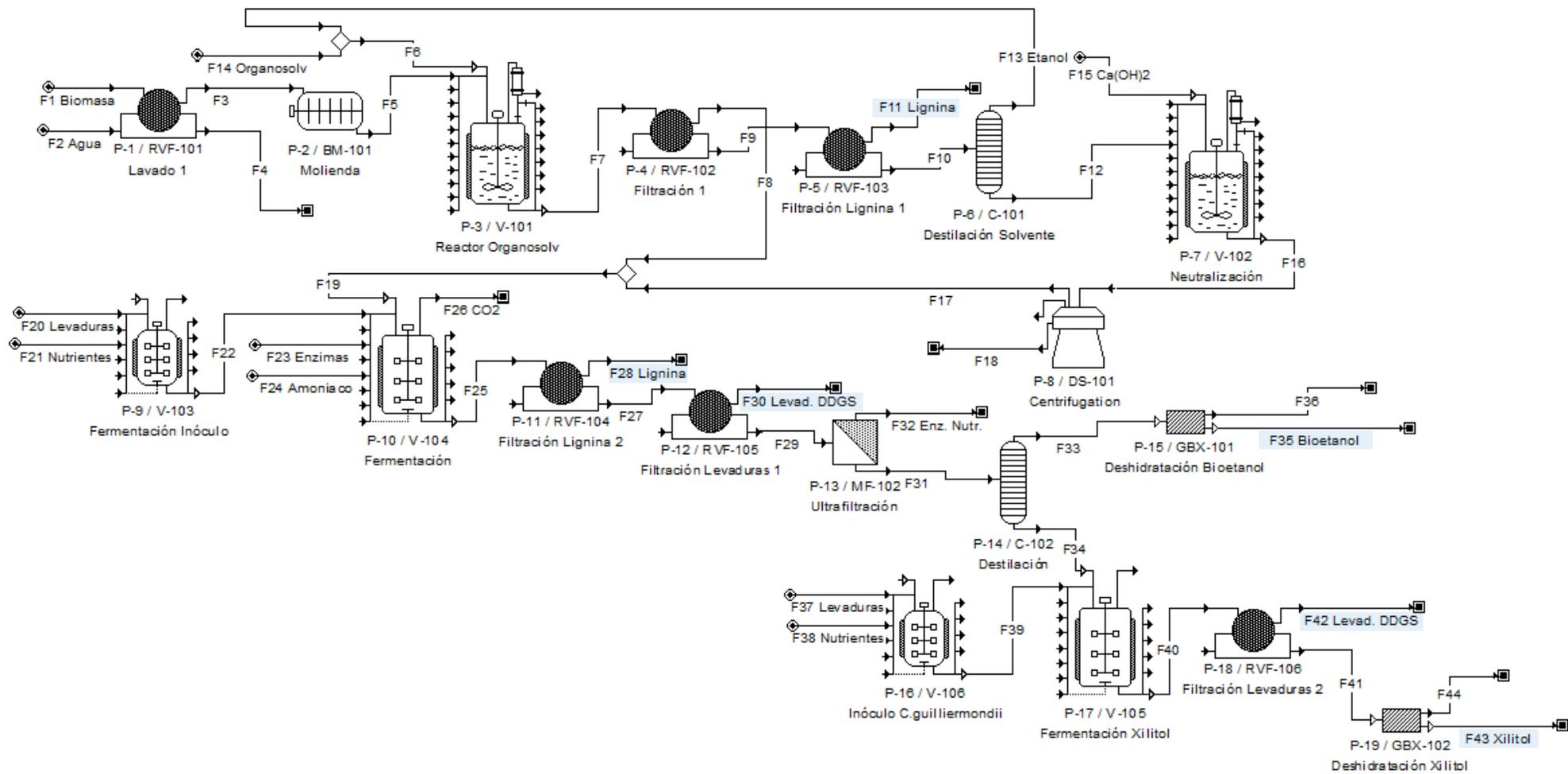


Figura 8. Diagrama de flujos del proceso, caso Organosolv y Biorefinería. Se indica el principal compuesto de los flujos más relevantes.

En el caso del bioetanol, este corresponde a la cantidad producida, menos aquella requerida para reponer como organosolv para el pretratamiento (cantidad neta producida).

Con estos datos se puede calcular que el rendimiento del proceso es de aproximadamente 209 litros de bioetanol por tonelada de biomasa seca, al igual que en el caso de organosolv con cogeneración.

**Tabla 44. Balance de energía, caso O y BR.**

Potencia Proceso [MW]	24,9
Potencia Equipos [MW]	4,7
Potencia Total [MW]	29,6

Como se puede notar en la Tabla 44, la potencia necesaria es de 29,6 [MW], siendo la mayor parte utilizada en el pretratamiento y en las dos destilaciones requeridas. Ésta es mayor a la del caso de explosión a vapor y biorefinería, debido a la razón ya explicada en el caso de organosolv con cogeneración, respecto al mayor gasto energético por tener que calentar un mayor volumen de solvente.

### **5.4.3 Dimensionamiento y Layout**

El dimensionamiento de equipos y tanques de almacenamiento se realizó de la forma descrita en el capítulo 5.1.3, y los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 45 y 46, respectivamente.

En tanto, el layout confeccionado a partir de los resultados obtenidos se muestra en el *Anexo III*. El terreno requerido es de 28.000 [m<sup>2</sup>] al igual que en el caso de la explosión a vapor y biorefinería.

**Tabla 45. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso O y BR.**

Operación	Equipo	Cantidad	Característica Principal	Valor	Diámetro [m]	Alto/Largo [m]	Tiempo [hrs]	Potencia [kW]
Lavado 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,3	2,0	1	3,0
Molienda	Molino de Bolas	1	Diámetro	4,4 m	4,4	9,5		475
Organosolv	Reactor Agitado	8	Volumen	65 m <sup>3</sup>	3,0	9,0	1	25
Filtración 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	35 m <sup>2</sup>	3,1	3,5	1	8,0
Filtración Lignina 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	33 m <sup>2</sup>	2,6	4,0	1	6,0
Destilación Solvente	Columna Binaria	1	Altura	8,4 m	1,5	8,4		*
Neutralización	Reactor Agitado	6	Volumen	47 m <sup>3</sup>	2,7	8,2	2	20
Centrifugación	Centrífuga	2	Diámetro	0,8 m	0,8	5,6		113
Inóculo <i>S.cerevisiae</i>	Reactor Inoculo	4	Volumen	15 m <sup>3</sup>	1,9	5,6	18	6,2
Fermentación Bioetanol	Reactor Fermentador	23	Volumen	173 m <sup>3</sup>	4,2	12,6	24	70
Filtración Lignina 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	13 m <sup>2</sup>	2,1	2,0	1	4,4
Filtración Levaduras 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	13 m <sup>2</sup>	2,1	2,0	1	4,4
Ultrafiltración	Ultrafiltro	8	Área Filtrante	33 m <sup>2</sup>	0,2	1,0		
Destilación	Columna Binaria	1	Altura	9,0 m	1,5	9,0		*
Deshidratación Bioetanol	Tamiz Molecular	2	Volumen	35 m <sup>3</sup>	2,5	7,4	2	
Inóculo <i>C.guilliermondii</i>	Reactor Inóculo	4	Volumen	17 m <sup>3</sup>	1,9	5,8	24	7,0
Fermentación Xilitol	Reactor Fermentador	25	Volumen	184 m <sup>3</sup>	4,3	12,8	30	80
Filtración Levaduras 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	12 m <sup>2</sup>	1,3	3,0	1	3,0
Deshidratación Xilitol	Tamiz Molecular	10	Volumen	30,7 m <sup>3</sup>	2,4	7,1	2	

\*La potencia para estas operaciones fue considerada en la potencia requerida para el proceso.

**Tabla 46. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso O y BR.**

Tanques	Cantidad	Diámetro [m]	Alto [m]	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Tiempo [días]
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	2,6	7,9	50	5
Etanol <sup>1</sup>	1	3,2	9,7	80	5
<i>S.cerevisiae</i>	1	0,8	2,5	1	5
<i>C.guilliermondii</i>	1	0,8	2,5	1	5
Enzimas	1	3,3	10,0	90	5
Nutrientes	1	2,2	6,6	30	5
Amoníaco	1	3,2	9,5	80	5
Agua	1	5,4	5,4	130	1
RILes y RISes	1	5,8	5,8	160	1
Bioetanol	6	4,6	13,7	230	5
Lignina	8	4,3	12,8	190	5
Levadura DDGS	4	4,4	13,2	200	5
Xilitol	6	4,1	12,4	170	5

<sup>1</sup>Tanque requerido para almacenar la parte del producto que se utiliza como insumo en el pretratamiento.

## 5.4.4 Estimación de Costos de Capital y Operación

### 5.4.4.1 Costos de Capital

El costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se estimó siguiendo la metodología ya explicada en el capítulo 5.1.4. Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 47 y 48, respectivamente.

**Tabla 47. Costo de los equipos del proceso, caso O y BR.**

Operación	Equipo	Material	Cantidad	Costo/Equipo FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
Lavado	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	154,1	162,5	211,3	0,4
Molienda	Molino de Bolas	Acero al Carbono	1	2.139,4	2.256,2	2.933,1	4,9
Organosolv	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	8	646,4	5.453,6	7.089,7	11,8
Filtración	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 316	1	491,6	518,4	674,0	1,1
Filtración Lignina 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	439,9	463,9	603,1	1,0
Destilación Solvente	Columna Binaria	Acero Inoxidable 316	1	325,3	343,1	446,0	0,7
Neutralización	Reactor Agitado	Acero Inoxidable 316	6	547,9	3.466,9	4.507,0	7,5
Centrifugación	Centrífuga	Acero Inoxidable 304	2	108,0	227,8	296,1	0,5
Inóculo <i>S.cerevisiae</i>	Reactor Inoculo	Acero Inoxidable	4	66,5	280,5	364,7	0,6
Fermentación Bioetanol	Reactor Fermentador	Acero Inoxidable	23	496,5	12.043,2	15.656,1	26,2
Filtración Lignina 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable 304	1	271,2	286,0	371,8	0,6
Filtración Levaduras 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	271,2	286,0	371,8	0,6
Ultrafiltración	Ultrafiltro	Acero Inoxidable	8	61,2	516,3	671,2	1,1
Destilación	Columna Binaria	Acero Inoxidable	1	348,6	367,6	477,9	0,8
Deshidratación Bioetanol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	2	1.212,8	2.558,0	3.325,4	5,6
Inóculo <i>C.guilliermondii</i>	Reactor Inóculo	Acero al Carbono	4	29,1	122,8	159,6	0,3
Fermentación Xilitol	Reactor Fermentador	Acero al Carbono	25	213,7	5.634,3	7.324,6	12,2
Filtración Levaduras 2	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	175,4	185,0	240,5	0,4
Deshidratación Xilitol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	10	1.031,8	10.881,6	14.146,1	23,6
Costo Total					46.053,8	59.870,0	100

Se observa que el total CIF en dólares del 2010 es de 59,9 [MMUS\$], del cual los fermentadores de etanol (26,2%), los tamices moleculares para deshidratar el xilitol (23,6%) y los reactores para el pretratamiento organosolv (11,8%) son los que representan un mayor porcentaje.

**Tabla 48. Costo de los tanques de almacenamiento, caso O y BR.**

Tanques	Material	Cantidad	Costo/Tanque FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Acero Inoxidable 316	1	143,7	151,5	197,0	5,0
Etanol <sup>1</sup>	Acero Inoxidable	1	102,9	108,5	141,1	3,6
<i>S.cerevisiae</i>	Acero al Carbono	1	11,1	11,7	15,2	0,4
<i>C.guilliermondii</i>	Acero al Carbono	1	10,9	11,5	14,9	0,4
Enzimas	Acero al Carbono	1	51,9	54,7	71,2	1,8
Nutrientes	Acero al Carbono	1	39,7	41,9	54,4	1,4
Amoníaco	Acero Inoxidable	1	102,9	108,5	141,1	3,6
Agua	Acero al Carbono	1	66,2	69,8	90,8	2,3
RILes y RISes	Acero Inoxidable	1	146,1	154,1	200,3	5,1
Bioetanol	Acero Inoxidable	6	165,9	1.049,8	1.364,7	34,6
Lignina	Acero al Carbono	8	67,5	569,5	740,3	18,8
Levadura DDGS	Acero al Carbono	4	68,7	289,8	376,8	9,6
Xilitol	Acero al Carbono	6	64,9	410,7	533,9	13,5
Costo Total				3.032,0	3.941,6	100

<sup>1</sup>Tanque requerido para almacenar la parte del producto que se utiliza como insumo en el pretratamiento.

El total, considerando seguros y traslado, asciende a 3,9 [MMUS\$], del cual los tanques de bioetanol (34,6%), de lignina (18,8%) y de xilitol (13,5%) son los que representan un mayor porcentaje.

A partir del costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se determinaron los demás costos directos, además de los costos indirectos y otros costos, de la manera descrita en el capítulo 5.1.4. Así, se obtuvo que el capital total de inversión es de 163 [MMUS\$], el cual es menor a los dos casos de explosión a vapor, pero mayor al de organosolv con cogeneración.

#### **5.4.4.2 Costos de Operación**

Los costos fijos de operación se determinaron de la misma manera que en el capítulo 5.1.4.2. El costo fijo anual total obtenido es de 5,23 [MMUS\$].

Por otro lado, los costos variables se determinaron a partir del flujo requerido de materia prima e insumos, y su costo por unidad. Los resultados se muestran en la Tabla 49.

**Tabla 49. Costos variables del proceso, caso O y BR.**

Insumos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Costo Anual [MMUS\$]	%
Residuos Forestales [ton]	1.200	403.200	10 <sup>[19]</sup>	4,0	8,9
Agua [ton]	184	61.785	0,06 <sup>[16]</sup>	0,004	0,01
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [ton]	13	4.503	190 <sup>[23]</sup>	0,9	1,9
Levaduras [ton]	0,5	180	7.500 <sup>[16]</sup>	1,4	3,0
Nutrientes [ton]	5,1	1.706	360 <sup>[15]</sup>	0,6	1,4
Amoníaco [ton]	8,5	2.841	515 <sup>[63]</sup>	1,5	3,2
Enzimas [ton]	17	5.871	1.600 <sup>[16]</sup>	9,4	20,8
Ca(OH) <sub>2</sub> [ton]	5,3	1.791	155 <sup>[23]</sup>	0,3	0,6
Tratamiento Residuos [ton]	268	89.974	30 <sup>[23]</sup>	2,7	6,0
Energía [MWh]	711	238.805	90 <sup>[58]</sup>	21,5	47,6
Diesel [ton]	6,1	2.050	1.450 <sup>[58]</sup>	3,0	6,6
Total				45,2	100

Puede observarse que el mayor costo corresponde al de la energía (47,6%), seguido del de las enzimas (20,8%) y luego el de la adquisición de la materia prima (8,9%). El total anual de costos variables asciende a 45,2 [MMUS\$]. Este costo es mayor al de todos los casos antes evaluados.

#### 5.4.5 Flujo de Caja y Parámetros Financieros

Se determinaron los ingresos bajo las consideraciones realizadas en el capítulo 5.1.5 respecto del precio del bioetanol, y estos se muestran en la Tabla 50.

**Tabla 50. Ingresos del proyecto, caso O y BR.**

Productos y Co-productos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Ingreso Anual [MMUS\$]	%
Bioetanol [ton]	178	59.893	1.047	62,7	71,5
Levadura para DDGS [ton]	104	34.993	150 <sup>[71]</sup>	5,3	6,0
Lignina [ton]	205	68.858	100 <sup>[57]</sup>	6,9	7,8
Xilitol [ton]	192	64.391	200 <sup>[57]</sup>	12,9	14,7
Total				87,7	100

El total anual de ingresos corresponde a 87,7 [MMUS\$], de los cuales el 71,5% proviene de la venta del bioetanol y el resto de los coproductos de biorefinería, siendo el principal el xilitol (14,7%) en términos porcentuales. Estos son menores a los ingresos del caso de explosión a vapor y biorefinería, pero mayores a los de los casos con cogeneración.

Luego, con los parámetros señalados en el capítulo 5.1.5, se confeccionó el flujo de caja mostrado en la Tabla 51. A partir de éste se obtuvieron los indicadores financieros mostrados en la Tabla 52.

**Tabla 51. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso O y BR. Valores en MMUS\$.**

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>Ingresos</b>																					
Venta Bioetanol		31,4	43,9	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7	62,7
Venta Coproductos		12,5	17,5	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0
<b>Ingresos Totales</b>		<b>43,9</b>	<b>61,4</b>	<b>87,7</b>																	
<b>Costos</b>																					
Costos Variables		22,6	31,6	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2	45,2
Costos Fijos		5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2
<b>Costos Totales</b>		<b>27,8</b>	<b>36,8</b>	<b>50,4</b>																	
Interés		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Depreciación Legal		4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Utilidad Antes de Impuestos</b>		<b>11,2</b>	<b>19,7</b>	<b>32,4</b>	<b>37,3</b>																
Impuesto Primera Categoría		1,9	3,3	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	6,3	6,3	6,3	6,3	6,3	6,3	6,3	6,3	6,3	6,3
<b>Utilidad Después de Impuestos</b>		<b>9,3</b>	<b>16,3</b>	<b>26,9</b>	<b>31,0</b>																
Depreciación Legal		4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Flujo de Caja Operacional</b>		<b>14,2</b>	<b>21,2</b>	<b>31,8</b>	<b>31,0</b>																
Inversión Fija	163																				
Valor Residual de los Activos																					0,0
Capital de Trabajo	8,2																				
Recuperación del Capital de Trabajo																					8,2
Préstamo	0																				
Amortizaciones		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-171,2</b>	<b>0,0</b>	<b>8,2</b>																		
<b>Flujo de Caja</b>	<b>-171,2</b>	<b>14,2</b>	<b>21,2</b>	<b>31,8</b>	<b>31,0</b>																

**Tabla 52. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso O y BR.**

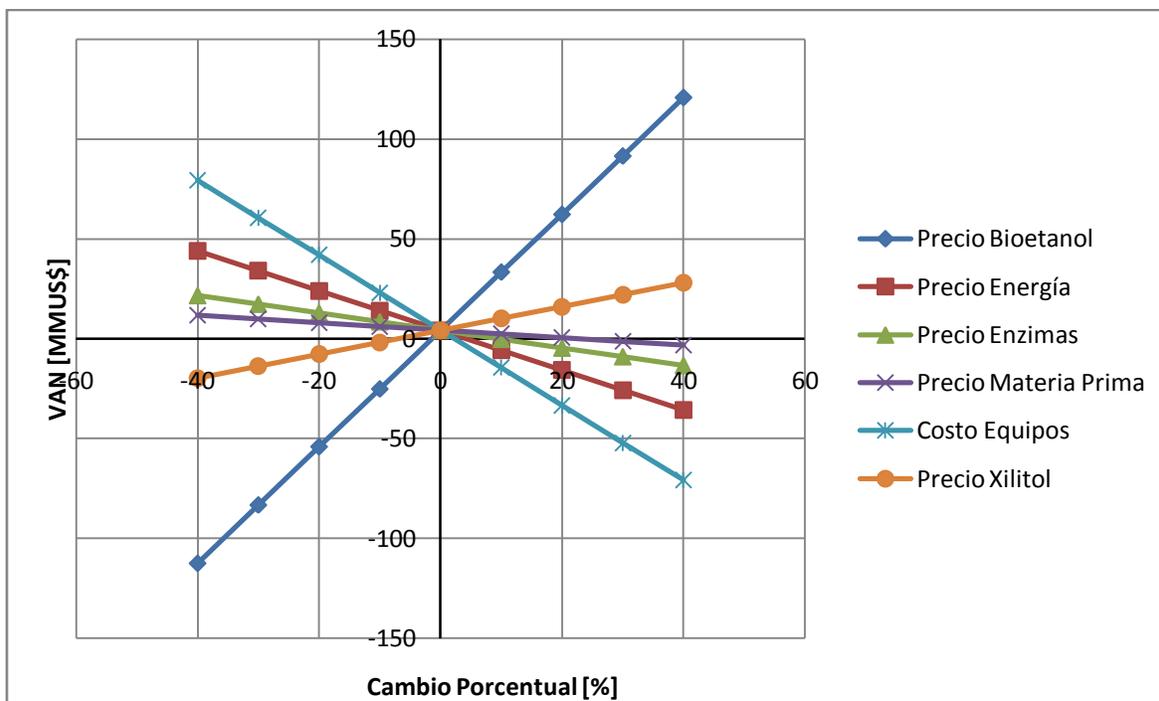
VAN [MMUS\$]	4,2
TIR [%]	15,4
ROI [%]	2,6
PRI [años]	7

Otro parámetro importante es el precio mínimo de venta, aquel con el cual el VAN del proyecto es cero. En este caso, dicho precio corresponde a 1033 US\$/ton, o bien, 815 US\$/m<sup>3</sup>.

