



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

COMPARACIÓN DE LA SUSTENTABILIDAD DEL DISEÑO BÁSICO DE OPERACIONES  
UNITARIAS SECUENCIALES Y EL DISEÑO DE PLANTA COMPLETA PARA UNA  
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL DESDE MICROALGAS

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

RICARDO ERNESTO SCHLATTER BÖHM

PROFESOR GUÍA:

ALBERT LEANDRO HERRERA ZEPPELIN

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

CÉSAR ANTONIO SÁEZ NAVARRETE

MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

SANTIAGO DE CHILE

2014

## Resumen

La sociedad humana enfrenta hoy en día problemáticas ambientales de alto impacto que han suscitado el interés y la necesidad de promover la sustentabilidad en sus actividades. El calentamiento global, fenómeno que se debe a las altas emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera, y el inevitable agotamiento de los recursos fósiles en el mediano plazo, son realidades que han significado un incentivo al desarrollo de procesos que permitan elaborar combustibles a partir de fuentes renovables, como por ejemplo el biodiesel. En los últimos años, el interés por el cultivo y la investigación respecto a las microalgas ha cobrado fuerza debido a su alta productividad de aceites, materia prima en la elaboración del aquel biocombustible. En el presente trabajo se diseñaron alternativas de procesos para una planta de producción de biodiesel desde microalgas en Chile, desde la etapa de floculación y concentración de las algas, hasta la etapa de extracción y purificación de los lípidos que producen, lo cual se realizó mediante las metodologías de diseño básico de etapas secuenciales y de diseño de sistema completo, para luego evaluar y comparar su sustentabilidad mediante un análisis económico, energético y ambiental. Se evaluaron diversas alternativas tecnológicas para cada una de las etapas consideradas en el proceso, las cuales se simularon con ayuda del programa SuperPro Designer, versión 8.5, a partir de parámetros y datos operacionales publicados en diversas fuentes tanto científicas como técnicas relativas al tema. Se calcularon y analizaron el consumo energético, los costos operacionales y de inversión, en conjunto con la productividad de cada alternativa evaluada, tanto por etapa como en sistema completo, obteniendo entonces para cada opción resultados respectivos al consumo específico de energía (kWh/unidad de producto), un costo variable específico (\$US/unidad de producto) y su VAN (\$US). Se determinó que la producción de biodiesel desde microalgas es hoy en día factible técnicamente pero no es rentable. La metodología por sistema completo significa más recursos para el diseño de los proyectos, pero permite reducir costos de inversión, así como evitar costos mayores y problemas técnicos en las etapas posteriores. A partir del análisis se concluyó en que se debe avanzar en eliminar la etapa del secado del proceso, caso en el cual es posible obtener un producto rentable energéticamente. La metodología por sistema completo permite, al contrario que el diseño por etapas, avanzar en la línea de interacción por etapas e intersistemas, lo que significa un avance hacia la sustentabilidad energética; también se impone en sustentabilidad ambiental, logrando evitar impactos ambientales, al promover la gestión propia de los residuos y permitir la medición y el seguimiento a los componentes de las corrientes. La alternativa de proceso con el mejor rendimiento económico se diseñó mediante la metodología de sistema completo, el cual requiere un valor de venta del biodiesel igual o mayor a \$2.431 pesos chilenos para ser rentable, muy lejos del valor actual de venta del diesel en Chile (\$619 por litro). La rentabilidad de la producción de biodiesel desde microalgas podría lograrse mediante la producción paralela, y venta, de otros productos derivados de estos microorganismos, principalmente aquellos que poseen un de alto valor en el mercado, como por ejemplo proteínas, carotenoides (algas rojas) y otros compuestos químicos.

*Dedicado a todo aquél que persigue y se interesa por una actividad humana más sustentable y consciente con el medio ambiente, en favor de éste y las futuras generaciones.*

*Agradezco a todos aquellos que me brindaron apoyo durante el largo trayecto que significó terminar este trabajo, el cual marca un punto de inflexión en mi vida.*

*A mi familia, principalmente a mis padres, cuyo esfuerzo por darme esta oportunidad es motivo de infinita gratitud, y cuya confianza en mí ha sido mi base de apoyo para avanzar por mi camino.*

*Al profesor Leandro, quien ha sido un guía exigente y comprensivo, constantemente disponible para atender mis dudas y escuchar mis opiniones. Agradezco su simpatía, su apertura y su sinceridad.*

*A mi polola, Pamela, compañera alegre y sensual de mi camino, mi crítica más férrea y mi mayor apoyo, paciente y cariñosa, quien me levantó en los momentos de mayor angustia, y cuya sonrisa me inspira a cada instante.*

*Al Señor, guía profundo y farol en mi camino, escudo y espada, que extirpa la angustia y ahuyenta el miedo a través de su luz y esperanza. Sus obras me inspiran y su amor me fortalece.*

*A mis amigos y amigas, cuyo cariño es un regalo de valor infinito.*

*Todos son mi bendición, mi principal fundamento y el motivo de mis esperanzas.*

## Tabla de Contenido

1.	Introducción .....	1
1.1	Antecedentes Generales .....	1
1.2	Diseño de sistema completo (WSD).....	2
1.3	La demanda de energía .....	4
1.4	Biomasa como fuente alternativa de energía .....	6
1.5	Biodiesel a partir de microalgas .....	11
1.6	Procesos Productivos de Biodiesel desde microalgas .....	13
1.6.1	Cultivo.....	13
1.6.2	Desaguado y Concentración .....	15
1.6.3	Secado .....	18
1.6.4	Disrupción.....	19
1.6.5	Extracción .....	21
1.6.6	Trans-esterificación .....	23
2.	Descripción del Trabajo y Justificación.....	25
3.	Objetivos.....	28
3.1	Objetivo General .....	28
3.2	Objetivos Específicos .....	28
4.	Alcances .....	29
5.	Metodología.....	30
6.	Resultados.....	41
6.1	Base de Diseño .....	41
6.2	Operaciones Unitarias Seleccionadas.....	42
6.3	Parámetros de Diseño.....	43
6.4	Resultados de simulación metodología por etapas.....	47
6.5	Indicadores energéticos y económicos .....	53
6.6	Resultados de la metodología de diseño de sistema completo.....	56
6.7	Comparación de resultados por metodología.....	60
7.	Discusión .....	65
8.	Conclusión.....	77
10.	Bibliografía.....	80

Anexo 1.	Datos de las simulaciones .....	91
A.	Floculación .....	92
1.A.	Floculación: Sulfato de Aluminio .....	92
2.A.	Floculación: Quitosano.....	95
3.A.	Floculación: Hidróxido de Sodio (NaOH) .....	98
B.	Desaguado y Concentración .....	101
1.B.	Sedimentación y Filtración .....	101
2.B.	Centrifugación.....	105
3.B.	Microflotación.....	108
4.B.	Sedimentación y Centrifugación .....	111
5.B.	Microflotación y Centrifugación .....	115
C.	Secado .....	119
1.C.	Secado por aspersion.....	119
2.C.	Secado Flash.....	122
3.C.	Secado por tambor rotatorio y flash.....	126
D.	Disrupción .....	130
1.D.	Aplicación de Ultrasonido .....	130
2.D.	Homogenización a alta presión.....	133
3.D.	Molienda en solución con molino de bolas .....	136
4.D.	Prensado en seco.....	139
E.	Extracción y Purificación .....	142
1.E.	Extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> .....	142
2.E.	Extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> .....	146
3.E.	Extracción con solvente en solución (Hexano) .....	150
4.E.	Extracción con solvente en seco (Hexano).....	154
W.	Sistema Completo .....	158
1.W.	Primera alternativa de sistema completo.....	158
2.W.	Segunda alternativa de sistema completo .....	164
Anexo 2.	Información Económica .....	170
1.	Resúmenes Ejecutivos (Precios de 2014).....	170
2.A	Resumen Económico Floculación: Sulfato de Aluminio .....	170
2.A	Resumen Económico Floculación: Quitosano.....	170

3.A	Resumen Económico Floculación: Hidróxido de Sodio (NaOH) .....	171
1.B	Resumen Económico Sedimentación y Filtración .....	171
2.B	Resumen Económico Centrifugación .....	172
3.B	Resumen Económico Microflotación .....	172
4.B	Resumen Económico Sedimentación y Centrifugación .....	173
5.B	Resumen Económico Microflotación y Centrifugación .....	173
1.C	Resumen Económico Secado por aspersion .....	174
2.C	Resumen Económico Secado Flash .....	174
3.C	Resumen Económico Secado por tambor rotatorio y flash .....	175
1.D	Resumen Económico Aplicación de Ultrasonido.....	175
2.D	Resumen Económico Homogenización a alta presión .....	176
3.D	Resumen Económico Molienda en solución con molino de bolas.....	176
4.D	Resumen Económico Prensado en seco .....	177
1.E	Resumen Económico Extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> .....	177
2.E	Resumen Económico Extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> .....	178
3.E	Resumen Económico Extracción con solvente en solución (Hexano) .....	178
4.E	Resumen Económico Extracción con solvente en seco (Hexano) .....	179
1.W	Resumen Económico Primera alternativa de sistema completo .....	179
2.W	Resumen Económico Segunda alternativa de sistema completo .....	180
2.	Flujos de Caja.....	182
1.A	Flujo de Caja Floculación: Sulfato de Aluminio .....	182
2.A	Flujo de Caja Floculación: Quitosano .....	183
3.A	Flujo de Caja Floculación: Hidróxido de Sodio (NaOH) .....	184
1.B	Flujo de Caja Sedimentación y Filtración .....	185
2.B	Flujo de Caja Centrifugación.....	186
3.B	Flujo de Caja Microflotación .....	187
4.B	Flujo de Caja Sedimentación y Centrifugación .....	188
5.B	Flujo de Caja Microflotación y Centrifugación .....	189
1.C	Flujo de Caja Secado por aspersion .....	190
2.C	Flujo de Caja Secado Flash .....	191
3.C	Flujo de Caja Secado por tambor rotatorio y flash .....	192
1.D	Flujo de Caja Aplicación de Ultrasonido.....	193

2.D	Flujo de Caja Homogenización a alta presión.....	194
3.D	Flujo de Caja Molienda en solución con molino de bolas .....	195
4.D	Flujo de Caja Prensado en seco .....	196
1.E	Flujo de Caja Extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> .....	197
2.E	Flujo de Caja Extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> .....	198
3.E	Flujo de Caja Extracción con solvente en solución (Hexano) .....	199
4.E	Flujo de Caja Extracción con solvente en seco (Hexano).....	200
1.W	Flujo de Caja Primera alternativa de sistema completo .....	201
2.W	Flujo de Caja Segunda alternativa de sistema completo .....	203
Anexo 3.	Marco teórico de cálculos.....	205

## Índice de Tablas

Tabla 1. Ejemplos de biocombustibles para los distintos estados de la materia. ....	9
Tabla 2. Diversos procesos de transformación de biomasa. [10] .....	9
Tabla 3. Producción conseguida (registrada) por diferentes sistemas de cultivo. [16] ...	14
Tabla 4. Diversos métodos de disrupción celular. [45] [46] .....	20
Tabla 5. Propiedades de los agentes de transferencia de calor contemplados en la simulación y evaluación de los procesos y las etapas. ....	35
Tabla 6. Tipos de operarios (recursos laborales) considerados para el proceso y el valor asignado a sus horas laborales respectivas. ....	36
Tabla 7. Fracción de costos aportada por cada etapa a los costos totales del proceso, en base a estimaciones realizadas por el Departamento de Energía de E.E.U.U. ....	37
Tabla 8. Factores asociados a los costos de inversión .....	38
Tabla 9. Características del Biodiesel. ....	41
Tabla 10. Requerimientos de Biodiesel en Chile y de producción por parte de la planta evaluada. ....	41
Tabla 11. Características del flujo de entrada al proceso. ....	41
Tabla 12. Compuestos floculantes y desestabilizadores de carga seleccionados para ser evaluados en la etapa de floculación. ....	42
Tabla 13. Operaciones unitarias seleccionadas para la evaluación por etapas .....	42
Tabla 14. Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de una etapa de floculación. ....	43
Tabla 15. Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias de preconcentrado propias de una etapa de desaguado y concentración. ....	44
Tabla 16. Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias de concentrado propias de una etapa de desaguado y concentración. ....	44
Tabla 17. Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de la etapa de secado. ....	45
Tabla 18. Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de la etapa de disrupción celular. ....	45
Tabla 19. Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de la etapa de extracción de lípidos. ....	46
Tabla 20. Características establecidas para las corrientes de alimentación de cada etapa. ....	49
Tabla 21. Precios de mercado de los insumos del proceso en sus diferentes etapas. ..	50
Tabla 22. Resultados de producción y consume energético de cada alternativa y etapa evaluada. ....	51
Tabla 23. Resultados de costos de operación e inversión de cada alternativa y etapa evaluada. ....	52
Tabla 24. Valor presente neto (VAN) de las alternativas tecnológicas estudiadas para cada etapa. ....	53

Tabla 25. Operaciones unitarias utilizadas en la evaluación de los sistemas completos. .....	56
Tabla 26. Resultados de producción y consume energético de los sistemas completos diseñados.....	58
Tabla 27. Resultados de costos de operación e inversión de los sistemas completos diseñados.....	58
Tabla 28. Valor presente neto (VAN) de las alternativas de sistema completo evaluadas. .....	59
Tabla 29. Recuperación de la inversión energética en los dos procesos completos alternativos estudiados, según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.....	64
Tabla 30. Parámetros de diseño adoptados para la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación. ....	92
Tabla 31. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación. ....	92
Tabla 32. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación. ....	93
Tabla 33. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	93
Tabla 34. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación. ....	93
Tabla 35. Parámetros de diseño adoptados para la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación. ....	95
Tabla 36. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación. .....	95
Tabla 37. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación. .....	96
Tabla 38. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	96
Tabla 39. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación. ....	96

Tabla 40. Parámetros de diseño adoptados para la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación. ....	98
Tabla 41. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.....	98
Tabla 42. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.....	99
Tabla 43. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	99
Tabla 44. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.....	99
Tabla 45. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.....	101
Tabla 46. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.....	102
Tabla 47. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.....	102
Tabla 48. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	102
Tabla 49. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.....	103
Tabla 50. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	105
Tabla 51. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	105
Tabla 52. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	106
Tabla 53. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	106

Tabla 54. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. ....	106
Tabla 55. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración.....	108
Tabla 56. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración. ....	108
Tabla 57. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración. ....	109
Tabla 58. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	109
Tabla 59. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración. ....	109
Tabla 60. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. ....	111
Tabla 61. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. ....	111
Tabla 62. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. ....	112
Tabla 63. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	112
Tabla 64. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	113
Tabla 65. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. ....	115
Tabla 66. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. ....	115
Tabla 67. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. ....	116

Tabla 68. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	116
Tabla 69. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	117
Tabla 70. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de secado por aspersión en la etapa de secado.....	119
Tabla 71. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de secado por aspersión en la etapa de secado. ....	119
Tabla 72. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de secado por aspersión en la etapa de secado. ....	120
Tabla 73. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de secado por aspersión en la etapa de secado. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	120
Tabla 74. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de secado por aspersión en la etapa de secado. ....	120
Tabla 75. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado. ....	122
Tabla 76. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado. ....	122
Tabla 77. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado. ....	123
Tabla 78. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	123
Tabla 79. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.....	124
Tabla 80. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.....	126
Tabla 81. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.....	126
Tabla 82. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.....	127
Tabla 83. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la	

etapa de secado. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	127
Tabla 84. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.....	128
Tabla 85. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción. ....	130
Tabla 86. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción. ....	130
Tabla 87. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción. ....	131
Tabla 88. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	131
Tabla 89. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción. ....	131
Tabla 90. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. ....	133
Tabla 91. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. ....	133
Tabla 92. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. ....	134
Tabla 93. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	134
Tabla 94. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. ....	134
Tabla 95. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción. ....	136
Tabla 96. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción. ....	136
Tabla 97. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción. ....	137
Tabla 98. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	137
Tabla 99. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción. ....	137

Tabla 100. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de prensado en seco en la etapa de disrupción. ....	139
Tabla 101. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción. ....	139
Tabla 102. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción. ....	139
Tabla 103. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	140
Tabla 104. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción. ....	140
Tabla 105. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	142
Tabla 106. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	143
Tabla 107. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	144
Tabla 108. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	144
Tabla 109. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	144
Tabla 110. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	146
Tabla 111. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	147
Tabla 112. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	147
Tabla 113. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	148
Tabla 114. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	148
Tabla 115. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción. ....	150
Tabla 116. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción. ....	151

Tabla 117. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción.....	151
Tabla 118. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	152
Tabla 119. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción.....	152
Tabla 120. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción. ....	154
Tabla 121. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción. ....	155
Tabla 122. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción. ....	155
Tabla 123. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.....	156
Tabla 124. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción.....	156
Tabla 125. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la primera alternativa de sistema completo. ....	158
Tabla 126. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de la primera alternativa de sistema completo. ....	160
Tabla 127. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de la primera alternativa de sistema completo. ....	161
Tabla 128. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de la primera alternativa de sistema completo. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	161
Tabla 129. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de la primera alternativa de sistema completo.....	162
Tabla 130. Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la segunda alternativa de sistema completo.....	164
Tabla 131. Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de la segunda alternativa de sistema completo.....	166
Tabla 132. Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de la segunda alternativa de sistema completo.....	167
Tabla 133. Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de la segunda alternativa de sistema completo. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo. ....	168

Tabla 134. Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de la segunda alternativa de sistema completo. .... 168

## Índice de Figuras

Figura 1. Emisiones mundiales de CO <sub>2</sub> a la atmósfera observadas y proyectadas a causa de la generación de energía a partir de combustibles fósiles (1990-2040). [6].....	5
Figura 2. Glicérido y sus componentes. (1) Glicerol, (2) Triglicérido, (3) Acido Graso “libre” (FFA). [9].....	8
Figura 3. Microalga verde (der.) y un grupo de éstas (izq.). Ambas fotos presentan organismos de diferentes especies. [25] [26] .....	12
Figura 4. Reacción de transesterificación: reactantes y productos. [52] .....	24
Figura 5. Ejemplos de los diagramas generados para el estudio y simulación de las alternativas tecnológicas de cada etapa del proceso.....	48
Figura 6. Comparación de las alternativas por etapas respecto a su rendimiento energético y sus costos operacionales.....	55
Figura 7. Ejemplo de un diagrama de flujos de un sistema que comprende todas las etapas del proceso.....	57
Figura 8. Comparación de las alternativas de sistema completo respecto a su rendimiento energético y sus costos operacionales.....	59
Figura 9. Requerimiento energético de dos procesos productivos alternativos para producir una unidad de producto (1 kg de lípidos) según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.....	60
Figura 10. Costos de operación a los que incurren dos procesos productivos alternativos para producir una unidad de producto (1 kg de lípidos) según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.....	61
Figura 11. Valor actual neto (VAN) de dos plantas productivas alternativas, según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.....	62
Figura 12. Inversión energética requerida en dos procesos completos alternativos para obtener 1 kWh de biodiesel, según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.....	63
Figura 13. Diagrama elaborado para la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación.....	94
Figura 14. Diagrama elaborado para la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación.....	97
Figura 15. Diagrama elaborado para la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.....	100
Figura 16. Diagrama elaborado para la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.....	104
Figura 17. Diagrama elaborado para la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	107
Figura 18. Diagrama elaborado para la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración.....	110
Figura 19. Diagrama elaborado para la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	114

Figura 20. Diagrama elaborado para la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.....	118
Figura 21. Diagrama elaborado para la simulación de secado por aspersion en la etapa de secado.....	121
Figura 22. Diagrama elaborado para la simulación de secado flash en la etapa de secado.....	125
Figura 23. Diagrama elaborado para la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado. ....	129
Figura 24. Diagrama elaborado para la simulación de la aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción. ....	132
Figura 25. Diagrama elaborado para la simulación de la homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. ....	135
Figura 26. Diagrama elaborado para la simulación de la molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción.....	138
Figura 27. Diagrama elaborado para la simulación del prensado en seco en la etapa de disrupción.....	141
Figura 28. Diagrama elaborado para la simulación de la extracción supercrítica en solución con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	145
Figura 29. Diagrama elaborado para la simulación de la extracción supercrítica en seco con CO <sub>2</sub> en la etapa de extracción. ....	149
Figura 30. Diagrama elaborado para la simulación de la extracción con hexano en solución en la etapa de extracción. ....	153
Figura 31. Diagrama elaborado para la simulación de la extracción con hexano en seco en la etapa de extracción. ....	157
Figura 32. Diagrama elaborado para la simulación de la primera alternativa de sistema completo.....	163
Figura 33. Diagrama elaborado para la simulación de la primera alternativa de sistema completo.....	169

# 1. Introducción

## 1.1 Antecedentes Generales

*“Sustentable es aquella acción o proceso capaz de ser sostenido a lo largo del tiempo a un mismo nivel” [1]*

El desarrollo de la civilización moderna ha generado una serie de impactos dentro del ecosistema global que amenazan su equilibrio. La demanda de la actividad humana por recursos naturales ha alcanzado un límite sin precedentes y continúa en aumento; tendencia que no se prevé varíe en el mediano plazo.

El ser humano busca incansablemente un mayor bienestar, el cual se entiende como la oportunidad de tener una vida abastecida de bienes o recursos que el hombre identifica como necesarios para vivir bien [2]. Dicha búsqueda, de la mano del anhelo de contar con una mayor esperanza de vida, ha significado el avance constante de la ciencia, las artes y, sobretodo, de la ingeniería y los métodos prácticos, aquellos que permiten hacer uso de los conocimientos adquiridos para elaborar los bienes, transformar el entorno y aumentar las oportunidades. El infatigable deseo de la abundancia y la comodidad ha traído como consecuencia una mayor necesidad, y por lo tanto, una mayor explotación de recursos naturales. El avance en materia de bienestar y oportunidades, en conjunto con el desarrollo de la medicina, han suscitado, principalmente en el último siglo, un incremento exponencial de la población humana mundial. Actualmente, el planeta alberga alrededor de 7,2 mil millones de personas y se espera que en los próximos 12 años dicha población se vea incrementada en 1,2 mil millones, alcanzando un total proyectado de 9,6 mil millones para el año 2050 [3]. La demanda por recursos naturales se multiplica entonces cuantiosamente.

La actual demanda basta para depredar las existencias en un mundo finito, como es el caso de la tierra. Los ecosistemas ven superada su capacidad de regenerarse, lo que provoca su colapso y, en consecuencia, se genera una retroalimentación negativa, debido a la disminución de la capacidad del planeta para abastecer las necesidades de la población humana. La actividad humana irresponsable y la explotación desmesurada e ineficiente de los recursos han provocado efectos negativos para la sustentabilidad de los ecosistemas y su conjunto, principalmente al ver éstos afectados su equilibrio natural, en algunos casos de manera irreversible. Algunos de estos efectos se pueden observar actualmente, como es el caso del calentamiento global producto de la emisión descontrolada de gases de efecto invernadero hacia la atmósfera, la erosión intensiva de los suelos, la polución de éstos, del aire y de los océanos, que a pesar de su magnitud han mostrado cambios en sus ecosistemas alrededor del mundo, y varios más, que, a su vez, desencadenan otros efectos (deshielo de glaciares y polos, debilitamiento de la capa de ozono, etc.).

La actividad humana debe volcar su enfoque hacia la sustentabilidad de sus prácticas, para asegurar el éxito y la supervivencia de la civilización moderna y de las futuras generaciones. Hoy en día se mide el bienestar según el consumo y el nivel adquisitivo de las personas. Uno de los principales desafíos es lograr independizar la relación del

consumo de los recursos con respecto al nivel de desarrollo y bienestar alcanzado, esto es, desacoplar sus tendencias. Es imperativo redoblar los esfuerzos para despertar una mayor conciencia con respecto a la realidad actual de actividad insostenible. A pesar de que la gran mayoría de los efectos de la sobreexplotación y la irresponsabilidad de la actividad humana se sienten localmente, la cada día mayor interdependencia de las naciones, y el comercio internacional de los recursos naturales, vuelven su demanda, y por lo tanto su gestión, una cuestión global [4]. Se deben empezar a hacer cambios, se requiere reflexionar y empezar a gestionar de una manera distinta la forma en cómo se están haciendo las cosas, en búsqueda de asegurar una igualdad de oportunidades para las futuras generaciones y asegurar la salud del ecosistema global.

La ingeniería tiene un rol importante, si no es que preponderante, que jugar en la tarea de enfrentar este nuevo desafío. La práctica y la técnica deben modernizarse en pos de procesos de diseño integrado, que reconozcan, apliquen y consideren la relación entre sistemas, sus respuestas y sus efectos, tanto a un nivel espacial como temporal. Efectivamente, la comprensión de los sistemas y el reconocimiento de su interdependencia será el primer paso para empezar a gestionar los recursos eficientemente, prevenir los impactos en los ecosistemas y diseñar para la sustentabilidad, así asegurando la sustentabilidad futura de la humanidad y su civilización.

## **1.2 Diseño de sistema completo (WSD)**

Paul Hawken, Amory Lovins y L. Hunter afirman en su libro “Capitalismo Natural” que entre el 80 y 90 por ciento de los costos económicos y ecológicos, asociados al ciclo de vida de los artefactos creados por el hombre, se han sentenciado una vez que el diseño de éstos se ha concretado, inclusive antes que siquiera hayan sido construidos.

Hoy en día se realizan grandes esfuerzos y se planifican agendas de trabajo para mejorar la eficiencia respecto al uso de recursos de los distintos procesos y actividades humanas existentes. Aquello motiva a reflexionar y a preguntarse por qué dichas medidas no fueron integradas o consideradas en el diseño de los procesos desde un principio. La razón principal de esta exclusión se debe a que en general, para la modernidad, el medioambiente no es considerado como central en la planificación de las actividades o en los negocios, más bien, por el contrario, se valora como un aspecto adicional a tratar en pos del márketing o el cumplimiento de normativas impuestas. Las empresas y gobiernos están pasando por alto grandes oportunidades de mejorar su competitividad al rehuir el diseño de ingeniería sustentable, que permite reducir o evitar severos impactos ambientales de la mano con la reducción de los costos de sus procesos y actividades.