Respecto de los indicadores financieros, puede observarse que estos son positivos, dado que se obtiene una ganancia de 4,2 [MMUS\$], correspondiente a un retorno de la inversión del 2,6%, lo que permite sugerir la continuación de la evaluación del proyecto a etapas de mayor precisión (prefactibilidad y factibilidad). Claro está que como el VAN es bajo, se recomienda considerar el análisis de sensibilidad presentado a continuación. Además, aunque los indicadores son positivos, son inferiores a los de las alternativas con explosión a vapor (aunque mejores que el caso de organosolv con cogeneración).

#### **5.4.6 Análisis de Sensibilidad**

Al igual que en los casos anteriores, se realizó un análisis de sensibilidad respecto de los principales parámetros. Los resultados se muestran en el Gráfico 4.



**Gráfico 4. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso O y BR.**

*Precio del bioetanol:* Basta una disminución de sólo un 2% en este parámetro para que esta alternativa deje de ser rentable. Esto debido a que el precio del bioetanol influye fuertemente sobre el VAN y, además, el valor actual en este caso es bastante bajo por lo que pequeños cambios pueden generar que deje de ser rentable. Por otro lado, si el precio aumentara en un 20% el proyecto pasa a ser bastante atractivo, con un VAN de 62,3 [MMUS\$].

*Precio del Xilitol:* Dado que representa un menor porcentaje en las ventas totales (14,7%) que el bioetanol, su influencia es menor. Sin embargo, una disminución del 10% generaría que la alternativa dejara de ser rentable. Por el contrario, si este precio fuera un 40% mayor, se podrían obtener 28,1 [MMUS\$].

*Precio de la energía:* Es el mayor costo variable de la presente alternativa, representando casi la mitad del total (47,6%), por lo que su influencia es significativa. Así, un aumento de un 10% en este precio genera que el proyecto deje de ser rentable. En tanto, si el precio de la energía fuera un 20% menor, el VAN sería de 24,1 [MMUS\$].

*Precio de las enzimas:* Es esperable que este precio disminuya en un futuro próximo [65], y si lo hiciese en un 40% se obtendrían 21,6 [MMUS\$].

*Precio de la materia prima:* Su influencia es menor pues sólo representa el 8,9% de los costos variables. Aun así, un aumento del 30% generaría que el proyecto deje de ser rentable. Si disminuyera un 40% se obtendrían 11,7 [MMUS\$].

*Costo de los Equipos:* Al igual que en las alternativas ya analizadas, el costo de los equipos influye fuertemente en este caso. Un aumento de sólo un 5% generaría que la alternativa deje de ser rentable. Si en cambio este costo fuera un 10% menor, se obtendrían 23 [MMUS\$].

*Otros parámetros relevantes:* Además de los anteriores, otros parámetros relevantes que fueron identificados son la relación líquido-sólido en el pretratamiento, la carga enzimática requerida y la eficiencia de los procesos de hidrólisis y fermentación. El primer caso influye fuertemente, puesto que se determinó una relación líquido-sólido de 7:1, y si es que esta fuera de 8:1 el proyecto dejaría de ser rentable (aunque se espera que disminuya). En cambio, si se optimizara este proceso y sólo se requiriera una relación 5:1 se obtendría un VAN de 56,8 [MMUS\$]. Por otro lado, en el caso de la carga enzimática, si se necesitara más que 20 FPU/g, el valor del proyecto disminuye fuertemente (con 25 deja de ser rentable), mientras que si sólo se requirieran 10 FPU/g, se obtendrían 26 [MMUS\$]. Por último, en cuanto a las eficiencias, si estas fueran de un 95%, se obtendrían 49,1 [MMUS\$]. En tanto si fueran de sólo un 80% el VAN es altamente negativo. Luego, las tecnologías detrás de estas operaciones son fundamentales.

Por otro lado, respecto del financiamiento se analizó el VAN obtenido si se obtuviese un préstamo entre el 0 y el 50% del capital total requerido, considerando un período de pago de 10 años, y una tasa de interés del 8,5%. Los resultados se presentan en la Tabla 53.

**Tabla 53. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso O y BR.**

Porcentaje Cubierto [%]	VAN [MMUS\$]
0	4,2
10	8,9
20	13,5
30	18,2
40	22,9
50	27,6

Se observa un aumento significativo del valor actual obtenido a medida que se incrementa el préstamo. Claro está que no es directo obtener un alto porcentaje de cobertura, ya que esto depende del nivel de riesgo que se le asigne al proyecto.

## 5.5 Líquidos Iónicos y Co-generación (ILs y CO)

A continuación se describen los resultados del estudio realizado para la producción de bioetanol de segunda generación, utilizando como pretratamiento de la biomasa el uso de líquidos iónicos (ILs), y obteniendo como coproducto energía mediante co-generación.

### 5.5.1 Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo

Al igual que los casos anteriores, el proceso se inicia con el lavado y la reducción de tamaño de la materia prima, tal como fue explicado en el capítulo 5.1.1. Sin embargo, el pretratamiento realizado después es distinto y se describe a continuación:

*Pretratamiento con Líquidos Iónicos:* Se mezcla la biomasa con el líquido iónico adecuado (sus características fueron descritas en el capítulo 3.3), en una relación que va de 1:3 a 1:20 según diversos estudios, y se lleva todo a una temperatura entre 80 y 150°C, por un tiempo entre 30 y 60 minutos [51-55]. Esto permite romper parte de la estructura lignocelulósica, gracias a las propiedades del líquido iónico. Luego, se lava con agua, lo que permite remover el IL y dejar la celulosa en agua, lo que es relevante para la posterior hidrólisis y fermentación. Este tratamiento permite disminuir la cristalinidad de la estructura entre un 58 y un 75%, aumentando así su digestibilidad enzimática [53].

Para el caso se considerará el uso del líquido iónico Cloruro de 1-etil-3-metilimidazol ([EMIM]Cl) [52], una relación 1:3 entre biomasa y líquido, una temperatura de 150°C y un tiempo de residencia de 1 hora.

*Filtración 1:* Al igual que en los casos anteriores, luego del pretratamiento se realiza una filtración para separar el sólido con la celulosa, del líquido, en este caso el [EMIM]Cl. Esto en un filtro rotatorio al vacío.

*Lavado 2:* Tal como se ha descrito, luego del pretratamiento se debe realizar un lavado con agua para remover el líquido iónico. Se decidió realizar esta etapa en un filtro rotatorio, lo que permite un tratamiento continuo.

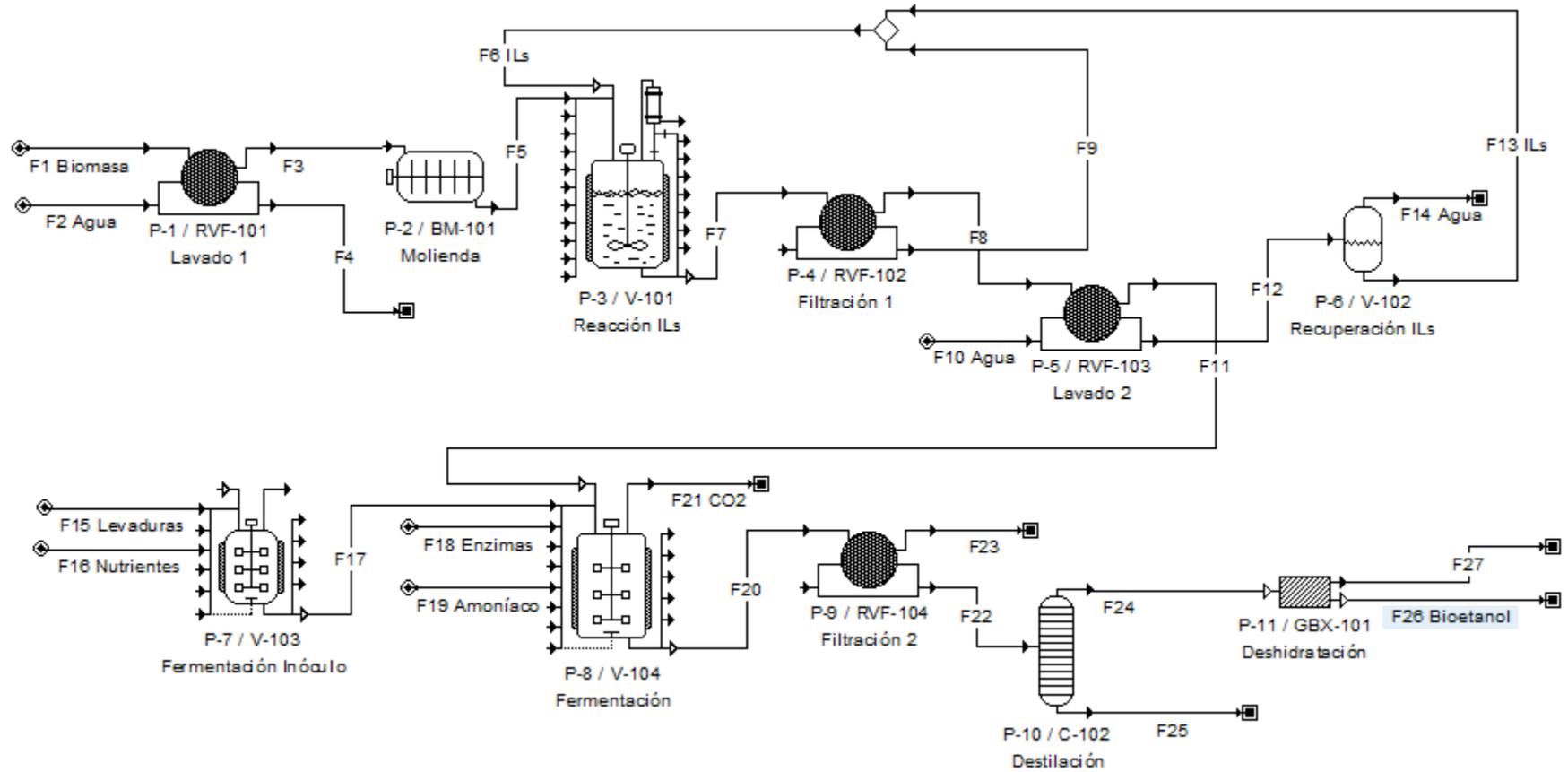


Figura 9. Diagrama de flujos del proceso, caso Líquidos Iónicos y Cogeneración. Se indica el principal compuesto de los flujos más relevantes.

*Recuperación de ILs:* El [EMIM]Cl obtenido en el líquido de la filtración 1 puede ser devuelto al proceso, reutilizándolo una determinada cantidad de veces en el pretratamiento, aunque contiene monosacáridos y lignina, que por ahora son muy difíciles de recuperar, por lo que la reutilización disminuye la eficiencia de la hidrólisis posterior [52]. En tanto, el que se obtiene tras el lavado 2 debe ser separado del agua. Para ello se debe realizar una evaporación, lo que es posible puesto que los ILs tienen un punto de ebullición mucho más alto, de modo que el agua se evapora a aproximadamente 100°C, mientras que el [EMIM]Cl no lo hace.

Luego, el flujo que contiene la celulosa, la hemicelulosa y los restos de lignina pasa a la fermentación (ver diagrama de flujos en la Figura 9) y el proceso continúa de la manera ya descrita en el capítulo 5.1.1.

En tanto, el IL obtenido tras la filtración y con la evaporación, puede ser devuelto al proceso en el pretratamiento, tal como se indica en la Figura 9. Sin embargo, tal como se ha mencionado, se debe continuar estudiando cómo afecta al rendimiento el realizar esta reutilización.

## 5.5.2 Balance de Masa y Energía

Se resolvieron los balances de masa y energía de la forma explicada en el capítulo 5.1.2, y los resultados obtenidos se presentan en las Tablas 54 y 55, respectivamente. El detalle de los flujos de cada compuesto en cada corriente del proceso se presenta en el *Anexo IV*. En tanto, los parámetros de las operaciones principales se señalan en el *Anexo II*.

**Tabla 54. Flujos de los compuestos más relevantes, caso ILs y CO.**

Compuesto	Flujo [ton/día]
<b>Materia Prima e Insumos</b>	
Biomasa Seca	1.083
Agua	45
ILs	1,6
<i>S. cerevisiae</i>	0,2
Nutrientes	1,9
Enzimas	21
Amoníaco	7,8
<b>Producto</b>	
Bioetanol	179

Con estos datos se puede calcular que el rendimiento del proceso es de aproximadamente 209 litros de bioetanol por tonelada de biomasa seca, al igual que en los dos casos con organosolv.

Éste es menor al caso de explosión a vapor, debido a que no se aprovechan hexosas de la hemicelulosa que quedan en el líquido iónico.

Es importante decir que para la evaluación de esta alternativa se consideró que el líquido iónico fuera suficientemente recuperable como para que la cantidad utilizada en un ciclo (desde que se agrega hasta que se recupera, lo que tarda 4 horas, debido a los tiempos de residencia mostrados en la Tabla 56) sea suficiente para todo un año mediante recuperación. Si bien actualmente se ha notado una disminución del rendimiento con líquidos iónicos reutilizados [52], esto puede cambiar en un futuro cercano, y además el escenario sin reutilización no tiene mucho sentido, debido a que en ese caso se obtienen pérdidas significativas con el proyecto (datos no mostrados).

**Tabla 55. Balance de energía, caso ILs y CO.**

Potencia Proceso [MW]	-18,0
Potencia Equipos [MW]	-1,9
Potencia Co-generación [MW]	+21,9
Balance [MW]	+2,0

Así, se obtiene un excedente de 2 [MW] comercializable. Es decir, en comparación con la explosión a vapor se obtiene un excedente menor. Sin embargo, comparado con organosolv al menos en este caso se cubren las necesidades del proceso y hay un excedente. Esto se debe a que es un caso intermedio en cantidad de solvente requerido, y además la temperatura de operación del pretratamiento es menor a la del caso con organosolv.

### **5.5.3 Dimensionamiento y Layout**

El dimensionamiento de equipos y tanques de almacenamiento se realizó de la forma explicada en el capítulo 5.1.3. Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 56 y 57, respectivamente.

En tanto, el layout confeccionado a partir de los resultados obtenidos se muestra en el *Anexo III*. El terreno requerido es de 23.800 [m<sup>2</sup>], menor a los casos anteriores, debido a que se requiere una menor cantidad de equipos y tanques de almacenamiento.

**Tabla 56. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso ILs y CO.**

Operación	Equipo	Cantidad	Característica Principal	Valor	Diámetro [m]	Alto/Largo [m]	Tiempo [hrs]	Potencia [kW]
Lavado 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,3	2,0	1	3
Molienda	Molino de Bolas	1	Diámetro	4,4 m	4,4	9,5		475
Reactor ILs	Reactor Agitado	4	Volumen	52 m <sup>3</sup>	2,8	8,4	1	24
Filtración 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	16 m <sup>2</sup>	2,1	2,5	1	4,4
Lavado 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,3	2,0	1	3
Recuperación ILs	Evaporador	1	Volumen	43 m <sup>3</sup>	2,6	7,9	1	*
Fermentación Inóculo	Reactor Inóculo	3	Volumen	14 m <sup>3</sup>	1,8	5,4	18	5,6
Fermentación	Reactor Fermentador	19	Volumen	181 m <sup>3</sup>	4,2	12,7	24	67
Filtración 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	10 m <sup>2</sup>	1,3	2,5	1	3
Destilación	Columna	1	Altura	9,0 m	1,5	9,0		*
Deshidratación del Etanol	Tamiz Molecular	2	Volumen	27 m <sup>3</sup>	2,3	6,8		
Co-generación	Caldera/Quemador/Turbogenerador	1	Potencia Generada	22 MW				

\*La potencia para estas operaciones fue considerada en la potencia requerida para el proceso.

**Tabla 57. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso ILs y CO.**

Tanques	Cantidad	Diámetro [m]	Alto [m]	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Tiempo [días]
ILs	1	1,5	4,6	10	5
Levaduras	1	0,8	2,3	1	5
Enzimas	1	3,5	10,6	110	5
Nutrientes	1	1,6	4,8	10	5
Amoniaco	1	3,1	9,3	70	5
Bioetanol	6	4,6	13,8	230	5
Agua	1	3,3	3,3	30	1

## 5.5.4 Estimación de Costos de Capital y Operación

### 5.5.4.1 Costos de Capital

El costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se estimó siguiendo la metodología ya explicada en el capítulo 5.1.4. Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 58 y 59, respectivamente.

**Tabla 58. Costo de los equipos del proceso, caso ILs y CO.**

Operación	Equipo	Material	Cantidad	Costo/Equipo FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
Lavado 1	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	154,1	162,5	211,3	0,5
Molienda	Molino de Bolas	Acero al Carbono	1	2.139,4	2.256,2	2.933,1	6,8
Reactor ILs	Reactor Agitado	Acero Inoxidable	4	324,0	1.366,8	1.776,8	4,1
Filtración 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	299,6	316,0	410,8	1,0
Lavado 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	218,3	230,2	299,3	0,7
Recuperación ILs	Evaporador	Acero Inoxidable	1	296,0	312,2	405,8	0,9
Fermentación Inóculo	Reactor Inóculo	Acero Inoxidable	3	63,2	200,0	259,9	0,6
Fermentación	Reactor Fermentador	Acero Inoxidable	19	509,4	10.207,2	13.269,3	30,7
Filtración 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	240,8	254,0	330,1	0,8
Destilación	Columna	Acero Inoxidable	1	348,6	367,6	477,9	1,1
Deshidratación del Etanol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	2	930,5	1.962,7	2.551,5	5,9
Co-generación	Caldera/Quemador/Turbogenerador		1	14.804,8	15.613,3	20.297,3	47,0
Costo Total					33.248,6	43.223,2	100

Se observa que el total CIF en dólares del 2010 es de 43,2 [MMUS\$], del cual, los equipos para cogeneración (47%), fermentadores (30,7%) y el molino de bolas (6,8%) son los que representan un mayor porcentaje.

**Tabla 59. Costo de los tanques de almacenamiento, caso ILs y CO.**

Tanques	Material	Cantidad	Costo/Tanque FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
ILs	Acero Inoxidable	1	52,1	54,9	71,4	4,1
Levaduras	Acero al Carbono	1	10,0	10,5	13,7	0,8
Enzimas	Acero al Carbono	1	55,7	58,7	76,4	4,4
Nutrientes	Acero al Carbono	1	22,7	23,9	31,1	1,8
Amoniaco	Acero Inoxidable	1	101,2	106,7	138,7	7,9
Bioetanol	Acero Inoxidable	6	165,9	1.049,8	1.364,7	78,0
Agua	Acero al Carbono	1	39,7	41,9	54,4	3,1
Costo Total				1.346,5	1.750,5	100

El total, considerando seguros y traslado, asciende a 1,8 [MMUS\$], del cual la gran mayoría (78%) corresponde a los tanques de bioetanol.

A partir del costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se determinaron los demás costos directos, además de los costos indirectos y otros costos, de la manera descrita en el capítulo 5.1.4. Así, se obtuvo que el capital total de inversión es de 114,9 [MMUS\$], que es menor a los requeridos en los casos de explosión a vapor y de organosolv.

#### 5.5.4.2 Costos de Operación

Los costos fijos de operación se determinaron de la misma manera que en el capítulo 5.1.4.2. El costo fijo anual total obtenido es de 4,25 [MMUS\$].

Por otro lado, los costos variables se determinaron a partir del flujo requerido de materia prima e insumos y su costo por unidad. Los resultados se muestran en la Tabla 60.

**Tabla 60. Costos variables del proceso, caso IIs y CO.**

Insumos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Costo Anual [MMUS\$]	%
Residuos Forestales [ton]	1.200	403.200	10 <sup>[19]</sup>	4,0	9,7
Agua [ton]	45	15.233	0,06 <sup>[16]</sup>	0,001	0,002
IIs [ton]	1,6	536	40.000 <sup>[72]</sup>	21,4	51,6
Levaduras [ton]	0,2	68	7.500 <sup>[16]</sup>	0,5	1,2
Nutrientes [ton]	1,9	646	360 <sup>[15]</sup>	0,2	0,6
Amoniaco [ton]	7,8	2.633	515 <sup>[63]</sup>	1,4	3,3
Enzimas [ton]	21	6.906	1.600 <sup>[16]</sup>	11,0	26,6
Energía [MWh]	0	0	90 <sup>[58]</sup>	0	0
Diesel [ton]	6,1	2.050	1.450 <sup>[58]</sup>	3,0	7,1
Total				41,6	100

Puede observarse que el mayor costo corresponde al costo del líquido iónico (51,6%), luego al de las enzimas (26,6%) y al de los residuos forestales (9,7%). El total anual de costos variables asciende a 41,6 [MMUS\$]. Éste es mayor a los casos de explosión a vapor y de organosolv con cogeneración, debido fundamentalmente al mayor costo en líquidos iónicos.

#### 5.5.5 Flujo de Caja y Parámetros Financieros

Se determinaron los ingresos bajo las consideraciones realizadas en el capítulo 5.1.5 respecto del precio del bioetanol. Éstos se muestran en la Tabla 61.

**Tabla 61. Ingresos del proyecto, caso ILs y CO.**

Productos y Co-productos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Ingreso Anual [MMUS\$]	%
Bioetanol [ton]	179	60.247	1.047	63,1	97,7
Energía [MWh]	48	16.178	90 <sup>[58]</sup>	1,5	2,3
Total				64,5	100

El total anual de ingresos corresponde a 64,5 [MMUS\$], de los cuales el 97,7% proviene de la venta del bioetanol. Estos ingresos son menores a los obtenidos en el caso de explosión a vapor, pero son mayores a los de organosolv con cogeneración, debido a la cantidad de energía requerida, como ya se discutió.

Luego, con los parámetros señalados en el capítulo 5.1.5, se obtuvieron los indicadores financieros mostrados en la Tabla 62 a partir del flujo de caja mostrado en la Tabla 63.

**Tabla 62. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso ILs y CO.**

VAN [MMUS\$]	-32,8
TIR [%]	10,3
ROI [%]	-28,6
PRI [años]	9

Otro parámetro importante es el precio mínimo de venta, aquel con el cual el VAN del proyecto es cero. En este caso, dicho precio corresponde a 1165 US\$/ton, o bien, 919 US\$/m<sup>3</sup>. De esta manera, se requeriría que el precio de la gasolina sin IVA fuera de 1532 dólares/m<sup>3</sup>, es decir, aproximadamente un 12% superior al actual [58]. Esta situación podría darse en los próximos años, aunque sería un aumento considerable en el precio de la gasolina.

Respecto de los indicadores financieros, puede observarse que estos son negativos, dado que se obtiene una pérdida de 32,8 [MMUS\$]. De esta manera, se sugiere analizar las condiciones en las que el proyecto sería rentable (análisis de sensibilidad en el capítulo 5.5.6) para tomar la decisión sobre continuar la evaluación a etapas de mayor precisión (prefactibilidad y factibilidad). Cabe destacar que estos indicadores son inferiores a todos los casos anteriores de explosión a vapor y de organosolv.

Tabla 63. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso ILs y CO. Valores en MMUS\$.

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
<b>Ingresos</b>																						
Venta Bioetanol		31,5	44,2	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1
Venta Cogeneración		0,7	1,0	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
<b>Ingresos Totales</b>		<b>32,3</b>	<b>45,2</b>	<b>64,5</b>																		
<b>Costos</b>																						
Costos Variables		20,8	29,1	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6	41,6
Costos Fijos		4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2
<b>Costos Totales</b>		<b>25,0</b>	<b>33,4</b>	<b>45,8</b>																		
Interés		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Depreciación Legal		3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																						
<b>Utilidad Antes de Impuestos</b>		<b>3,8</b>	<b>8,3</b>	<b>15,2</b>	<b>18,7</b>																	
Impuesto Primera Categoría		0,6	1,4	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2
<b>Utilidad Después de Impuestos</b>		<b>3,1</b>	<b>6,9</b>	<b>12,6</b>	<b>15,5</b>																	
Depreciación Legal		3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																						
<b>Flujo de Caja Operacional</b>		<b>6,6</b>	<b>10,4</b>	<b>16,1</b>	<b>15,5</b>																	
Inversión Fija	114,9																					
Valor Residual de los Activos																						0
Capital de Trabajo	5,7																					
Recuperación del Capital de Trabajo																						5,7
Préstamo	0																					
Amortizaciones		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-120,6</b>	<b>0</b>	<b>5,7</b>																			
<b>Flujo de Caja</b>	<b>-120,6</b>	<b>6,6</b>	<b>10,4</b>	<b>16,1</b>	<b>15,5</b>	<b>21,3</b>																

### 5.5.6 Análisis de Sensibilidad

Al igual que en los casos anteriores, se realizó un análisis de sensibilidad respecto de los principales parámetros. Los resultados se muestran en el Gráfico 5.

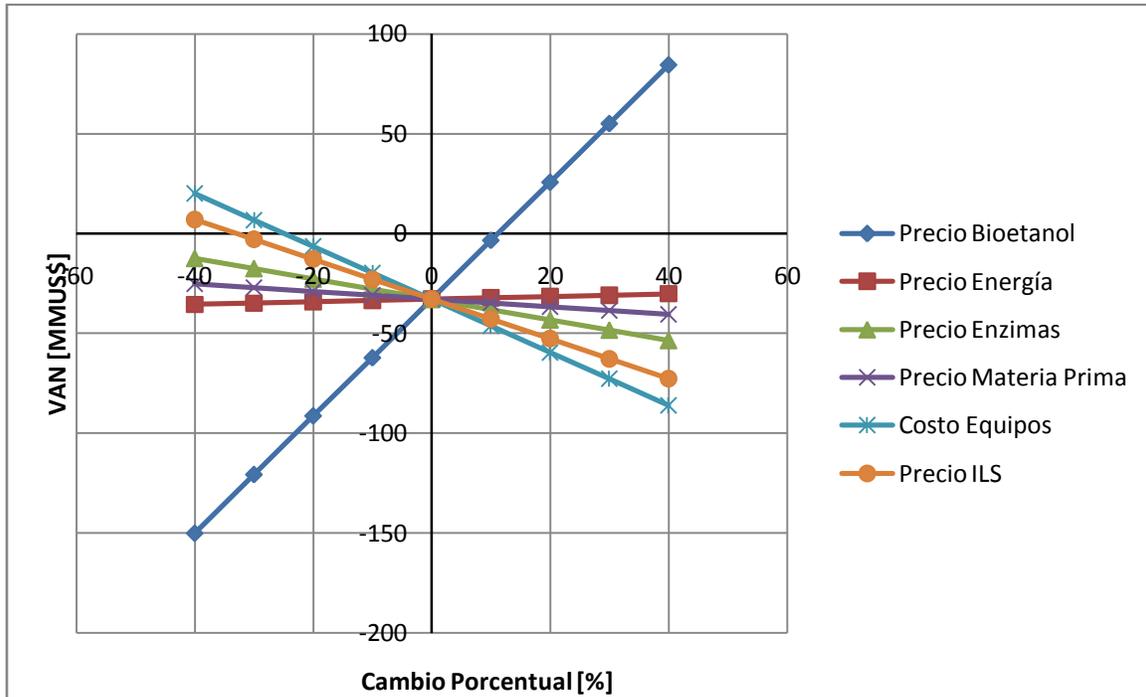


Gráfico 5. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso ILs y CO.

*Precio del bioetanol:* Es un parámetro muy relevante, considerando que con un incremento de un 12% el proyecto sería rentable, y que con un 40% se obtendrían 84,5 [MMUS\$]. En tanto, las disminuciones en el precio de venta generan una fuerte disminución en el VAN del proyecto.

*Precio de la energía:* Influye en menor medida, y de hecho un aumento de un 40% no permitiría que el proyecto sea rentable. De la misma manera, al disminuir, el VAN disminuye levemente.

*Precio del Líquido Iónico:* En la alternativa en particular en cuestión, a diferencia de los otros pretratamientos, el mayor costo variable no son las enzimas, sino que el líquido iónico (51,6%), y por ello, su incidencia en la sensibilidad del proyecto es alta, como se puede observar en el Gráfico 5. De hecho, con una disminución del 33% el proyecto sería rentable, y con un 40% se obtendrían 7 [MMUS\$]. Más aun, si disminuyera en un factor 10, se obtendrían 56,8 [MMUS\$].

Aunque claramente una disminución de un factor 10 es significativa, podría ser posible considerando que la producción industrial de ILs aún está en desarrollo y por tanto podría experimentar bajas importantes en el precio de venta [72].

*Precio de las enzimas:* Su influencia es moderada; un 40% de disminución no permitiría que el proyecto sea rentable. De hecho tendría que disminuir en un 70% para que esto sucediera, lo cual podría ser posible si es que la producción industrial permite una reducción importante en los costos de producción [65].

*Precio de la materia prima:* Tiene un efecto menor sobre el VAN, y aunque su costo fuera cero, el proyecto sigue siendo no rentable.

*Costo de los Equipos:* Este parámetro influye fuertemente, y de hecho, una disminución 25% permitiría que el proyecto sea rentable. De esta manera, es muy relevante la correcta cotización de los equipos y la definición de las características particulares (en estudios más precisos) para notar si es posible obtener esta disminución y así incrementar la rentabilidad.

*Otros parámetros relevantes:* Además de los anteriores, otros parámetros relevantes que fueron identificados son la posibilidad de reciclar el líquido iónico, la relación líquido iónico - biomasa, y la eficiencia de los procesos de hidrólisis y fermentación. El primero es fundamental, de hecho, como se ha señalado en el capítulo 5.5.2, para el caso base de esta alternativa se consideró usar el líquido iónico de un ciclo, todo un año. Esto ya corresponde a una situación hipotética desde el punto de vista de que el reciclaje, como se ha realizado hasta ahora, reduce el rendimiento [52], sin embargo, es claro que desarrollando mejores técnicas de separación se podría obtener un líquido iónico recuperado que actúe como uno nuevo por un tiempo prolongado. En el caso de que esto no fuese posible, el proyecto no es rentable y de hecho las pérdidas son muy altas. En caso contrario, si se pudiera reciclar más de lo considerado, el VAN aumenta significativamente. Por ejemplo, si el líquido iónico de un ciclo fuera reutilizable por todo el horizonte de análisis, el valor del proyecto sería de 61,8 [MMUS\$]. Por otro lado, la relación líquido- biomasa es también muy relevante; si ésta fuera mayor a la estudiada, el proyecto es menos rentable, mientras que si pudiese ser aún menor, de sólo 2:1, el proyecto sería rentable. Por otra parte, si la eficiencia de la fermentación fuera de un 95% el VAN obtenido sería positivo.

Por otro lado, respecto del financiamiento, se analizó el VAN obtenido si se obtuviese un préstamo entre el 0 y el 50% del capital total requerido, considerando un período de pago de 10 años y una tasa de interés del 8,5%. Los resultados se presentan en la Tabla 64.

**Tabla 64. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso ILS y CO.**

<b>Porcentaje Cubierto [%]</b>	<b>VAN [MMUS\$]</b>
0	-32,8
10	-29,5
20	-26,2
30	-22,9
40	-19,6
50	-16,3
100	0,1

Como puede notarse, se requiere cubrir la totalidad de la inversión (100%) con préstamo para que el proyecto fuera rentable, lo cual no sería factible de obtener para un proyecto de esta índole.

## 5.6 Líquidos Iónicos y Biorefinería (ILs y BR)

A continuación se describen los resultados del estudio realizado para la producción de bioetanol de segunda generación, utilizando como pretratamiento de la biomasa los líquidos iónicos (ILs) y obteniendo coproductos de biorefinería (lignina, levadura DDGS y xilitol).

### 5.6.1 Diseño del Proceso y Diagrama de Flujo

El proceso en este caso comienza de manera análoga al de la alternativa de ILs con cogeneración, explicado en el capítulo 5.5.1, hasta luego de la fermentación del etanol. Luego de esto se realizan las operaciones requeridas para obtener los coproductos de biorefinería (lignina, levadura DDGS y xilitol), como la filtración de la lignina y de las levaduras, la ultrafiltración de las enzimas y la fermentación y posterior deshidratación del xilitol. Estas ya fueron explicadas en el capítulo 5.2.1, en el caso de explosión a vapor y biorefinería. El proceso así diseñado puede observarse en el diagrama de flujos de la Figura 10.

### 5.6.2 Balance de Masa y Energía

Se resolvieron los balances de masa y energía de la forma explicada en el capítulo 5.1.2, y los resultados obtenidos se presentan en las Tablas 65 y 66, respectivamente. El detalle de los flujos por cada compuesto en cada corriente del proceso se presenta en el *Anexo IV* y los parámetros de las operaciones principales se señalan en el *Anexo II*.

Tabla 65. Flujos de los compuestos más relevantes, caso ILs y BR.

Compuesto	Flujo [ton/día]
<b>Materia Prima e Insumos</b>	
Biomasa Seca	1.083
Agua	73
ILs	1,6
<i>S. cerevisiae</i>	0,2
<i>C.guilliermondii</i>	0,2
Nutrientes	3,8
Enzimas	21
Amoníaco	7,8
<b>Producto y Subproductos</b>	
Bioetanol	179
Levadura DDGS	95
Lignina	133
Xilitol	174

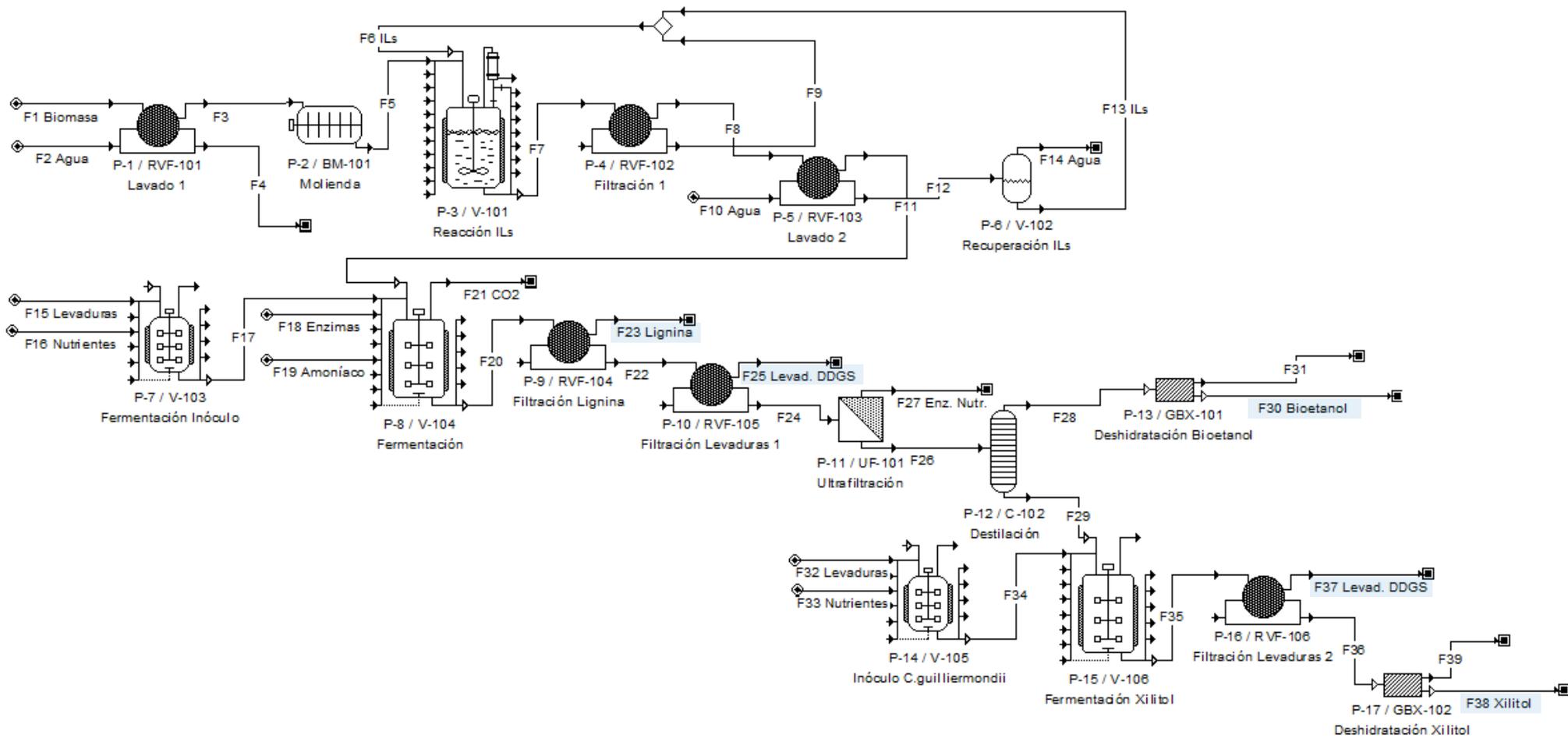


Figura 10. Diagrama de flujos del proceso, caso Líquidos Iónicos y Biorefinería. Se indica el principal compuesto de los flujos más relevantes.

Con estos datos se puede calcular que el rendimiento del proceso es de aproximadamente 209 litros de bioetanol por tonelada de biomasa seca, igual al obtenido en el caso de ILs con cogeneración.

Por otra parte, las consideraciones sobre la cantidad de ILs son las mismas realizadas en el capítulo 5.5.2.

**Tabla 66. Balance energético, caso ILs y BR.**

Potencia Proceso [MW]	18,1
Potencia Equipos [MW]	3,4
Potencia Total [MW]	21,5

Según lo señalado en la Tabla 66 la potencia requerida es de 21,5 [MW]. Ésta es mayor a la del caso de explosión a vapor y menor a la del caso de organosolv con biorefinería, por las razones ya expuestas respecto de la cantidad de solvente requerido en cada pretratamiento.

### **5.6.3 Dimensionamiento y Layout**

El dimensionamiento de equipos y tanques de almacenamiento se realizó de la forma ya explicada en el capítulo 5.1.3. Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 67 y 68, respectivamente.

En tanto, el layout confeccionado a partir de los resultados obtenidos se muestra en el *Anexo III*. El terreno requerido es de 25.200 [m<sup>2</sup>], el cual es menor al terreno requerido en los casos de explosión a vapor y de organosolv con biorefinería.