El diseño para la sustentabilidad se potencia a medida que se evidencia un fuerte vínculo entre el éxito en los negocios y la protección ambiental, generando oportunidades para reformar las prácticas comerciales, lo que ha resultado en empresas más competitivas y preparadas para los desafíos a futuro. La metodología de

diseño pro sustentabilidad se fundamenta en el desarrollo de sistemas que durante su ciclo de vida cumplen ciertas exigencias:

- ✓ Consumen recursos naturales (energía, materiales, agua) en cantidades que no sobrepasan su capacidad de regeneración (favoreciendo los recursos renovables), pero que preferiblemente los reutilizan o reemplazan por otros.
- ✓ No liberan sustancias peligrosas o contaminantes a la biósfera a un nivel superior a la capacidad de ésta de asimilarlos, por otro lado, buscan liberar solamente sustancias benignas y restaurativas.
- ✓ Evitan contribuir a impactos irreversibles en los ecosistemas, ciclos biogeológicos o hidrológicos, por el contrario, los protegen y los enriquecen.
- ✓ Entregan servicios útiles y aceptados socialmente en el largo plazo y enriquecen a las comunidades y los negocios a través de múltiples beneficios.
- ✓ Son factibles económicamente y entregan una tasa de retorno razonable durante la totalidad de su ciclo de vida, preferiblemente desde un comienzo.

La ingeniería últimamente ha enfocado sus esfuerzos en optimizar las partes de los sistemas que estudia o construye, lo cual se refleja en la cada vez más profunda especialización de los profesionales, y por consecuencia ha mermado su capacidad de gestión de los recursos, principalmente con respecto al ahorro de éstos. Los trabajos de optimización se llevan a cabo aislando los componentes para encontrar maneras de mejorar su eficiencia. El Instituto Rocky Mountain apunta, por ejemplo, a que las tecnologías de mayor consumo energético han sido desarrolladas bajo tres prácticas cuyo objetivo es optimizar el diseño, pero que sin embargo resultan en soluciones sub-óptimas: los componentes se optimizan aisladamente, la optimización apunta usualmente a un único beneficio, y normalmente no se considera la secuencia óptima de diseño.

En los últimos años se ha desarrollado una metodología denominada diseño de sistema completo, o *Whole System Design* en inglés, que se fundamenta en los principios del diseño para la sustentabilidad, y que además considera en su enfoque la interconexión entre subsistemas y sistemas activamente. El objetivo de este enfoque se centra en optimizar el sistema completo y en buscar soluciones que permitan afrontar múltiples problemas. Un mejor rendimiento del sistema completo se logra mediante una serie de medidas y pasos. A diferencia del diseño tradicional, el WSD no optimiza las partes, si no que las condiciona, las adapta u optimiza variables de manera que la eficiencia del sistema completo se vea favorecida. El WSD ha permitido en el último tiempo mejorar entre un 75-95% la eficiencia global de variados sistemas y productos, al mismo tiempo que ha resultado en la reducción de sus impactos ambientales.

El diseño de sistema completo propone que para alcanzar la sustentabilidad, habrá que transformar los procesos de diseño y construcción actuales basados en el uso de la mejor práctica o tecnología conocida, apuntando en cambio más allá, hacia el concepto del ideal. Esta metodología pretende cambiar el concepto de diseño y su usual manera de solucionar los problemas, la cual busca generalmente mitigar los impactos negativos. El WSD promueve el diseño orientado a la identificación de la causa del impacto para su eliminación y prevención, y pretende evolucionar, apuntando inclusive a generar impactos positivos para el entorno y las personas.

La ingeniería de procesos presenta un desafío interesante para el diseño de sistemas y su optimización. A través del WSD es posible lograr el desacople del crecimiento, la productividad y la eficiencia de los sistemas respecto al consumo de los recursos de los procesos. Habitualmente, para el diseño de una planta productiva se evalúan las alternativas de proceso que satisfacen los requisitos de la ingeniería conceptual, evaluación llevada a cabo en partes o por bloques, definiendo éstos según las etapas del proceso que deben diseñarse de acuerdo a las tecnologías vigentes. Hoy en día, sin embargo, dicha metodología de diseño por bloques ha sido criticada desde el punto de vista de la ingeniería para la sustentabilidad, ya que por medio de ella todos los circuitos de descartes del proceso se deben mitigar de caso en caso. El método de diseño por bloques no considera la ventaja de complejizar el proceso, contrario a la metodología WSD, que considera el sistema completo y los descartes de unas etapas como entradas en otras, así optimizando recursos y otras variables.

El diseño y la posterior evaluación de una planta productiva resultantes del WSD aplicado en la ingeniería de procesos se preocupa de contabilizar los impactos generados y de modelar el sistema completo para poder encontrar potenciales mejoras. El trabajo se enfoca en el mejoramiento continuo, considerando como primordial el seguimiento constante a la innovación. Un ejemplo aplicado de los fundamentos del WSD se observa en la actividad del premiado parque industrial de la ciudad de Kalundborg, en Dinamarca. Dicho parque industrial fue construido pensando en la beneficiosa simbiosis de las variadas industrias y sistemas que lo conforman. [5]

### **1.3 La demanda de energía**

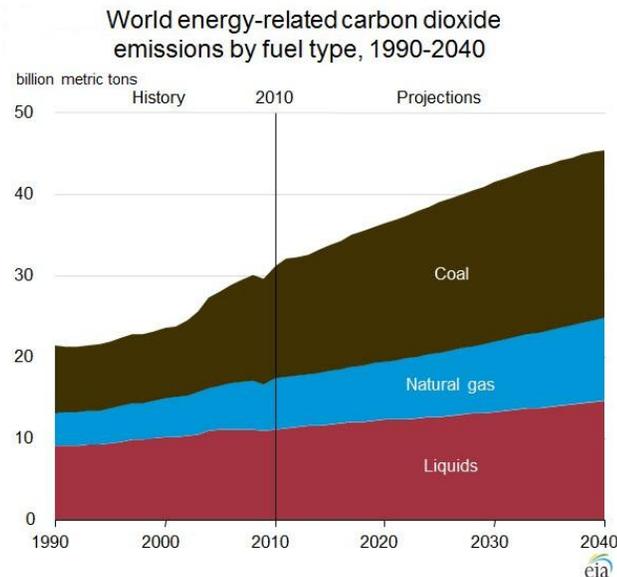
La demanda por energía aumenta conforme aumenta la actividad humana. La capacidad actual y futura de suministro energético es un tema que genera preocupación, a causa de su gran influencia en el desarrollo y sustento global. El consumo energético mundial, estimado del año 2010, fue de  $5,53 \times 10^{20}$  [J] según la *International Energy Outlook* de los Estados Unidos, y se proyecta que para el 2020 el consumo sea del orden de  $6,65 \times 10^{20}$  [J]. [6]

La masiva demanda de energía es suplida principalmente gracias a la utilización de combustibles fósiles, lo que ha gatillado uno de los principales problemas a nivel global: el efecto invernadero. Los esfuerzos respecto al tema energético están hoy en día íntimamente relacionados con la preocupación internacional por el calentamiento global, y la mayor concientización de la sociedad con respecto al cuidado del medio ambiente.

El calentamiento global es producto de una mayor concentración de gases de efecto invernadero en la atmósfera, como lo son el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), el metano ( $\text{CH}_4$ ) y el vapor de agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ). Dichos gases capturan parte de la energía irradiada por la tierra en frecuencia infrarroja, y vuelven a emitirla hacia la tierra, evitando así que ésta escape de la atmósfera. Un aumento en la concentración de dichos gases significa una mayor retención de energía que de otra forma sería emitida por la tierra hacia el espacio exterior. Al aumentar la energía retenida, la temperatura promedio de la

atmósfera aumenta, y luego, por consecuente equilibrio termodinámico, la temperatura promedio de la superficie de la tierra y de los océanos registra un alza también. Se ha registrado también que el efecto de calentamiento desencadena otros efectos que producen una retroalimentación positiva, agravando el suceso, como es el caso de la mayor evaporación de agua (aumentando los GEI) y el deshielo de glaciares y polos (reduciendo el efecto de albedo de la tierra, y por consecuencia, una mayor radiación alcanza la superficie).

El fenómeno actual de calentamiento es atribuido principalmente al alza de emisiones de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), como producto de la combustión de recursos fósiles, emisiones que se prevé aumenten en el mediano plazo. Se estima que durante el año 2010 se emitieron 30 mil millones de toneladas de  $\text{CO}_2$  a la atmósfera producto de la actividad humana y las proyecciones apuntan a que para el año 2040 las emisiones alcancen las 45 mil millones de toneladas [6]. En la Figura 1 se aprecia que el aumento se prevé principalmente debido a un mayor consumo de carbón.



**Figura 1.** Emisiones mundiales de  $\text{CO}_2$  a la atmósfera observadas y proyectadas a causa de la generación de energía a partir de combustibles fósiles (1990-2040). [6]

Diversos estudios se sustentan hoy en día en el desarrollo de estrategias para reducir el consumo de energía, así como en la búsqueda de nuevas fuentes, principalmente a raíz del aumento de los costos que han afectado a los combustibles fósiles y a los diferentes proyectos de suministro energético. Los combustibles fósiles son recursos agotables a largo plazo y su oferta está sustentada en el hallazgo continuo de nuevos yacimientos. La oferta por tanto de estos recursos depende de una serie de factores y a la especulación indiscriminada de los proveedores, que debido a las circunstancias actuales del mercado influyen en altos precios y sientan las bases para una proyección alcista a futuro. El alza de costos que enfrentan los diferentes proyectos de energía a partir de otras fuentes a lo largo del mundo se deben a trabas económicas, sociales y

medioambientales impuestas por los países que los acogen y el endurecimiento de las normativas que los regulan.

El aumento de los costos y la preocupación por el calentamiento global han impulsado un creciente interés por la búsqueda de fuentes alternativas de energía que sean renovables, característica necesaria para asegurar su abastecimiento futuro, y cuyo impacto sobre el ecosistema global sea el menor posible. Se definen como fuentes de energías renovables aquellas que a pesar de su uso y transformación no son agotables en escala humana de tiempo, es decir, que provienen de fuentes que presentan una capacidad regenerativa natural.

Las energías renovables conocidas se clasifican en convencionales o no convencionales, siendo las primeras aquellas cuyo aprovechamiento se produce a través de tecnologías con un alto grado de desarrollo, como es el caso de la energía hidráulica a gran escala (represas). Aquellas energías cuyas tecnologías de aprovechamiento aún se encuentra en fase de desarrollo se han identificado como Energías Renovables No Convencionales (ERNC) [7]. Hasta ahora se han logrado identificar un gran número ERNC y se han desarrollado una amplia gama de tecnologías para aprovecharlas. Entre los desafíos que enfrentan actualmente este tipo de tecnologías y fuentes, fundamentalmente las que son clasificadas como fuentes energéticas no convencionales, son lograr competir con el petróleo (al buscar disminuir sus costos y aumentar su eficiencia) así como lograr convencer a la sociedad de sus beneficios, por sobre sus desventajas. Dentro de las energías clasificadas como renovables no convencionales encontramos ejemplos conocidos como la energía solar, la eólica, la geotérmica y la mareomotriz. Todas las tecnologías que aprovechan dichas fuentes son, sin embargo, utilizadas solamente para la generación de energías secundarias<sup>1</sup> como las energías eléctrica o térmica, las cuales, en la práctica, no son almacenables, debido a que su almacenamiento presenta un alto costo y altas pérdidas.

Para reducir la emisión de GEI se requiere urgentemente contar también con fuentes renovables de energía cuyo aprovechamiento permita producir combustibles sólidos, líquidos y gaseosos. Dicha característica posibilita el almacenamiento y el transporte energético, ventaja que principal de los combustibles fósiles (los cuales se quieren sustituir) frente a las demás fuentes energéticas. La necesidad de contar con combustibles producidos a partir de materia prima renovable ha impulsado el desarrollo de diversos procesos en las últimas décadas. Varios de aquellos procesos han tenido éxito en lograr producir combustibles, sin embargo, no han logrado competitividad frente a los fósiles. Algunos de estos combustibles renovables y sus procesos de elaboración han sido identificados luego de indagar la historia humana.

## **1.4 Biomasa como fuente alternativa de energía**

Desde épocas remotas se han usado y elaborado combustibles a partir de biomasa, la cual se define como materia orgánica generada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, utilizable como fuente de energía [2]. La leña, el carbón vegetal, la grasa

---

<sup>1</sup> Energías resultantes de la transformación de las energías primarias provenientes de fuentes naturales.

animal y el aceite vegetal son algunos ejemplos de biomasa usada por el ser humano en diversos procesos para la producción de energía.

La base de la producción de la biomasa es la fotosíntesis, proceso anabólico llevado a cabo por organismos fotoautótrofos. La fotosíntesis consiste en un proceso físico-químico de transformación de la energía lumínica en energía química estable, por medio de la síntesis de materia orgánica a partir de materia inorgánica y la liberación de oxígeno molecular como subproducto ( $O_2$ ). Es renovable, dado que la energía lumínica proviene del sol, la cual es una fuente prácticamente inagotable<sup>2</sup>, mientras que la materia prima es principalmente dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y agua ( $H_2O$ ), moléculas en abundancia en la atmósfera y entre cuyas fuentes se encuentra la reacción de combustión (completa), la cual se induce para la producción de energía, a partir de biomasa principalmente.

Luego, la producción de energía desde biomasa es en un principio sustentable, debido a que los residuos del proceso son utilizados nuevamente para la generación de materia prima, lográndose un ciclo cerrado con la energía del sol como base. La biomasa puede ser catalogada como fuente de energía renovable, y su procesamiento como sustentable, sólo en el caso de que sea explotada con responsabilidad, a través de planes de manejo y una correcta gestión de recursos, debido a que si dichos términos no se cumplen, su capacidad de regeneración disminuye y su agotamiento consecuente es predecible.

Los organismos fotosintéticos producen por medio de la fotosíntesis moléculas de hidratos de carbono, las cuales utilizan como moléculas de base para construir su estructura y almacenar energía. Dichas moléculas orgánicas, por medio de sus enlaces altamente energéticos, son el sustento del metabolismo interno de los organismos que las producen, como también del metabolismo de aquellos organismos que se encuentran más arriba en la cadena trófica (y que se alimentan de los primeros). Los distintos organismos biológicos de la cadena sintetizan una serie de moléculas para sus funciones biológicas. De principal interés para el desarrollo de proyectos de producción de combustibles es el estudio de los procesamientos de las moléculas orgánicas con enlaces de alta energía<sup>3</sup>, como es el caso de los hidratos de carbono (carbohidratos) y los lípidos.

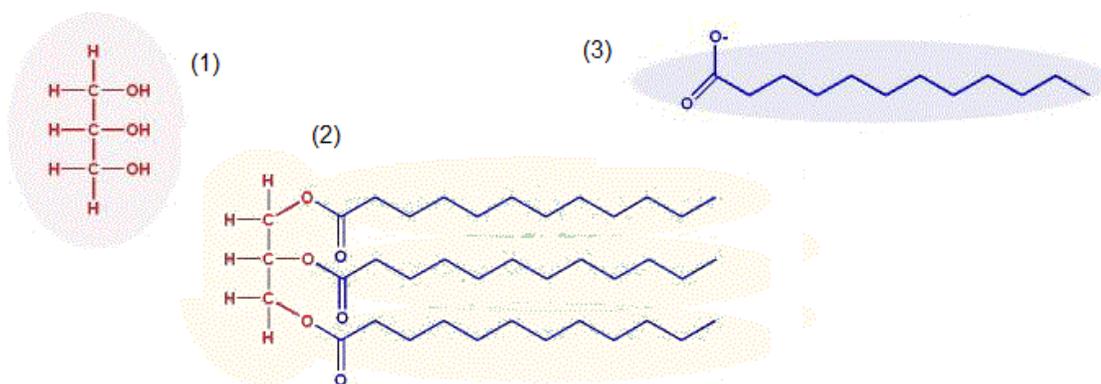
Los **Carbohidratos** son la clase de moléculas orgánicas más abundantes en los organismos vivos. También comúnmente conocidos como azúcares, están compuestos por carbono, hidrógeno y oxígeno, usualmente en una proporción 1:2:1. Su fórmula química común es  $C_n(H_2O)_n$ . Los organismos utilizan a los carbohidratos para proveerse y almacenar energía, así como, en algunos casos, como materia prima para armar su estructura. En la naturaleza se presentan tanto en forma de pequeñas moléculas (ej: glucosa, fructosa), como de polímeros, que consisten esencialmente en compuestos formados por unidades estructurales repetidas (ej: celulosa, quitina).

---

<sup>2</sup> En la práctica, debido a que la vida solar contrasta en proporciones con la vida humana y la existencia de la civilización.

<sup>3</sup> Conjuntos de moléculas orgánicas que son recurrentemente usadas por organismos para la función de almacenamiento de energía.

Los **Lípidos** son un grupo de moléculas orgánicas que se caracterizan por ser insolubles en solventes polares, como el agua, y solubles en aquellos con baja o nula polaridad. Son biomoléculas, como los carbohidratos también, debido a que son sintetizados en procesos biológicos. Incluyen las grasas, aceites, hormonas, ceras y ciertos componentes de membranas celulares, entre otras. Su función en los organismos es el almacenamiento de energía (grasas), servir de mensajeros intra- o intercelulares (hormonas) y formar estructuras membranosas (fosfolípidos). Su hidrofobicidad (insolubilidad en solventes polares) se debe a la existencia de grandes zonas apolares en sus estructuras, como lo son, en la mayoría de los casos, largas cadenas de hidrocarburos<sup>4</sup>, las cuales pueden encontrarse tanto saturadas<sup>5</sup> como insaturadas. Dentro de los lípidos, los ácidos grasos son los de mayor interés para la industria de combustibles líquidos, debido a que pueden reemplazar al diesel, por sus similitudes, al estar compuestos por un ácido carboxílico y una larga cadena de hidrocarburo sin ramificaciones (de 12 a 20 carbonos). Dichos lípidos forman generalmente parte de lípidos más complejos, como los glicéridos, a partir de los cuales se pueden obtener. Los glicéridos saturados forman las grasas, mientras que aquellos insaturados constituyen los aceites (en estado sólido y líquido, respectivamente, a temperatura ambiente). Los glicéridos (Figura 2) son ésteres que consisten en una molécula de glicerol enlazada a una, dos o tres cadenas de ácidos grasos (triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos). El procesamiento de los aceites permite la obtención de ácidos grasos libres<sup>6</sup>. [8]



**Figura 2.** Glicérido y sus componentes. (1) Glicerol, (2) Triglicérido, (3) Acido Graso “libre” (FFA). [9]

Los combustibles obtenidos como resultado del procesamiento de la biomasa se denominan biocombustibles, para diferenciarlos así de las combustibles derivados de las fuentes fósiles. Se identifica luego como biocombustibles a cualquier combustible que producido en un corto período de tiempo (días, semanas, meses) a partir de organismos recientemente vivos o de sus desechos metabólicos, que pueda sustituir en forma sustentable a los combustibles fósiles tradicionales [10] [11]. Es común hoy en

<sup>4</sup> Hidrocarburo: compuesto orgánico compuesto solamente por átomos de carbono (C) e hidrógeno (H).

<sup>5</sup> Se refiere a que la cadena no presenta doble o triple enlaces químicos en toda su extensión.

<sup>6</sup> Libres debido a que no se encuentran enlazados a otra molécula como el glicerol.

día asociar la palabra biocombustible con productos asociados a procesos avanzados de refinería o químicos, lo que es un malentendido.

La variedad de biocombustibles identificados hoy en día, se debe a las distintas transformaciones y procesamientos a los cuales se ha sometido a biomasa, así también como al diverso origen de ésta, parámetros que inciden en las características físico-químicas del producto obtenido. En la Tabla 1 se dan ejemplos de algunos biocombustibles identificados hasta ahora para cada uno de los estados de la materia. En la tabla no sólo se nombran biocombustibles resultantes de procesos artificiales, si no también algunos derivados de procesos biológicos naturales (sin acción del hombre). Para producir biocombustibles artificialmente, se han elaborado una serie de procesos que implican el sometimiento de la biomasa a distintas transformaciones. Las transformaciones pueden ser tanto termoquímicas, fisicoquímicas o bioquímicas (Tabla 2).

**Tabla 1.** Ejemplos de biocombustibles para los distintos estados de la materia.

<b>Estado de la materia</b>	<b>Biocombustibles</b>
Sólido	leña, aserrín, hojas, grasa animal, carbón vegetal, estiércol seco
Líquido	aceite vegetal, bioetanol, biodiesel, bioéter
Gaseoso	biogás, gas de síntesis <sup>7</sup>

**Tabla 2.** Diversos procesos de transformación de biomasa. [10]

<b>Transformación</b>	<b>Proceso</b>	<b>Producto (Ejemplos)</b>
Termoquímica	Carbonización	Carbón vegetal
	Gasificación	Gas de síntesis
	Pirólisis	Bio-oil <sup>8</sup>
Fisicoquímica	Densificación	Pellets de Aserrín
	Prensado/Extracción	Aceite Vegetal
	Transesterificación	Biodiesel
Bioquímica	D. Anaeróbica (Fermentación)	Biogas
	Digestión Aeróbica	Calor

<sup>7</sup> El gas de síntesis puede ser producido también a base de combustibles fósiles. Es un gas compuesto de hidrógeno molecular y monóxido de carbono (con trazas de dióxido de carbono).

<sup>8</sup> El Bio-oil es el nombre que se le asigna a un líquido espeso producto de la pirólisis. No debe confundirse con el Biodiesel, debido a que su composición química no está definida y varía con respecto a éste.

Los mayores esfuerzos se han enfocado en el desarrollo de procesos cuyo fin es la obtención de biocombustibles líquidos y gaseosos, principalmente biodiesel, bioetanol y biogás, debido a su capacidad de reemplazar a los combustibles fósiles como carburante para el funcionamiento de los motores de combustión interna (motores implicados en el funcionamiento de automóviles, camiones, motocicletas, pequeños generadores y muchas otras máquinas).

Los biocombustibles se clasifican según el origen de la materia prima usada para su producción en tres grandes grupos.

- **Biocombustibles de primera generación.** Son aquellos cuya elaboración es a partir de biomasa potencialmente usable como alimento. Por ejemplo biodiesel a partir de soya o maíz.
- **Biocombustibles de segunda generación.** Son aquellos elaborados a partir de biomasa no utilizable como alimento. Por ejemplo biocombustibles a partir de biomasa lignocelulósica.
- **Biocombustibles de tercera generación.** Se elaboran a partir de biomasa modificada genéticamente (para aumentar la producción del compuesto deseado). Por ejemplo biodiesel a partir de algas modificadas genéticamente.

La demanda cada vez creciente de alimentos por parte de la población y la disminución de la superficie cultivable debido a la expansión de las ciudades, ha generado un debate en torno al uso de suelo por parte de cultivos para abastecer la producción de biocombustibles [12]. Hoy en día, el 9% de la tierra cultivable a nivel mundial se destina para ese último propósito y se especula que la demanda por alimentos se duplicará conforme la población aumente en un 35% para el 2050 [13]. Se cuestiona la sustentabilidad de los biocombustibles de primera generación y el impacto de su producción en el ambiente, debido a que su cultivo ha derivado a la deforestación de vastos bosques. La deforestación significa la liberación del carbono almacenado en los bosques y la vegetación nativa a la atmósfera, lo cual agrava el problema que los biocombustibles buscan solucionar [14].

Por otro lado, los procesos que derivan en biocombustibles de segunda y tercera generación presentan una alternativa que evita la problemática mencionada. Lamentablemente, muchos de estos procesos están aún en etapas de evaluación, presentando una muy alta complejidad, por lo que se requieren aún estudios y tiempo para hasta poder obtener un producto competitivo a gran escala. Lamentablemente, el costo que significa para la humanidad la emisión de GEI (principalmente por combustibles fósiles) no es valorado económicamente. Si dicho costo se valorara, la ecuación económica cambiaría, volviendo factible en términos económicos la fabricación de biocombustibles [15].

## 1.5 Biodiesel a partir de microalgas

En los años recientes ha crecido el interés en el estudio de las micro-algas, debido a su identificación como fuente promisoría de energía. La idoneidad de la biomasa acuática para uso material y suministro energético se ha demostrado en un gran número de estudios. Se declara que las micro-algas tienen una productividad de biomasa alrededor de 30 veces mayor que las plantas terrestres y convierten el carbono en un gran número de productos interesantes, debido a lo cual son consideradas excelentes candidatas para la producción de biocombustibles, biopolímeros y otros compuestos, en reemplazo de los cultivos tradicionales u organismos heterótrofos [16] [17]. Actualmente, la industria de los alimentos y la acuicultura forman los principales mercados de los productos derivados de las micro-algas, siendo la productos de alto valor, como pigmentos, ácidos grasos poliinsaturados y polisacáridos, aquellos que entregan la mayor rentabilidad [16].

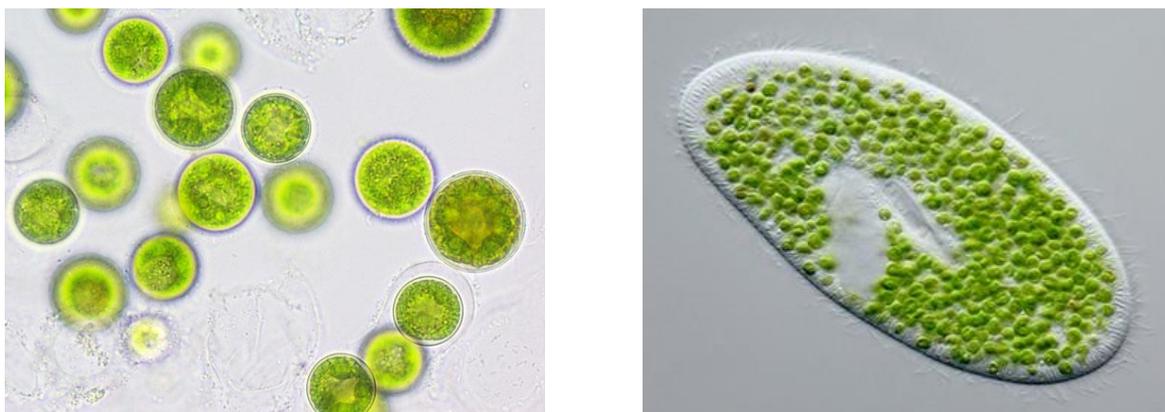
Hoy en día se conocen más de 100.000 especies de microalgas, y se estima que en el mundo existen en la realidad un número cercano a las 400.000 [16] (Figura 3). La producción de aceites por parte de estos pequeños organismos supera con creces a la de las plantas terrestres oleaginosas [18]. El contenido de lípidos glicéridos varía según la especie, desde un 15% del peso total, hasta el 70% en algunos casos, siendo común encontrar un valor cercano al 20-25% [19].

Las características mencionadas ubicarían a las microalgas como la única fuente de biocombustibles capaz de desplazar a los combustibles fósiles. Estudios experimentales informan que para satisfacer el 50% de la demanda de E.E.U.U por combustibles para transportes, se requeriría el 2,5% de su área cultivable en el caso de que se produjeran dichos combustibles a partir de microalgas, en contraste con un extremo 846% o un 24% en el caso de que se utilizara maíz o aceite de palma, respectivamente [19].