**Tabla 67. Resumen de las características de los equipos del proceso, caso ILs y BR.**

Operación	Equipo	Cantidad	Característica Principal	Valor	Diámetro [m]	Alto/Largo [m]	Tiempo [hrs]	Potencia [kW]
Lavado 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,3	2,0	1	3
Molienda	Molino de Bolas	1	Diámetro	4,4 m	4,4	9,5		475
Reactor ILs	Reactor Agitado	4	Volumen	52 m <sup>3</sup>	2,8	8,4	1	24
Filtración	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	16 m <sup>2</sup>	2,1	2,5	1	4,4
Lavado 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	8,0 m <sup>2</sup>	1,3	2	1	3
Recuperación ILs	Evaporador	1	Volumen	43 m <sup>3</sup>	2,6	7,9	1	*
Inóculo <i>S.cerevisiae</i>	Reactor Inoculo	3	Volumen	14 m <sup>3</sup>	1,8	5,4	18	5,6
Fermentación Bioetanol	Reactor Fermentador	19	Volumen	181 m <sup>3</sup>	4,2	12,7	24	67
Filtración Lignina	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	10 m <sup>2</sup>	1,3	2,5	1	3
Filtración Levaduras 1	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	10 m <sup>2</sup>	1,3	2,5	1	3
Ultrafiltración	Ultrafiltro	6	Área Filtrante	33 m <sup>2</sup>	0,2	1,0		
Destilación	Columna	1	Altura	9,0 m	1,5	9,0		*
Deshidratación del Etanol	Tamiz Molecular	2	Volumen	27 m <sup>3</sup>	2,3	6,8	2	
Inóculo <i>C.guilliermondii</i>	Reactor Inoculo	3	Volumen	18 m <sup>3</sup>	2,0	5,9	24	7,4
Fermentación Xilitol	Reactor Fermentador	19	Volumen	182 m <sup>3</sup>	4,3	12,8	30	79
Filtración Levaduras 2	Filtro Rotatorio	1	Área Filtrante	10 m <sup>2</sup>	1,3	2,5	1	3
Deshidratación Xilitol	Tamiz Molecular	8	Volumen	28 m <sup>3</sup>	2,3	6,9	2	

\*La potencia para estas operaciones fue considerada en la potencia requerida para el proceso.

**Tabla 68. Resumen de las características de los tanques de almacenamiento, caso ILs y BR.**

Tanques	Cantidad	Diámetro [m]	Alto [m]	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Tiempo [días]
ILs	1	1,5	4,6	10	5
<i>S.cerevisiae</i>	1	0,8	2,3	1	5
<i>C.guilliermondii</i>	1	0,7	2,2	1	5
Enzimas	1	3,5	10,6	110	5
Nutrientes	1	2,0	6,0	20	5
Amoniaco	1	3,1	9,3	70	5
Agua	1	3,8	3,8	50	1
Bioetanol	6	4,6	13,8	230	5
Lignina	6	4,5	13,5	220	5
Levadura DDGS	4	4,3	12,8	190	5
Xilitol	6	4,1	12,2	160	5

## 5.6.4 Estimación de Costos de Capital y Operación

### 5.6.4.1 Costos de Capital

El costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se estimó siguiendo la metodología ya explicada en el capítulo 5.1.4. Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 69 y 70, respectivamente.

**Tabla 69. Costo de los equipos del proceso, caso ILS y BR.**

Operación	Equipo	Material	Cantidad	Costo/Equipo FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
Lavado 1	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	154,1	162,5	211,3	0,5
Molienda	Molino de Bolas	Acero al Carbono	1	2.139,4	2.256,2	2.933,1	7,4
Reactor ILS	Reactor Agitado	Acero Inoxidable	4	324,0	1.366,8	1.776,8	4,5
Filtración	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	299,6	316,0	410,8	1,0
Lavado 2	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	218,3	230,2	299,3	0,8
Recuperación ILS	Evaporador	Acero Inoxidable	1	296,0	312,2	405,8	1,0
Inóculo <i>S.cerevisiae</i>	Reactor Inoculo	Acero Inoxidable	3	63,2	200,0	259,9	0,7
Fermentación Bioetanol	Reactor Fermentador	Acero Inoxidable	19	509,4	10.207,2	13.269,3	33,3
Filtración Lignina	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	240,8	254,0	330,1	0,8
Filtración Levaduras 1	Filtro Rotatorio	Acero Inoxidable	1	240,8	254,0	330,1	0,8
Ultrafiltración	Ultrafiltro	Acero Inoxidable	6	61,2	387,3	503,4	1,3
Destilación	Columna	Acero Inoxidable	1	348,6	367,6	477,9	1,2
Deshidratación del etanol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	2	930,5	1.962,7	2.551,5	6,4
Inóculo <i>C.guilliermondii</i>	Reactor Inoculo	Acero al Carbono	3	29,9	94,6	123,0	0,3
Fermentación Xilitol	Reactor Fermentador	Acero al Carbono	19	212,2	4.252,0	5.527,6	13,9
Filtración Levaduras 2	Filtro Rotatorio	Acero al Carbono	1	165,3	174,3	226,6	0,6
Deshidratación Xilitol	Tamiz Molecular	Acero Inoxidable	8	932,8	7.869,6	10.230,5	25,7
Costo Total					30.667,0	39.867,1	100

Se observa que el total CIF en dólares del 2010 es de 39,9 [MMUS\$], del cual, los fermentadores de etanol (33,3%), los tamices para deshidratar el xilitol (25,7%) y los fermentadores de xilitol (13,9%) son los que representan un mayor porcentaje.

**Tabla 70. Costo de los tanques de almacenamiento, caso ILs y BR.**

Tanques	Material	Cantidad	Costo/Tanque FOB 2007 [MUS\$]	Costo FOB 2010 [MUS\$]	Costo CIF 2010 [MUS\$]	%
ILs	Acero Inoxidable	1	52,1	54,9	71,4	2,2
<i>S.cerevisiae</i>	Acero al Carbono	1	10,0	10,5	13,7	0,4
<i>C.guilliermondii</i>	Acero al Carbono	1	9,7	10,2	13,3	0,4
Enzimas	Acero al Carbono	1	55,7	58,7	76,4	2,3
Nutrientes	Acero al Carbono	1	29,0	30,6	39,8	1,2
Amoniaco	Acero Inoxidable	1	101,2	106,7	138,7	4,2
Agua	Acero al Carbono	1	55,7	58,7	76,4	2,3
Bioetanol	Acero Inoxidable	6	165,9	1.049,8	1.364,7	41,7
Lignina	Acero al Carbono	6	71,0	449,3	584,0	17,9
Levadura DDGS	Acero al Carbono	4	67,5	284,7	370,2	11,3
Xilitol	Acero al Carbono	6	63,5	401,8	522,4	16,0
Costo Total				2.516,1	3.270,9	100

El total, considerando seguros y traslado, asciende a 3,3 [MMUS\$]. De este valor los tanques de bioetanol (41,7%), de lignina (17,9%) y de xilitol (16%) son los que representan un mayor porcentaje.

A partir del costo de los equipos y de los tanques de almacenamiento se determinaron los demás costos directos, además de los costos indirectos y otros costos, de la manera descrita en el capítulo 5.1.4. Así, se obtuvo que el capital total de inversión es de 110,2 [MMUS\$], el cual es el menor de las todas alternativas evaluadas.

#### **5.6.4.2 Costos de Operación**

Los costos fijos de operación se determinaron de la misma manera que en el capítulo 5.1.4.2. El costo fijo anual total obtenido es de 4,15 [MMUS\$].

Por otro lado, los costos variables se determinaron a partir del flujo requerido de materia prima e insumos, y su costo por unidad; éstos se muestran en la Tabla 71.

**Tabla 71. Costos variables del proceso, caso ILs y BR.**

Insumos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Costo Anual [MMUS\$]	%
Residuos Forestales [ton]	1.200	403.200	10 <sup>[19]</sup>	4,0	7,0
Agua [ton]	73	24.363	0,06 <sup>[16]</sup>	0,001	0,00
ILs [ton]	1,6	536	40.000 <sup>[72]</sup>	21,4	37,0
Levaduras [ton]	0,4	133	7.500 <sup>[16]</sup>	1,0	1,7
Nutrientes [ton]	3,8	1.264	360 <sup>[15]</sup>	0,5	0,8
Amoniaco [ton]	7,8	2.633	515 <sup>[63]</sup>	1,4	2,3
Enzimas [ton]	21	6.906	1.600 <sup>[16]</sup>	11,0	19,1
Energía [MWh]	517	173.571	90 <sup>[58]</sup>	16	27,0
Diesel [ton]	6,1	2.050	1.450 <sup>[58]</sup>	3,0	5,1
Total				57,9	100

Puede observarse que el mayor costo corresponde al del líquido iónico (37%), luego al de la energía (27%) y después al de las enzimas (19,1%). El total anual de costos variables es de 57,9 [MMUS\$]. De esta manera, la alternativa en cuestión es la con mayores costos operacionales de todas las evaluadas, debido fundamentalmente al alto precio de los líquidos iónicos y a la energía requerida.

### 5.6.5 Flujo de Caja y Parámetros Financieros

Se determinaron los ingresos bajo las consideraciones realizadas en el capítulo 5.1.5 respecto del precio del bioetanol. Éstos se muestran en la Tabla 72.

**Tabla 72. Ingresos del proyecto, caso ILs y BR.**

Productos y Co-productos	Unidad/día	Unidad/año	US\$/Unidad	Ingreso Anual [MMUS\$]	%
Bioetanol [ton]	179	60.247	1.047	63,1	75,1
Levadura para DDGS [ton]	95	31.830	150 <sup>[71]</sup>	4,8	5,7
Lignina [ton]	133	44.741	100 <sup>[57]</sup>	4,5	5,3
Xilitol [ton]	174	58.374	200 <sup>[57]</sup>	11,7	13,9
Total				84,0	100

El total anual de ingresos corresponde a 84 [MMUS\$], de los cuales el 75,1% proviene de la venta del bioetanol, y el resto de los coproductos de biorefinería. De estos el que mayor porcentaje representa es el xilitol (13,9%). Estos ingresos son menores a los de los casos de explosión a vapor y de organosolv con biorefinería, dado que parte de los azúcares y de la lignina quedan en el líquido iónico, por lo que la cantidad de productos obtenidos es menor.

Tabla 73. Flujo de caja del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, sin financiamiento externo, caso ILs y BR. Valores en MMUS\$.

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>Ingresos</b>																					
Venta Bioetanol		31,5	44,2	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1	63,1
Venta Coproductos		10,5	14,6	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9	20,9
<b>Ingresos Totales</b>		<b>42,0</b>	<b>58,8</b>	<b>84,0</b>																	
<b>Costos</b>																					
Costos Variables		29,0	40,6	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9	57,9
Costos Fijos		4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2
<b>Costos Totales</b>		<b>33,1</b>	<b>44,7</b>	<b>62,1</b>																	
Interés		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Depreciación Legal		3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Utilidad Antes de Impuestos</b>		<b>5,6</b>	<b>10,8</b>	<b>18,6</b>	<b>21,9</b>																
Impuesto Primera Categoría		0,9	1,8	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7
<b>Utilidad Después de Impuestos</b>		<b>4,6</b>	<b>8,9</b>	<b>15,4</b>	<b>18,2</b>																
Depreciación Legal		3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pérdidas del Ejercicio Anterior																					
<b>Flujo de Caja Operacional</b>		<b>7,9</b>	<b>12,3</b>	<b>18,8</b>	<b>18,2</b>																
Inversión Fija	110,2																				
Valor Residual de los Activos																					0,0
Capital de Trabajo	5,5																				
Recuperación del Capital de Trabajo																					5,5
Préstamo	0,0																				
Amortizaciones		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-115,7</b>	<b>0,0</b>	<b>5,5</b>																		
<b>Flujo de Caja</b>	<b>-115,7</b>	<b>7,9</b>	<b>12,3</b>	<b>18,8</b>	<b>18,2</b>																

Luego, con los parámetros señalados en el capítulo 5.1.5, se confeccionó el flujo de caja mostrado en la Tabla 73, a partir del cual se obtuvieron los indicadores financieros mostrados en la Tabla 74.

**Tabla 74. Indicadores del proyecto con precio límite bioetanol para competir con gasolina, caso ILs y BR.**

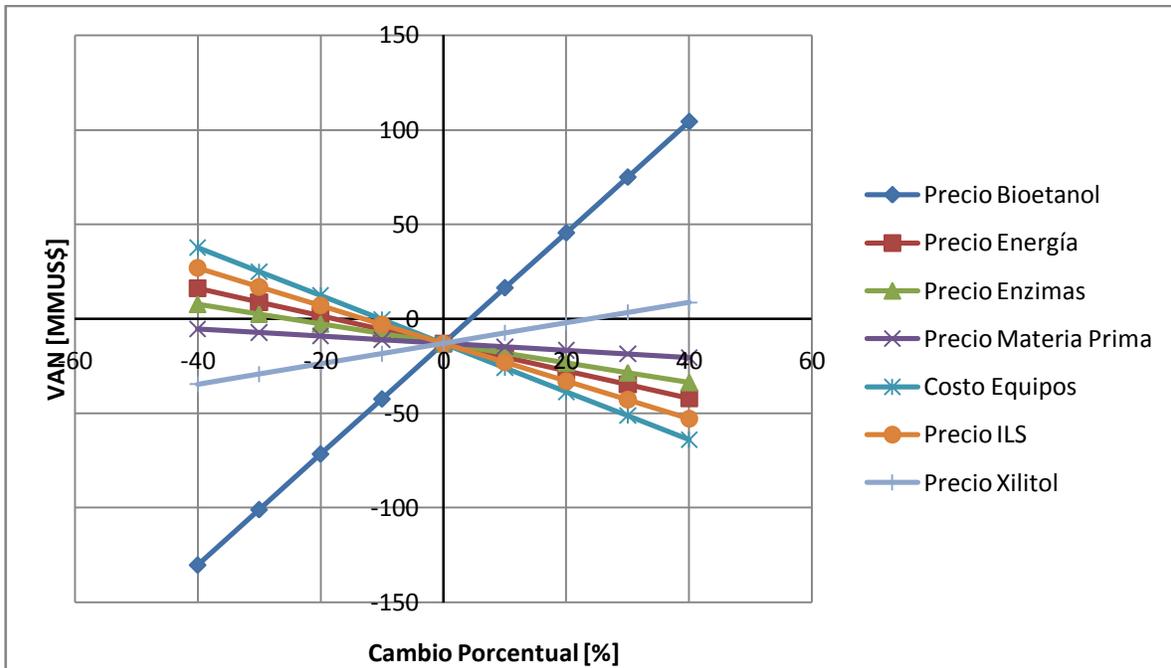
VAN [MMUS\$]	-13,0
TIR [%]	13,1
ROI [%]	-11,8
PRI [años]	8

Otro parámetro importante es el precio mínimo de venta, aquel con el cual el VAN del proyecto es cero. En este caso, dicho precio corresponde a 1094 US\$/ton, o bien, 863 US\$/m<sup>3</sup>. De esta manera, se requeriría un incremento de un 4,5% en el precio de la gasolina para que esta alternativa tuviera un VAN positivo. Este aumento podría darse en un futuro cercano, considerando que ha habido incrementos de ese orden, e incluso mayores, en los últimos años [58].

Respecto de los indicadores financieros, puede observarse que estos son negativos, dado que se obtiene una pérdida de 13 [MMUS\$]. De esta manera, se sugiere analizar las condiciones en las que el proyecto sería rentable (análisis de sensibilidad en el capítulo 5.6.6) para tomar la decisión sobre continuar la evaluación a etapas de mayor precisión (prefactibilidad y factibilidad). La presente alternativa es inferior a los casos de explosión a vapor y de organosolv, pero superior al caso de ILs con cogeneración.

### **5.6.6 Análisis de Sensibilidad**

Al igual que en los casos anteriores, se realizó un análisis de sensibilidad respecto de los principales parámetros. Los resultados se muestran en el Gráfico 6.



**Gráfico 6. Análisis de sensibilidad: VAN del proyecto al variar porcentualmente parámetros críticos, caso ILS y BR.**

*Precio del bioetanol:* Si este parámetro aumentase en sólo un 5%, la alternativa en evaluación pasaría a ser rentable. Más aun, si aumentara en un 40% se obtendrían más de 100 [MMUS\$], lo cual si bien podría suceder, sólo sería resultado de un aumento acumulado de incrementos en el precio de la gasolina en un período de algunos años. Es complejo estimar el tiempo exacto, dada la variabilidad del precio de este combustible en los últimos tiempos [58].

*Precio del xilitol:* Su influencia es menor a la del precio del bioetanol, sin embargo, si aumentara en más de un 25% el proyecto sería rentable, por lo que de todos modos es relevante. Si aumentara en un 40% se obtendrían 8,7 [MMUS\$].

*Precio del líquido iónico:* Aunque representa un menor porcentaje del costo variable que en el caso de ILS y cogeneración, de todos modos es el que mayor porcentaje representa en la alternativa (37%), por lo que su influencia es relevante. De hecho si el precio del líquido iónico disminuyera en un 14% el proyecto sería rentable. Si disminuyera un 40% se obtendrían 26,9 [MMUS\$]. Disminuciones de esta magnitud podrían suceder al producirse estos compuestos a gran escala [72].

*Precio de la energía:* Afecta en menor medida, sin embargo, una disminución del 20% en este parámetro permitiría que la alternativa fuera rentable. Si disminuyera un 40% se obtendrían 16,1 [MMUS\$].

*Precio de las enzimas:* Su influencia es moderada, y un 26% de disminución permitiría que el proyecto sea rentable. Si disminuyera un 40% se obtendrían 7,6 [MMUS\$]. Esta disminución también sería posible al producirse a mayor escala estas enzimas [65].

*Precio de la materia prima:* Tiene un efecto menor sobre el VAN, y se requeriría que disminuya en un 70% para que la alternativa fuera rentable. Esto es improbable, pues significa un precio de 3 dólares por tonelada, que difícilmente es alcanzable considerando los costos de transporte.

*Costo de los equipos:* Influye fuertemente en el VAN, de modo que una disminución de sólo un 12% permitiría que el proyecto fuera rentable. Si disminuyera en un 40% se obtendrían 37,8 [MMUS\$]. Por el contrario, si este costo fuera mayor, el valor actual disminuye considerablemente.

*Otros parámetros relevantes:* Fueron identificados como influyentes la posibilidad de reciclar el líquido iónico, la relación líquido iónico-biomasa y la eficiencia de la fermentación. Si no se pudiera reciclar el IL, el proyecto sería altamente no rentable (pérdidas significativas), mientras que si la cantidad usada en un ciclo pudiera ser utilizada en todo el horizonte de análisis, el VAN sería de 81,7 [MMUS\$]. Por otro lado, en cuanto a la relación líquido iónico-biomasa, si esta fuera mayor a la estudiada, el proyecto es menos rentable, mientras que si pudiese ser aún menor, de sólo 2:1, se obtendrían 21,6 [MMUS\$]. Por otra parte, si la eficiencia de la fermentación fuera de un 95% se obtendrían 21,5 [MMUS\$].

Respecto del financiamiento se analizó el VAN obtenido si se obtuviese un préstamo entre el 0 y el 50% del capital total requerido. Los resultados se presentan en la Tabla 75.

**Tabla 75. VAN obtenido en distintos escenarios de financiamiento, caso ILs y BR.**

Porcentaje Cubierto [%]	VAN [MMUS\$]
0	-13,0
10	-9,8
20	-6,6
30	-3,5
40	-0,3
50	2,9

Cabe señalar que con un 41% de financiamiento externo la alternativa sería rentable. Esto podría ser factible según otros estudios [16].

## 6 Análisis y Comparación de las Alternativas

Se ha realizado la evaluación técnica y económica de las alternativas consideradas para la producción de bioetanol de segunda generación. Para realizar una comparación entre ellas, en la Tabla 76 se muestra un resumen con los principales resultados obtenidos:

**Tabla 76. Principales resultados obtenidos para cada alternativa evaluada.**

Parámetro	EV y CO	EV y BR	O y CO	O y BR	ILs y CO	ILs y BR
Productividad (lt etanol/ton biomasa)	220	220	209	209	209	209
Capital de Inversión [MMUS\$]	163,8	175,7	159,4	163	114,9	110,2
Ingresos Bioetanol [MMUS\$/año] con 100% capacidad (a partir del 3er año).	66,7	66,7	62,9	62,7	63,1	63,1
Ingresos Coproductos [MMUS\$/año] con 100% capacidad (a partir del 3er año).	4,3	24,6	0	25,0	1,5	20,9
Costos Variables [MMUS\$/año] con 100% capacidad (a partir del 3er año).	21,7	35,6	24,7	45,2	41,6	57,9
Costo Variable Principal	Enzimas	Energía	Enzimas	Energía	ILS	ILS
Costo Variable Secundario	Materia Prima	Enzimas	Materia Prima	Enzimas	Enzimas	Energía
VAN [MMUS\$]	34,9	50,9	-12,3	4,2	-32,8	-13,0
TIR [%]	18,2	19,3	13,8	15,4	10,3	13,1
ROI [%]	21,3	29,0	-7,7	2,6	-28,6	-11,8
PRI [años]	6	6	7	7	9	8
Precio Mínimo de Venta [US\$/m <sup>3</sup> ]	734	691	862	815	919	863

Cabe señalar que desde el punto de vista técnico todas las alternativas son factibles de realizar, es decir, existen estudios que avalan la posibilidad de utilizar los pretratamientos considerados para, a través de un proceso como los diseñados en el presente trabajo, obtener bioetanol y ya sea energía por cogeneración o coproductos de biorefinería. Sin embargo, es importante decir que hasta el día de hoy sólo el caso de la explosión a vapor ha sido utilizado industrialmente [73,74], los otros casos se encuentran en un desarrollo a nivel de laboratorio o piloto. Claro está que esto no significa que no sea posible realizar los otros pretratamientos a gran escala por consideraciones técnicas, sino más bien que hay temas económicos involucrados, y es por ello que el análisis comparativo justamente se centrará en este aspecto.

En la Tabla 76 puede observarse que en cuanto a los indicadores financieros: VAN, TIR, ROI y PRI (y también el precio mínimo de venta), el orden de preferencia de las alternativas es el siguiente: EV y BR, EV y CO, O y BR, O y CO, ILs y BR y finalmente ILs y CO. De estos, sólo los casos de O y CO y ILs y BR son cercanos entre sí, pero el primero es levemente preferible sobre el segundo. De esta manera, es claro que en la situación actual considerada para el estudio, el

pretratamiento más rentable es la explosión a vapor, seguida del tratamiento organosolv y finalmente el tratamiento con líquidos iónicos, mientras que la biorefinería es más rentable que la cogeneración. Por supuesto estas apreciaciones se basan únicamente en los indicadores financieros, sin considerar aspectos como el menor impacto ambiental de los líquidos iónicos por ser “solventes verdes” (por su baja volatilidad) [52], o la dificultad de comercializar tres subproductos de biorefinería en comparación con simplemente la energía de la cogeneración. Estas son características que no son directamente cuantificables, por lo que corresponden a una evaluación con aspectos subjetivos que debieran llevar los inversionistas al tomar la decisión respectiva.

Ahora, respecto del precio mínimo de venta, es interesante realizar una comparación con el precio que tendría el bioetanol importado desde países como Estados Unidos o Brasil, considerando traslados, seguros y otros costos asociados a la importación. Se estima que dicho precio, conocido como precio paridad, para 2010, en el caso de Estados Unidos sería de 658 US\$/m<sup>3</sup>, mientras que en el caso de Brasil sería de 708 US\$/m<sup>3</sup> [75]. De esta manera, el precio paridad de Estados Unidos es menor al precio mínimo de venta de todas las alternativas evaluadas (un 4,8% menor que el precio más bajo de los casos evaluados), mientras que el de Brasil solamente es mayor al de la alternativa con Explosión a Vapor y Biorefinería. Luego, esta alternativa, que es la mejor de las evaluadas en términos económicos, podría competir con el etanol Brasileño, pero no así con aquel importado de Estados Unidos. Luego, frente a dicho escenario, una posibilidad para fortalecer la competencia del etanol producido en Chile sería la de subsidios gubernamentales a la producción del mismo. De hecho, una de las razones por las que el precio del bioetanol de Estados Unidos es menor, es que en dicho país existen diversos subsidios a la producción de etanol a partir de maíz [76]. Concretamente, se requeriría un subsidio de al menos 34 US\$ por m<sup>3</sup> de etanol en Chile para que fuese competitivo con aquel proveniente de Estados Unidos. Esto equivale a un subsidio de 0,13 US\$/gal de etanol, que sería menor al correspondiente de Estados Unidos, que es de 0,45 US\$/gal de etanol.

En la Tabla 76 también se señalan otros indicadores relevantes. Por ejemplo, se muestra que la productividad entre las seis alternativas es muy similar, y de hecho sólo es levemente superior en el caso de la explosión a vapor, lo que se debe a que en organosolv se utiliza parte del etanol para el pretratamiento, y en los líquidos iónicos parte del azúcar queda en el IL, razón por la que hay menos sustrato para la fermentación. Por otro lado, en cuanto al capital de inversión cabe decir que éste es mayor en la explosión a vapor, seguido del organosolv y luego ILs. De esta manera, el pretratamiento que es más rentable es también el que mayor capital requiere. Esto se debe a que la explosión a vapor requiere una mayor cantidad de reactores que las otras alternativas, lo que aumenta el costo de equipos (en el caso de biorefinería la inversión es un 8%

mayor en la explosión a vapor que en organosolv, y un 59% mayor respecto de los líquidos iónicos). En tanto, ILs requiere menos capital puesto que al no agregar ácido no se realizan las etapas de neutralización y detoxificación y la consecuente centrifugación. Sin embargo, la explosión a vapor es más rentable debido a que se obtienen mayores beneficios (ingresos menos costos), dado que tiene ingresos mayores y costos variables menores. En efecto, el beneficio neto en el caso de explosión a vapor con biorefinería es un 31% mayor al correspondiente con organosolv, y un 113% respecto de los líquidos iónicos.

Por otra parte, al comparar entre obtener energía por cogeneración, o coproductos de biorefinería, se observa que en general la segunda alternativa requiere un capital de inversión algo mayor (7,3% en el caso de la explosión a vapor), debido a que los equipos requeridos para la biorefinería, como fermentadores y tamices moleculares para deshidratar el xilitol, totalizan un mayor capital que la caldera, quemador y turbogenerador requerido para la cogeneración (excepto en el caso de los líquidos iónicos, en que los volúmenes menores permiten que los reactores requeridos sean más pequeños y por ende más baratos). En tanto, los ingresos obtenidos por venta de coproductos son mayores en biorefinería, pero también los costos variables, debido a que se debe pagar por la energía utilizada al no obtenerla de la combustión de las corrientes secundarias (que se usan para obtener los subproductos). Sin embargo, el aumento de los ingresos es mayor al de los costos, por lo que se incrementan los beneficios netos (en un 13% en el caso de la explosión a vapor) y con ello la rentabilidad.

En la Tabla 76 además se destaca el costo variable principal, es decir, aquel que representa un mayor porcentaje de los costos en cada caso. Esto es para hacer notar qué es lo crítico de cada alternativa. Por ejemplo, tanto para la explosión a vapor como para el organosolv con cogeneración el costo principal son las enzimas. Esto concuerda con lo reportado por otros estudios [16,57] y muestra que aunque el precio de las enzimas ha disminuido, sigue siendo muy relevante para la rentabilidad de proyectos de bioetanol de segunda generación. En tanto, para estos mismos pretratamientos, pero con biorefinería, el costo principal es la energía (y el segundo son las enzimas), lo cual se debe a que al no obtener energía por cogeneración, la totalidad de esta debe ser comprada. Son los mismos pretratamientos los que utilizan una gran cantidad de energía, por los volúmenes tratados y las temperaturas requeridas. También requieren alta energía la destilación y la recuperación de solventes, como el etanol y los ILs. Sobre este punto cabe destacar que se determinó que la explosión a vapor necesita menos energía que el organosolv, debido a que el primero ha sido más estudiado en términos de optimización por lo que requiere una cantidad baja de vapor (0,5 kg por kg de biomasa [43]), mientras que para el segundo caso no se encontró estudios con una relación solvente-biomasa menor a 7:1 lo que significa que se utiliza una gran cantidad de solvente, por lo que los volúmenes son mayores y con ello también la

cantidad de energía requerida para el calentamiento. Por último, el caso de los ILs es distinto dado que el costo principal es precisamente el del [EMIM]Cl utilizado, que supera al de las enzimas y de la energía. Esto se debe a que el precio de los líquidos iónicos actualmente es elevado, muy superior al de los compuestos usados en los otros casos. De hecho, el precio del líquido iónico es más de 200 veces superior al precio del ácido usado en la explosión a vapor, y cerca de 40 veces superior al del etanol usado en organosolv. Claramente éste puede disminuir hacia el futuro, considerando posibles economías de escala a medida que se produzca de manera industrial [72].

De esta manera, el estudio deja claro que en la actualidad la explosión a vapor es el pretratamiento (entre los evaluados) más rentable, y que la biorefinería permite obtener mayores beneficios que la cogeneración. Esto explicaría en parte por qué es el único pretratamiento que se realiza a nivel industrial [73,74]. Sin embargo, esta situación podría cambiar en un futuro próximo, puesto que el organosolv y particularmente los líquidos iónicos pueden ser optimizados en muchos aspectos, a diferencia de la explosión a vapor, que ya es un proceso consolidado. En el caso del organosolv, sería muy relevante que se lograra obtener las mismas eficiencias consideradas en este estudio, pero con una relación solvente : biomasa menor, con lo que se reduciría la cantidad de etanol utilizado, los volúmenes de los reactores requeridos y la energía necesaria para el proceso, lo que afectaría de manera muy positiva la rentabilidad. En el caso de los ILs lo discutido anteriormente (donde los líquidos iónicos serían el solvente) es también aplicable, pero además se puede especular que el precio de los líquidos iónicos irá en disminución con la industrialización de su producción, y que sus características pueden ser optimizadas, o que bien puede ser desarrollador otro IL con mejores rendimientos para el proceso. Además, mientras en el caso de la explosión a vapor la alta temperatura es fundamental para obtener la reacción deseada, en el caso de ILs podrían encontrarse nuevas formas para trabajar a temperaturas menores que permitan un menor gasto energético. Así, si bien los ILs son la alternativa menos rentable en la actualidad, son los que tienen mayor potencial para mejorar, seguido del organosolv y luego la explosión a vapor.

En tanto, otros parámetros de relevancia para los tres pretratamientos son el precio de las enzimas, del bioetanol y de los coproductos de biorefinería. Como se hizo notar en los análisis de sensibilidad de cada alternativa, disminuir el precio de las enzimas genera un aumento importante en el VAN obtenido, y en algunos casos, este aumento permitiría que la alternativa pase a ser rentable. Este efecto es aún más importante en el caso del precio del bioetanol, el cual afecta significativamente la rentabilidad. Si el precio de la gasolina sigue aumentando, también lo hace el precio competitivo del etanol como combustible, y por tanto, más rentable son los proyectos de producción de dicho compuesto. De la misma manera, si, ya sea por razones de mercado, o si se pudiera obtener los coproductos con una mayor pureza de manera que la lignina, levadura para

DDGS y xilitol pudieran ser comercializados a un mayor precio, el valor actual de todas las alternativas con biorefinería se ve incrementado de manera importante. Además, cabe destacar que obtener estos subproductos permite diversificar el negocio, debido a que se obtienen ingresos a partir de compuestos distintos del bioetanol, disminuyendo así la sensibilidad respecto del precio de este último. De esta manera, si el precio de la gasolina disminuyera, y con ello el del etanol combustible, una planta con biorefinería podría soportar mejor la disminución de ingresos que una sin estos coproductos. De hecho, en el caso de explosión a vapor y biorefinería, el precio de la gasolina podría disminuir hasta en un 17% y seguiría siendo rentable, mientras que en el caso con cogeneración con una disminución de un 12% dejaría de ser rentable.

Otro punto interesante de análisis es la conveniencia en sí de la cogeneración y de algunos productos de biorefinería. Dado el alto costo de los equipos requeridos para la obtención simultánea de energía eléctrica y térmica (en forma de vapor), es natural preguntarse si la cogeneración aumenta o disminuye la rentabilidad. Lo mismo en el caso del xilitol, para cuya producción se requieren equipos de alto costo. Sin embargo, en ambos casos se determinó mediante la evaluación que efectivamente incrementan la rentabilidad. Por ejemplo, en el caso de EV y CO, si se quita la cogeneración (tanto los equipos requeridos como la energía obtenida) el VAN disminuye de 34,9 [MMUS\$] a 12,9 [MMUS\$]. En el caso de explosión a vapor y biorefinería, si se quita el xilitol (todos los equipos utilizados para su producción, y también los ingresos asociados a dicho subproducto), el VAN disminuye de 50,9 [MMUS\$] a 30 [MMUS\$]. De esta manera, tanto la cogeneración como la coproducción de xilitol son positivas para la rentabilidad.

También es relevante señalar la importancia de las tecnologías requeridas para los procesos estudiados en este trabajo. El desarrollo de éstas no sólo permite la factibilidad técnica, sino que además permite disminuir costos y con ello aumentar la rentabilidad y la factibilidad económica. Ejemplos de esto son la posibilidad de recuperar los ILs, o la eficiencia de la hidrólisis enzimática, la capacidad y rendimiento de fermentación de las levaduras, o las mismas eficiencias de los pretratamientos. Es por esto que es importante la continuación del desarrollo de las tecnologías asociadas a las operaciones críticas del proceso, particularmente de aquellas que mayor influencia tienen sobre la economía de cada alternativa, lo cual ha sido analizado en el presente trabajo.

Por último, cabe destacar la importancia de la metodología diseñada para este estudio. Por una parte, el hecho de evaluar las 6 alternativas bajo las mismas consideraciones, realizando las estimaciones bajo los mismos métodos, permitió una comparación directa entre los resultados obtenidos en cada caso. Esto es muy relevante, puesto que aunque el estudio sea conceptual (por lo que tiene asociado un error de estimación de un 30-40%), el error se aplica de igual manera

para todas las alternativas, de modo que aunque los resultados no sean precisos o resolutorios (se requieren evaluaciones más precisas), las comparaciones son igualmente válidas. Por otra parte, la metodología utilizada permite realizar cambios, por ejemplo, en valores de rendimientos, precios, costos y otros, de modo que se puede volver a analizar el escenario frente a cambios en los parámetros, utilizando las planillas generadas en el presente trabajo. Además, aunque no en forma tan directa, se pueden realizar modificaciones para evaluar técnica y económicamente otras alternativas.

## 7 Conclusiones

A partir del estudio técnico y económico realizado se puede concluir que:

En las condiciones evaluadas la mejor alternativa, en términos de los indicadores financieros obtenidos, es aquella con el pretratamiento de explosión a vapor, en conjunto con la obtención de coproductos de biorefinería (lignina, levadura DDGS y xilitol). Esta alternativa, bajo las condiciones de evaluación utilizadas en este estudio permitiría obtener un VAN de 50,9 [MMUS\$], con una TIR del 19%, un ROI del 29% y un período de recuperación de la inversión de 6 años, si se comercializara el bioetanol a un precio competitivo con la gasolina.

Luego, las siguientes alternativas en orden decreciente son la explosión a vapor con cogeneración, organosolv con biorefinería, organosolv con cogeneración, líquidos iónicos con biorefinería y líquidos iónicos con cogeneración. Cabe señalar al respecto que de éstas, en las condiciones actuales, el organosolv con cogeneración y los dos casos con líquidos iónicos no son rentables.

Es importante decir que la comparación realizada es pertinente debido a que se estudiaron las diversas alternativas bajo las mismas consideraciones y supuestos, como la capacidad de la planta, precios, estimaciones de costos, entre otros.

Por otro lado, el hecho de que la explosión a vapor haya resultado ser el pretratamiento más rentable, entre los estudiados, se condice con que en la actualidad es el que se utiliza en las plantas más importantes de bioetanol celulósico [73,74].

Pese a esto, se concluye también que si bien las alternativas con organosolv y particularmente con líquidos iónicos son menos rentables en la actualidad, mejoramientos tecnológicos y disminuciones en el precio de insumos relevantes como los mismos líquidos iónicos podrían hacer cambiar esta situación. Por ejemplo, la capacidad de reutilizar los ILs, o una disminución en la relación solvente: biomasa podrían generar cambios importantes en el potencial económico de estas alternativas.

Por otra parte, se notó en todos los casos que el precio de venta del bioetanol influye fuertemente sobre la rentabilidad, de modo que si en el futuro cercano el precio de la gasolina sigue al alza, el proyecto de producción de bioetanol de segunda generación se hará cada vez más atractivo y conveniente. Otras variables relevantes identificadas son el precio de las enzimas y la materia prima, cuya disminución también favorece, aunque en menor grado, la rentabilidad.

También se concluye del trabajo realizado que el mejoramiento de las tecnologías de las operaciones críticas del proceso de producción de bioetanol de segunda generación, como el pretratamiento, la hidrólisis y la fermentación, es fundamental para que un proyecto de esta índole sea rentable y económicamente atractivo. Se han señalado en este estudio aquellas variables que más afectan la economía, como la cantidad de enzimas requeridas, la eficiencia de la hidrólisis y la fermentación y la cantidad de solvente utilizado. Dado que estas variables tienen un mayor impacto, su estudio y optimización es muy relevante.

Adicionalmente se concluye que el precio mínimo de venta de la que resultó ser la mejor alternativa entre las evaluadas, es mayor al precio paridad del etanol producido en Estados Unidos y menor al correspondiente de Brasil. Luego, una alternativa para que el etanol producido en Chile fuera competitivo con el que pudiera provenir de Estados Unidos sería la de un subsidio gubernamental, que tendría que ser de al menos 0,13 US\$/gal de etanol. Cabe destacar que este subsidio sería menor al actualmente vigente en Estados Unidos.

Finalmente, se determinó que al menos tres alternativas son rentables, y se estima que las condiciones pueden ser aún más favorables en un futuro cercano. De esta manera, se concluye que, según los resultados del estudio conceptual realizado, es posible la producción de bioetanol a partir de residuos forestales en Chile y, por tanto, se recomienda la realización de análisis más precisos, a nivel de prefactibilidad, considerando al menos la alternativa con mayor potencial en la actualidad: explosión a vapor con biorefinería.

## 8 Recomendaciones

Algunas recomendaciones a futuro son realizar evaluaciones de ciclo de vida y de impacto ambiental, que son de gran relevancia para proyectos de esta índole. También se recomienda evaluar otras alternativas no consideradas en este estudio, como el pretratamiento biológico con hongos de pudrición blanca, entre otros. Junto con esto, también es importante señalar que frente a cambios en las condiciones, ya sea por variación en los precios, o por mejoramientos tecnológicos que permitan obtener mejores rendimientos, entre otros, se recomienda volver a analizar el escenario de las distintas alternativas. Tal como ya se ha señalado, con el presente trabajo se generaron planillas de cálculo que permiten obtener la información aquí presentada respecto de cada alternativa (flujos, dimensionamiento de equipos, indicadores financieros, entre otros), a partir de las cuales se puede volver a evaluar el escenario variando parámetros. También se pueden añadir nuevas alternativas, utilizando como base las planillas confeccionadas.

Por otro lado, se recomienda realizar una optimización de las variables tecnológicas que generan un mayor impacto en la rentabilidad de cada alternativa, identificadas en este informe, a fin de lograr que las distintas posibilidades de proyectos de producción de bioetanol de segunda generación sean más atractivas económicamente.