Estas algas crecen principalmente de forma planctónica, es decir, en suspensión [16]. El cultivo de estas algas evita el uso de tanto pesticidas como herbicidas [20] y requiere de menor cantidad de agua que los cultivos tradicionales, pero por otra parte, requiere de una cantidad de fertilizantes entre 55 a 111 veces mayor [21]. Para crecer, las algas requieren, además de luz como fuente energética, y CO<sub>2</sub> como fuente de carbono, nutrientes salinos disueltos y un rango de temperatura adecuado, específicos de cada especie [16]. A través de diversos experimentos se ha logrado determinar que alterando las condiciones de cultivo, principalmente reduciendo los niveles de nitrógeno presente en los nutrientes, aumenta el contenido de lípidos, registrándose hasta un 66% de aumento [22].

A partir de los aceites obtenidos desde las micro-algas se puede producir biodiesel. La meta de producción de biodiesel a partir de micro-algas viene como consecuencia de las necesidades del mundo actual de contar con un combustible alternativo a los fósiles y cuya producción no entre en conflicto con el rubro de alimentos. Los estudios y experimentos que dan cuenta de ello se vienen dando ya desde hace algunas décadas. El biodiesel es un producto combustible compuesto por ésteres metílicos o etílicos, obtenidos por medio de una reacción química (transesterificación) de aceites vegetales o grasas animales, y que, al igual que el diesel derivado de combustibles fósiles, puede

utilizarse en motores de combustión interna, sin que requieran ninguna modificación [23] (sólo se deben cambiar las mangueras u otros componentes de caucho natural, en caso de que fuere el material usado, debido a que el biodiesel disuelve dicho material [23]. En los vehículos modernos, del año '94 en adelante, dicho problema ya viene solucionado de fábrica [24]). Las características del biodiesel permiten su uso sin tener que añadir lubricante al aceite del vehículo [24].



**Figura 3.** Microalga verde (der.) y un grupo de éstas (izq.). Ambas fotos presentan organismos de diferentes especies. [25] [26]

El año 2011 se produjeron a nivel mundial un promedio de 403.739 barriles diarios de biodiesel, siendo E.E.U.U el principal productor (15,6%) [27], y se espera que el año 2020 la producción total aumente en cerca de un 56% [28]. Ese mismo año (2011), la principal materia prima usada para producir el biodiesel fue aceite vegetal (85%; raps, soya, palma), mientras que cerca de un 2% provino de cultivos de *Jatropha*. El resto fue producido a partir de fuentes no agrícolas (grasas, sebo, aceites usados) [28].

Las ventajas de las algas con respecto a la producción de biodiesel frente a otros cultivos de biomasa son opacadas por los costos que significa su producción a gran escala. La inversión en capital requerida es muy alta en comparación a otras alternativas, debido principalmente a la baja concentración de biomasa presente en las soluciones de cultivo [29]. Además, el aceite debe ser extraído desde las células, lo que se traduce en un proceso complejo con un alto costo energético de por medio, entregando siempre, al menos hasta hoy en día, un balance energético negativo [30]. Varios análisis discuten la posibilidad de producción de otros biocombustibles a partir de los residuos generados durante el proceso, lo cual entregaría un balance energético positivo y una mayor rentabilidad. Con los residuos de las algas, que presentan un alto contenido de carbohidratos, se puede producir bioetanol, biogás, gas de síntesis o carbón [16] [31].

Actualmente existen varias alternativas de procesos para el cultivo de estas algas y la obtención de sus productos. Los principales estudios en el área científica se encuentran enfocados (principalmente) al mejoramiento genético de las algas, así como a la

optimización de los sistemas de cultivo. Se busca seleccionar a las especies de algas según el producto de interés e identificar las mejores condiciones de cultivo para su crecimiento. Por otra parte, selectas empresas invierten sus esfuerzos en optimizar las distintas operaciones unitarias dentro del proceso de obtención de biodiesel, con la finalidad de volver a éste un producto competitivo y rentable.

## **1.6 Procesos Productivos de Biodiesel desde microalgas**

La producción a escala industrial de biodiesel a partir de microalgas se encuentra aún en pañales, debido a la baja rentabilidad que ofrece aún la operación de este tipo de plantas, tanto en el sentido económico como energético. Pequeñas plantas en escala piloto se han construido en varios centros y bajo la tutela financiera de varias instituciones, cuya operación ha dejado registros interesantes respecto a una gran variedad de operaciones unitarias y una rica combinación de etapas dentro del proceso.

Todo proceso productivo se compone de una serie de etapas para obtener desde la materia prima el producto principal. Las etapas que se distinguen en este proceso es particular son: cultivo, cosecha, desaguado y concentración, secado, disrupción celular, extracción y purificación de lípidos, trans-esterificación y purificación del producto. Existen hoy en día varias alternativas de tecnologías y equipos para ejecutar cada una de las etapas del proceso. Cada una de las opciones presenta ventajas y desventajas, lo que ha llevado a estudiar y comparar su rendimiento respecto a diferentes proyectos. Las características y necesidades del proyecto a evaluar determinarán la adaptabilidad o conveniencia de cada una de las alternativas y su posible inclusión.

### **1.6.1 Cultivo**

Es en esta etapa donde la biomasa es producida. Las algas, como fue mencionado anteriormente, viven y crecen principalmente en suspensión. Dependiendo de la especie a cultivar, el solvente será agua dulce o agua de mar (algas marinas). Los procesos de cultivo buscan optimizar las condiciones del sistema en un esfuerzo para aumentar la tasa de crecimiento celular ( $\text{gr/m}^2\text{-día}$ ). La tasa de crecimiento y su producción de lípidos dependerá de la exposición de las algas a la luz solar y el acceso de éstas a nutrientes ( $\text{CO}_2$ , sales con nitrógeno y fósforo).

Las algas pueden ser cultivadas tanto en sistemas abiertos como en sistemas cerrados. Los sistemas abiertos incluyen pozones naturales, causes de ríos tranquilos y de poca profundidad, lagos u océanos, pero generalmente el sistema abierto comúnmente utilizado son piscinas abiertas especialmente diseñadas para el cultivo de estos microorganismos [16]. Los sistemas cerrados incluyen a los fotobioreactores. Los métodos de cosecha variarán dependiendo del sistema de cultivo utilizado. La Tabla 3 entrega información comparativa con respecto a la producción en ambos sistemas de cultivos.

### **Piscinas Abiertas**

Las piscinas abiertas o estanques abiertos (raceways ponds) consisten típicamente en una estructura de canales cerrados poco profundos, en donde el agua es recirculada y se mantiene en continuo movimiento por medio de una rueda de paletas [32]. Tienen una profundidad aproximada de entre 20-30 [cm] y cubren una vasta área de terreno, existiendo estructuras desde 0,5 [ha] hasta las 200 [ha] [32]. Los sistemas abiertos son de simple operación y permiten una producción de algas a bajo costo, pero presentan una serie de desventajas, como es el caso de la escasa penetración de luz solar que permiten. Al utilizar este medio de cultivo se registra también una alta tasa de evaporación de agua (más aún en zonas de altas temperaturas y baja humedad), los riesgos de contaminación de los cultivos son altos (debido a bacterias u otras algas que pueden invadir los estanques) y el área requerida para su uso es extensa, como fue mencionado anteriormente [16].

### **Fotobioreactores**

El cultivo de las algas en los sistemas cerrados se realiza en ductos, estanques o placas revestidas. Dichas estructuras son construidas o armadas con materiales que permitan la mayor penetración posible de radiación lumínica hacia el medio acuoso que soportan. Estos sistemas de cultivo requieren menor área que en el caso de los sistemas abiertos, pero los costos de operación e inversión aumentan considerablemente. El uso de fotobioreactores evita en teoría la contaminación de los cultivos y permite un mejor control sobre las condiciones físico-químicas del medio (por ejemplo el pH) [32], además de eliminar el problema de la evaporación y pérdida del agua. Un mejor control de la concentración de CO<sub>2</sub> en el medio resulta en una mayor tasa de crecimiento celular [16]. El uso de estos sistemas permite el cultivo de algas en zonas no aptas para la agricultura debido a la escasez de agua.

**Tabla 3.** Producción conseguida (registrada) por diferentes sistemas de cultivo. [16]

<b>Sistema de Cultivo</b>	<b>Productividad (g/m<sup>2</sup>día)</b>
Sistemas abiertos (piscinas)	10-20
Sistemas cerrados	35-40
Sistemas de película delgada ( <i>thin-film</i> )	80-100

## 1.6.2 Desaguado y Concentración

En las etapas de desaguado y concentración, posteriores a la cosecha, se debe disminuir o separar la fracción de agua extracelular de la suspensión de algas. La concentración requerida de algas en las etapas posteriores del proceso es mucho mayor a la obtenida en la etapa de cultivo, en donde se alcanza una concentración en torno a los 0,5-1 g/L en sistemas abiertos o los 3-5 g/L e sistemas cerrados. Por medio del desaguado y la concentración de las soluciones de cultivo, se obtiene una concentración de algas que puede alcanzar hasta el 30% de peso seco. Esta es una de las etapas de menor retorno respecto a la inversión en energía [33] y que requiere, además, un alta inversión de capital económico.

### ***Coagulación y Floculación***

Las micro-algas poseen tamaños microscópicos (3-30  $\mu\text{m}$ ) [34], al tratarse de organismos unicelulares, además de presentar una densidad levemente mayor en comparación al agua [35]. Dichas características hacen necesaria la adición de agentes coagulantes y floculantes a la suspensión a tratar, debido a que sin la ayuda de éstos la separación de las algas resulta más compleja y costosa. Con su adición se logra la formación de flóculos, aglomeraciones de un número dado de algas en contacto con una molécula del agente dosificado al sistema. Las algas poseen una carga negativa en su pared celular, lo que permite la floculación rápida por medio de agentes que presenten carga positiva. Los flóculos generan un conglomerado con una densidad mayor a las algas suspendidas, lo que acelera su superación a por medio de las distintas operaciones. Distintos floculantes han sido probados en variados estudios. Principalmente se mencionan el sulfato de aluminio, cloruro férrico y distintas clases de polímeros, como el quitosano, el cual es un polímero natural. El tipo de floculante a usar dependerá de la especie de algas a procesar, además del medio de cultivo, debido a que los polímeros no pueden usarse en medios salinos (los iones de sal reducen su eficacia) [16]. La coagulación de las algas puede también producirse en caso de que eleve el pH del medio de solución hasta valores cercanos a 12, para ello se requiere de grandes cantidades de hidróxido de sodio (NaOH) [36].

Las operaciones de floculación contemplan una etapa de mezcla rápida y un proceso de mezcla lenta. La mezcla rápida se lleva a cabo mediante un mezclador en línea o un agitador a alta velocidad (200 [rpm]) durante un tiempo no mayor a un minuto, y su objetivo es dispersar uniformemente al floculante en la masa de agua o solvente. Los flóculos se forman luego durante una etapa de mezclado lento, en estanques de grandes volúmenes, en donde la solución se mezcla a bajas velocidades (60 [rpm]) por medio de un agitador de paletas.

## ***Sedimentación por gravedad***

La suspensión de algas ingresa a un tanque de sedimentación, que comprende una estructura de área extensa y escasa altura, en donde se retiene por un tiempo prolongado. La fuerza de gravedad actúa sobre los sólidos suspendidos, por lo que decantan y se depositan en el fondo. En el caso de las microalgas, la floculación previa es necesaria para disminuir los tiempos y mejorar la eficiencia de sedimentación. El agua clarificada es retirada a la altura de la superficie del estanque, por medio de rebalse. En esta operación se logra concentrar la solución hasta alcanzar entre un 1,5 y un 5% de materia seca [16], por lo cual se identifica a esta operación como una etapa de pre-concentrado. Con la ayuda de agentes floculantes se logra entre un 70 y 89% de remoción de células [35]. Los estanques de sedimentación no implican altos costos de inversión y apenas consumen energía. La principal desventaja de estos equipos es la vasta área requerida, utilizando un espacio proporcional al 10% del área total de la planta de producción [16].

## ***Filtración***

La literatura da cuenta de una variedad de métodos de filtrado dependiendo de las algas y las características del proceso. La filtración consiste en el uso de un medio filtrante y la acción de una diferencia de presión. La suspensión es impulsada por la acción de una bomba, la gravedad o la formación de vacío, a través del medio filtrante, el cual impide el paso a las partículas mayores a un determinado diámetro, separando fracciones y clarificando el agua. Se utilizan tanto filtros de superficie (las partículas se acumulan en la superficie del medio filtrante) como filtros de profundidad (las partículas van quedando atrapadas en el medio). Con la ayuda de floculantes se logra hasta un 80% de remoción [37]. Mediante el uso de filtro de paños se ha logrado una concentración de entre 22 y 27% de materia seca [38]. Un problema del uso de filtros es el taponado de los poros del medio filtrante, lo que genera una pérdida de superficie filtrante y la subsecuente disminución del flujo a la salida del filtro (o la necesidad de aumentar la presión). También se registra el uso de prensas filtrantes, en donde el concentrado de algas se presiona por medio de una prensa sobre un medio filtrante, escurriendo el agua entre los poros y quedando sobre el medio una torta del concentrado [39].

## ***Flotación***

El proceso de flotación consiste en la liberación de burbujas de gas dentro de la suspensión que contiene las células provenientes de la cosecha. Las burbujas de gas suben hacia la superficie debido a su menor densidad comparativa al agua. Mientras suben van arrastrando a las células o flóculos de algas suspendidos hacia la superficie, donde se concentran. En la superficie se forma una espuma que es arrastrada o "barrida" por medio de paletas hacia un sector de rebalse, en donde se obtiene una suspensión con mayores concentraciones de materia seca. La liberación de estas

burbujas de gas dependerá del sistema de flotación usado. La flotación por aire disperso consiste en inyección de gas a alta presión a la suspensión. La técnica es en general poco eficiente debido al gran tamaño de las burbujas resultantes, lo cual genera reventones que resultan en la disolución de los flóculos en muchos casos y un arrastre muy pobre. Se utiliza más a menudo la flotación por aire disuelto, que consiste en la saturación con gas previa de la suspensión en un tanque a alta presión (recomendado entre 2 y 4 [bar]), y la siguiente liberación de burbujas una vez que la suspensión se traspasa al tanque de flotación a presión atmosférica (ley de equilibrio). Se han probado y desarrollado otras técnicas de flotación, como la flotación por aire suspendido [39]. Estas tecnologías son generalmente usadas para preconcentrar la suspensión de algas hasta obtener entre un 4 y un 6% de materia seca [16]. Existen productos en el mercado que aseguran una recuperación de hasta 95% de las algas por medio de flotación de aire disuelto logrando una concentración de hasta un 20% de materia seca [40].

### ***Centrifugación***

Las centrífugas son uno de los equipos más usadas en los experimentos y plantas piloto, debido a su alta eficiencia y confiabilidad, que se debe al alto porcentaje de materia seca que logra en comparación a las otras alternativas de operaciones en tiempos reducidos. Requiere un espacio físico muy reducido, pero como desventaja presenta un alto consumo energético. Por lo mismo, se tiende a utilizar como operación secundaria, luego de haber realizado un pre-concentrado con flotación o sedimentación., para ahorrar costos al disminuir la cantidad de agua a eliminar. La separación se logra mediante una rotación a alta velocidad, en donde todos los componentes de la solución queda sujetos a una aceleración centrífuga mecánica (aceleración dada por el producto del cuadrado de la frecuencia de rotación y el radio). Dicha aceleración genera la denominada fuerza centrífuga, cuya magnitud es proporcional a la masa de la partícula que afecta, separando entonces a las partículas del solvente por densidad. La aceleración producida se expresa en un factor respecto a la aceleración de gravedad (se logra una fuerza interna de separación equivalente a entre 1000 y 12000 g). Las centrífugas permite obtener un concentrado de materia seca de entre 15 y 30% [16] y una eficiencia de separación mayor al 95% [41].

### ***Técnicas de Electroforesis***

Mediante el uso de electrodos, se ha logrado llevar a cabo operaciones de coagulación, floculación y flotación disminuyendo la adición de agentes al sistema. La coagulación se logra por medio de la disolución del ánodo activo. En el caso de hierro o aluminio, los iones se hidrolizan inmediatamente formando hidróxido de aluminio o fierro polimérico, compuestos que desestabilizan la suspensión de algas y forman agregados de microalgas (flóculos). Por otra parte, los procesos de flotación no consideran el uso de iones metálicos. En este caso se genera hidrógeno gaseoso por medio de la electrólisis del agua, el cual arrastra a los flóculos de algas hacia la superficie [42].

### **1.6.3 Secado**

En caso de requerirse la remoción del agua intracelular de las microalgas, se especifica que la única forma posible es mediante el uso de tecnologías de secado. La necesidad de una etapa de secado dependerá del proceso, debido a existen varias alternativas tecnológicas para las etapas posteriores cuya operación es factible con contenidos de agua superiores al 75% del peso total. El secado se realiza principalmente por motivos de transporte y almacenamiento, para disminuir costos y evitar su pudrición, respectivamente [16].

#### ***Secado con energía solar***

Es posible secar las algas utilizando la energía del sol, resultando en el método más simple y barato. Lamentablemente, la duración del proceso y su eficiencia depende fuertemente del estado del tiempo (meteorológico), además de que existe la posibilidad de que las algas se pudran durante el proceso y el área requerida es extensa. Se han desarrollado métodos que permiten alcanzar mejores resultados de evaporación, como por ejemplo el uso de cubiertas delgadas de plástico, gracias a las cuales se alcanzan mayores temperaturas. Sin embargo, estas temperaturas más altas no son suficientes para esterilizar el producto [16].

#### ***Secado por aspersión o atomización***

Esta tecnología permite el secado de soluciones líquidas y suspensiones, entregando como producto un polvo de algas con humedad residual de hasta 4%. La suspensión concentrada de algas se carga al secador y por medio de un inyector ubicado en la parte superior del equipo ésta se atomiza en pequeñas gotas de entre 10 y 500  $\mu\text{m}$  de diámetro, las cuales se distribuyen por toda la cámara de secado. Las pequeñas gotitas se ponen en contacto con aire caliente en contracorriente mientras caen por gravedad. Debido a la gran superficie de intercambio creada por la aspersión, se propician intercambios rápidos de calor y masa de agua entre las partículas y el aire, por lo que el secado se completa en tiempos muy cortos (entre 5 a 100 [s]). El corto tiempo de contacto entre las partículas y el aire caliente es idóneo para el secado de materiales sensibles al calor [16] [43].

#### ***Secado Flash***

También es conocido como secado neumático. La metodología de secado “flash” permite el secado de pastas o polvos húmedos, previamente concentrados y no permite el secado de soluciones o lodos. En el caso de su uso para el secado de microalgas, éstas deben encontrarse lo más concentradas posibles previamente (con humedad en no mayor al 60-70%). El tiempo de secado es corto (1-3 [s]), la operación es simple y

los equipos requieren menor espacio físico que otras alternativas [44]. La biomasa finamente distribuida es elevada por una corriente de aire caliente dentro de un ducto de diámetro delgado, proceso durante el agua es evaporada o arrastrada por el gas. Luego, las partículas secas son recuperadas del aire por medio de un ciclón [16].

### ***Secado por medio de tambor rotatorio***

El material pastoso o particulado es introducido a un tambor rotatorio, y por medio de la gravedad y paletas adosadas a la superficie interna, son transportadas de un lado al otro de éste. Existen varios tipos de estos equipos, con tecnologías de secado directo e indirecto. El sistema directo implica un flujo de aire o gas caliente que seca el material, evaporando y arrastrando el agua. Por otro lado, el sistema indirecto funciona mediante el calentamiento de la superficie interna del tambor por medio de vapor u otro agente. En el último caso, el calor se transmite por conducción al material y se circula una corriente de aire cuyo objetivo es meramente arrastrar el vapor de agua. Mediante el uso de esta tecnología se obtiene un producto con una humedad residual cercana al 20%. Una desventaja de los secadores rotatorios es la baja eficiencia energética que registran [16].

#### **1.6.4 Disrupción**

En caso de que los productos intracelulares de interés no sean excretados por las células al medio circundante, se requieren desarrollar procesos que permitan su obtención. Ése es el caso de la producción de lípidos por parte de las microalgas. El valioso aceite producido por dichos microorganismos puede sólo ser recuperado una vez que su pared celular haya sido descompuesta o fragmentada. Se han desarrollado métodos físicos, químicos y enzimáticos para llevar a cabo la ruptura de la pared celular. El objetivo de cada uno de estos métodos es liberar la mayor cantidad de aceite posible desde las algas. La pared celular de las células de algas, al igual que la de otras células del reino vegetal, es muy resistente, lo que convierte a la disrupción en una etapa compleja y de alto costo operacional [16].

Existe un número importante de técnicas de disrupción celular, pero sólo un pequeño grupo de éstas han sido implementadas en procesos de mediana o gran escala. Estudios experimentales de los métodos de disrupción química informan del riesgo que significa su uso, dado que puede contaminar permanentemente o incluso destruir al producto deseado. Los métodos de disrupción física, principalmente mecánicos, son los más utilizados. Estos métodos destrozan la pared celular de las microalgas al someterlas a altas tensiones y estrés mecánico [16]. En la Tabla 4 se entrega un resumen de distintas técnicas de disrupción celular.

**Tabla 4.** Diversos métodos de disrupción celular. [45] [46]

<b>Naturaleza del método</b>	<b>Método</b>
Biológico	Disrupción mediante el uso de enzimas
	Autólisis Inducida
Químico	Adición de Ácidos y Bases
	Adición de Solventes
	Adición de Detergentes
	Uso de Agentes Quelantes
Física (No mecánica)	Choque Osmótico
	Liofilización
	Secado
	Descompresión
Física (mecánica)	Prensa Francesa
	Homogenización a alta presión
	Molienda (Molino de Bolas)
	Ultrasonido

### ***Ultrasonido***

El rompimiento de la pared celular de las microalgas es posible mediante la tecnología del ultrasonido. La suspensión a tratar es sometida a ondas de ultrasonido producidas por un equipo especializado, las cuales generan ciclos sucesivos de alta y baja presión, lo que se traduce en efectos de compresión y rarefacción<sup>9</sup>, respectivamente. Durante los ciclos de baja presión se forman pequeñas burbujas de vacío en el líquido (también denominados cavidades), las cuales implosionan violentamente en los ciclos de alta presión [47]. El fenómeno es conocido como cavitación, y como resultado se libera energía mecánica en forma de ondas de choque, la cual destroza a las células circundantes [16]. El sonido puede ser controlado para ser liberado de forma continua o en pulsos, lo que permite que los componentes de interés se disuelvan en el solvente [48]. Este método puede ser utilizado hoy en día a escala industrial, donde se procesan grandes flujos, obteniendo hasta un 100% de disrupción celular. El ultrasonido es utilizado también en operaciones de extracción y floculación, así como de emulsión, tamizado o dispersión [47].

### ***Molienda con Molino de Bolas***

Una de los métodos de disrupción más efectivos conocidos es la molienda de las células mediante molinos de bolas (bead mill). Existen varios tipos de molinos especializados para la ruptura de la pared celular, los cuales fueron originalmente diseñados para la homogenización industrial de productos como la leche o pinturas [49].

<sup>9</sup> La rarefacción es un proceso durante el cual un cuerpo o sustancia disminuye su densidad

El principio de operación de estos equipos se basa en la agitación rápida, en presencia de pequeñas perlas o bolas, de una suspensión concentrada. Las pequeñas bolitas adquieren energía cinética mediante variados mecanismos (depende del equipo), con lo cual se desplazan a lo largo de la pared para luego caer unas sobre otras y sobre el concentrado. El desplazamiento, el roce y el choque de las bolitas crean fuerzas de cizalla, las que rompen la pared celular de las algas. La molienda tiene lugar en una cámara cerrada, generalmente recubierta por una chaqueta de enfriamiento. Algunos equipos poseen una cámara atravesada por un eje rotatorio con discos adosados, los cuales impactan a las bolitas y les conceden así la energía cinética suficiente para llevar a cabo la molienda, mientras que otros equipos más sencillos rotan la cámara para cumplir dicha función. La eficiencia de la disrupción dependerá fuertemente del tiempo de retención y de la concentración de la solución o pasta [49] [16].

### ***Homogenización a alta presión***

Este método se basa en ejercer grandes presiones sobre la pared celular de las microalgas. La suspensión concentrada es impulsada por una bomba de alta presión a través de una válvula de despresurización, donde es expuesta a una gran variedad de fuerzas que descomponen la estructura de las células. La solución es comprimida o presionada a alta velocidad al ingresar a la válvula, donde atraviesa una boquilla delgada y, consecuentemente, la velocidad se incrementa dramáticamente. El líquido es despresurizado una vez ha atravesado la boquilla [16]. El uso de equipos de homogenización a alta presión es considerado una técnica promisoría para la disrupción de microalgas, debido a su eficiencia con soluciones de baja concentración (eliminando así la necesidad de secado o excesivo concentrado). El uso de estos equipos entrega mayores producciones de metano en los casos en donde se realice una digestión anaeróbica con las algas o sus restos, según lo registrado [50].

### ***Prensado en seco***

Al igual que en el caso de la homogenización, se ejercen altas presiones sobre las microalgas, lo que conlleva a una subsecuente disrupción de su pared celular y la excreción de aceite. El equipo que se usa es una prensa conocida como prensa de expulsión (expeller press). Las algas, una vez secas, se cargan al equipo, el cual, por medio de un tornillo, las estruja y rompe. Una desventaja de este método es que requiere el previo secado de las algas, lo que se traduce en mayores costos de operación.

## **1.6.5 Extracción**

La extracción es una etapa clave dentro del proceso de producción de biodiesel desde microalgas, cuya eficiencia está profundamente ligada a la etapa previa de disrupción

celular. Su objetivo es separar el componente de interés de la solución, residuo, o matriz que lo contiene.

La extracción utiliza el fenómeno de difusión para disolver el compuesto de interés en un solvente con polaridad similar. La eficiencia de separación dependerá de una serie de factores como la temperatura, el tiempo de extracción, y el equilibrio químico, entre otros. A continuación, el compuesto debe ser separado del solvente de extracción por medio de alguna operación adecuada.

Para el proceso de extracción de aceites desde la microalgas se han desarrollado varios métodos, entre los que se encuentran la extracción por medio de solventes orgánicos, la extracción supercrítica con dióxido de carbono y la extracción en frío. También existen técnicas que han permitido extraer el aceite por medio del uso de enzimas específicas.

### ***Extracción por solventes***

Esta técnica de extracción considera uso de solventes orgánicos para obtención del aceite de las microalgas, los cuales se ponen en contacto con la solución que contiene las microalgas rotas y las partículas de aceite (o compuesto de interés). La superficie de contacto entre el solvente orgánico y la solución se aumenta por medio de mezclado u otros métodos. El proceso de extracción consta de varias etapas:

1. Penetración del solvente orgánico a través de la mezcla y la solución.
2. Interacción del solvente orgánico con los lípidos
3. Formación de un complejo solvente-lípido
4. Difusión del complejo a través de la membrana celular u otra barrera física
5. Difusión del complejo a través de la superficie del continuo del compuesto orgánico.