## 9 Referencias

- [1] Goldemberg, J., "Ethanol for a sustainable energy future". *Science*, vol. 315, pp. 808-810, 2007.
- [2] Wyk, J., "Biotechnology and the utilization of biowaste as a resource for bioproduct development". *Trends in Biotechnology*, vol. 19, pp. 172-177, 2001.
- [3] Bioalcohol Fuel Foundation  
<[http://www.baff.info/english/background\\_cycle.cfm](http://www.baff.info/english/background_cycle.cfm)>  
[Consulta: 9 de Mayo de 2011]
- [4] Biomass: Power and Thermal  
<<http://biomassmagazine.com/articles/2070/sustainability-of-biofuels-future-generations>>  
[Consulta: 22 de Junio de 2011]
- [5] Wyman, C., "Biomass ethanol: technical progress, opportunities, and commercial challenges". *Energy Environment*, vol. 24, pp. 189-226, 1999.
- [6] Balat, M., *et al*, "Progress in bioethanol processing". *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 34, pp. 551 – 573, 2009.
- [7] Rojan, P., *et al*, "Micro and macroalgal biomass: A renewable source for bioethanol". *Bioresource Technology*, vol. 102, pp. 186-193, 2010.
- [8] Grainnet [en línea]  
<<http://www.grainnet.com/pdf/cellulosemap.pdf>>  
[Consulta: 13 de Mayo de 2011]
- [9] Hendriks, A., Zeeman, G, "Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass". *Bioresource Technology*, vol. 100, pp. 10-18, 2010.
- [10] NREL: National Renewable Energy Laboratory  
<<http://www.nrel.gov/biomass/biorefinery.html>>  
[Consulta: 22 de Junio de 2011]
- [11] Cogeneration: News and Technologies  
<<http://www.cogeneration.net/>>  
[Consulta: 22 de Junio de 2011]

- [12] Sustainable Forestry For Bioenergy & Bio-Based Products [en línea]  
<<http://learn.forestbioenergy.net/learning-modules/module-6/unit-1/lesson-1>>  
[Consulta: 30 de Mayo de 2011]
- [13] Scientific Phychic  
<<http://www.scientificpsychic.com/fitness/carbohidratos2.html>>  
[Consulta: 30 de Mayo de 2011]
- [14] Instituto Forestal: INFOR  
<[www.infor.cl](http://www.infor.cl)>  
[Consulta: 12 de Mayo de 2011]
- [15] Correa T., “Estudio exploratorio de la producción de etanol en Chile a partir de residuos forestales”. Memoria de Ingeniero Civil industrial, Universidad de Chile, Chile, 94 pp., 2008.
- [16] Sotomayor R., “Estudio exploratorio de producción de bioetanol y de coproductos de biorefinería a partir de residuos de eucalipto”. Memoria de Ingeniero Civil en Biotecnología e Ingeniero Civil Industrial, Universidad de Chile, Chile, 142 pp., 2010.
- [17] Cortinez V., “Comparación de pretratamientos en residuos forestales para la producción de bioetanol de segunda generación: hidrólisis ácida y líquidos iónicos”. Memoria de Ingeniero Civil Químico y Tesis de Magíster en Ciencias de la Ingeniería, mención Química, Universidad de Chile, Chile, 122 pp., 2010.
- [18] Barahona, G., “Variación de la composición química en albura, duramen, y altura de la madera pulpable de Eucalyptus globulus proveniente de monte alto y monte bajo”. Memoria de Ingeniero Forestal, Universidad de Chile, Chile., 86 pp., 2005.
- [19] Bertrán, J., Morales, E., “Potencial de generación de energía por residuos del manejo forestal en Chile”. Proyecto Energías Renovables No Convencionales en Chile (CNE/GTZ). Santiago de Chile, 2008.
- [20] US Department of Energy: Energy Efficiency & Renewable Energy  
<<http://www.afdc.energy.gov/afdc/fuels/properties.html>>  
[Consulta: 31 de Mayo de 2011]
- [21] Galbe, M., Zacchi, G., “A review of the production of ethanol from softwood”. Applied Microbiology and Biotechnology, vol. 59, pp. 618-628, 2002.

- [22]The Manufacture of Ethanol  
<<http://www.chemguide.co.uk/physical/equilibria/ethanol.html>>  
[Consulta: 22 de Junio]
- [23]Aden A., *et al*, "Lignocellulosic biomass to ethanol process desing and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover". NREL Technical Report, Seattle, Washington, 2002.
- [24]Kim, J. y Hayes, K.M., "Southern pine as feedstock for renewable fuel industry: A feasibility study of lignocelluloses ethanol production in Georgia", EEUU, 2006.
- [25]Kansas Ethanol  
<<http://www.ksgrains.com/ethanol/ddgs.html>>  
[Consulta: 1 de Junio de 2011]
- [26]Graneles de Chile S.A.  
<<http://www.granelesdechile.cl/ddgs.asp>>  
[Consulta: 1 de Junio de 2011]
- [27]Xylitol: Sweetness without tooth decay  
<<http://www.xylitolinfo.com/home.html>>  
[Consulta: 1 de Junio de 2011]
- [28]Barbosa, M., *et al*, "Screening of yeast for production of xylitol from D-xylosa and some factors which affect xylitol yield in *Candida guilliermondii*". Journal of Industrial Microbiology , vol. 3, pp. 241-251, 1988.
- [29]Pure Lignin: Environmental Technology  
<<http://purelignin.com/lignin>>  
[Consulta: 1 de Junio de 2011]
- [30]ILI: The International Lignin Institute  
<<http://www.ili-lignin.com/aboutlignin.php>>  
[Consulta: 1 de Junio de 2011]
- [31]Sun Y., J. Cheng, Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review". Bioresource Technology, vol. 83, pp. 1 – 11, 2002.
- [32]Taherzadeh, M., Karimi, K., "Pretreatment of lignocellulosic wastes to improve ethanol and biogas production: a review". International Journal of Molecular Sciences, vol. 9, pp. 1621-1651, 2008.

- [33]Energy research Centre of the Netherlands [en línea]  
<<http://www.ecn.nl/nl/>>  
[Consulta: 28 de Noviembre de 2010]
- [34]Jorgensen H, Kristensen J.B., y Felby C., “Enzymatic conversion of lignocellulose into fermentable sugars: challenges and opportunities”. *Biofuels, Bioproducts & Biorefinering*, vol. 1, pp. 119-134, 2007.
- [35]Kumar, A., *et al*, “Economics and environmental impact of bioethanol production technologies: an appraisal”. *Biotechnology and Molecular Biology*, vol. 2(1), pp. 14 – 32, 2007.
- [36]Hahn-Hagerdal B., *et al*, “Bio-ethanol – the fuel of tomorrow from the residues of today”. *Trends in Biotechnology*, vol. 24(12), pp. 549-556, 2006.
- [37]Solvent Recycling and Azeotropes  
<[http://www.solvent--recycling.com/azeotrope\\_1.html](http://www.solvent--recycling.com/azeotrope_1.html)>  
[Consulta: 22 de Junio de 2011]
- [38]Mosier, N., *et al*, “Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass”. *Bioresource Technology*, vol. 96, pp. 673-686, 2005.
- [39]Sassner, P., *et al*, “Steam pretreatment of H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-impregnated *Salix* for the production of bioethanol”. *Bioresource Technology*, vol.99, pp.137-145, 2008.
- [40]Cara, C., *et al*, “Production of fuel ethanol from steam-explosion pretreated olive tree pruning”. *Fuel*, vol.87,pp.692-700, 2008.
- [41]Emmel, A., *et al*, “Fractionation of *Eucalyptus grandis* chips by dilute-acid catalyzed steam explosion”. *Bioresource Technology*, vol.86, pp.105-115, 2003.
- [42]Viola, E., *et al*, “Ethanol from eel grass via steam explosion and enzymatic hydrolysis”. *Biomass and Bioenergy*, vol.32, pp.613-618, 2008.
- [43]Zimbardi, F., *et al*, “Acid impregnation and steam explosion of corn stover in batch processes”. *Industrial Crops and Products*, vol.26, pp.195-206, 2007.
- [44]Cheon, H. Song, I., Kim, D., “Concentrated acid impregnation, hydrolysis, and fermentation of reed to ethanol”. *International Journal of Green Energy*, vol.7, pp. 476-484, 2010.
- [45]Ballesteros, I., *et al*, “Ethanol production from steam-explosion pretreated wheat straw”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, vol. 130, pp. 496-508, 2006.

- [46]Zhao, X., Cheng, K., Liu, D., "Organosolv pretreatment of lignocellulosic biomass for enzymatic hydrolysis". *Applied Microbiology and Biotechnology*, vol. 82, pp. 815-827, 2009.
- [47]Araque, E., *et al*, "Evaluation of organosolv pretreatment for the conversion of *Pinus radiata* D. Don to ethanol". *Enzyme and Microbial Technology*, vol.43, pp.214-219, 2008.
- [48]Pan, X. *et al*, "Biorefining of softwoods using ethanol organosolv pulping: preliminary evaluation of process streams for manufacture of fuel-grade ethanol and co-products". *Biotechnology and Bioengineering*, vol.90, pp. 473-481, 2005.
- [49]Pan, X. *et al*, "Bioconversion of hybrid poplar to ethanol and co-products using an organosolv fractionation process: optimization of process yields". *Biotechnology and Bioengineering*, vol.94, pp. 851-861, 2006.
- [50]Holtzapple, M., Humphrey, A., "The effect of organosolv pretreatment on the enzymatic hydrolysis of poplar". *Biotechnology and Bioengineering*, vol.26, pp. 670-676, 1984.
- [51]Dadi, A., Varanasi, S., Schall, C., "Enhancement of cellulose saccharification kinetics using an ionic liquid pretreatment step". *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 95(5), pp. 94-910, 2006.
- [52]Juri, S., "Sacarificación y fermentación simultánea para la producción de bioetanol de segunda generación, mediante pretratamientos alternativos: líquidos iónicos reciclados y hongos de pudrición blanca". *Memoria de Ingeniero Civil en Biotecnología, Universidad de Chile, Chile, 66 pp., 2011.*
- [53]Zhao, H., *et al*, "Regenerating cellulose from ionic liquids for an accelerated enzymatic hydrolysis". *Journal of Biotechnology*, vol.139, pp. 47-54, 2009.
- [54]Li, C., *et al*, "Comparison of dilute acid and ionic liquid pretreatment of switchgrass: biomass recalcitrance, delignification and enzymatic saccharification". *Bioresource Technology*, vol.101, pp.4900-4906, 2010.
- [55]Pezoa, R., "Estudio de pretratamiento con ácido diluido y líquidos iónicos en residuos agrícolas para la producción de bioetanol de segunda generación". *Memoria de Ingeniero Civil Químico y Tesis de Magíster en Ciencias de la Ingeniería, mención Química, Universidad de Chile, Chile, 146 pp., 2010.*
- [56]Biofuels Platform [en línea]  
 <<http://www.platforme-biocarburants.ch/en/home/index.php>>  
 [Consulta: 16 de Mayo de 2011]

- [57]Schneuer D., “Estudio exploratorio para la producción de bioetanol y de co-productos de biorefinería, a partir de rastrojos de maíz”. Memoria de Ingeniero Civil en Biotecnología e Ingeniero Civil Industrial, Universidad de Chile, Chile, 107 pp., 2009.
- [58]Comisión Nacional de Energía [en línea]  
<<http://www.cne.cl>>  
[Consulta: 20 de Mayo de 2011]
- [59]Mussatto, S., “Alternatives for detoxification of diluted-acid lignocellulosic hydrolyzates for use in fermentative processes: a review”. *Bioresource Technology* vol. 93, pp. 1-10, 2004.
- [60]3Angstrom: Molecular Sieve [en línea]  
<[http://www.3angstrom.com/molecular\\_sieve.php](http://www.3angstrom.com/molecular_sieve.php)>  
[Consulta: 21 de Mayo de 2011]
- [61]Matche: Equipment Costs  
<<http://www.matche.com>>  
[Consulta: 23 de Mayo de 2011]
- [62]Futurolaboral  
<<http://www.futurolaboral.cl/>>  
[Consulta: 10 Marzo de 2011]
- [63]ICIS: Trusted Market intelligence for the global chemical and energy industries.  
<<http://www.icis.com/v2/chemicals/9075153/ammonia/pricing.html>>  
[Consulta: 10 de Mayo de 2011]
- [64]Servicio de Impuestos Internos (SII), Circular N°30, “Tratamiento tributario de los biocombustibles denominados biodiesel y bioetanol”, 16 de mayo del 2007.
- [65]Technology Review: Cellulolytic Enzymes  
<<http://www.technologyreview.com/energy/20240/>>  
[Consulta: 22 de Junio de 2011]
- [66]Hu, T, “Chemical modification, properties, and usage of lignin”. Kluwer Academic/Plenum Publishers, Nueva York, Estados Unidos, 2002.
- [67]Lienqueo, M., “Separación sólido-líquido: Operaciones de membrana”. Clase curso Separación y Procesos Biotecnológicos, Universidad de Chile, Chile, 2010.
- [68]Meyrial, V., *et al*, “Xylitol production from D-xilose by *Candida guilliermondii*: Fermentation behavior”. *Biotechnology Letters*, vol.13, pp.281-286, 1991.

- [69]Felipe, M.G.A., *et al*, "Fermentation of eucalyptus hemicellulosic hydrolysate to xylitol by *Candida guilliermondii*". *Bioresource Technology*, vol.56, pp. 281-283, 1996.
- [70]Vanegas, I., Socorro, M. y Ruíz, O., "Producción de xilitol a partir de levaduras nativas colombianas". *Revista Colombiana de Biotecnología*, vol.6, pp. 31-36, 2004.
- [71]Distiller Grains Technology Council  
<<http://www.distillersgrains.org/index.html>>  
[Consulta: 10 de Mayo de 2011]
- [72]Mora-Pale, M., *et al*, "Room temperature ionic liquids as emerging solvents for the pretreatment of lignocellulosic biomass". *Biotechnology and Bioengineering*, vol.108, pp. 1229 -1245, 2011.
- [73]logen Corporation  
<<http://www.abengoa.es/corp/web/es/>>  
[Consulta: 28 de Junio de 2011]
- [74]Abengoa  
<<http://www.abengoabioenergy.com/corp/web/es/index.html>>  
[Consulta: 28 de Junio de 2011]
- [75]Zegers, C., "Precios paridad importación biocombustibles". Presentación taller biocombustibles, Ministerio de Energía, 2011.
- [76]Tyner, W., "U.S. Ethanol policy – possibilities for the future". *Bioenergy*, Purdue University, Department of Agricultural Economics, 2007.
- [77]Contreras, E., "Indicadores de evaluación de proyectos". Clase curso Evaluación de Proyectos, Universidad de Chile, Chile, 2008.

## 10 Anexos

### 10.1 Anexo I: "Indicadores Financieros"

A continuación se presenta información relevante respecto de cada uno de los indicadores financieros utilizados en el presente estudio [77]:

*Valor Actual Neto (VAN):* Corresponde al aporte económico (aumento o disminución de la riqueza) que obtienen los inversionistas a partir del proyecto.

Se determina considerando el valor del dinero en el tiempo, para lo cual se utiliza la tasa de descuento. Se calcula de la siguiente manera:

$$VAN = \sum_{i=0}^N \frac{FC_i}{(1+r)^i}$$

**Ecuación 2. Fórmula para calcular el VAN de un proyecto.**

Donde,  $N$  es el número de períodos considerados u horizonte de evaluación,  $FC_i$  es el flujo de capital en el período  $i$ , y  $r$  es la tasa de descuento.

De esta manera, el VAN es la suma de los flujos de capital de los períodos desde el inicio hasta el horizonte de análisis, considerando la tasa de descuento aplicada. Así, si el VAN es positivo quiere decir que los inversionistas obtienen una ganancia con el proyecto, mientras que si es negativo, se obtiene una pérdida.

*Tasa Interna de Retorno (TIR):* Representa la rentabilidad media intrínseca del proyecto. Se define como aquella tasa que hace que el VAN sea cero, es decir:

$$\sum_{i=0}^N \frac{FC_i}{(1+TIR)^i} = 0$$

**Ecuación 3. Fórmula para calcular la TIR de un proyecto.**

De esta manera, si la TIR es mayor a la tasa de descuento considerada, el proyecto es rentable, y si es menor, no lo es.

*Retorno de la Inversión (ROI)*: Mide la rentabilidad de la inversión como el VAN sobre el capital invertido, es decir:

$$ROI = \frac{VAN}{Capital\ de\ Inversión}$$

**Ecuación 4. Fórmula para calcular el ROI de un proyecto.**

Así, este indicador señala el capital real (considerando descuento por paso del tiempo) obtenido por cada dólar invertido en el proyecto.

*Período de Recuperación de la Inversión (PRI)*: Es el número de períodos requeridos para que la suma de los flujos de capital iguale la inversión del proyecto. Este indicador no considera el valor del dinero en el tiempo, sino que se realiza la suma simple de los flujos de capital y se determina la cantidad de años requeridos para igualar el capital invertido. Por ello, un proyecto puede tener un PRI menor al horizonte de análisis y aun así tener VAN negativo. Es por ello que es utilizado como indicador secundario.

## **10.2 Anexo II: “Parámetros de las Operaciones Principales de cada Alternativa”**

En las tablas mostradas a continuación (Tablas 77 a 79) se muestran los parámetros más importantes de las operaciones principales de cada alternativa, como eficiencias, rendimientos, cantidad de insumos requeridos, concentraciones y otros.

**Tabla 77. Parámetros de las operaciones principales, caso Explosión a Vapor.**

<b>Etapa</b>	<b>Característica</b>	<b>Valor</b>
<b>Impregnación con Ácido</b>	Razón de entrada entre ácido diluido y biomasa [p/p]	2
	Concentración de ácido diluido en la entrada [p/p]	0,01
<b>Explosión a Vapor</b>	Razón entre vapor de agua y biomasa [p/p]	0,5
<b>Pretratamiento Total</b>	Conversión de celulosa a glucosa	0,07
	Conversión de hemicelulosa a monómeros	0,9
	Conversión de lignina a inhibidor (ácido 4 hidrobenczoico)	0,05
	Conversión de hemicelulosa a furfural	0,05
<b>Neutralización</b>	Ca(OH) <sub>2</sub> necesario [kg Ca(OH) <sub>2</sub> /ton a tratar]	2
<b>Hidrólisis</b>	Eficiencia de la hidrólisis	0,9
	Enzimas necesarias [FPU/g sustrato]	20
<b>Inóculo</b>	Fracción de pre-inóculo requerida sobre levaduras deseadas	0,1
	Concentración máxima de células [g/lt]	50
<b>Fermentación Bioetanol</b>	Tiempo de Fermentación [hr]	24
	Eficiencia Fermentación	85%
	Concentración de Inóculo [g/lt]	1
	<i>S.cerevisiae</i> no fermentan las pentosas	
<b>Filtración Lignina</b>	Eficiencia de separación partículas suspendidas (celulosa, hemicelulosa, lignina)	0,99
	Fracción que se retiene de otros compuestos	0
<b>Filtración Levaduras</b>	Eficiencia de separación partículas suspendidas (celulosa, hemicelulosa, lignina)	1,00
	Fracción que se retiene de levaduras	0,99
<b>Ultrafiltración</b>	Retención compuestos más grandes	1,0
	Retención de levaduras	1,0
	Retención de enzimas y nutrientes	0,995
	Retención de otros compuestos	0
<b>Destilación del Bioetanol</b>	Fracción másica de bioetanol en producto de cabeza	0,90
	Recuperación del bioetanol en el producto de cabeza	0,90
<b>Deshidratación del Bioetanol</b>	Rendimiento con respecto al bioetanol	0,99
	Fracción másica de bioetanol en la corriente producto	0,995
<b>Fermentación Xilitol</b>	Rendimiento generación de xilitol [g xilitol/g xilosa]	0,83
<b>Deshidratación del Xilitol</b>	Fracción que pasa tamaño mayor a xilitol	1
	Fracción que pasa de xilitol	1
	Fracción másica de agua en la salida	0,01

Este es el caso de explosión a vapor y biorefinería, sin embargo, los valores son equivalentes para el caso con cogeneración, exceptuando que las operaciones de filtración de lignina y de levaduras, la ultrafiltración, y la fermentación y deshidratación del xilitol no se realizan en ese caso. Esta observación es análoga para las alternativas con Organosolv y Líquidos Iónicos.

**Tabla 78. Parámetros de las operaciones principales, caso Organosolv.**

<b>Operación</b>	<b>Característica</b>	<b>Valor</b>
<b>Proceso Organosolv</b>	Razón de entrada entre líquido y biomasa [p/p]	7
	Concentración de ácido en el líquido [p/p]	0,0125
	Concentración de etanol [p/p]	0,6
	Conversión de celulosa a glucosa	0,011
	Conversión de hemicelulosa a monómeros	0,52
	Conversión de glucosa a HMF	0,002
	Conversión de hemicelulosa a furfural	0,02
	Solubilización de lignina	0,74
<b>Destilación Solvente</b>	Fracción másica de etanol en producto de cabeza	0,9
	Recuperación del etanol en el producto de cabeza	0,99
<b>Neutralización</b>	Ca(OH) <sub>2</sub> necesario [kg Ca(OH) <sub>2</sub> /ton a tratar]	2
<b>Hidrólisis</b>	Eficiencia de la hidrólisis	0,93
	Enzimas necesarias [FPU/g sustrato]	20
<b>Inóculo</b>	Fracción de pre-inóculo requerida sobre levaduras deseadas	0,1
	Concentración máxima de células [g/lt]	50
<b>Fermentación Bioetanol</b>	Tiempo de Fermentación [hr]	24
	Eficiencia Fermentación	85%
	Concentración de Inóculo [g/lt]	1
	<i>S.cerevisiae</i> no fermentan las pentosas	
<b>Filtración Lignina</b>	Eficiencia de separación partículas suspendidas (celulosa, hemicelulosa, lignina)	0,99
	Fracción que se retiene de otros compuestos	0
<b>Filtración Levaduras</b>	Eficiencia de separación partículas suspendidas (celulosa, hemicelulosa, lignina)	1,00
	Fracción que se retiene de levaduras	0,99
<b>Ultrafiltración</b>	Retención compuestos más grandes	1,0
	Retención de levaduras	1,0
	Retención de enzimas y nutrientes	0,995
	Retención de otros compuestos	0
<b>Destilación del Bioetanol</b>	Fracción másica de bioetanol en producto de cabeza	0,90
	Recuperación del bioetanol en el producto de cabeza	0,90
<b>Deshidratación del Bioetanol</b>	Rendimiento con respecto al bioetanol	0,99
	Fracción másica de bioetanol en la corriente producto	0,995
<b>Fermentación Xilitol</b>	Rendimiento generación de xilitol [g xilitol/g xilosa]	0,83
<b>Deshidratación del Xilitol</b>	Fracción que pasa tamaño mayor a xilitol	1
	Fracción que pasa de xilitol	1
	Fracción másica de agua en la salida	0,01

**Tabla 79. Parámetros de las operaciones principales, caso Líquidos Iónicos.**

<b>Etapa</b>	<b>Característica</b>	<b>Valor</b>
<b>ILs</b>	Razón IL/biomasa [p/p]	3
	Agua para lavado [p/p]	1
	Conversión de celulosa a glucosa	0,1
	Conversión de hemicelulosa a monómeros	0,1
	Conversión de glucosa a HMF	0
	Conversión de hemicelulosa a furfural	0
	Solubilización de lignina	0,35
<b>Evaporación</b>	Humedad IL tras la evaporación	0,05
	Solo se evapora agua	
<b>Hidrólisis</b>	Eficiencia de la hidrólisis	0,96
	Enzimas necesarias [FPU/g sustrato]	20
<b>Inóculo</b>	Fracción de pre-inóculo requerida sobre levaduras deseadas	0,1
	Concentración máxima de células [g/lit]	50
<b>Fermentación Bioetanol</b>	Tiempo de Fermentación [hr]	24
	Eficiencia Fermentación	85%
	Concentración de Inóculo [g/lit]	1
	<i>S.cerevisiae</i> no fermentan las pentosas	
<b>Filtración Lignina</b>	Eficiencia de separación partículas suspendidas (celulosa, hemicelulosa, lignina)	0,99
	Fracción que se retiene de otros compuestos	0
<b>Filtración Levaduras</b>	Retención compuestos más grandes	1,0
	Eficiencia de filtración de las levaduras	0,99
	Retención de otros compuestos	0
<b>Ultrafiltración</b>	Retención compuestos más grandes	1,0
	Retención de levaduras	1,0
	Retención de enzimas y nutrientes	0,995
	Retención de otros compuestos	0
<b>Destilación del Bioetanol</b>	Fracción másica de bioetanol en producto de cabeza	0,90
	Recuperación del bioetanol en el producto de cabeza	0,90
<b>Deshidratación del Bioetanol</b>	Rendimiento con respecto al bioetanol	0,99
	Fracción másica de bioetanol en la corriente producto	0,995
<b>Fermentación Xilitol</b>	Rendimiento generación de xilitol [g xilitol/g xilosa]	0,83
<b>Deshidratación del Xilitol</b>	Fracción que pasa tamaño mayor a xilitol	1
	Fracción que pasa de xilitol	1
	Fracción másica de agua en la salida	0,01

### **10.3 Anexo III: “Layout de cada Alternativa”**

Los planos confeccionados para cada una de las alternativas estudiadas se muestran en las páginas siguientes (Figuras 11 a 16). Cabe señalar que para una mejor apreciación de estos planos se incluyen en el CD (*Anexo III*) los archivos AutoCAD correspondientes y también las imágenes de los layouts en formato PDF.

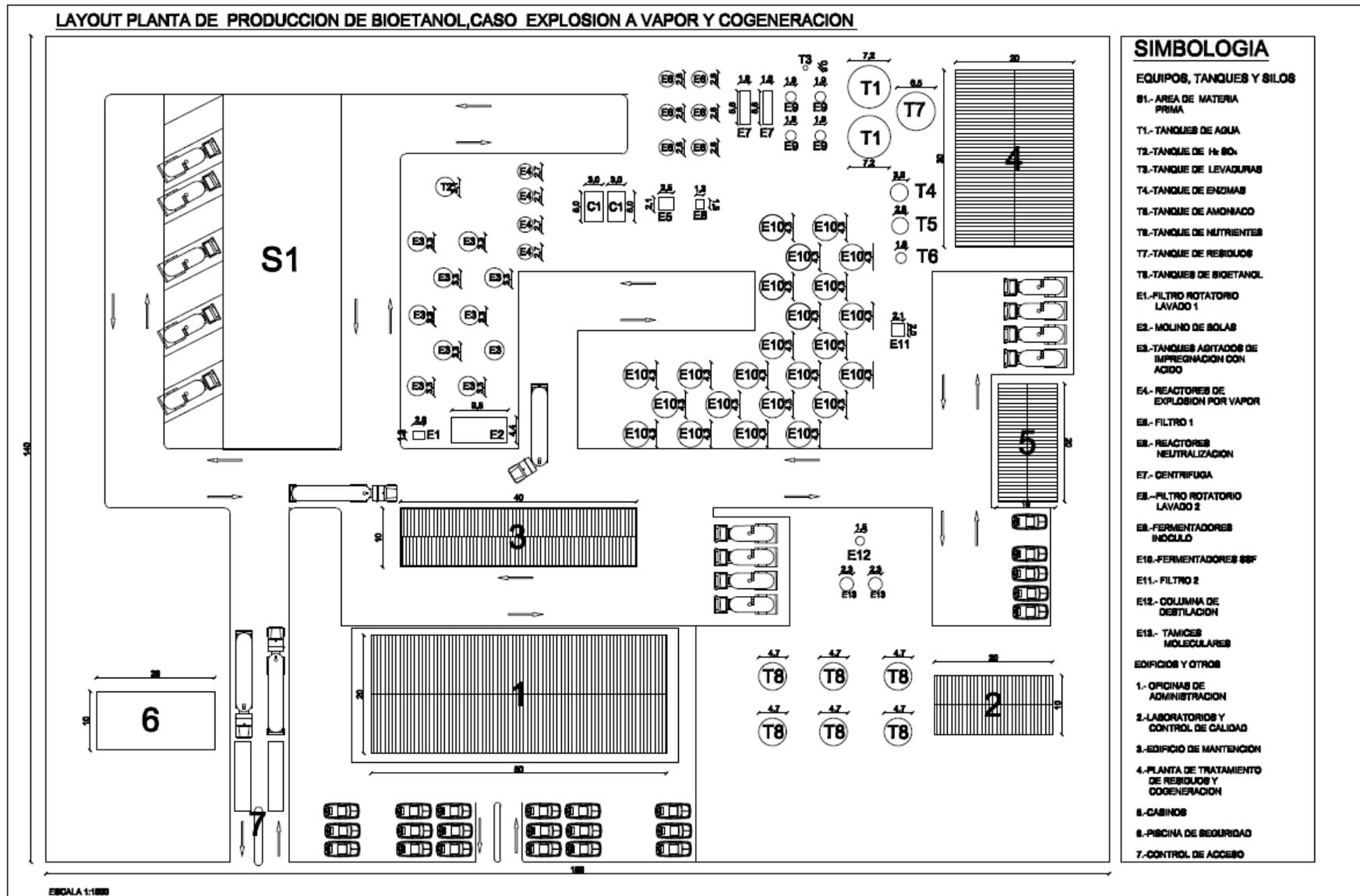


Figura 11. Layout de la planta, caso Explosión a Vapor y Cogeneración. El terreno es de 25.200 [m<sup>2</sup>].

## Simbología Layout de la Planta, caso Explosión a Vapor y Cogeneración

### Silos, Tanques y Equipos

S1:	Área de Materia Prima
T1:	Tanques de Agua
T2:	Tanque de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
T3:	Tanque de Levaduras
T4:	Tanque de Enzimas
T5:	Tanque de Amoníaco
T6:	Tanque de Nutrientes
T7:	Tanque de Residuos
T8:	Tanques de Bioetanol
E1:	Filtro Rotatorio Lavado 1
E2:	Molino de Bolas
E3:	Tanques Agitados de Impregnación con Ácido
E4:	Reactores de Explosión a Vapor
E5:	Filtro 1
E6:	Reactores Neutralización
E7:	Centrífuga
E8:	Filtro Rotatorio Lavado 2
E9:	Fermentadores Inóculo
E10:	Fermentadores SSF
E11:	Filtro 2
E12:	Columna de Destilación
E13:	Tamices Moleculares

### Edificios y Otros

1:	Oficinas de Administración
2:	Laboratorios y Control de Calidad
3:	Edificio de Mantenición
4:	Planta de Tratamiento de Residuos y Cogeneración
5:	Casino
6:	Piscina de Seguridad
7:	Control de Acceso

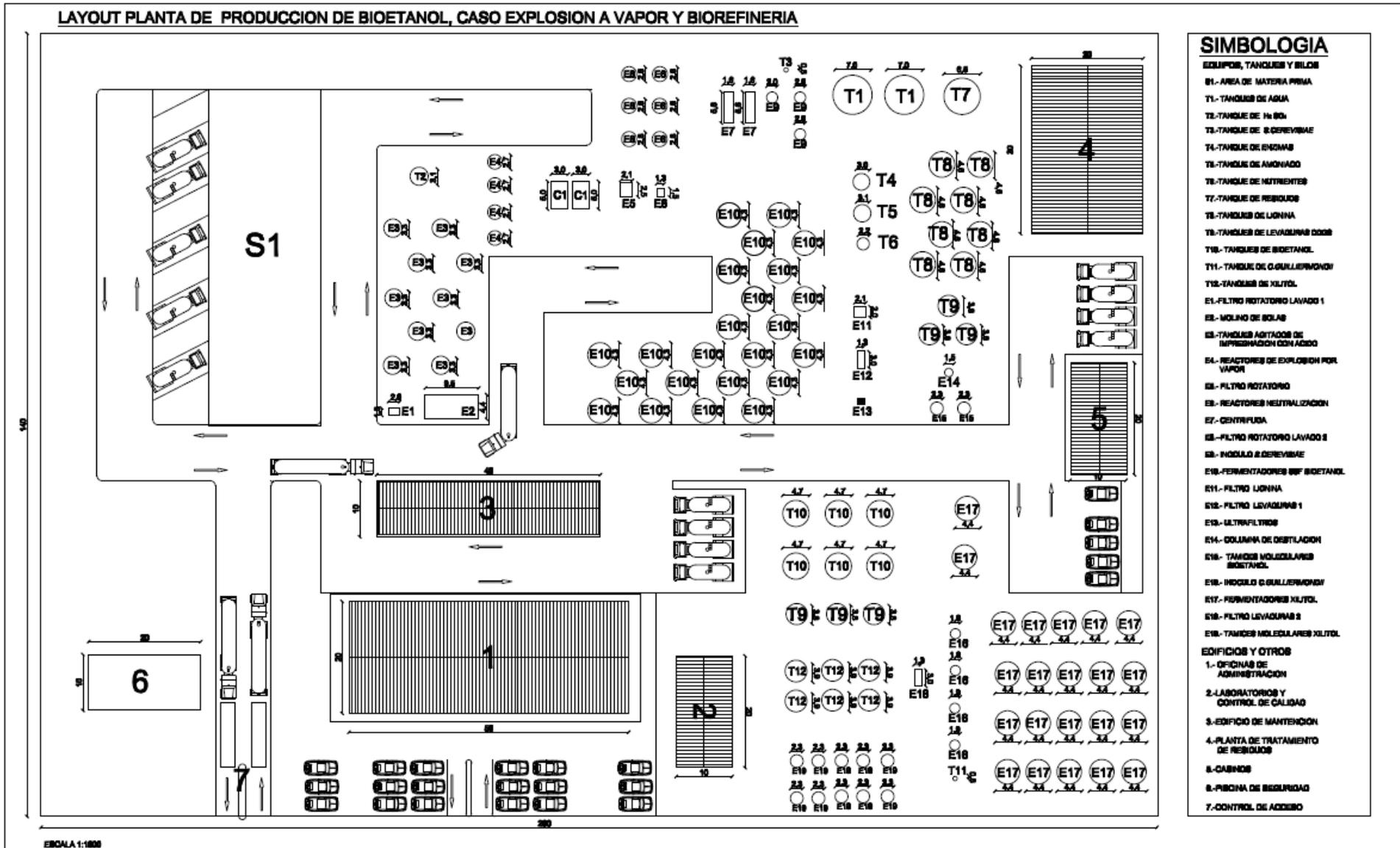


Figura 12. Layout de la planta, caso Explosión a Vapor y Biorefinería. El terreno es de 28.000 [m<sup>2</sup>].

## Simbología Layout de la Planta, caso Explosión a Vapor y Biorefinería

### Silos, Tanques y Equipos

S1:	Área de Materia Prima
T1:	Tanques de Agua
T2:	Tanque de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
T3:	Tanque de <i>S.cerevisiae</i>
T4:	Tanque de Enzimas
T5:	Tanque de Amoníaco
T6:	Tanque de Nutrientes
T7:	Tanque de Residuos
T8:	Tanques de Lignina
T9:	Tanques de Levadura DDGS
T10:	Tanques de Bioetanol
T11:	Tanque de <i>C.guilliermondii</i>
T12:	Tanques de Xilitol
E1:	Filtro Rotatorio Lavado 1
E2:	Molino de Bolas
E3:	Tanques Agitados de Impregnación con Ácido
E4:	Reactores de Explosión a Vapor
E5:	Filtro Rotatorio
E6:	Reactores Neutralización
E7:	Centrífuga
E8:	Filtro Rotatorio Lavado 2
E9:	Inóculo <i>S.cerevisiae</i>
E10:	Fermentadores SSF Bioetanol
E11:	Filtro Lignina
E12:	Filtro Levaduras 1
E13:	Ultrafiltros
E14:	Columna de Destilación
E15:	Tamices Moleculares Bioetanol
E16:	Inóculo <i>C.guilliermondii</i>
E17:	Fermentadores Xilitol
E18:	Filtro Levaduras 2
E19:	Tamices Moleculares Xilitol

### Edificios y Otros

1:	Oficinas de Administración
2:	Laboratorios y Control de Calidad
3:	Edificio de Mantenición
4:	Planta de Tratamiento de Residuos
5:	Casino
6:	Piscina de Seguridad
7:	Control de Acceso

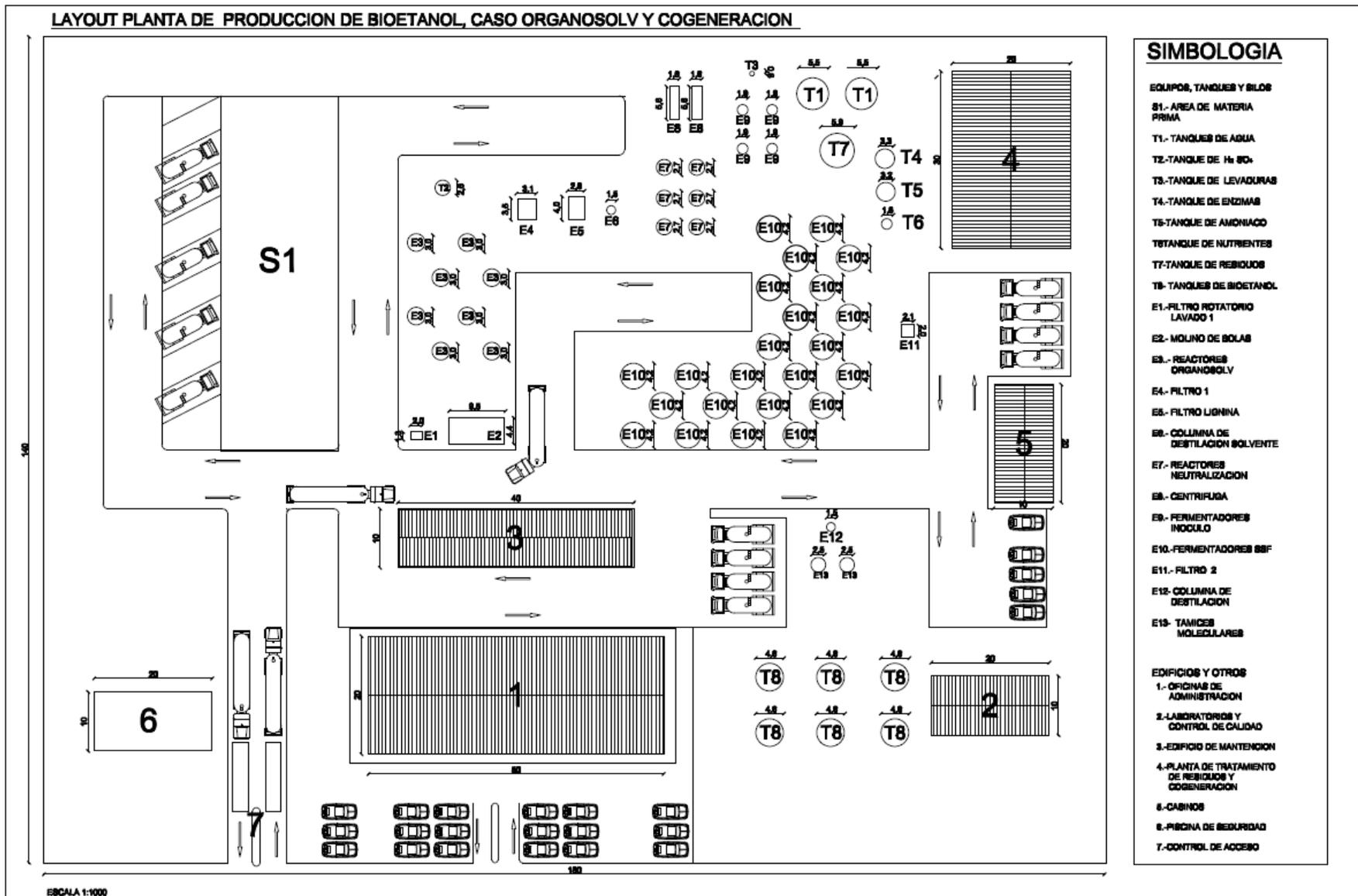


Figura 13. Layout de la planta, caso Organosolv y Cogeneración. El terreno es de 25.200 [m<sup>2</sup>].