La elección del solvente específico a usar dependerá de una serie de criterios que incluyen la necesidad de que éste no sea tóxico, cuya recuperación no sea compleja, que posea un bajo punto de ebullición (para su recuperación), entre otros. Hasta ahora, entre los solventes más estudiados y recurrentemente usados para la extracción de aceite de microalgas se encuentran el hexano, el metanol, otros alcoholes (ej: etanol, butanol), el cloroformo y una combinación de todos los mencionados.

Una vez realizada la extracción, el compuesto de interés se encuentra diluido en el solvente orgánico. La separación de los lípidos del solvente orgánico se realiza mediante destilación debido a que el solvente posee un punto de ebullición bajo (ej: Hexano 68,75°C en condiciones normales) en comparación a los lípidos (~300°C en el caso de los ácidos grasos de cadenas con más de 18 carbonos, como el caso del ácido oleico, uno de los lípidos más comunes de encontrar en el aceite generado a partir de microalgas). [16]

## ***Extracción supercrítica***

La extracción se lleva a cabo por medio de la utilización de fluidos en estado supercrítico como solventes. Un fluido alcanza el estado supercrítico cuando se encuentra sometido a una presión y temperatura que superan el punto crítico (de presión,  $P_c$ , y temperatura,  $T_c$ ). Bajo estas condiciones, el fluido no es diferenciable entre un líquido y un gas, y presenta propiedades características de ambos estados de la materia, lo cual lo vuelve atractivo en comparación a los solventes convencionales.

Entre las ventajas que presenta el uso de solventes supercríticos en operaciones de extracción se destaca el bajo costo de transporte de masa requerido (densidad de un líquido, baja viscosidad dinámica y un alto coeficiente de difusión), una separación simple de fases entre el extracto y el solvente, y una alta selectividad (regulable por medio de ajustes de presión y temperatura, debido a que la solubilidad del extracto se encuentra directamente correlacionada con la densidad del fluido). [51]

La principal ventaja, sin embargo, del uso de fluidos supercríticos para la extracción de los compuestos de interés, es que, al contrario de los compuestos orgánicos, no es causante de daños ambientales. Los compuestos usados como solventes orgánicos son obtenidos a partir combustibles fósiles, mientras que la extracción supercrítica es llevada a cabo generalmente usando  $CO_2$ . El  $CO_2$  es un gas ideal para ser usado como solvente, debido a una serie de ventajas:

- ✓ Posee una baja polaridad, por lo cual es ideal para extraer lípidos
- ✓ Es inocuo fisiológicamente
- ✓ Se encuentra libre de gérmenes y es bacteriostático, por lo que impide la reproducción de bacterias.
- ✓ No es un compuesto combustible o explosivo
- ✓ Se encuentra disponible en grandes cantidades

El fluido supercrítico es separado del extracto mediante despresurización, lo cual se logra mediante la instalación de una válvula apropiada. Debido al efecto provocado por la válvula, el fluido vuelve a estado gaseoso y el extracto cae, recolectándose en un depósito receptor. Debido a la brusca despresurización el gas puede alcanzar temperaturas muy bajas, por lo que debe instalarse un calefactor, el que impide la formación de hielo seco (el cual puede obstruir las vías) y que mantiene la temperatura del gas a un promedio deseado. [16]

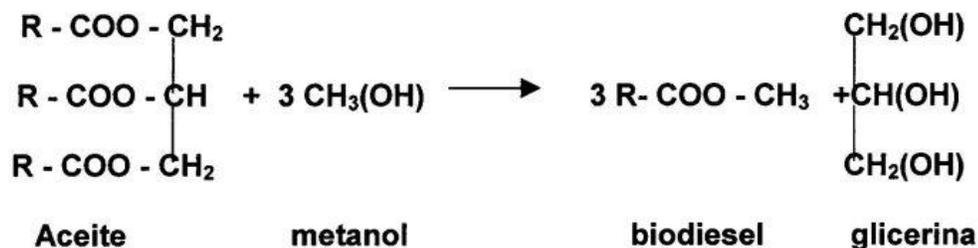
### **1.6.6 Trans-esterificación**

Los lípidos o el aceite extraído desde las microalgas se componen principalmente de triglicéridos y ciertas cantidades de ácidos grasos libres. Los triglicéridos deben ser

procesados para la obtención de una mayor cantidad de ácidos grasos libres, y de esta manera producir biodiesel. El método usado para la producción de combustibles para motores desde el aceite de algas y otros vegetales es la transesterificación.

La transesterificación consiste en una reacción química, en donde el grupo orgánico asociado a un éster es intercambiado con el grupo orgánico de un alcohol. Durante el proceso de transesterificación del aceite de las microalgas u otros vegetales, los triglicéridos son convertidos en ésteres metílicos de ácidos grasos (FAME: fatty acids methyl esters, en inglés) por medio de la reacción de los primeros con metanol, el cual es dosificado en la operación. Como subproducto de la reacción se produce glicerol (también conocido como glicerina o propanotriol). Las moléculas de triglicéridos reaccionan con tres moléculas de alcohol en reacciones sucesivas, generándose diglicéridos y monoglicéridos como productos intermedios. A partir de una molécula de triglicéridos se obtienen tres moléculas de FAME y una molécula de glicerol, en el caso de un proceso de conversión completo (Figura 4).

La transesterificación es una reacción de equilibrio que se realiza bajo condiciones de presión atmosférica y de temperatura entre 30 y 100 °C. La velocidad de la reacción es incrementada mediante la adición de catalizadores básicos o ácidos. Con las condiciones de reacción adecuadas, como por ejemplo con un exceso de metanol y el retiro constante de los FAME's producidos, es posible lograr tasas de conversión cercanas al 99% de los triglicéridos. [16]



**Figura 4.** Reacción de transesterificación: reactantes y productos. [52]

## 2. Descripción del Trabajo y Justificación

El Ministerio de Energía de Chile y la corporación de fomento a la producción (CORFO) lanzaron el año 2009 una convocatoria nacional de consorcios tecnológicos empresariales de investigación sobre biocombustibles a partir de micro y macro-algas. Dentro de dicha iniciativa se constituyó en el año 2010 el consorcio tecnológico AlgaeFuels S.A, el cual se encuentra conformado por la Pontificia Universidad Católica de Chile y las empresas E-CL S.A, COPEC y Manafuels S.A.

El consorcio busca desarrollar una nueva tecnología, consistente en la generación de biomasa a partir de micro-algas y sus subproductos en el norte de Chile, a través de la integración de programas I+D + innovación, capital humano avanzado e infraestructura, con el objetivo de incorporar a la matriz energética nacional un biocombustible de segunda generación [53]. De acuerdo a ello ha establecido el objetivo de desarrollar programas de investigación relacionados a los procesos y operaciones unitarias que permiten la producción de la biomasa para la generación de biocombustibles.

La PUC desarrolla actualmente una serie de estudios sobre mecanismos, detalles de operación y sensibilidad respecto a las variables de una serie de operaciones unitarias comúnmente utilizadas en dichos procesos. Dichos estudios pretenden reunir información valiosa para apoyar el diseño de una nueva planta productiva del consorcio, la cual deberá someterse a evaluación, a través de estudios de factibilidad energética, ecosistémica, técnica y económica, considerando desde los caldos de cultivo terminados hasta el biodiesel refinado listo para despacho a mercado.

El proyecto de planta productiva requiere someterse a un proceso de evaluación, donde se diseña el proceso y, por consecuencia, se determinan las operaciones unitarias y las tecnologías a usar. Todo proceso productivo se compone de una serie de etapas, distinguiéndose en la producción de biodiesel de micro-algas las siguientes: cultivo, cosecha, desaguado, concentración, secado, disrupción celular, extracción y purificación de lípidos, trans-esterificación y purificación del producto.

Uno de las principales trabas que ha tenido la producción de biodiesel a partir de fuentes renovables es la baja rentabilidad de capital que ofrece la actividad, además de no ser competitiva actualmente (sin subvención) frente a los combustibles fósiles. Una razón se debe a la escasa valoración económica atribuida a la sustentabilidad ecosistémica de los proyectos, parámetro fundamental que debiera considerarse de igual significancia que el retorno de capital. Específicamente, la rentabilidad de los proyectos de biodiesel desde microalgas es afectada por los altos requerimientos de energía del proceso. Es de vital importancia el diseño de las plantas de producción en el resultado final del balance energético, entre otros aspectos a evaluar. La elección cuidadosa de las operaciones unitarias y la integración de los sub-sistemas del proceso, representados en las diferentes etapas, permitirá mejorar la gestión energética y consecuentemente elevar la competitividad y rentabilidad del producto.

En general la investigación científica y técnica se ha enfocado en la optimización de alguna variable en particular de los procesos, de las partes, en el estudio de alguna de las miles de micro-algas cultivables, en resaltar las particularidades de alguna operación

unitaria en particular, en promover los beneficios de algún equipo (en el caso de empresas comerciales) o en generar análisis basándose en observaciones. Se han realizado pocos o nulos trabajos que estudien, y se enfoquen en perfeccionar, la eficiencia de los procesos completos, aquellos que busquen soluciones globales.

La metodología habitual del diseño de las plantas productivas considera una evaluación por etapas. Esta metodología ha demostrado serias falencias en el marco de la sustentabilidad, concepto fundamental a la hora de diferenciar, apoyar y desarrollar proyectos relacionados a la producción de alternativas a los combustibles fósiles. Se someterá a prueba dicha forma de diseño contrastándola con la metodología de diseño de sistema completo (wholesystemdesign), cuya utilización a cobrado fuerza en distintos proyectos debido a las ventajas que ofrece. Esta metodología ha sido formulada para el desarrollo de la ingeniería para la sustentabilidad, debido a que considera los descartes en su evaluación y permite obtener resultados a partir de la observación de la interacción de las etapas dentro del proceso completo. La optimización de los procesos por medio de la integración y visión global será la clave para avanzar en la dirección correcta que asegure posicionar a la producción de biodiesel renovable a partir de micro-algas como una alternativa real y factible. El trabajo desarrollado en esta memoria busca

El trabajo desarrollado en la presente memoria consiste en la evaluación a través de dos enfoques de diseño de una planta para la producción de biodiesel a partir de micro-algas: diseño por bloques y diseño de sistema completo, para una posterior evaluación de los beneficios del enfoque de planta global, en el marco del proyecto desarrollado por el consorcio Algaefuels en Chile. Se evaluarán un subconjunto de las etapas del proceso: desde la cosecha hasta la extracción y purificación de lípidos.

Siguiendo la metodología tradicional, cada etapa se diseñará de acuerdo a parámetros característicos, los cuales definen sus entradas y salidas (las salidas de una etapa conforman algunas de las entradas de otras) mediante el dimensionamiento de las operaciones unitarias (OOUU) que de mejor manera satisfacen los requisitos impuestos. Luego, se diseñarán procesos completos, los cuales se dimensionarán desde las variables de entrada de la primera etapa considerada, hasta las variables de salida de la última, de modo que los parámetros y variables de entrada y salida de las etapas intermedias serán variables modificadas por cada propuesta de OOUU a lo largo de la evaluación. Seguidamente, se evaluará la sustentabilidad de cada uno de los procesos diseñados, tanto desde el punto de vista económico, como energético y ambiental. La sustentabilidad del ejercicio se evaluará mediante análisis de ciclo de vida, cálculos de los balances energéticos y estudios de prefactibilidad económica, que consideran la elaboración de flujos de caja, para cada alternativa estudiada.

No hay claridad con respecto a alguna posible combinación de operaciones que permita optimizar los costos o que entregue una ganancia neta energética mayor a la hasta ahora registrada. Se espera que por medio del trabajo se logre aclarar dicho dilema. La combinación adecuada dependerá de una serie de factores, como por ejemplo los resultados deseados y las variables de entrada y salida del proceso. El éxito de los procesos a futuro se basará en aunar esfuerzos para desarrollar metodologías que permitan la integración de las etapas a partir del conocimiento profundo de cada

operación en particular, anotando sus falencias y beneficios específicos dentro del proceso en que se pretenden insertar.

Se espera que el dimensionamiento de la planta mediante el enfoque de diseño de sistema completo entregue un resultado que pueda optimizar las variables asociadas a la sustentabilidad de mejor forma que el resultado entregado a través del diseño por bloques, y de esta manera fomentar el enfoque de sistema integrado global o diseño de sistema completo en el desarrollo de proyectos productivos. Se espera, además, que el resultado determinado por el nuevo sistema de diseño sea beneficioso para el proyecto, de manera que su implementación sea factible y promovida. Por medio del trabajo se pretende generar una base de datos que sirva de apoyo para el desarrollo de proyectos en la misma área productiva, al contener un resumen de parámetros de diseño formalizados, recopilados desde la literatura publicada y patentada.

Nuestras vidas están insertas en sistemas: familias, comunidades, industrias, economías y ecosistemas. Los equipos en los cuales confiamos y los procesos que diseñamos conforman también sistemas, que interactúan con los sistemas humanos y biológicos pertenecientes al ambiente que los rodea y aquellos contiguos. La interacción inter-sistemas origina profundos efectos, cambios e impactos dentro de cada estructura involucrada [54]. El foco de diseño es crítico, debido a que el resultado de esta etapa del proyecto afecta directamente al rendimiento del sistema a través de su vida, que puede extenderse desde algunos años hasta varias décadas. Debido a ello, es ampliamente reconocido que todo diseñador e ingeniero de procesos debe ser capaz de entender e implementar un enfoque de diseño de sistema completo, así como comprender los impactos de sus decisiones [5]. La ingeniería utilizada en el trabajo hace eco de las necesidades actuales de contemplar con mayor dedicación y entregarle mayor relevancia al ámbito de la sustentabilidad en la evaluación de diseño de proyectos.

### **3. Objetivos**

#### **3.1 Objetivo General**

Comparación de la sustentabilidad entre un diseño en bloques de proceso y un diseño de planta completa para la producción de biodiesel a partir de micro-algas.

#### **3.2 Objetivos Específicos**

- Definir una base cuantitativa y los alcances del diseño.
- Identificar, en base a la literatura científico-técnica, las operaciones unitarias factibles para las distintas etapas del proceso, así como sus parámetros de diseño.
- Simular y dimensionar las alternativas del proceso por etapas y sistema completo mediante balances de masa y energía.
- Evaluar la sustentabilidad de los procesos resultantes a partir de las dos metodologías de diseño.

## 4. Alcances

El trabajo desarrollado en la presente memoria pretende generar un estudio íntegro respecto a la factibilidad de la producción, por medio de un proceso sustentable (económicamente, energéticamente y ambientalmente hablando), de biodiesel a partir de microalgas. El estudio, que comprenderá un análisis de diversas tecnologías existentes, actualmente disponibles, para el procesamiento de las microalgas como fuente energética, procurará entregar información acorde a las necesidades del proyecto de producción de biodiesel desde microalgas en Chile, liderado por el consorcio Algaefuels S.A. y busca entregar antecedentes que promuevan el concepto de la ingeniería por la sustentabilidad, influenciando en la toma de decisiones dentro del proyecto del consorcio. La información será presentada de tal manera de ser un aporte útil para aquellos interesados en el área de la ingeniería para la sustentabilidad y el desarrollo de nuevas alternativas energéticas.

Gracias a la información levantada y publicada en el trabajo, éste compilará una base de datos resumida, ordenada y actualizada de los parámetros de las operaciones unitarias evaluadas y sus condiciones de operación, correspondientes a las etapas de desaguado y concentración, secado, disruptión y extracción. Actualmente existen pocas fuentes que reúnan información técnica suficiente y práctica para la evaluación de proyectos en el área tratada, por lo que se espera lograr un aporte sustancial y servir de guía al respecto.

Se simularán las variadas alternativas de procesos productivos con la ayuda del programa computacional 'SuperPro Designer (M.R.)', el cual otorga una herramienta práctica para la resolución de balances de masa y un apoyo respecto a los balances energéticos. El programa es un software de diseño y simulación de procesos, elaborado por la compañía Intelligen, la cual es una especialista en el área [55]. Los equipos se dimensionarán según los requerimientos de materia prima a procesar (variables de entrada), para luego evaluar sus costos. Las variables de salida se obtendrán a partir de los parámetros de las operaciones unitarias especificados, por lo tanto dependerán de los parámetros y las operaciones escogidas. La sustentabilidad se evaluará por medio del análisis de tanto indicadores energéticos y económicos, como de los flujos resultantes de los procesos y sus posibles impactos.

Con la realización del trabajo se espera contribuir a fomentar un desarrollo más integrado entre lo técnico, económico y ambiental-social en futuros proyectos del consorcio mencionado y otras empresas del rubro y del país. La idea es entregar un aporte real bajo la mirada de un análisis profundo a la ingeniería conceptual y el diseño de procesos, enfocando los esfuerzos hacia la sustentabilidad por medio de la integración de los sistemas, utilizando de base la comparación entre los distintos métodos de diseño estudiados.

## 5. Metodología

En la presente sección se describen los pasos y métodos utilizados durante el proceso de trabajo en detalle. Las actividades fueron realizadas en la secuencia a continuación indicada.

### 1. Recopilación Bibliográfica

Se buscó información respecto a diferentes temáticas relacionadas a las microalgas y su procesamiento para la obtención de productos de interés, con énfasis en la producción de aceites (lípidos). Los principales temas a indagar fueron los siguientes:

- Demanda mundial y nacional de energía fósil, específicamente por diesel (para todo tipo de actividad).
- Demanda mundial y nacional por energía a partir de biocombustibles, así como el desarrollo de su industria productiva en ambos escenarios y sus proyecciones.
- Estado del arte de los procesos de producción de biodiesel y otros productos a partir de micro-algas (identificación de las tecnologías vigentes y factibles en los procesos)
- Parámetros característicos y de operación de las operaciones unitarias utilizadas en los procesos.
- Investigación científica y técnica respecto a la optimización de los procesos relacionados la producción de biodiesel desde microalgas.
- Tecnologías y procesos de tratamiento para las corrientes de descarte de los procesos productivos de biodiesel desde microalgas.
- Oferta y costos de productos, insumos y equipos en el mercado (relacionados a procesos de producción de biodiesel a partir de micro-algas).

La fuentes indagadas durante el proceso de búsqueda de información fueron diversas, entre las cuales se destacan revistas científicas, revistas tecnológicas de procesos, publicaciones de centros de investigación y universidades. También se reunieron datos empíricos y experimentales, obtenidos a partir de trabajos desarrollados por la Pontificia Universidad Católica para el consorcio Algaefuels y la consultoría a expertos. La información útil encontrada fue luego seleccionada y clasificada.

## 2. Determinación de la Base de Diseño

La base cuantitativa debe establecer la principal variable de entrada (o de salida) del proceso a diseñar. En el presente proyecto se determinó el flujo de suspensión de algas a tratar, proveniente de la etapa de cultivo. Aquel flujo fue definido considerando la necesidad de evaluar y diseñar en el trabajo una planta de tamaño industrial de operación continua, cuya producción sea capaz de abastecer una demanda significativa.

Se estudió entonces la demanda de diesel en Chile, según el Balance Nacional Energético, elaborado cada año por la Comisión Nacional de Energía. Luego, considerando el escenario en que se requiera mezclar aquel combustible con un porcentaje de biodiesel en relación al volumen de 5% para su venta (denominado diesel B5), se calculó la probable demanda de biodiesel para suplir dicha necesidad a nivel nacional. A continuación, para efectos del trabajo, se estableció como base de producción la necesidad de cubrir el 0,1% de la demanda nacional de biodiesel, apostando a las estimaciones de consumo de una ciudad mediana. Se consideró que la planta productiva operara 24 horas continuas durante 330 días del año. Finalmente, a partir de datos publicados, respectivos a la eficiencia de las diversas operaciones unitarias y etapas del proceso a evaluar, se asumió un estimativo conservador de la eficiencia global del proceso, para calcular luego el flujo másico de algas, y por lo tanto el flujo volumétrico de cosecha requerido para alcanzar el objetivo previamente mencionado. Para calcular el flujo de entrada, se asumió un 60% de eficiencia global del proceso, es decir, el lípido de 6 de cada 10 algas logra extraerse finalmente para ser procesado con el objetivo de obtener biodiesel.

Se fijó como base cuantitativa de diseño una variable de entrada (flujo de cosecha) y no la variable de salida (flujo de lípidos o biodiesel), con el objetivo de normalizar el flujo de entrada para cada alternativa de proceso y etapa simulada, así como para evaluar el rendimiento de cada una según el caudal o flujo másico de producción. La concentración de algas en la entrada se estableció de acuerdo a características típicas de flujos de cosecha desde cultivos en piscinas abiertas, dado que el proyecto considera esta modalidad de cultivo. El porcentaje de lípidos con respecto al peso total de biomasa se asumió de acuerdo a mediciones llevadas a cabo durante experimentos de estudio realizados por la PUC a las algas cultivadas por la empresa.

## 3. Caracterización de las etapas del proceso

Se dividió el proceso en cinco etapas para la evaluación por partes: floculación, desaguado-concentración, secado, disrupción y extracción-purificación. Se determinó considerar una etapa de floculación aparte de la de desaguado-concentración con la intención de poder comparar el uso de distintos floculantes. Se establecieron las características de los productos intermedios del proceso, para normalizar las características a la salida de cada etapa y así establecer una base comparativa para cada alternativa tecnológica o de proceso evaluada. En las etapas de floculado y desaguado-concetración los productos serán un flujo de cosecha en donde el 90% de las algas se encuentren formando flóculos y una pasta de algas cuya concentración de materia seca alcance el 20% del peso total, respectivamente. Por otro lado, la etapa de

secado producirá algas secas con un contenido de humedad absoluta de 5%. El producto de la etapa de disrupción será considerado como los lípidos liberados de la célula a raíz de la eficiencia de ruptura de las distintas alternativas evaluadas (se comparará el rendimiento de la etapa de disrupción según la cantidad de lípidos liberados). En el caso de la etapa de extracción-purificación, el producto final será compuesto por lípidos con una pureza de 99%.

#### 4. Selección de las operaciones unitarias a considerar para su evaluación

A partir de la información científico-técnica publicada se procedió a identificar las diversas tecnologías y operaciones unitarias desarrolladas para cada una de las etapas del proceso. Una vez estudiadas las alternativas existentes, se procedió a seleccionar un cierto número de opciones para ser evaluadas. El criterio de selección de las alternativas se fundamentó en la disponibilidad de información (respecto a su operación y rendimiento), la factibilidad técnica, las condiciones de operación, su confiabilidad (basada en la historia y trayectoria de las tecnologías) y sus ventajas comparativas. El número de alternativas seleccionadas por etapa se determinó a partir de la cantidad de tecnologías que cumplieran con los criterios mencionados.

#### 5. Identificación y registro de variables y parámetros característicos de diseño.

Debido a la simulación que se realizará para cada alternativa de proceso o etapa, consistente en una secuencia única de operaciones unitarias, se requirió la recopilación de una gran cantidad de información a partir de la literatura pertinente a las observaciones y mediciones realizadas a procesos similares. Se procedió a identificar los parámetros característicos de diseño de cada operación unitaria seleccionada, para luego registrar los valores observados y publicados de éstos en los estudios de las diferentes fuentes examinadas. Se registraron también las variables de salida observadas como resultado de valores particulares de los parámetros de diseño estudiados. Se generó una base de datos en un archivo Excel como herramienta de apoyo al trabajo, en donde se resumió y formalizó los datos recopilados de parámetros y variables. Dentro de la base de datos se guardaron también las referencias de la información recopilada.

#### 6. Simulación de las etapas del proceso

Se utilizó el programa de computación "SuperPro Designer (M.R)" para esta etapa del trabajo, el cual se especializa en la simulación y la evaluación de procesos productivos. En el programa se generaron diversos archivos para simular cada etapa y sus alternativas de diseño seleccionadas. La simulación de cada etapa específica se logró siguiendo un procedimiento establecido.

Primero se generó un diagrama de la alternativa de proceso, en donde se indicaron las distintas operaciones unitarias involucradas, algunos equipos auxiliares requeridos (bombas dosificadoras, equipos de mezclado, estanques y depósitos, entre otros) y su

secuencia. Seguidamente, se especificaron las características de las corrientes de entrada. Para las alternativas de proceso en la etapa de floculación se estableció como flujo de entrada el caso base cuantitativo previamente definido. Por otro lado, en el caso de la simulación de las alternativas en las etapas siguientes, se estableció como flujo de entrada un promedio estimado y redondeado de los flujos de salida resultantes de la simulación de las variantes de la etapa previa.

Una vez se hubieron especificado las corrientes de entrada, se fijaron los parámetros de las operaciones unitarias involucradas en la etapa, asumiendo como válidos aquellos valores observados en los diversos estudios bajo condiciones similares de operación. Luego, con la ayuda del programa SuperPro se resolvieron los balances de masa, obteniéndose los flujos y composiciones de las corrientes de salida. A continuación se calculó el consumo energético de cada equipo, según las especificaciones publicadas por los estudios relacionados a esta materia.

No se consideró el consumo energético por transporte o elevación de material (consumo de bombas, cintas o elevadores, por ejemplo), salvo en el caso de la evaluación de la etapa de desaguado y concentración, en donde se tuvo en cuenta la elevación del caudal de entrada (flujo desde etapa de floculación), debido a la magnitud del caudal y la importante diferencia de altura entre los equipos considerados en cada alternativa. Se consideró la recuperación de energía por medio de un intercambiador de calor en los casos en donde ésta fuera factible. Los cálculos de balance de energía, como por ejemplo el calor requerido para evaporar cierto compuesto o para elevar la temperatura de una solución específica, fueron ejecutados con ayuda del programa de simulación, el cual se especializa en dichos cálculos apoyado por una base de datos termodinámicos y físico-químicos. Finalmente, con la ayuda del programa se dimensionaron los equipos involucrados. A partir de la resolución de los balances (de masa y energía) y considerando tanto los parámetros característicos asumidos como las ecuaciones de diseño, el programa indica las capacidades (en algunos casos las dimensiones: en estanques por ejemplo) requeridas por los equipos para cumplir con los requisitos del proceso.