## Simbología Layout de la Planta, caso Organosolv y Cogeneración

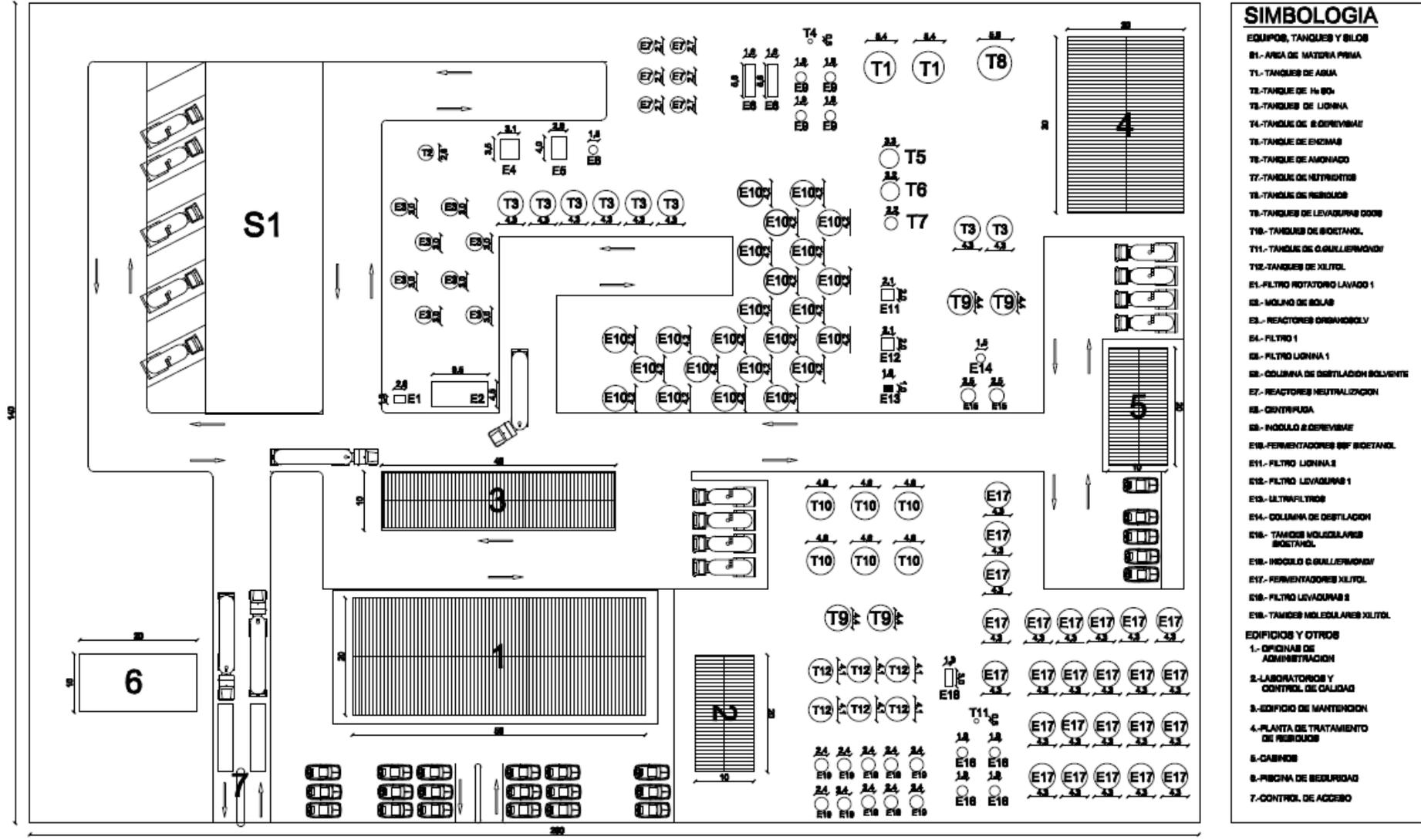
### Silos, Tanques y Equipos

S1:	Área de Materia Prima
T1:	Tanques de Agua
T2:	Tanque de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
T3:	Tanque de Levaduras
T4:	Tanque de Enzimas
T5:	Tanque de Amoníaco
T6:	Tanque de Nutrientes
T7:	Tanque de Residuos
T8:	Tanques de Bioetanol
E1:	Filtro Rotatorio Lavado 1
E2:	Molino de Bolas
E3:	Reactores Organosolv
E4:	Filtro 1
E5:	Filtro Lignina
E6:	Columna de Destilación Solvente
E7:	Reactores Neutralización
E8:	Centrífuga
E9:	Fermentadores Inóculo
E10:	Fermentadores SSF
E11:	Filtro 2
E12:	Columna de Destilación
E13:	Tamices Moleculares

### Edificios y Otros

1:	Oficinas de Administración
2:	Laboratorios y Control de Calidad
3:	Edificio de Mantenición
4:	Planta de Tratamiento de Residuos y Cogeneración
5:	Casino
6:	Piscina de Seguridad
7:	Control de Acceso

LAYOUT PLANTA DE PRODUCCION DE BIOETANOL, CASO ORGANOSOLV Y BIOREFINERIA



**SIMBOLOGIA**

**EQUIPOS, TANQUES Y SILOS**

- E1.-AREA DE MATERIA PRIMA
- T1.-TANQUE DE AGUA
- T2.-TANQUE DE 14 800
- T3.-TANQUES DE LIGNINA
- T4.-TANQUE DE 2 CORRENTES
- T5.-TANQUE DE ENZIMAS
- T6.-TANQUE DE AMONIAO
- T7.-TANQUE DE NUTRIENTES
- T8.-TANQUES DE RESIDUOS
- T9.-TANQUES DE LEVADURAS GOOD
- T10.-TANQUES DE BIOTANOL
- T11.-TANQUE DE C.GULLERMONDI
- T12.-TANQUES DE XILITOL
- E1.-FILTRO ROTATORIO LAVADO 1
- E2.-MOLINO DE BOLAS
- E3.-REACTORES ORGANOSOLV
- E4.-FILTRO 1
- E5.-FILTRO LIGNINA 1
- E6.-COLUMNA DE DESTILACION SOLVENTE
- E7.-REACTORES NEUTRALIZACION
- E8.-CENTRIFUGA
- E9.-MODULO 2 CORRENTES
- E10.-FERMENTADORES 80% BIOTANOL
- E11.-FILTRO LIGNINA 2
- E12.-FILTRO LEVADURAS 1
- E13.-ULTRAFILTRO
- E14.-COLUMNA DE DESTILACION
- E15.-TANQUES MOLECULARES BIOTANOL
- E16.-MODULO C.GULLERMONDI
- E17.-FERMENTADORES XILITOL
- E18.-FILTRO LEVADURAS 2
- E19.-TANQUES MOLECULARES XILITOL

**EDIFICIOS Y OTROS**

- 1.-OFICINAS DE ADMINISTRACION
- 2.-LABORATORIO Y CONTROL DE CALIDAD
- 3.-EDIFICIO DE MANTENIMIENTO
- 4.-PLANTA DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS
- 5.-CAMIONES
- 6.-PERSONA DE SEGURIDAD
- 7.-CONTROL DE ACCESO

Figura 14. Layout de la planta, caso Organosolv y Biorefineria. El terreno es de 28.000 [m<sup>2</sup>].

## Simbología Layout de la Planta, caso Organosolv y Biorefinería

### Silos, Tanques y Equipos

S1:	Área de Materia Prima
T1:	Tanques de Agua
T2:	Tanque de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
T3:	Tanques de Lignina
T4:	Tanque de <i>S.cerevisiae</i>
T5:	Tanque de Enzimas
T6:	Tanque de Amoníaco
T7:	Tanque de Nutrientes
T8:	Tanque de Residuos
T9:	Tanques de Levadura DDGS
T10:	Tanques de Bioetanol
T11:	Tanque de <i>C.guilliermondii</i>
T12:	Tanques de Xilitol
E1:	Filtro Rotatorio Lavado 1
E2:	Molino de Bolas
E3:	Reactores Organosolv
E4:	Filtro 1
E5:	Filtro Lignina 1
E6:	Columna de Destilación Solvente
E7:	Reactores Neutralización
E8:	Centrífuga
E9:	Inóculo <i>S.cerevisiae</i>
E10:	Fermentadores SSF Bioetanol
E11:	Filtro Lignina 2
E12:	Filtro Levaduras 1
E13:	Ultrafiltros
E14:	Columna de Destilación
E15:	Tamices Moleculares Bioetanol
E16:	Inóculo <i>C.guilliermondii</i>
E17:	Fermentadores Xilitol
E18:	Filtro Levaduras 2
E19:	Tamices Moleculares Xilitol

### Edificios y Otros

1:	Oficinas de Administración
2:	Laboratorios y Control de Calidad
3:	Edificio de Mantenición
4:	Planta de Tratamiento de Residuos
5:	Casino
6:	Piscina de Seguridad
7:	Control de Acceso

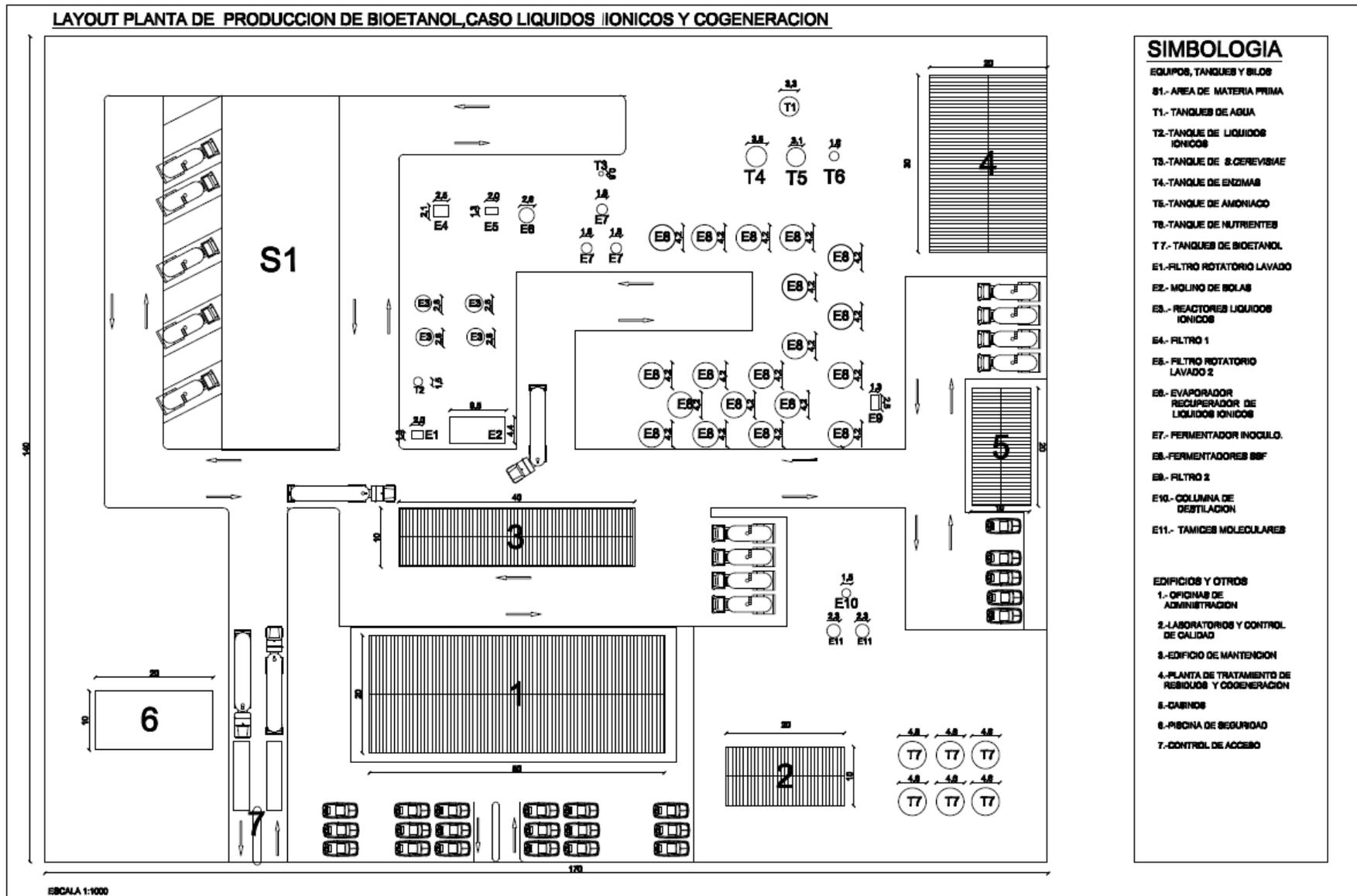


Figura 15. Layout de la planta, caso Líquidos Iónicos y Cogeneración. El terreno es de 23.800 [m<sup>2</sup>].

## **Simbología Layout de la Planta, caso Líquidos Iónicos y Cogeneración**

### Silos, Tanques y Equipos

- S1: Área de Materia Prima
- T1: Tanques de Agua
- T2: Tanque de Líquidos Iónicos
- T3: Tanque de Levaduras
- T4: Tanque de Enzimas
- T5: Tanque de Amoníaco
- T6: Tanque de Nutrientes
- T7: Tanques de Bioetanol
- E1: Filtro Rotatorio Lavado 1
- E2: Molino de Bolas
- E3: Reactores Líquidos Iónicos
- E4: Filtro 1
- E5: Filtro Rotatorio Lavado 2
- E6: Evaporador Recuperador de Líquidos Iónicos
- E7: Fermentadores Inóculo
- E8: Fermentadores SSF
- E9: Filtro 2
- E10: Columna de Destilación
- E11: Tamices Moleculares

### Edificios y Otros

- 1: Oficinas de Administración
- 2: Laboratorios y Control de Calidad
- 3: Edificio de Mantenimiento
- 4: Planta de Tratamiento de Residuos y Cogeneración
- 5: Casino
- 6: Piscina de Seguridad
- 7: Control de Acceso

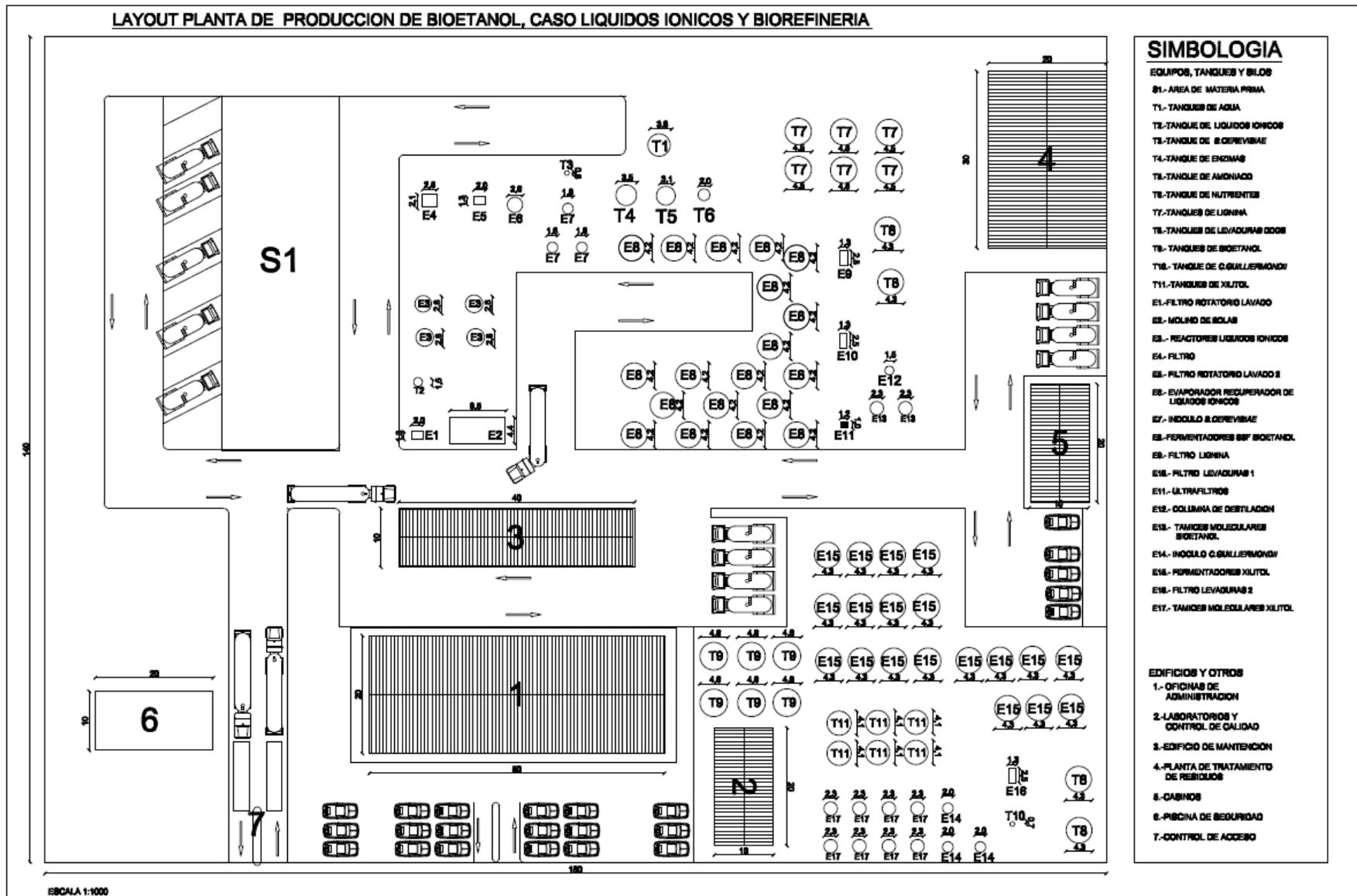


Figura 16. Layout de la planta, caso Líquidos Iónicos y Biorefinería. El terreno es de 25.200 [m<sup>2</sup>].

## Simbología Layout de la Planta, caso Líquidos Iónicos y Biorefinería

### Silos, Tanques y Equipos

S1:	Área de Materia Prima
T1:	Tanques de Agua
T2:	Tanque de Líquidos Iónicos
T3:	Tanque de <i>S.cerevisiae</i>
T4:	Tanque de Enzimas
T5:	Tanque de Amoníaco
T6:	Tanque de Nutrientes
T7:	Tanques de Lignina
T8:	Tanques de Levadura DDGS
T9:	Tanques de Bioetanol
T10:	Tanque de <i>C.guilliermondii</i>
T11:	Tanques de Xilitol
E1:	Filtro Rotatorio Lavado 1
E2:	Molino de Bolas
E3:	Reactores Líquidos Iónicos
E4:	Filtro
E5:	Filtro Rotatorio Lavado 2
E6:	Evaporador Recuperador de Líquidos Iónicos
E7:	Inóculo <i>S.cerevisiae</i>
E8:	Fermentadores SSF Bioetanol
E9:	Filtro Lignina
E10:	Filtro Levaduras 1
E11:	Ultrafiltros
E12:	Columna de Destilación
E13:	Tamices Moleculares Bioetanol
E14:	Inóculo <i>C.guilliermondii</i>
E15:	Fermentadores Xilitol
E16:	Filtro Levaduras 2
E17:	Tamices Moleculares Xilitol

### Edificios y Otros

1:	Oficinas de Administración
2:	Laboratorios y Control de Calidad
3:	Edificio de Mantención
4:	Planta de Tratamiento de Residuos
5:	Casino
6:	Piscina de Seguridad
7:	Control de Acceso

#### **10.4 Anexo IV: “Material Incluido en CD”**

Adicional a la información entregada en el presente informe, se adjunta un CD con el siguiente material:

- Memorias de cálculo de cada alternativa: esto contempla un archivo Excel (planilla de cálculo) para cada una de las opciones evaluadas. A su vez, cada uno de estos archivos incluye los balances de masa y energía, condiciones de temperatura y presión de cada corriente, parámetros utilizados, características de los compuestos, dimensionamiento de cada equipo y de los tanques de almacenamiento, determinación de costos de capital y de operación, cálculo de ingresos, flujo de caja, análisis de sensibilidad y de escenarios de financiamiento.

- Diagramas de flujo de cada alternativa: corresponden a los archivos del programa Superpro Designer con los diagramas de flujo de cada una de las opciones evaluadas.

- Layouts de cada alternativa: corresponden a los archivos del programa AutoCAD (y también en formato PDF) con los planos de cada caso evaluado.