## 7. Cotización de Equipos e Insumos

La siguiente etapa consistió en cotizar los equipos considerados por cada simulación, según sus dimensiones indicadas y calculadas por el programa computacional. Para cotizar se contactó a empresas distribuidoras o fabricantes de los equipos en cuestión, además de revisar precios de venta en línea, y trabajos publicados enfocados a la estimación de costos. Ciertos costos de adquisición debieron ser calculados a partir de precios de equipos similares de distintas dimensiones o capacidades, debido a que no se recibió o encontró información respecto a un precio relacionado al equipo de las características a cotizar. En el caso mencionado, el cálculo se realizó al multiplicar la capacidad del equipo cuyo precio es conocido por un factor, por medio de la ecuación 1. En la ecuación  $P_i$  representa el precio del equipo de características a cotizar,  $P_c$  es el precio del equipo similar (conocido), ' $y$ ' es un factor exponencial cuyo valor depende del equipo evaluado en particular y finalmente  $Q_i$  y  $Q_c$  equivalen a las capacidades o

dimensiones del equipo cuyo precio interesa y de aquel que es conocido, respectivamente.

$$\text{Ec. ( 1 )} \quad P_i = P_c * \left( \frac{Q_i}{Q_c} \right)^y$$

En algunos casos, la información respectiva a los costos de inversión de los equipos se obtuvo de fuentes de años anteriores. En aquellos casos, los costos fueron actualizados mediante el uso del indicador CEPCI<sup>10</sup>. El cálculo de la actualización de los costos fue realizado por medio de la ecuación 2. En la ecuación,  $P_A$  representa el precio actualizado del equipo,  $P_0$  es el precio entregado por la fuente y CEPCI es el indicador del año correspondiente;  $CEPCI_0$  es el indicador del año de la fuente.

$$\text{Ec. ( 2 )} \quad P_A = P_0 * \frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_0}$$

Paralelamente se cotizaron los diversos insumos requeridos por las etapas del proceso. De la misma manera como en el caso de los equipos, los precios fueron obtenidos a partir de fuentes de proveedores y estudios de evaluación de proyectos. Todos los precios y costos analizados fueron actualizados al año vigente, por medio del uso de indicadores nacionales como la inflación e internacionales. Los costos del consumo de agua (\$/m<sup>3</sup>) y energía (\$/kWh), insumos vitales del proceso, se calcularon a partir de los precios publicados por las empresas que los suministran, consistentes a la localidad específica en donde se espera ubicar la planta (información entregada por el consorcio).

Como parte de los insumos se consideraron también las fuentes de energía térmica utilizadas en los procesos. Se estableció que en el estudio del proceso, y por consecuencia de las diversas etapas, se considerarían sólo tres tipos de agentes de transferencia de calor para abastecer su demanda de energía térmica; para la calefacción se contempla el uso de vapor saturado a dos temperaturas (150°C y 240°C) y en algunos casos agua caliente a 40°C, mientras que para los procesos de enfriado se determinó evaluar el uso salmuera de cloruro de sodio (NaCl). Para calcular el consumo de los agentes, se deben establecer sus propiedades. Las propiedades de los agentes de transferencia de calor mencionados se establecieron según los datos que maneja el programa de simulación [56]; éstas se presentan en la Tabla 5. En el caso del vapor, se considera solamente el uso del calor latente.

---

<sup>10</sup> CEPCI: Plant Cost Index (Índice de costo de planta).

**Tabla 5.** Propiedades de los agentes de transferencia de calor contemplados en la simulación y evaluación de los procesos y las etapas.

<b>Agente de Transferencia</b>	<b>Temperatura de Suministro (°C)</b>	<b>Temperatura de salida o retorno (°C)</b>	<b>Factor de energía por unidad de masa (kWh/kg)</b>
Vapor (150°C)	152	152	0,586
Vapor Alta Presión (240°C)	242	242	0,488
Salmuera NaCl	-10	0	0,009
Agua Caliente	40	30	0,012

## 8. Cálculo de Costos Operacionales e Ingresos

Se procedió a generar una tabla que resumiera el consumo de insumos y energía (tanto eléctrica como térmica) para cada uno de los modelos simulados. Luego, para cada uno de estos modelos, se calcularon los costos variables totales de operación, resultantes de la suma de la multiplicación del consumo total de cada insumo y la energía por su costo asociado. Dentro del total del consumo eléctrico se consideró una proporción de gasto por motivos de iluminación y el funcionamiento de equipos auxiliares de planta, equivalente al 20% del consumo total.

Como parte de los costos fijos de operación se consideró únicamente el costo laboral y la mantención asociada al correcto funcionamiento de los procesos. A cada equipo diagramado dentro de los diversos modelos se le asignó un factor de mantención, el cual se multiplica por el costo de adquisición para entregar como resultado el costo de mantención anual. El factor designado depende del equipo en particular, y éste fue determinado a partir de la base de datos del programa de simulación, el cual utiliza valores estadísticos de la industria, actualizados cada año por la empresa/institución creadora del software especializado. Los costos de mantención de cada equipo en particular se informan en el Anexo 1.

El costo laboral se calculó a partir de la asignación de horas laborales. La asignación de horas laborales se fundamentó en la experiencia y la observación de los requerimientos de personal de diversas plantas industriales. Se determinó que en el presente trabajo sólo se evaluará el requerimiento de personal de operación (operadores, personal de control y personal de laboratorio), no así de personal administrativo, de seguridad o profesional (como ingenieros por ejemplo), debido a que la planta evaluada corresponde solamente a una parte de una potencial planta de producción de biodiesel (no se evalúan las etapas de cultivo y transesterificación, por ejemplo).

Para cada diagrama de procesos simulado se designó un número de operadores según el área abarcada (estimada) por los equipos que considera y la necesidad de atención de sus operaciones. Además, a cada equipo se le asignó ciertas horas estimadas de mantención y limpieza anuales. Por lo tanto, se designaron horas hombre de operación, limpieza y de control (ésta última atribuida a mano de obra especializada, y por lo tanto, más costosa). Se designó cierto costo al requerimiento de trabajo en laboratorio, cuyo costo se fijó como el 15% del costo laboral total. El valor asignado a las horas laborales

depende de la capacitación del personal y se presenta en la Tabla 6. El costo real de la hora laboral considera cierta proporción de gastos en beneficios para los empleados, la necesidad de entregar equipamiento de seguridad, un costo de supervisión y recursos que deben designarse a labores administrativas. Para simplificar la evaluación de los procesos, se determinó considerar dentro de los recursos humanos sólo a dos tipos de trabajadores: los operadores de planta y los operadores de control (especializados).

**Tabla 6.** Tipos de operarios (recursos laborales) considerados para el proceso y el valor asignado a sus horas laborales respectivas.

Operador*	Sueldo base (US\$/h)	Factor de Beneficios	Factor de Equipamiento	Factor de Supervisión	Factor de Administración	Valor Real (US\$/h)
De Planta	1,1	40%	10%	20%	60%	2,53
Especializado	1,65					3,80

\*Los operadores especializados son aquellos encargados del control de los procesos.

Se consideraron ingresos por la venta de productos y subproductos, para cada uno de los procesos simulados. Al evaluar el proceso en etapas, se debe asignar un valor a cada producto intermedio del proceso (productos de las diversas etapas). La asignación del valor monetario de los productos intermedios se apoyó en información entregada por el departamento de energía de los Estados Unidos, a través de su programa de biomasa, que indica el porcentaje observado del total de los costos de producción correspondiente a cada etapa del proceso [57]. Una vez conocido el aporte de cada etapa a los costos totales del proceso (estimado en base a estadísticas), se determinó entonces que el ingreso de cada etapa debiera ser proporcional a sus costos acumulados hasta dicho punto del proceso, es decir, la fracción de ingresos que cada etapa recibe en relación al ingreso total del proceso corresponde a la fracción de costos acumulados que aporta la etapa y las etapas anteriores a ésta respecto a los costos totales. El ingreso de cierta etapa se calculó por lo tanto por medio de la multiplicación del ingreso total del proceso por un factor coincidente con la suma de las fracciones de costos correspondientes tanto a la etapa en particular como a las previas. El porcentaje de costos que cada etapa aporta al proceso se presentan en la Tabla 7. Una fracción importante de los costos corresponde a la infraestructura (35%). Se ha determinado agregar una parte de los costos de la infraestructura a los costos asociados a cada etapa; para ello se ha designado una parte de los costos de infraestructura a cada etapa, agregándose una fracción proporcional a los costos de operación de la etapa.

Con el objetivo de determinar el ingreso por etapa, se debió entonces determinar el probable ingreso de planta completa a partir de su capacidad de producción de biodiesel. Dado que el trabajo sólo considera el diseño de la planta hasta la etapa de extracción y purificación de lípidos, primero se determinó que la capacidad de producción de lípidos de la planta, para luego calcular la cantidad de biodiesel que es posible de obtener a partir de dicha producción. La capacidad de producción de la planta se calculó como el promedio de los flujos de salida de producto (lípidos) obtenidos a través de la simulación de las alternativas en la etapa de extracción. Para calcular la cantidad de biodiesel capaz de ser generado a partir del producto de la

planta, se trabajó bajo la suposición de que la composición de los lípidos desde las microalgas del proyecto Algaefuels corresponde en su mayoría a ácido oleico (C:18) [58]; se asumió que el 100% de los lípidos producidos corresponden a ácido oleico. El supuesto se basó en la información recopilada del proyecto y dado que el largo de las cadenas de carbono de los lípidos a partir de algas se mantiene en su gran mayoría en el rango de 12 y 22 carbonos, por lo que una cadena de 18 carbonos es representaría un promedio estimado. A partir de un análisis molecular de la reacción de transesterificación y considerando que es posible lograr hasta un 99% de eficiencia de conversión de los lípidos, se determinó que la producción de biodiesel es similar a la producción de lípidos (en masa total producida). Se trabajó entonces bajo la suposición de que la cantidad de lípidos producidos en el proceso equivale a la cantidad de biodiesel que es posible de generar en la planta.

**Tabla 7.** Fracción de costos aportada por cada etapa a los costos totales del proceso, en base a estimaciones realizadas por el Departamento de Energía de E.E.U.U.

<b>Etapa del Proceso</b>	<b>Fracción de costos por operación</b>	<b>Fracción de costos por Infraestructura (35%)</b>	<b>Fracción Total Costos Etapa</b>
Cultivo	30%	12%	42%
Floculación	1%	1%	2%
Des. y Concentración	14%	6%	20%
Secado	10%	4%	14%
Disrupción	3%	4%	7%
Extracción	2%	5%	7%
Resto (Transest. y otras)	5%	4%	9%

Luego, considerando el precio de venta del diesel en Chile en la fecha de elaboración del trabajo (\$619 [59], suponiendo que el biodiesel se encuentra exento del impuesto específico, y el total del monto recaudado ingresa a las arcas de la empresa), se obtuvo el posible monto de ingreso por la venta del biodiesel. Seguidamente, se calculó el valor de venta de los productos intermedios (\$/kg o \$/m<sup>3</sup>) al dividir el ingreso total de la etapa por su producción. Cabe mencionar que el mismo valor de venta considerado para el producto de cada etapa se especificó como valor de compra de la materia prima para la etapa siguiente (una etapa la compra a la otra, siguiendo la metodología por etapas). El valor de los subproductos se determinó a partir de su precio de venta en el mercado nacional. En la etapa de desaguado y concentración se genera un flujo de salida correspondiente al agua separada o sobrenadante desde la solución de cosecha, la cual en teoría puede ser recirculada hacia la etapa de cultivo. Se designó entonces un precio al metro cúbico de dicho flujo equivalente a la mitad del precio designado al flujo de cosecha, debido a que el sobrenadante se compone principalmente de agua, elemento escaso en el norte de Chile, ubicación donde se pretende instalar la planta, y además éste contiene un porcentaje valioso de células de microalgas (sirve de inóculo) y nutrientes.

## 9. Cálculo de Indicadores

Se construyeron indicadores para poder evaluar cada alternativa probada en el estudio por etapas, según su rendimiento energético y económico. Los indicadores presentan valores normalizados para efectos comparativos. El indicador energético entrega información respecto a la energía específica requerida por unidad de masa o volumen de producto (dependiendo de las características del producto intermedio) y sus unidades de medida son kWh/kg o kWh/m<sup>3</sup>. Se utilizaron dos indicadores económicos de evaluación, uno muestra el costo de operación específico por unidad de masa o volumen de producto (US\$/kg o US\$/m<sup>3</sup>), mientras que el otro informa respecto al valor actualizado neto del proyecto (VAN) en unidades monetarias (miles de dólares, kUS\$).

Para obtener el VAN se debió generar un flujo de caja para cada etapa y alternativa evaluada para un período de 15 años de actividad. Se calcularon tres valores actualizados netos, según diferentes tasas de descuento o de rentabilidad deseada (8%, 10%, 12%). No se consideró la utilización de deuda para amortiguar los costos de inversión, pero sí se consideró un período de depreciación lineal de 10 años de la planta completa (cada año se consideró la depreciación del 10% del valor de los equipos). Se contabilizó un costo de capital de trabajo, correspondiente a los gastos operacionales de un mes (30 días; se recupera en el último período). Los impuestos a las utilidades se fijaron en 20% (según la ley chilena a la fecha del trabajo), mientras que se consideró una inflación de 3,3%, calculada como promedio de los valores registrados de la inflación en Chile a partir del año 2008 hasta el 2013 según el Banco Mundial [60]. A cada equipo se le asignó un costo de instalación, el cual fue definido como una fracción del costo de adquisición, particular según el equipo, a partir de información que maneja la base de datos del software especializado; el costo de instalación particular de cada equipo contemplado por etapa o sistema completo se informa en el Anexo 1.

**Tabla 8.** Factores asociados a los costos de inversión

<b>Costos Directos (DC)</b>		<b>Costos Indirectos (IC)</b>	
Piping (A)	0,35 x PC	Ingeniería (H)	0,25 x DC
Instrumentación (B)	0,4 x PC	Construcción (I)	0,35 x DC
Aislamiento (C)	0,03 x PC	IC = H+I	
Equipamiento Eléctrico (D)	0,1 x PC	<b>Otros Costos (OC)</b>	
Edificios (E)	0,45 x PC	Honorarios Contratista (J)	0,05 x (DC+IC)
Acondicionamiento Terreno (F)	0,15 x PC	Contingencias (K)	0,1 x (DC+IC)
Equipamiento Auxiliar (G)	0,4 x PC	OC = J+K	
DC = PC+Instalación+A+B+C+D+E+F+G			

Además de los costos de adquisición de los equipos principales se contabilizó un costo de inversión asociado a equipos no enlistados de los procesos, cuyo monto se fijó como el 20% del costo total de inversión en equipamiento (PC = Costos de equipos principales + equipos no enlistados). El costo de instalación de dichos equipos no

enlistados se asumió como el 50% de sus costos de adquisición. Dentro del flujo de caja se consideraron costos de inversión directos (DC) e indirectos (IC) como parte del costo de inversión. Dichos costos se calcularon a partir de fracciones del monto total de inversión en equipamiento (PC) o de otros costos. En la Tabla 8 se detallan los costos de inversión.

#### 10. Selección de operaciones para simular sistemas completos

La siguiente etapa del trabajo consistió en estudiar el diseño de sistemas completos, al contrario del trabajo hasta ahora descrito, que dividió el diseño en etapas o subsistemas. Se debió entonces determinar las tecnologías y operaciones unitarias que conformarán parte del proceso. En el trabajo se decidió evaluar dos sistemas completos, cada uno de los cuales se diseñó persiguiendo distintos objetivos. El primero de los sistemas consideró las operaciones unitarias que presentaron un indicador energético más atractivo (entre las alternativas de cada etapa) y cuya confiabilidad se haya probado en varios estudios. En el caso de este primer sistema completo no se consideró una etapa de secado, debido a que las operaciones unitarias utilizadas en las etapas posteriores a ésta, no requieren el secado previo del material. El segundo sistema completo diseñado consideró operaciones unitarias cuyo impacto directo en el medioambiente es potencialmente menor, además de aquellas que se basan en tecnologías prometedoras. En este segundo sistema se consideró la etapa de secado debido a que las operaciones unitarias de las etapas sucesivas demuestran mejor rendimiento y una mayor confiabilidad (mayor cantidad de estudios que lo avalan) al tratar material seco. La energía requerida por el secado puede suplirse con energía solar (o renovable), por lo que su alto consumo no significa mayor impacto ambiental.

#### 11. Simulación de sistemas completos y cálculo de sus indicadores

Al igual que en el caso de la evaluación de las etapas, se diagramaron los sistemas completos con ayuda del programa SPD. Siguiendo los mismos criterios asumidos en la evaluación del proceso por etapas, se procedió también a calcular los gastos energéticos de cada equipo y seguidamente, con apoyo del software, se resolvieron los balances de masa y de energía (considerando los mismos parámetros característicos de los equipos). Luego se realizó el dimensionamiento y la cotización de éstos. Se asignó el mismo valor de la evaluación por etapas a los insumos y a la materia prima, así como al producto y subproductos. Se modeló también para cada alternativa de sistema completo la alternativa de instalación y operación de un biodigestor, equipo que permite generar metano a partir de los residuos de las algas remanentes después de la extracción de los lípidos, el cual puede utilizarse como combustible para generar energía (ahorro). Finalmente, se calcularon los indicadores energéticos y económicos respectivos a cada alternativa de sistema completo para su evaluación.

## 12. Análisis de resultados y comparación

Una vez que hubieron calculado los indicadores respectivos a las alternativas de cada etapa y de los sistemas completos, se prosiguió a la evaluación y comparación del rendimiento del proceso completo, según cada una de las metodologías de diseño.

Primero, para comparar el resultado a nivel de proceso completo, se generaron los indicadores correspondientes al rendimiento del proceso completo diseñado por etapas similar al proceso diseñado por medio de la metodología de sistema completo, es decir, que considera las mismas operaciones unitarias. Los indicadores del proceso completo diseñado mediante la metodología por etapas se calcularon por medio de la suma de los indicadores (normalizados) obtenidos para cada etapa.

Para efectos comparativos relacionados a la sustentabilidad de los procesos, se calculó también el retorno de la inversión energética para cada alternativa de sistema completo diseñada según cada una de las metodologías probadas. Se realizó un estudio entonces respecto a la energía invertida en el proceso para producir una cantidad de biodiesel tal que permita obtener 1 kWh de energía al ser utilizado. En el estudio se logró identificar qué fracción de la energía invertida corresponde a cada etapa de producción. Se generó luego un indicador respecto a la tasa de retorno energético que muestra la energía recuperada como un porcentaje (%) en función de la energía invertida ( $(E_{producida}/E_{invertida}) \times 100$ ). Gracias a los datos obtenidos fue posible comparar la sustentabilidad y el rendimiento relacionado al aspecto energético y económico de ambas metodologías de diseño (por etapas y sistema completo). A partir de los resultados obtenidos por medio de los indicadores, se generaron gráficos y planillas que se presentarán en la sección de resultados más adelante en el informe. Se evaluaron y compararon también los impactos ambientales de cada alternativa tecnológica y metodología usada, principalmente relacionados a los residuos generados por el proceso.

## 6. Resultados

Se presentan a continuación los resultados del trabajo, obtenidos mediante la metodología descrita en la sección previa.

### 6.1 Base de Diseño

En la Tabla 10 se muestran datos recopilados respecto a la demanda de diesel en Chile y las necesidades de producción de biodiesel para suplir el 0,1% de combustible diesel B5 en el país. Para efectos de cálculo, se consideraron los datos presentados en la Tabla 9.

**Tabla 9.** Características del Biodiesel<sup>11</sup>.

<b>Característica</b>			
Densidad Energética	37.800	kJ/kg	[61]
Densidad	0,864	kg/l	[62]

**Tabla 10.** Requerimientos de Biodiesel en Chile y de producción por parte de la planta evaluada.

<b>Base de Cálculo</b>	<b>Demanda de Biodiesel</b>		
Total Consumo de Diesel en Chile	3,47 x 10 <sup>14</sup>	kJ/año	[63]
Demanda estimada para suplir el total de B5 en Chile	1,74 x 10 <sup>13</sup>	kJ/año	
	459.570.000	kg/año	
Requerimientos de producción del estudio (el 0,1% del B5 en Chile)	459.570	kg/año	
	58	kg/h	(330 días/24 h)

**Tabla 11.** Características del flujo de entrada al proceso.

<b>Variable de Entrada</b>			
Flujo Volumétrico	1000	m <sup>3</sup> /h	
Concentración de algas	0,5	g/L	[64] [34] [17]
Porcentaje de lípidos (respecto a la masa de algas)	20	%p/p	[58]
Diámetro promedio de microalgas	3	µm	[35] [34]

<sup>11</sup> Las características del Biodiesel dependen fuertemente de la fuente del aceite usado para su producción, acá se presentan valores calculados por fuentes relacionadas con las microalgas.

Las características del flujo de entrada al proceso desde la cosecha se presentan en la Tabla 11. Si se considera una eficiencia global del proceso de 60%, entonces, según los datos entregados en la Tabla 11, se lograría producir 60 kg/h de aceite (lípidos).

## 6.2 Operaciones Unitarias Seleccionadas

Las operaciones unitarias seleccionadas para ser evaluadas en cada una de las etapas consideradas en el trabajo se presentan en la Tabla 13. Cabe recordar que se estudió también la etapa de floculación, en donde se determinó a analizar el uso de distintos floculantes y un compuesto desestabilizador de carga, el cual produce floculación de las algas debido a un cambio de pH en el medio (Tabla 12).

**Tabla 12.** Compuestos floculantes y desestabilizadores de carga seleccionados para ser evaluados en la etapa de floculación.

Función	Compuestos
Floculante	Sulfato de Aluminio Quitosano
Desestabilizador de Carga	Hidróxido de Sodio (NaOH)

**Tabla 13.** Operaciones unitarias seleccionadas para la evaluación por etapas

Etapas	Tecnología(s) evaluada(s)
Desaguado y Concentración	Sedimentación por gravedad y filtrado con marcos y paños Centrifugado Microflotación con aire disperso Sedimentación por gravedad y centrifugado Microflotación con aire disuelto y Centrifugado
Secado	Secado por Aspersión Secado Flash Secado con tambor rotatorio y Flash
Disrupción	Ultrasonificación Homogenización a alta presión Molienda en solución con Molino de bolas ( <i>Bead Milling</i> ) Prensado en seco
Extracción y Purificación	Extracción supercrítica en solución (pasta de algas) Extracción supercrítica en seco (algas secas) Extracción con solventes en solución Extracción con solventes en seco

### 6.3 Parámetros de Diseño

Se identificaron los parámetros característicos de diseño de las tecnologías a evaluar según las alternativas elegidas para cada etapa. A cada parámetro se le asocia un valor, el cual influirá en las variables de salida del proceso. En este caso, al ser un parámetro de diseño, el valor del parámetro adoptado influirá en el producto de salida del proceso. A continuación se presentan los resultados del registro y búsqueda de datos en formato de tablas, indicándose los parámetros característicos de cada operación, el valor adoptado como resultado de la búsqueda bibliográfica y las condiciones de salida resultantes en el proceso producto de éste. En la etapa de floculación se requiere la adición de un compuesto que permita la floculación de las algas en una dosis específica, una mezcla rápida para asegurar la correcta dispersión del compuesto en todo el volumen y una mezcla lenta para permitir la formación de flóculos (Tabla 14).

En la etapa de desaguado y concentración se evaluaron cinco alternativas de proceso, tres de las cuales consideran una operación de preconcentrado (sedimentación por gravedad o flotación). En la Tabla 15 y la Tabla 16 se informan los parámetros de diseño registrados para las operaciones unitarias seleccionadas para tanto el proceso de preconcentrado (o desaguado) y de concentrado, respectivamente.

**Tabla 14.** Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de una etapa de floculación.

<b>Coagulación y Floculación</b>		
Dosis de Sulfato de Aluminio	50 mg/L	[65]
Dosis de Chitosan	10 mg/L	[66]
Dosis de NaOH	1200 mg/L	[36]
Mezcla Rápida	en línea	
Velocidad de Flujo de Cosecha	2 m/s	
Tiempo retención mezcla lenta	30 min	[65]
Velocidad agitación mezcla lenta	45 (30-60) s <sup>-1</sup> (rpm)	[67] [68]
Eficiencia de floculación resultante	>90 %	[36] [66] [65]

En la etapa de secado se estudiaron tres tecnologías para la obtención del polvo de algas: secado por aspersión (spray), secado flash y secado con tambor rotatorio. El secado flash no es factible para soluciones líquidas o pastas poco espesas, por lo que se requiere una mayor concentración previa. Para alcanzar el nivel de humedad requerido en el polvo de algas (producto), la tecnología de tambor rotatorio no es suficiente, por lo que en el caso de su uso se debe complementar con alguna otra

tecnología [43] [16]. Los parámetros de operación característicos propios de la etapa del secado se entregan en la Tabla 17.

**Tabla 15.** Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias de preconcentrado propias de una etapa de desaguado y concentración.

<b><i>Sedimentación por gravedad</i></b>		
Velocidad de sedimentación	0,9 m/h	[68]
	900 L/m <sup>2</sup> -h	
Eficiencia de separación	80-90 %	[35]
Concentración en sedimento	1-5 % p/p	[16] [68]
<b><i>Microflotación (Aire Disuelto)</i></b>		
Velocidad de flotación hidráulica	25 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -h	[69]
Porcentaje de recirculación del efluente	19 %	[69]
Razón aire/sólidos en estanque	0,09-0,18 g/g	[70] [69]
Presión estanque de saturación	2-4 bar	[69]
Saturación de aire	50-90 %	[69]
Eficiencia de separación	92 %	[69]
Concentración sobrenadante	2,5-6 % p/p	[69] [71]

**Tabla 16.** Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias de concentrado propias de una etapa de desaguado y concentración.

<b><i>Filtrado con filtro de marcos y paños</i></b>		
Velocidad de Filtrado	0,05 m/h	[68]
	50 L/m <sup>2</sup> -h	
Eficiencia de Separación	80 %	[37]
Concentración en torta	20-27 % p/p	[68] [38]
<b><i>Microflotación (Aire Disperso)</i></b>		
Velocidad de Flotación	25 m/h	[69]
	25000 L/m <sup>2</sup> -h	
Presión de saturación de aire en agua	1 atm	[72]
Saturación de aire en agua	>100 %	[72]
Eficiencia de separación	90-95 %	[40]
Concentración sobrenadante	10-20 % p/p	[40]
<b><i>Centrifugación</i></b>		
Capacidad	≤120 m <sup>3</sup> /h	[73] [74]
Eficiencia de separación	95-99 %	[41]
Concentración pasta	15-30 % p/p	[16] [74] [41]

**Tabla 17.** Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de la etapa de secado.

<b>Secado por aspersión (Spray)</b>		
Tiempo de retención (de caída)	15 s	[75]
Razón Aire / Flujo alimentación (pasta)	25-40 kg/kg	[76]
Temperatura aire entrada	140-190 °C	[77] [78]
Humedad absoluta final producto	3-5 % p/p	[16] [78]
<b>Secado Flash</b>		
Tiempo de residencia e secador	3 s	[44]
Razón Aire / Flujo Alimentación (pasta)	7-40 kg/kg	[76]
Temperatura aire entrada	140-190 °C	[78]
Concentración sólidos entrada	≥30 %	[76]
Humedad absoluta final producto	5 % p/p	[16]
<b>Secado Tambor Rotatorio</b>		
Tiempo de residencia secador	2-10 h	[79]
Temperatura aire entrada	60-120 °C	[80]
Humedad absoluta final producto	15-20 % p/p	[80] [16]

**Tabla 18.** Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de la etapa de disrupción celular.

<b>Ultrasonido</b>		
Tiempo exposición	>25 min	[81] [47] [82]
Potencia	5-140 kW/m <sup>3</sup>	[81] [47]
Eficiencia disrupción celular	>95 %	[81] [82]
<b>HPH / Homogenización Alta Presión</b>		
Presión de operación	~1500 bar	[50]
Eficiencia disrupción celular	55 %	[50] [82]
<b>Bead Mill / Molienda Húmeda</b>		
Tiempo de residencia	8,3 min	[49]
Velocidad de Agitación	3000 rpm	[49]
Porcentaje libre del volumen de la cámara	15 %	[49]
Eficiencia disrupción celular	91 %	[49]
<b>Expeller / Prensado en seco</b>		
Presión de operación	50 MPa	[83]
Eficiencia disrupción celular	75 %	[84]

La etapa de ruptura celular es una de las principales dentro del proceso general, debido a que se ha demostrado por diversos estudios que se requiere la ruptura de la pared celular para obtener los preciados lípidos, o mejorar cuantiosamente la eficiencia de extracción (etapa siguiente). Se identificaron parámetros relacionados a cuatro tecnologías de ruptura, todas de ellas son métodos físico-mecánicos, debido a que son los métodos más desarrollados y avanzados en la industria de las microalgas. Tres de los métodos evaluados no requieren el secado de las algas para su utilización, dado que tratan soluciones concentradas de algas concentradas (Ultrasonido, Homogenización, Molienda). En la Tabla 18 se informan los valores recopilados consistentes a los parámetros de diseño de estas tecnologías.

Por último, se informan los parámetros de diseño característicos propios de las distintas tecnologías consideradas en la etapa de extracción de lípidos (Tabla 19).

**Tabla 19.** Parámetros de diseño característicos de operaciones unitarias propias de la etapa de extracción de lípidos.

<b><i>Extracción Supercrítica en solución</i></b>		
Presión Extracción	300 bar	[85]
Temperatura Extracción	50 °C	[86]
	kg/kg	
Consumo de CO <sub>2</sub> / Tiempo de extracción	360 algas	[85]
Eficiencia extracción lípidos	77 %	[85]
<b><i>Extracción Supercrítica en seco</i></b>		
Presión Extracción	300 bar	[85]
Temperatura Extracción	50 °C	[86]
	kg/kg	
Consumo de CO <sub>2</sub> / Tiempo de extracción	120 algas	[86]
Eficiencia extracción lípidos	95 %	[86]
<b><i>Extracción con solvente en solución</i></b>		
Concentración Solvente en Solución, Hexano	19-26 (60) <sup>12</sup> %	[87]
	35	
Temperatura de Extracción	(ambiente) °C	[87]
Tiempo de Extracción	2,5 (>0,5) h	[87]
Eficiencia extracción lípidos	70 (98) %	[87]
<b><i>Extracción con solvente en seco</i></b>		
Dosis Solvente (Hexano)	6 L/kg algas	[85]
Eficiencia extracción lípidos	98 %	[88]

<sup>12</sup> Los números entre paréntesis informan los valores asociados a una extracción en conjunto con la ruptura mediante el uso de ultrasonido [85].

Para la extracción supercrítica, un parámetro de mayor relevancia es la presión de extracción, debido a que éste influirá en el diseño del equipo y sus características mecánicas de manera radical. El consumo de dióxido de carbono es un parámetro adimensional que indica el tiempo de extracción, además de indicar los requerimientos de insumos (y por lo tanto costos de operación) de la operación.

La extracción por solventes en fase acuosa (solución) se realiza en condiciones de agitación en un estanque cerrado durante un tiempo determinado (es por ello que se indica el tiempo de extracción). La agitación permite generar un mayor contacto entre las partículas del solvente y las partículas de agua que contienen las algas (rotas) en suspensión. Se ha estudiado el uso de ultrasonido para llevar a cabo las etapas de disrupción y extracción simultáneamente, permitiendo una mezcla elevada del solvente y la solución por medio de la cavitación producida por las ondas de sonido, lo que ha dado como resultado una alta recuperación de lípidos y ahorros económicos.

#### **6.4 Resultados de simulación metodología por etapas**

En la presente sección se entregan los resultados obtenidos a partir de la simulación de las operaciones unitarias seleccionadas. La simulación implicó la resolución de los respectivos balances de masa y energía, así como la determinación de los costos operacionales y de inversión asociados a la implementación de cada alternativa tecnológica. Se diagramaron los procesos en el programa Superpro Designer, el cual apoyó el trabajo de resolución de balances y el dimensionamiento de equipos previa su cotización. Los diagramas generados para cada alternativa grafican los equipos principales asociados al proceso e indican las características de las principales corrientes de entrada y salida.

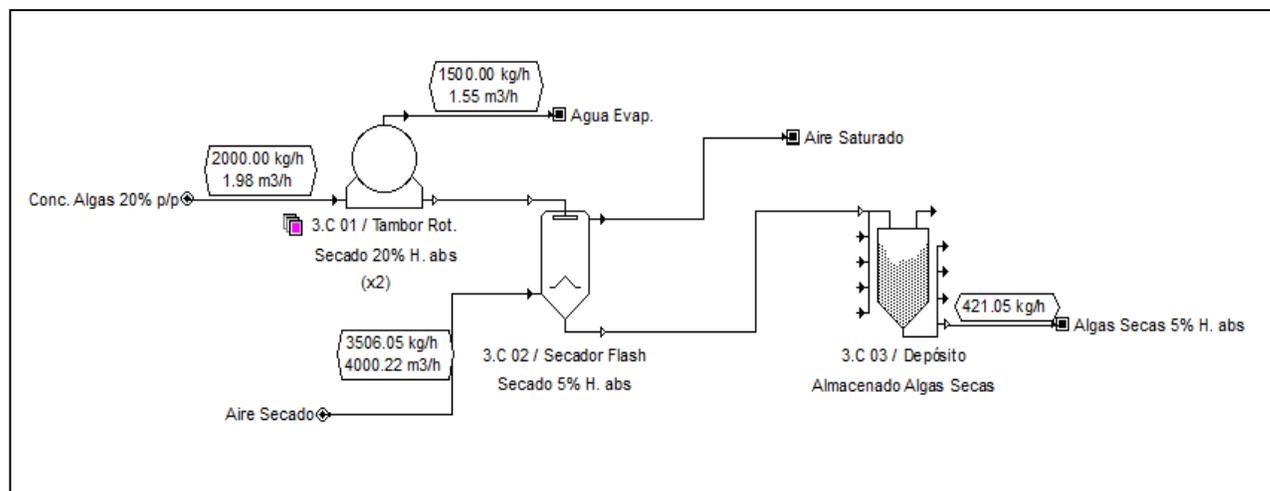
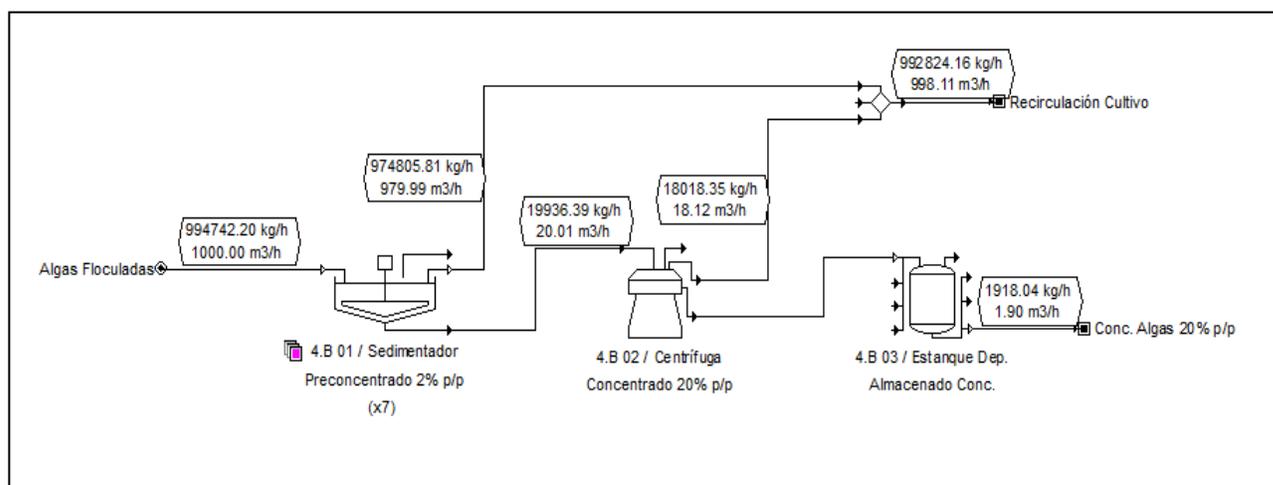
El detalle de la evaluación de cada una de las alternativas por etapa se presenta en el Anexo 1. En aquella sección se informan los parámetros específicos de cada operación, los consumos energéticos y las dimensiones junto a la cotización de cada equipo en particular considerado.

La Figura 5 presenta dos ejemplos de los diagramas generados. El diagrama superior representa una alternativa para la etapa de desaguado y concentración, donde se evalúa el uso de sedimentadores por gravedad (también denominados clarificadores) para la preconcentración de las algas, previo a la operación de una centrifuga que permite producir una pasta con una concentración de sólidos que alcanza el 20% p/p. Por otra parte, el diagrama inferior fue generado para el estudio de la etapa de secado, en donde se evalúa la operación de dos tecnologías de secado, primero un secado por medio de un tambor rotatorio y luego un segundo secado usando un secador flash.

Debido a que las etapas se evaluaron por separado, se precisó especificar las características de las corrientes de entrada para cada una. Como ocurre en una evaluación por etapas, se debió estimar el flujo de entrada a partir de la producción esperada de la etapa anterior. Las corrientes de entrada normalizadas permiten la evaluación del rendimiento de cada alternativa tecnológica. Las características de las corrientes de entrada (flujo de alimentación), determinadas para cada etapa en

particular, se exponen en la Tabla 20. En la etapa de floculación la corriente de entrada presenta las características de la base de diseño.

Una vez que los balances de masa y energía estuvieron resueltos, se requirió determinar los precios de adquisición de los insumos del proceso, con el objetivo de precisar los costos operacionales de cada etapa y alternativa elegida. En la Tabla 21 se exhiben los valores de los distintos insumos considerados en la operación; en algunos casos, los valores se obtuvieron de fuentes publicadas en los Estados Unidos el año 2003, por lo que éstos fueron actualizados considerando la inflación de EEUU promedio en los últimos años (2%) [60].



**Figura 5.** Ejemplos de los diagramas generados para el estudio y simulación de las alternativas tecnológicas de cada etapa del proceso.

Para el proceso de floculación con quitosano se requiere la compra de ácido acético. Cierta concentración de ácido acético aumenta la solubilidad del quitosano en agua, permitiendo su almacenamiento en estanques de suministro del floculante. Previa la dosificación del floculante a la corriente de cosecha, éste se solubiliza en una solución a una concentración dada. Se recomienda dosificar entonces ácido acético a la solución, hasta alcanzar una concentración similar a la de quitosano.

**Tabla 20.** Características establecidas para las corrientes de alimentación de cada etapa.

<b>Etapa de Desaguado y Concentración*</b>		
Flujo	1000	m <sup>3</sup> /h
Concentración de algas	0,5	g/L
<b>Etapa de Secado</b>		
Flujo	2000	kg/h
Concentración de algas	20	% p/p
<b>Etapa de Disrupción**</b>		
Flujo	2000	kg/h
Concentración de algas	20	% p/p
<b>Etapa de Extracción</b>		
Flujo	420	kg/h
Concentración de Lípidos	19	% p/p
Humedad absoluta	5	% p/p

\*La diferencia con la entrada de la etapa de floculación, es que en esta etapa el flujo de alimentación considera algas formando flóculos (tienen la misma concentración).

\*\*En el caso de evaluación de la tecnología de prensado en seco, se considera un flujo de entrada con las características de la salida de la etapa de secado: 420 kg/h y 5% Humedad absoluta.

Los resultados de los balances de masa y energía se muestran en la Tabla 22, en la cual se indica la producción particular de cada una de las alternativas de operaciones unitarias y el consumo energético respectivo. En la tabla se indica en detalle los requerimientos específicos según tipo de energía para cada alternativa de tecnología y etapa (energía térmica o eléctrica). La cuarta columna presenta el consumo de instalaciones auxiliares, que indica el consumo eléctrico correspondiente a todos los equipos no incluidos en el diagrama (tableros, aspiración, etc) y la iluminación. Por otro lado, la primera columna informa de la energía requerida para elevar el flujo de entrada desde la cosecha.

En la Tabla 23 se entregan los resultados relacionados a los costos operacionales de las alternativas, así como su costo de inversión. Dentro de los costos operacionales variables se considera el consumo de energía, además del uso de otros recursos como floculantes, solventes y agua. El costo de la materia prima no se encuentra incluido. El agua que ha sido considerada como insumo del proceso es solamente aquella que ingresa a éste por medio de corrientes secundarias, debido a que el agua proveniente

de la cosecha o de etapas previas a la evaluada es considerada como componente de la materia prima. Se han identificado también costos fijos de operación, como es el caso de los recursos laborales (mano de obra, costos laborales) y la mantención. El recurso monetario requerido para la operación de cada alternativa se presenta en unidades de dólares por hora.

**Tabla 21.** Precios de mercado de los insumos del proceso en sus diferentes etapas.

<b>Insumo</b>	<b>Precio</b>		
Agua del proceso	2,44	US\$/m <sup>3</sup>	[89]
Energía Eléctrica	0,093	US\$/kWh	[90]
Vapor (150°C)	12	US\$/ton	[56]
Vapor alta presión (240°C)	20	US\$/ton	[56]
Agua Caliente (40°C)	0,05	US\$/ton	[56]
Salmuera NaCl (-10°C)	0,25	US\$/ton	[56]
Sulfato de Aluminio	0,14	US\$/kg	[91]
Quitosano	10	US\$/kg	[92]
Hidróxido de Sodio	370	US\$/ton	[93]
Ácido Acético	730	US\$/ton	[56]
Hexano	453,5	US\$/m <sup>3</sup>	[34]
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> ) a 50 bar	0,59	US\$/kg	[34]

El costo de inversión presentado en la Tabla 23 incluye tanto los costos de los equipos como de equipo auxiliares que no se aprecian en los diagramas o cuyo valor no fue cotizado directamente, además considera costos directos como el piping, la aislación y otros, los costos indirectos y costos del proyecto como las contingencias. Los procedimientos de cálculos y la determinación de los supuestos se han explicado en la sección de metodología, mientras que los detalles se presentan en la sección de Anexos.

**Tabla 22.** Resultados de producción y consume energético de cada alternativa y etapa evaluada.

<b>Etapa del Proceso</b>	<b>Producción</b>	<b>Energía Elevación</b>	<b>Energía Eléctrica</b>	<b>Energía Térmica</b>	<b>Instalaciones Auxiliares</b>	<b>Consumo Total Energético</b>
<b>Floculación</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>	<b>kWh/h</b>	<b>kWh/h</b>	<b>kWh/h</b>	<b>kWh/h</b>	<b>kWh/h</b>
Con Sulfato de Aluminio	1000	-	18	-	4,4	22
Con Quitosano	1000	-	19	-	4,6	23
Con Hidróxido de Sodio (NaOH)	1000	-	38	-	9,6	48
<b>Desaguado y Concentración</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>					
Sedimentación y Filtración	1,6	4,5	18	-	5,5	28
Centrifugación	2,4	8,3	990	-	250	1.248
Microflotación	2,3	20	25	-	11	57
Sedimentación y Centrifugación	1,9	4,7	30	-	8,7	43
Microflotación y Centrifugación	2,2	12	45	-	14	71
<b>Secado</b>	<b>kg/h</b>					
Aspersión	421	-	301	2.354	75	2.729
Flash	417	-	174	1.142	44	1.360
Tambor Rotatorio y Flash	421	-	165	3.527	41	3.733
<b>Disrupción</b>	<b>kg/h</b>					
Ultrasonido	76	-	64	-	16	80
Homogenización alta presión	73	-	360	-	90	450
Molienda Húmeda	73	-	480	-	120	600
Prensado en seco	60	-	20	-	5,0	25
<b>Extracción</b>	<b>kg/h</b>					
Supercrítica en solución	61	-	361	5.706	90	6.157
Supercrítica en seco	76	-	360	5.766	90	6.216
Con solvente en solución	55	-	1,2	115	0,3	117
Con solvente en seco	78	-	3,4	146	0,8	150

**Tabla 23.** Resultados de costos de operación e inversión de cada alternativa y etapa evaluada.

<b>Etapas del Proceso</b>	<b>Insumos</b>	<b>Energía Eléctrica</b>	<b>Energía Térmica</b>	<b>Laboral</b>	<b>Mantenimiento</b>	<b>Costos Totales Operación</b>	<b>Costos de Inversión</b>
	<b>US\$/h</b>	<b>US\$/h</b>	<b>US\$/h</b>	<b>US\$/h</b>	<b>US\$/h</b>	<b>US\$/h</b>	<b>kUS\$</b>
<b>Floculación</b>							
Con Sulfato de Aluminio	7,3	2,0	-	2,7	95	107	4.229
Con Quitosano	110	2,1	-	2,7	96	211	4.355
Con Hidróxido de Sodio (NaOH)	531	4,4	-	2,7	100	638	4.848
<b>Desaguado y Concentración</b>							
Sedimentación y Filtración	-	2,6	-	7,7	230	241	10.197
Centrifugación	-	116	-	1,3	193	310	8.660
Microflotación	-	5,3	-	1,5	53	59	2.261
Sedimentación y Centrifugación	-	4,0	-	2,8	30	37	1.343
Microflotación y Centrifugación	-	6,6	-	1,5	61	69	2.613
<b>Secado</b>							
Aspersión	-	35	48	0,9	13	97	666
Flash	-	20	23	0,9	147	191	6.556
Tambor Rotatorio y Flash	-	19	72	0,9	79	171	3.561
<b>Disrupción</b>							
Ultrasonido	-	7,4	-	1,6	24	33	1.108
Homogenización alta presión	-	42	-	1,6	12	55	588
Molienda Húmeda	-	56	-	1,6	56	113	2.557
Prensado en seco	-	2,3	-	2,3	1,8	6,4	129
<b>Extracción</b>							
Supercrítica en solución	473	42	138	2,3	8.378	9.033	370.139
Supercrítica en seco	110	42	139	2,3	1.582	1.875	70.040
Con solvente en solución	5,7	0,1	2,6	2,3	22	33	1.033
Con solvente en seco	23	0,4	3,2	3,5	74	104	3.339

## 6.5 Indicadores energéticos y económicos

Con la intención de comparar las alternativas tecnológicas de cada etapa, se construyeron indicadores que informan respecto al rendimiento energético y económico de cada una; estos indicadores se permiten comparar los aspectos más relevantes desde una base normalizada. Un indicador relevante para la evaluación de todo proyecto es el valor actual neto (VAN) de éste. La Tabla 24 informa respecto al VAN calculado a para cada opción tecnológica en las distintas etapas consideradas. Se calculó el VAN para tres tasas de descuento, que permiten identificar el valor del proyecto para distintos escenarios o atribuciones de riesgo.

**Tabla 24.** Valor presente neto (VAN) de las alternativas tecnológicas estudiadas para cada etapa.

<b>Etapas del Proceso</b>	<b>VAN (8%)</b>	<b>VAN (10%)</b>	<b>VAN (12%)</b>
<b>Floculación</b>	<b>kUS\$</b>	<b>kUS\$</b>	<b>kUS\$</b>
Con Sulfato de Aluminio	-\$ 6.935	-\$ 6.498	-\$ 6.123
Con Quitosano	-\$ 12.417	-\$ 11.301	-\$ 10.358
Con Hidróxido de Sodio (NaOH)	-\$ 34.948	-\$ 31.037	-\$ 27.754
<b>Desaguado y Concentración</b>			
Sedimentación y Filtración	-\$ 14.708	-\$ 13.911	-\$ 13.220
Centrifugación	-\$ 16.655	-\$ 15.450	-\$ 14.421
Microflotación	-\$ 1.606	-\$ 1.638	-\$ 1.660
Sedimentación y Centrifugación	-\$ 653	-\$ 710	-\$ 754
Microflotación y Centrifugación	-\$ 2.294	-\$ 2.277	-\$ 2.256
<b>Secado</b>			
Aspersión	-\$ 4.636	-\$ 4.120	-\$ 3.686
Flash	-\$ 11.552	-\$ 10.773	-\$ 10.106
Tambor Rotatorio y Flash	\$ 10.287	\$ 8.624	\$ 7.243
<b>Disrupción</b>			
Ultrasonido	-\$ 1.812	-\$ 1.699	-\$ 1.601
Homogenización alta presión	-\$ 2.793	-\$ 2.502	-\$ 2.257
Molienda Húmeda	-\$ 6.493	-\$ 5.938	-\$ 5.468
Prensado en seco	-\$ 114	-\$ 114	-\$ 114
<b>Extracción</b>			
Supercrítica en solución	-\$ 596.003	-\$ 559.082	-\$ 527.356
Supercrítica en seco	-\$ 120.626	-\$ 112.650	-\$ 105.818
Con solvente en solución	-\$ 2.520	-\$ 2.310	-\$ 2.132
Con solvente en seco	-\$ 5.594	-\$ 5.236	-\$ 4.928

Se observa que todas las opciones tecnológicas en cada una de las etapas entregan un valor presente neto negativo. La única excepción a la regla se observa en cierta alternativa para la etapa de secado, al utilizar tanto un tambor rotatorio como un secador flash en el proceso de secado; esta alternativa considera la venta de agua destilada, la cual es producida por medio del condensado del agua evaporada en el tambor rotatorio. Las alternativas más atractivas económicamente para cada etapa son: el uso de sulfato de aluminio como floculante, un concentrado por medio de clarificadores y un posterior centrifugado, el secado por aspersion, la disrupción celular utilizando una prensa en seco y una extracción de lípidos mediante solventes orgánicos, en este caso hexano. En el caso de que se quiera evitar el secado de las algas, el uso de ultrasonido se alza como la opción más atractiva para la etapa de disrupción.

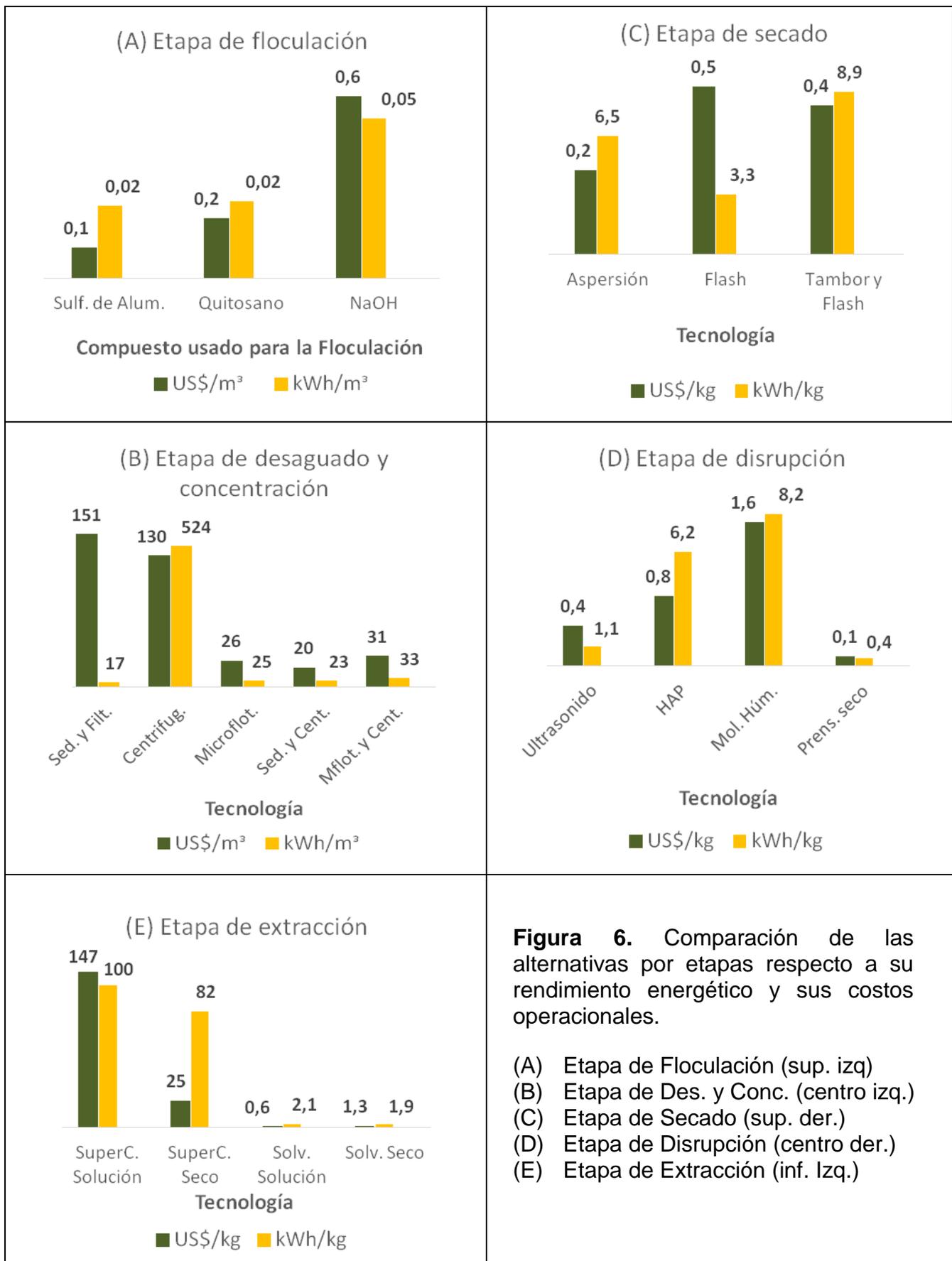
Para comparar las alternativas de cada etapa respecto a su rendimiento energético y económico se crearon indicadores de energía específica y costo variable específico, los cuales informan sobre el consumo energético y el costo requerido para generar una unidad de producto. Los resultados del rendimiento respecto a estas variables se muestran en la Figura 6. No está demás mencionar que dentro del costo variable se considera el costo de la energía además de otros, y por otro lado no se encuentra incluido el costo de la materia prima. Como se observa en el gráfico A de la figura, el uso de sulfato de aluminio como floculante de las algas significa un ahorro respecto al consumo de energía y de costos de operación. El uso de quitosano no requiere mayores costos energéticos, pero los costos de operación aumentan debido a su alto precio, mientras que el uso de hidróxido de sodio no aparenta ser una alternativa competitiva, menos atractiva.

El uso de centrifugas significa un costo energético muy alto para la etapa de desaguado y concentración (gráfico B), mientras que al usar un filtro de paños se incurre en altos costos de operación; el filtro requiere de mayor atención por parte de los operarios de planta y un recambio frecuente de los paños filtrantes. La operación de sedimentadores previo a un centrifugado reduce la cantidad de equipamiento de este tipo requerido (de 9 centrifugas se reduce a 1); se requiere también una centrifuga más pequeña, y por lo tanto, de menos potencia.

En la etapa de secado (gráfico C) el uso de un secador por aspersion significa requerimientos más altos de energía, pero un menor costo operación en comparación a un secador flash. El uso de un secador rotatorio previo al secado con tecnología flash permitiría reducir costos.

El gráfico D muestra al ultrasonido como una alternativa competitiva y presenta grandes ventajas frente a otras alternativas para la etapa de disrupción. En el caso de que la disrupción se realice con microalgas secas, el prensado en seco es una opción de bajo costo y de bajos requerimientos energéticos, aunque su eficiencia es baja.

Los resultados presentados en el gráfico E revelan que la extracción de lípidos por medio de fluidos supercríticos, en este caso dióxido de carbono, es una operación que conlleva un gasto energético muy elevado, además de que la mantención del equipo significa altos costos de operación. La extracción por solventes es hoy por hoy por lejos la alternativa más atractiva por sus menores costos.



**Figura 6.** Comparación de las alternativas por etapas respecto a su rendimiento energético y sus costos operacionales.

- (A) Etapa de Floculación (sup. izq.)
- (B) Etapa de Des. y Conc. (centro izq.)
- (C) Etapa de Secado (sup. der.)
- (D) Etapa de Disrupción (centro der.)
- (E) Etapa de Extracción (inf. Izq.)

## 6.6 Resultados de la metodología de diseño de sistema completo

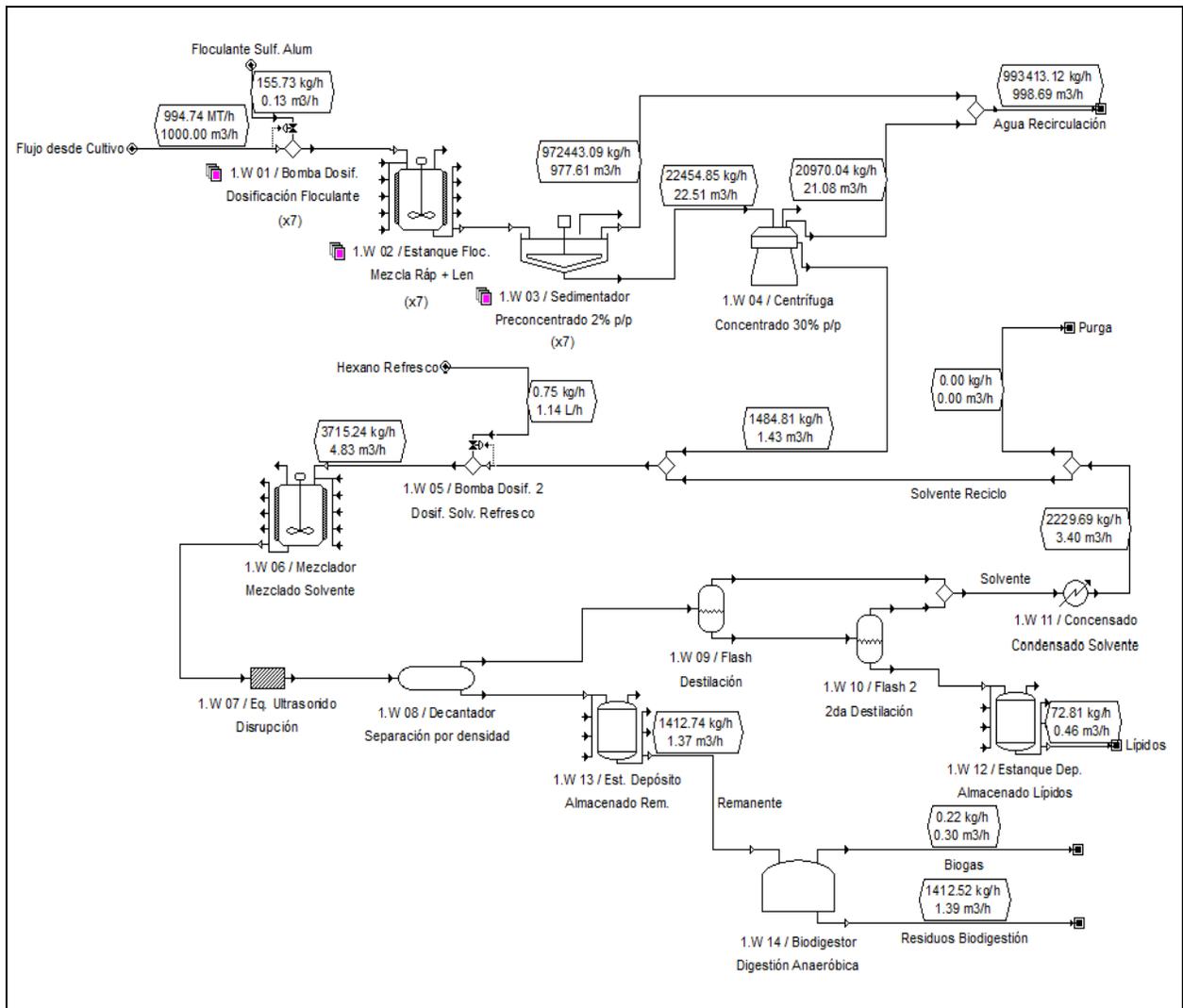
Se evaluaron dos sistemas alternativos mediante la metodología de diseño de sistema completo. Las operaciones unitarias para cada sistema fueron elegidas a partir de los resultados de la metodología por etapas. Las operaciones unitarias consideradas para cada uno de los sistemas completos estudiados se informan en la Tabla 25.

**Tabla 25.** Operaciones unitarias utilizadas en la evaluación de los sistemas completos.

Sistema Completo	Etapas	Operación Unitaria
1	Floculación	Sulfato de Aluminio
	Des. y Concentración	Sedimentación y Centrifugación
	Secado	Ninguna
	Disrupción	Ultrasonido
	Extracción	Extracción con solvente en solución
2	Floculación	Quitosano
	Des. y Concentración	Microflotación
	Secado	Secado por aspersion
	Disrupción	Prensado en seco
	Extracción	Extracción supercrítica en seco

El diseño de sistemas completos comprende diagramar todas las etapas del proceso en conjunto, y gracias a esta metodología se logra observar todo el sistema evaluado y la interacción entre las etapas. Un ejemplo de diagrama generado para un sistema completo se muestra en la Figura 7. El diagrama mostrado representa el sistema completo número 1, con las operaciones unitarias respectivas seleccionadas para este sistema, indicadas en la Tabla 25.

Los resultados de los balances de masa y energía respectivos a ambos sistemas completos evaluados se presentan en la Tabla 26. También se presentan los resultados de los balances en el caso de que en cada uno de los sistemas se considere la operación de un biodigestor, el cual produce biogás para generar energía aprovechando los residuos de la extracción. Debido a que el flujo de residuos de la etapa de extracción es pequeño, el biogás generado no aporta de manera significativa a disminuir los requerimientos de energía térmica externa. En comparación al primer sistema completo, el segundo consume 31 veces más energía en total, a pesar que su producción de lípidos es 11% menor.



**Figura 7.** Ejemplo de un diagrama de flujos de un sistema que comprende todas las etapas del proceso.

Los resultados respecto a los costos económicos de operación e inversión de cada alternativa de diseño completo se informan en la Tabla 27, en donde se agregan además los datos representativos para el caso en que se instale un biodigestor al final del proceso. Los altos costos de inversión y de mantención del biodigestor conllevan a que tanto los costos de operación como de inversión de la planta se vean incrementados, en 56% y un 69% para la primera alternativa de sistema completo, mientras que para la segunda alternativa el incremento de ambos costos alcance cerca de un 5% y un 6%, respectivamente.

**Tabla 26.** Resultados de producción y consume energético de los sistemas completos diseñados.

Sistema Completo	Producción Lípidos	Energía Elevación	Energía Eléctrica	Energía Térmica	Instalaciones Auxiliares	Consumo Energético Total
	kg/h	kWh/h	kWh/h	kWh/h	kWh/h	kWh/h
<b>Sin Biodigestor</b>						
1	72	4,7	112	175	29	321
2	64	20	803	8.998	206	10.027
<b>Con Biodigestor</b>						
1	72	4,7	112	174	29	319
2	64	20	803	8.996	206	10.025

**Tabla 27.** Resultados de costos de operación e inversión de los sistemas completos diseñados.

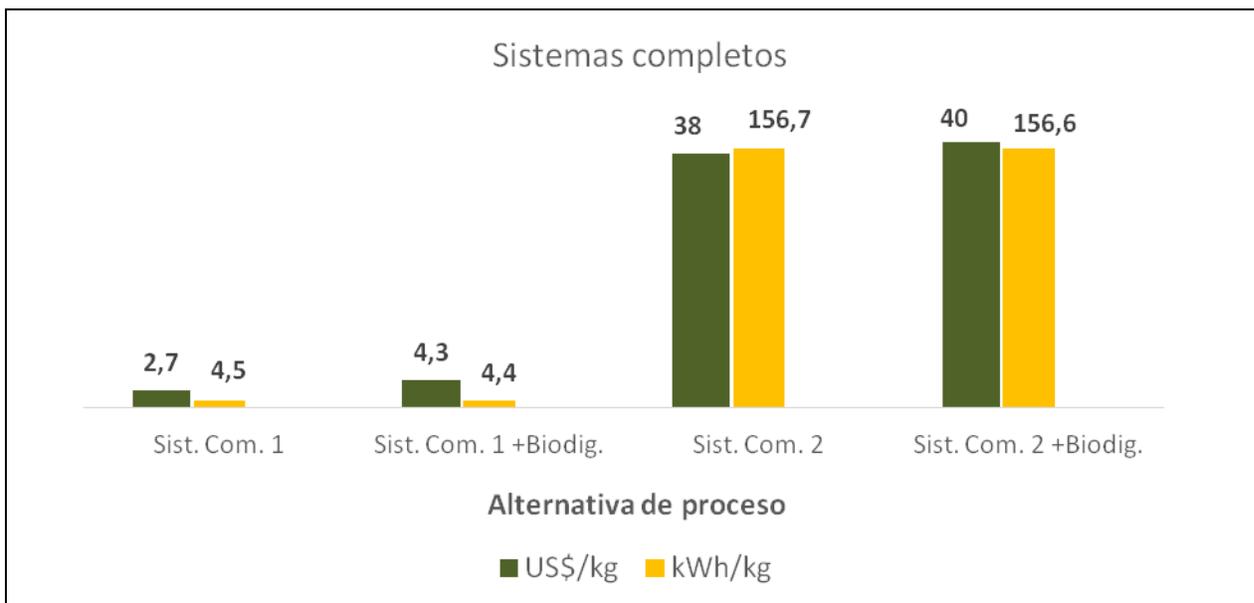
Sistema Completo	Insumos	Energía Eléctrica	Energía Térmica	Laboral	Mantenimiento	Costos Totales Operación	Costos de Inversión
	US\$/h	US\$/h	US\$/h	US\$/h	US\$/h	US\$/h	kUS\$
<b>Sin Biodigestor</b>							
1	7,8	14	4,0	12	159	196	7.022
2	224	95	205	13	1.908	2.446	84.516
<b>Con Biodigestor</b>							
1	7,8	14	3,9	12	269	306	11.861
2	224	95	205	13	2.019	2.557	89.373

Para evaluar el valor económico de las distintas alternativas de sistema completo se ha calculado el VAN. En la Tabla 28 se presentan los valores obtenidos. Se puede apreciar que el VAN disminuye en el caso de que instale un biodigestor en el proceso, dado a que la energía entregada por el equipo a lo largo de la vida útil del proyecto no alcanza para recuperar los costos de inversión. Se observa que todos los valores presentes netos calculados dan negativos. Si se determina realizar el proyecto de planta utilizando el diseño (las operaciones) de la primera alternativa de sistema completo, se estará incurriendo en pérdidas 94% menores en comparación a si se determinara concretar el éste usando las operaciones de la segunda alternativa.

**Tabla 28.** Valor presente neto (VAN) de las alternativas de sistema completo evaluadas.

Sistema Completo	VAN (8%)	VAN (10%)	VAN (12%)
	<b>kUS\$</b>	<b>kUS\$</b>	<b>kUS\$</b>
<b>Sin Biodigestor</b>			
1	-\$ 9.111	-\$ 8.694	-\$ 8.329
2	-\$ 153.215	-\$ 142.628	-\$ 133.579
<b>Con Biodigestor</b>			
1	-\$ 15.827	-\$ 15.064	-\$ 14.398
2	-\$ 159.606	-\$ 148.716	-\$ 139.402

El gráfico de la figura 8 se observa una comparación de las distintas alternativas de sistema completo con respecto a su gasto energético y los costos de operación normalizados por la producción; es decir, se indica en el gráfico el costo energético y el costo operacional por kilogramo de lípidos producidos. Ambos indicadores señalan que el primer sistema supera al segunda en rendimiento energético y económico. Nuevamente se aprecia que la instalación de un biodigestor aumenta los costos operacionales para ambos casos de sistema completo.



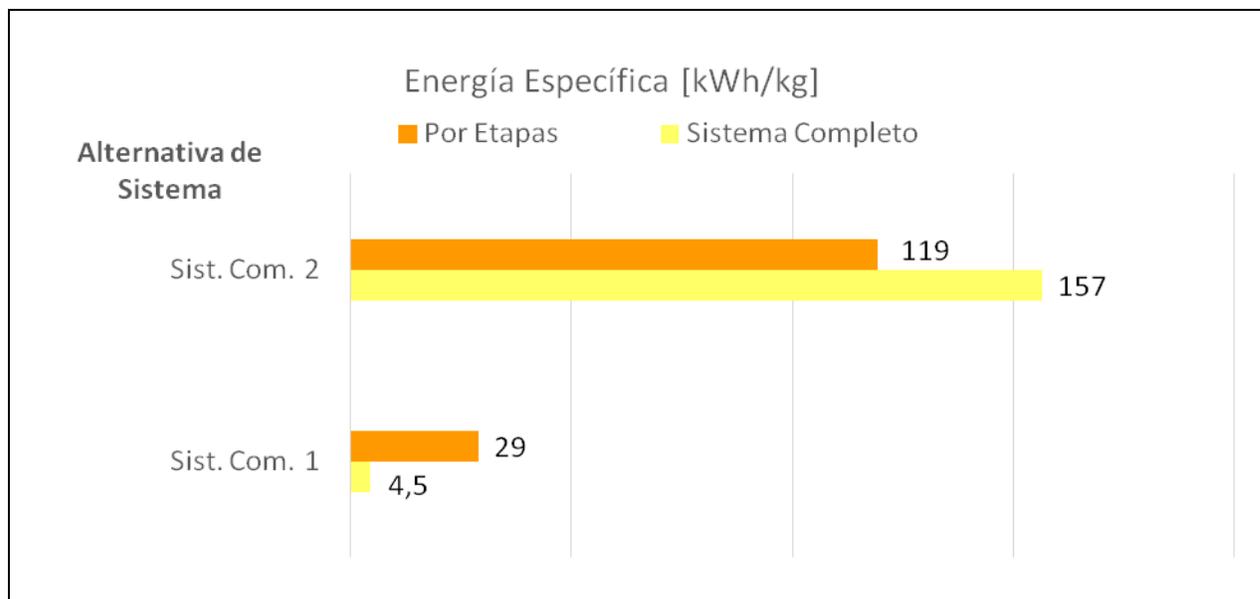
**Figura 8.** Comparación de las alternativas de sistema completo respecto a su rendimiento energético y sus costos operacionales.

## 6.7 Comparación de resultados por metodología

En la presente sección se comparan los resultados que se obtienen al diseñar plantas de procesos de producción de lípidos desde microalgas por medio de ambas metodologías de diseño evaluadas en el trabajo: por etapas y de sistema completo.

Los sistemas elegidos para ser comparados son aquellos dos sistemas completos definidos en el punto anterior. Es decir, el primer sistema contempla el uso de un sulfato de aluminio como floculante, una etapa de concentración utilizando sedimentadores y una centrífuga, la disrupción es llevada a cabo por un equipo de ultrasonido y la extracción se realiza mediante solventes orgánicos en solución. Por otro lado, el segundo sistema usa quitosano como floculante (polímero natural), concentra las microalgas mediante microflotación para luego secarlas por aspersion, en etapa de disrupción utiliza una prensa (en seco) y extrae los lípidos utilizando CO<sub>2</sub> supercrítico.

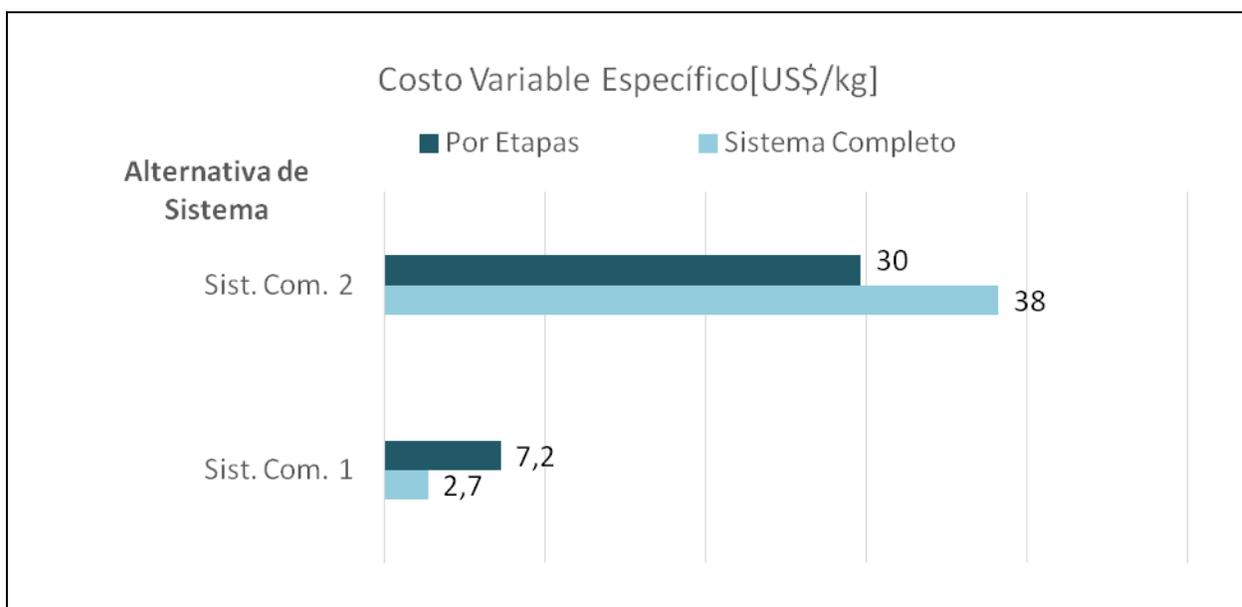
En el caso del primer sistema, al diseñarse mediante el enfoque por etapas, se debe considerar una etapa de secado, debido a los requerimientos de entrada de la etapa de extracción. En la metodología de diseño por etapas cada etapa se diseña de manera independiente y por lo tanto los requisitos de entrada deben cumplirse. En particular, la materia prima utilizada en la etapa de extracción deben ser algas secas (para todas las alternativas tecnológicas).



**Figura 9.** Requerimiento energético de dos procesos productivos alternativos para producir una unidad de producto (1 kg de lípidos) según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.

Los resultados publicados en la Figura 9 permiten comparar el rendimiento energético de los sistemas según la metodología que se haya utilizado para su diseño. En el gráfico se observa que en el caso de diseñar el primer sistema de procesos mediante el enfoque de sistema completo se logra reducir los gastos energéticos en un 85%, mientras que al diseñarse el segundo sistema con la misma metodología, los gastos aumentan en 32%.

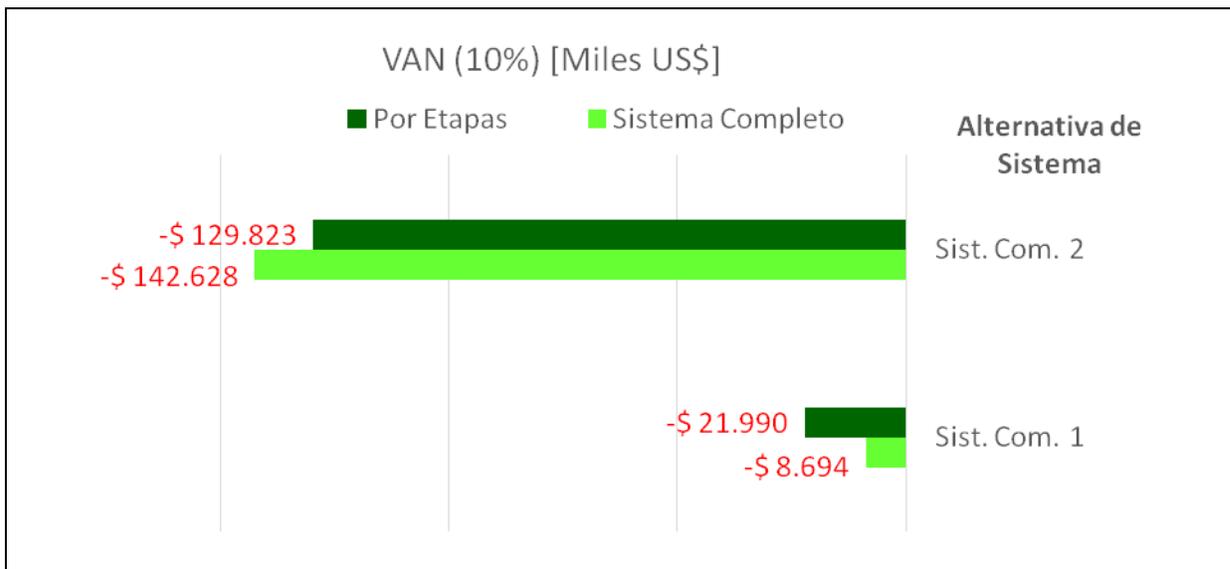
Los costos variables relacionados a los procesos también se ven afectados dependiendo del enfoque de diseño adoptado. La Figura 10 informa en forma gráfica de las diferencias. Los costos variables, a diferencia del rendimiento energético, se ven reducidos en ambos sistemas al diseñarse éstos por medio del enfoque de sistema completo. En el gráfico se observa que el enfoque de sistema completo permite reducir los costos variables por unidad de producción del primer sistema en un 63%, mientras que en el segundo aumentan en un 27%. Se recuerda que los costos variables aquí anunciados no consideran el costo de la materia prima principal.



**Figura 10.** Costos de operación a los que incurren dos procesos productivos alternativos para producir una unidad de producto (1 kg de lípidos) según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.

El valor presente de los proyectos, o su rentabilidad real, es un indicador eficaz y ampliamente utilizado para discriminar entre alternativas y escenarios. Su cálculo sirve por lo tanto de guía indispensable en la comparación de los resultados entregados por cada una de las metodologías de diseño. El VAN de los sistemas de procesos alternativos estudiados se muestra en la Figura 11. En el gráfico se aprecia que el valor del proyecto se ve perjudicado al ser diseñado mediante la metodología por etapas si es que contempla el diseño de la primera alternativa de sistema completo, caso

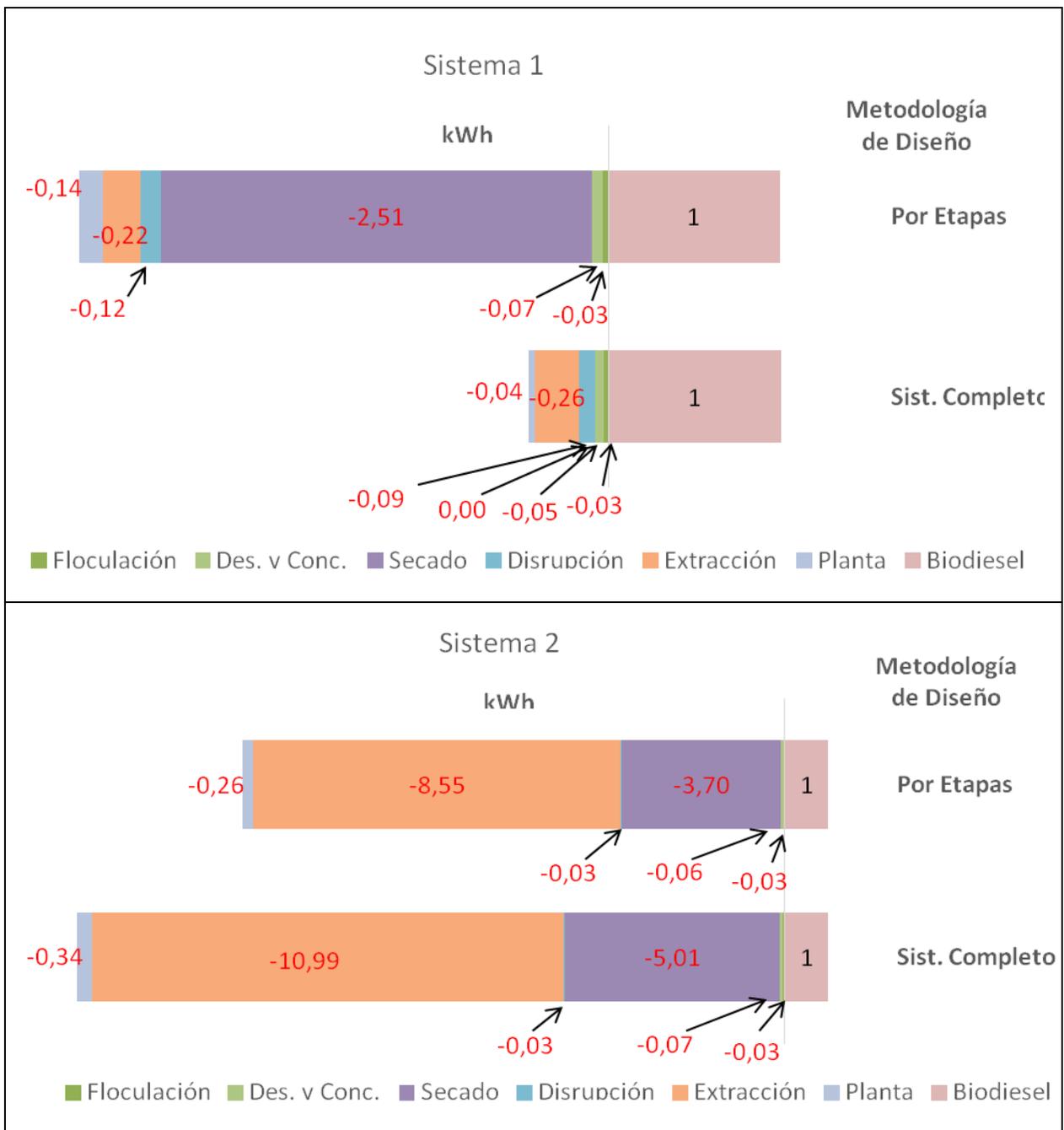
contrario a que se proyecte armar la segunda alternativa. Al analizar el valor presente considerando una tasa de descuento de 10%, los resultados respecto al valor neto de los proyectos reflejan que la metodología por etapas aumenta el costo del primer diseño de sistema en un 153% y disminuye el del segundo sistema diseñado en un 9%. Ambas metodologías de diseño coinciden en que los proyectos dan un valor neto negativo.



**Figura 11.** Valor actual neto (VAN) de dos plantas productivas alternativas, según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.

Se ha estudiado también la energía que se consume para producir lípidos que en una posterior etapa formarán parte de la materia prima para generar biodiesel. Es por ello que se determinó el retorno energético del producto, es decir, se estudió si la energía que puede ser generada desde el biodiesel es menor, igual o mayor a la energía que se consumió en el proceso de producción. La idea es evaluar la sustentabilidad energética del proceso.

La sustentabilidad energética de los procesos de los dos sistemas completos evaluados se puede evaluar por medio de los datos entregados en la Figura 12, en donde también se compara el resultado relativo a la sustentabilidad energética al utilizar los dos enfoques de diseño estudiados. En la figura también se muestra el aporte de cada etapa respecto a los requerimientos energéticos totales del proceso. Se observa que el mayor gasto de energía se produce en las etapas de secado y de extracción, para ambos sistemas de producción de lípidos.



**Figura 12.** Inversión energética requerida en dos procesos completos alternativos para obtener 1 kWh de biodiesel, según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.

Por medio de este gráfico podemos también determinar en cierta forma las causas de las diferencias de gasto energético de ambos enfoques de diseño. Se observa que en el caso de primer sistema o proceso, la reducción del consumo energético lograda por el enfoque de sistema completo se debe principalmente a que éste no considera la

implementación de una etapa de secado. También se aprecia que en general todas las etapas disminuyen su requerimiento energético. Un resultado interesante es que al diseñar el primer sistema por medio de un enfoque de sistema completo, se obtiene un balance energético positivo; es decir, el biodiesel generado aporta más energía que la que requiere para ser producido.

En el caso del segundo sistema de procesos evaluado, el aumento de costos energéticos se debe a un aumento de los requerimientos por parte de las etapas de extracción y de secado. A excepción del caso del diseño por sistema completo del primer sistema, ninguna otra alternativa presenta un balance neto positivo, más bien se invierte una cantidad de energía mucho mayor de la que se recupera. En la Tabla 29 se informa en porcentajes la recuperación de la energía en cada uno de los sistemas diseñados (utilizando ambas metodologías).

**Tabla 29.** Recuperación de la inversión energética en los dos procesos completos alternativos estudiados, según ambos enfoques de diseño: por etapas y sistema completo.

<b>Sistema</b>	<b>Metodología de Diseño</b>	<b>% de Recuperación del total Invertido en energía</b>
1	Por Etapas	33%
	Sistema Completo	220%
2	Por Etapas	8%
	Sistema Completo	6%

## 7. Discusión

La producción de biodiesel desde microalgas es un proceso actualmente en desarrollo a nivel global. La investigación respectiva al área y a las operaciones que incluye el proceso fue iniciada hace varias décadas, pero sólo en los últimos años se aprecia un interés real en el tema, debido al incremento en las publicaciones y una profundización de los estudios. Lamentablemente, es escasa la información publicada que apunta a asesorar o apoyar al área más práctica y técnica de los procesos. La información relevante es en general fervientemente resguardada por las pocas empresas que se han aventurado en el área y que cuentan con instalaciones que les permiten producir biocombustibles de microalgas a escala piloto o industrial. Escasas son las publicaciones que sirven de base de datos al reunir éstas información relevante respectiva a distintas alternativas de operaciones del proceso, de esta manera sirviendo de guía a los interesados en el tema, aportando para un desarrollo continuo y conjunto.

Debido a la gran variedad de cepas de microalgas que se conocen, las diversas publicaciones entregan resultados a partir de estudios realizados con diferentes especies, lo que complica el análisis de los datos y dificulta la evaluación (el diseño, la comparación) de las operaciones. Los resultados obtenidos al procesar cepas distintas pueden variar, debido a las distintas características de las especies, lo que deriva en la necesidad de asumir los datos publicados como válidos o dirigir la atención a aquellos datos resultantes de experimentos con algas de especies con características similares a las cepas consideradas en los proyectos evaluados. Este hecho acota las publicaciones de valor o interés para apoyar un estudio en particular, pero cada estudio independiente permite al menos sentar una base y dar luces sobre los resultados esperables y/o probables de ciertas operaciones.

La base de diseño se estableció considerando una planta pionera en Chile. Actualmente en el país la producción de biodiesel desde microalgas no es una realidad, a pesar de que existen plantas productoras de proteínas y otros compuestos desde microalgas. La realidad del país y del avance tecnológico mundial al respecto impone la necesidad de establecer un proyecto que aspire a una producción moderada, con la intención de evaluar el desarrollo del negocio y sus impactos en la zona. Se estableció que la planta pionera apuntaría a satisfacer una pequeña demanda del producto, lo que derivó en el objetivo de pensar una producción conservadora que permita abastecer a una ciudad de mediano tamaño. La demanda de diesel en Chile y en el mundo en general continúa en aumento según el balance nacional de energía. En los próximos años se estima que el avance de la normativa ambiental derive en la necesidad de cubrir parte de esta demanda con biocombustibles; en general en los países de la OECD, grupo selecto del cual Chile forma parte, se ha establecido como base lograr vender un diesel B5, compuesto en un 5% por biodiesel. La demanda de diesel publicada por el balance nacional de energía que se entrega en la Tabla 10, en la sección de resultados, contempla la demanda por combustibles de las centrales de transformación. Todos estos hechos han derivado a considerar que abastecer el 0,1% de la demanda de B5 es un piso razonable y conservador respecto a la producción de la planta. El flujo de entrada calculado como caso base (1000 m<sup>3</sup>/h de cosecha) permite una operación continua de la planta y, por otra parte, es un flujo adecuado para alcanzar economías de escala [94], ambos aspectos importantes para la evaluación de

la planta productiva. La simulación de los procesos demostró que utilizando dicho caso base, se logra producir una cantidad de lípidos incluso superior a la esperada.

Existen varias tecnologías que permiten el procesamiento de las microalgas, para cada etapa del proceso de producción de biodiesel. Las tecnologías seleccionadas para ser evaluadas en el presente trabajo son aquellas sobre las cuales se ha encontrado mayor información publicada, y por lo tanto, aquellas que se perfilan como las principales opciones por sus ventajas comparativas.

En el caso de la etapa de floculación, se optó por usar compuestos que actúan por medio de mecanismos distintos; el sulfato de aluminio es un compuesto aprobado por la FDA para su utilización para la floculación de algas en los procesos para producir alimentos, el quitosano por otra parte es un compuesto natural, cuyo impacto en el medio ambiente es mínimo, y por último, el hidróxido de sodio es una sal que no actúa como floculante pero su disolución en el medio desestabiliza la carga de las paredes de las células al aumentar el pH, lo que deriva en la formación de conglomerados de algas.

En la etapa de concentración se seleccionaron un método convencional, como es el caso de un filtro de marcos y paños, una tecnología de punta y de alta eficiencia de separación, como es el caso de las centrífugas, y la (micro) flotación, una operación que es ampliamente utilizada en el tratamiento de aguas servidas con muy buenos resultados para la eliminación de microorganismos. Debido a la baja concentración de las algas en el flujo de la cosecha, se utilizan hoy en día operaciones conocidas como operaciones de preconcentración, y es por ello que en el trabajo se evalúan las dos alternativas actualmente utilizadas: sedimentación por gravedad y microflotación.

El secado de las algas es una etapa crítica en el proceso debido a su alto costo operacional. El secado por aspersion en la alternativa lógica a evaluar debido a las características de la solución de la cosecha, mientras que diversas fuentes evalúan el secado por medio de otras tecnologías, como flash o el secado por tambor rotatorio. La tecnología flash no permite el secado de soluciones muy diluidas o de pastas pegajosas, lo que pone en entredicho su aporte a la industria del tratamiento de microalgas, pero diversas fuentes avalan su uso. El tambor rotatorio es otra tecnología que ha sido evaluada para el secado de microalgas por fuentes especializadas, y dado que su operación implica el uso de aire a menores temperaturas y tiempo de retención más largos, significa una alternativa a las tecnologías tradicionales o más obvias.

La selección de tecnologías para la evaluación en la etapa de disrupción celular es un proceso más sencillo debido a las diferencias importantes de los distintos métodos desarrollados para lograr la ruptura de la pared de las microalgas. La aplicación de ultrasonido es una tecnología cuyo uso ha cobrado fuerza en los últimos estudios debido a su bajo costo operacional y su alta efectividad. Por otra parte, se utilizan tecnologías conocidas por otras industrias, como es el caso de la homogenización a alta presión y la utilización de molinos de bolas. Para evaluar una operación que permita la disrupción de células secas se seleccionó una prensa de tornillo, dado que las tecnologías previamente mencionadas son utilizadas para el procesamiento de soluciones o pastas.

La selección de las tecnologías de extracción se basó en la búsqueda de una operación convencional, como es el caso de la extracción por solventes, y una tecnología de

punta que es usada en distintos procesos para la obtención de compuestos de alto valor, como es la extracción con fluidos supercríticos con dióxido de carbono. Se determinó que el solvente a evaluar sería el hexano debido a su rendimiento en los experimentos publicados. Existen procesos que consideran el secado de las algas y operaciones de disrupción que se realizan en solución, por lo que ambas tecnologías de extracción fueron seleccionadas para ser evaluadas según su rendimiento para obtener lípidos de tanto microalgas secas como en solución.

Los parámetros entregados en la sección de resultados derivan de la búsqueda de datos realizada en las distintas publicaciones científico-técnicas respectivas al tema. Las tablas presentan una especie de resumen de la información disponible publicada para lograr evaluar las etapas y en consecuencia el proceso de producción de biodiesel desde microalgas. Los parámetros presentan un rango de valores como se puede observar en las tablas, debido a que el valor de cada parámetro dependerá de la especie de microalgas y las condiciones de operación. Se han seleccionado los parámetros a partir de las publicaciones con mayor respaldo, según las citas que logra, y de aquellas publicaciones que entregan un más profundo y transparente detalle de sus estudios. Los datos informados son en todo caso sólo una guía para la evaluación de los procesos, siendo necesaria su corroboración por medio de experimentos en plantas piloto con las cepas que se utilizarán, previo al diseño de la planta. Los datos publicados en el trabajo fueron aquellos considerados para simular el proceso productivo y estudiar el rendimiento de cada tecnología y el sistema completo. Los valores específicos seleccionados para la evaluación de cada etapa se informan en el Anexo 1. Lamentablemente, los estudios que derivan en la publicación de datos relacionados a las operaciones del proceso de producción de biodiesel desde microalgas apuntan en general a objetivos muy específicos y las condiciones de los experimentos que realizan no son entonces replicables en una planta operativa industrial.

Gracias a los datos recopilados se logró simular cada una de las etapas del proceso y las distintas alternativas tecnológicas. Cada alternativa resultó en diferentes montos de producción de productos intermedios y de costos operacionales. En la etapa de floculación no se consideró el flujo de salida como producto de la etapa, más bien la entrada, debido a que la evaluación del rendimiento se enfoca en determinar qué alternativa resulta más atractiva para tratar un mismo flujo de entrada. Las diferencias en el consumo energético con respecto a las alternativas de esta etapa se explican por el aumento en el volumen de los flujos a tratar según la dosificación de los distintos compuestos. El uso de quitosano significa dosificar una mayor cantidad de solución coagulante al sistema en comparación a usar sulfato de aluminio, lo que significa un aumento del flujo a tratar, y por lo tanto del consumo energético para agitar y desplazar dicho flujo. El hidróxido de sodio requiere de dosis aún mayores de solución, lo que intensifica este resultado. Los costos de operación de las dos últimas alternativas también aumentan debido al mayor costo de los compuestos usados en comparación con el sulfato de aluminio.

Al comparar las alternativas para la etapa de desaguado y concentración se aprecia que existe una importante diferencia en el gasto energético por concepto de elevación del caudal de entrada, lo que se debe a las diferencias de altura que poseen los equipos y la magnitud del flujo de cosecha. En los cálculos energéticos se consideró la

pérdida de carga por concepto de roce con la tubería y las singularidades. El equipo de flotación es en general un estanque en altura cercana a los 4 m, mientras que en el caso de usar sedimentadores, se requiere elevar el sedimento una vez que se concentra en el fondo. La mayor producción a partir del flujo de entrada se obtiene al usar centrífugas, algo esperable por su gran eficiencia de separación. La microflotación por aire disperso le sigue respecto a la producción, según datos entregados por los desarrolladores de la tecnología específica evaluada (Word Water Works Inc.). La centrífuga tiene la desventaja de consumir altas cantidades de energía, lo que vuelve a su operación menos atractiva si se considera que el mayor problema de la producción de biodiesel desde microalgas es su sustentabilidad energética. Por otro lado, el menor gasto energético se obtendría al usar un filtro de marcos y paños, pero los costos de operación de dicha alternativa son altos por la mantención y la frecuente reposición de los paños que requiere el equipo. Además el filtro requiere de una mayor atención por parte de los operarios de la planta, al ser una operación batch y requerir de constante limpieza para no perder producto, lo que se traduce en mayores costos laborales. La alta inversión requerida para la utilización de centrífugas se debe a que éstas son equipos de tecnología avanzada y requieren de ser capaces de procesar un flujo importante. La evaluación de la etapa determinó que para filtrar las algas se requiere de filtros con una gran área de filtrado, lo que se traduce en los altos costos de inversión en esta alternativa. La simulación reveló que preconcentrar la solución de algas permite reducir los costos de operación y la energía consumida por los equipos de concentración considerablemente.

La opción de la tecnología flash en la etapa de secado implica a pérdida de un pequeño porcentaje de producción con respecto a las otras alternativas debido a que se requiere centrifugar o concentrar aún más la pasta de algas previo a su utilización, lo que se traduce en que parte de la masa de algas fluya en conjunto con el efluente de la centrifuga. Al usar el tambor rotatorio se requiere de mayor energía térmica debido a que el equipo utiliza aire de secado a menor temperatura y la superficie de contacto de la pasta con el aire es menor en comparación a lo observado en las tecnologías de aspersión o flash, dos características que significan una disminución en la eficiencia energética relativa. Por otro lado, la inversión para contar con un secador instantáneo o flash es mayor, así como los costos de mantención de éste, lo que probablemente se deba a que se trata de un equipo más delicado. El secado por aspersión significa mayores consumos de energía eléctrica a causa del proceso de aspersión de la solución dentro del equipo o estanque de secado; dependiendo del método usado en el equipo de secado para lograr la aspersión de la solución, ésta debe impulsarse a alta presión por una boquilla delgada o esparcirse con ayuda de un disco rotatorio a alta velocidad.

Al simular las diversas alternativas en la etapa de disrupción, se obtuvo como resultado que la aplicación de ultrasonido deriva en un mayor porcentaje de células rotas que las otras alternativas. Contar con un equipo de ultrasonido permite reducir costos de energía en el proceso pero significa considerar una inversión inicial mayor, al ser una tecnología de punta y muy delicada. Se observa que los métodos convencionales de disrupción como son la homogenización a alta presión o el uso de un molino de bolas implica un mayor gasto energético en el proceso. Los costos de inversión por homogenización son bajos, pero se requiere del uso de varios equipos en serie para alcanzar una eficiencia cercana al 90% de disrupción. El molino de bolas es un equipo

de mayor costo que el de homogenización debido a que es un equipo más específico y delicado que el de homogenización. El prensado en seco es una alternativa de disrupción de algas secas, operación que posee una baja demanda energética y de inversión, pero altos costos laborales asociados. El equipo de prensado es una prensa de tornillo, la cual debe ser limpiada continuamente para asegurar una operación continua adecuada y evitar la disminución de su ya relativamente baja eficiencia.

Los resultados de la simulación de extracción indican que utilizar algas secas permite una obtención mayor de lípidos tanto al usar solventes como dióxido de carbono supercrítico. Se entiende entonces que la humedad actúa como una barrera permeable a la acción de los solventes en ambos casos, limitando (disminuyendo) la superficie de contacto de las células, o la velocidad de difusión de los solventes hacia el compuesto e interés, en este caso los lípidos.

En el caso de realizar una extracción por solventes en seco, una vez que la extracción se llevó a cabo, se debe separar del solvente con los lípidos del remanente orgánico sólido, lo cual requiere del impulso de la mezcla o la elevación de ésta para filtrar por gravedad; por otro lado, luego de la extracción en solución, el solvente se separa del agua por densidad en un proceso que no demanda energía debido a la inmiscibilidad del hexano con el agua. El hexano se separa del agua en un proceso en donde se forman dos fases; la fase hidrofílica (agua) arrastra el remanente orgánico de las células, mientras que la fase hidrofóbica (hexano) retiene a los lípidos. Al usar solventes orgánicos el mayor gasto energético se debe a la necesidad de separar al solvente del compuesto de interés por destilación, proceso que significa elevar el solvente a altas temperaturas. En el caso de la extracción por solventes evaluada en el trabajo, se consideró una operación de recuperación de energía por medio del intercambio de calor, en donde el solvente evaporado a la salida de los destiladores se condensa al transferir energía térmica a la corriente de entrada de solvente con altas concentraciones de lípidos proveniente de la operación de extracción. La instalación de un intercambiador de calor permite ahorrar energía destinada tanto al condensado del solvente como a la calefacción de la solución a destilar.

Al usar dióxido de carbono supercrítico para extraer los lípidos de las microalgas en solución, éste arrastra en parte a la humedad de la pasta de algas y se disuelve en el agua, lo que significa mayores pérdidas de dióxido de carbono o solvente por unidad de lípidos extraídos. En los procesos industriales de extracción supercrítica se recircula el gas, para evitar mayores costos de operación. El gasto energético en el proceso es elevado, debido a que se debe elevar la temperatura y presión del gas hasta lograr condiciones supercríticas, se debe calentar el gas una vez que se despresuriza (para separar los lípidos) debido a que la fuerte expansión significa una disminución importante de la temperatura, y se debe finalmente enfriar el gas una vez que se hayan separado los lípidos, para su almacenamiento y reutilización. Hay que considerar una pérdida importante de dióxido de carbono por motivos de la dilución de éste en el agua y los lípidos, así como al difundirse en la atmósfera al momento de extraer los extractos de lípidos y el remanente orgánico de los estanques del equipo. El costo de la inversión en equipos de extracción supercrítica es extremadamente elevado, lo que se traduce en la actual imposibilidad de esta tecnología para competir con la extracción con solventes. La extracción en solución requiere volúmenes de tanques del equipo que quintuplican los requerimientos de la extracción en seco, lo que se traduce en un costo de inversión

mayor en proporciones similares, debido al alto costo marginal de inversión por unidad de volumen de capacidad del equipo específico. Si se considerara el costo ambiental menor que significa el uso de dióxido de carbono como solvente en vez del hexano, compuesto proveniente de la destilación del crudo, la ventaja económica de la extracción por solventes frente a la extracción supercrítica disminuiría.

Los resultados de la simulación y de la búsqueda del estado del arte de los procesos confirman que la producción de biodiesel desde microalgas es un proceso factible técnicamente hoy en día. Por otro lado, el proceso no es económicamente rentable. Dicha realidad se confirma con los resultados obtenidos a través del cálculo del VAN de las distintas etapas.

Al observar el VAN de las distintas alternativas y los indicadores de consumo energético y de costo variable específico, es decir por unidad de producto, se observa que los argumentos y las características previamente mencionados, las cuales vuelven a ciertas alternativas más atractivas que otras, cobran fuerza. En la etapa de floculación la alternativa más atractiva en todos los aspectos resulta ser el uso de sulfato de aluminio. En la etapa de desaguado y concentración el uso de un sedimentador por gravedad para preconcentrar la solución de algas y luego la concentración por medio de una centrífuga resulta en la opción más conveniente tanto económicamente hablando, como bajo el punto de vista de la sustentabilidad energética, al comparar el gasto energético que significa producir una unidad de volumen de pasta por medio de esta vía. Al evaluar la alternativa de uso de un tambor rotatorio y tecnología flash para secar las algas se obtuvo un valor presente del proyecto positivo; este hecho se debe a que se ha considerado la venta de agua destilada producto del condensado del vapor saturado proveniente del secador rotatorio en un intercambiador de calor que permite ahorrar costos de energía para calentar el aire que se encarga de evaporar el agua de la pasta de algas en el secador flash. Sin embargo, se ha considerado que la alternativa de uso de un secador por aspersion es más atractiva debido a su confiabilidad; en caso de que el agua destilada se vea contaminada, el costo económico al usar los equipos de tabor rotatorio y flash es mayor, además que el secador por aspersion permite el secado de soluciones muy diluidas y de esta manera se ve afectado en menor grado por variaciones en las condiciones de entrada del flujo de alimentación. En el caso de que la disrupción celular se realice en condiciones de alta humedad o solución, la alternativa con mejor rendimiento económico y energético es el uso de ultrasonido. La prensa es una alternativa atractiva por su bajo costo económico y energético, pero su utilización se encuentra condicionada al secado previo de las algas. Los resultados respectivos a la etapa de extracción denotan el alto costo que significa utilizar la fluidos supercríticos como solventes, por lo que actualmente su uso está fuera de discusión si se intenta producir un biocombustible competitivo.

Los dos sistemas completos simulados y evaluados mediante la metodología de sistema completo enfrentan la realidad de dos conceptos de diseño que apuntan a diferentes relaciones de una planta productiva con el medio. El primer sistema se encuentra conformado por operaciones unitarias seleccionadas en base a su rendimiento económico, principalmente, y busca la sustentabilidad económica a lo largo del tiempo. Por otro lado, el segundo sistema impone la necesidad de mejorar la relación de los procesos con el medioambiente, y busca la utilización de compuestos que sean neutros o no impacten negativamente a los ecosistemas, como es el caso de

un polímero natural como el quitosano y el uso de dióxido de carbono; el uso de dióxido de carbono no implica una huella de carbono en los procesos, dado que el gas puede obtenerse de procesos de purificación desde la atmósfera. El segundo sistema considera también una etapa de secado, pero su utilización no implica directamente un impacto negativo en el medioambiente, dado que es posible calentar aire por medio de energía termosolar.

Los resultados confirman que la primera de las dos alternativas entrega un mejor rendimiento económico y energético, lo cual se es esperable una vez se hubo conocido el rendimiento de las operaciones unitarias seleccionadas para cada etapa. En el caso de la comparación de ambas alternativas se aprecia el impacto que tiene en el consumo total energético la consideración del secado de las algas en el proceso, así como la posible instalación y operación de un equipo de extracción supercrítica en el capital requerido para la inversión de la planta. La comparación de ambos sistemas permite dar cuenta de las amplias diferencias respecto a la sustentabilidad tanto económica como energética que existen o pueden existir al evaluar o invertir en plantas de producción de biodiesel desde microalgas.

La operación de biodigestores que permitan la utilización de los residuos orgánicos de la etapa de extracción es una alternativa para aprovechar de mejor manera los recursos disponibles en el proceso. El biogás generado por estos equipos permite ahorrar energía térmica en el proceso o generar ingresos por la venta de éste. En el trabajo se evaluó la posibilidad de incluir un biodigestor para generar biogás en los dos sistemas de proceso evaluados mediante la metodología de sistema completo. Los resultados muestran que el aporte de estos equipos en el proceso no justifica la inversión monetaria que significa su construcción o su operación, en ambos diseños de sistema completo. La inclusión de estos equipos en la evaluación ha significado un alza importante de los costos de inversión, mientras que el biogás que producen apenas entrega un pequeño porcentaje, casi nulo, de energía térmica al proceso. Los residuos de la biodigestión pueden ser vendidos como fertilizantes a un precio razonable. Es necesario estudiar con mayor profundidad y detalle el uso de biodigestores para producir biogás en el proceso, debido a que es una operación compleja, que implica varias variables de operación y funciones de costos, todas las cuales pueden ser optimizadas para lograr un mejor rendimiento.

A partir de las simulaciones realizadas es posible comparar los resultados de ambos sistemas completos con respecto los resultados que se obtienen si éstos se diseñaran según la metodología por etapas. Recordemos que los resultados del proceso completo según el enfoque por etapas se obtienen al sumar los valores resultantes de la simulación por etapas de cada alternativa seleccionada y evaluada en ambos sistemas completos estudiados.

Al comparar los resultados que se obtienen al simular el primer sistema completo según ambas metodologías de diseño, se observa que el enfoque de diseño completo reduce la demanda energética del sistema. Este hecho se debe principalmente a que en el enfoque por etapas se considera el secado de las algas como parte del proceso, mientras que el enfoque de sistema completo evita dicha operación. Los costos de operación también se ven reducidos de la mano al menor consumo energético, además de que al diseñar el sistema por medio del enfoque completo, se eliminan el equipo de

secado y ciertos equipos de almacenamiento de productos intermedios que requieren de mantenimiento y mano de obra operacional para su limpieza. El valor presente del proyecto es menos atractivo al evaluarse el proceso por etapas debido al aumento del costo de inversión y operación que significa.

En el caso de la comparación según los enfoques de diseño para el segundo sistema completo, el panorama se revierte. En este caso, la demanda de energía en el diseño aumenta al considerarse el enfoque de sistema completo, como así también ocurre con los costos operacionales, lo que deriva finalmente en un valor presente del proyecto más negativo aún al calculado para el enfoque por etapas. La explicación al aumento de los costos en el caso de diseñarse por sistema completo reside principalmente en los costos de inversión y operación del equipo de extracción supercrítica y en una pequeña parte en la operación del equipo de secado por aspersion que se consideró. En la simulación del sistema completo, el flujo másico y volumétrico que debe ser tratado por ambos equipos, de secado y de extracción supercrítica, es mayor que en el caso de la simulación por etapas. Esto se debe a que en la simulación del sistema completo las corrientes arrastran los compuestos dosificados al sistema o cierto porcentaje de residuos de las etapas previas del proceso, como por ejemplo los compuestos dosificados para la floculación de las algas (floculación) y un remanente de algas cuya pared celular no se logró romper (disrupción); en la simulación por etapas las corrientes de entrada de cada etapa no considera los compuestos que fueron dosificados o aquellos compuestos residuales de etapas anteriores y que no juegan un rol en la etapa a evaluar.

Otra razón del aumento de los flujos de entrada en los equipos simulados por sistema completo es que las operaciones consideradas previo al secado y a la extracción supercrítica tienen en general un rendimiento de producción intermedia superior al promedio de las tecnologías evaluadas por etapas, y por lo tanto el flujo que se obtiene de producto intermedio al usar dichas tecnologías es mayor al flujo considerado como corriente de entrada en la simulación de la etapa en particular (en el enfoque por etapas). Los costos entonces de inversión y operación del equipo de extracción supercrítica aumentan considerablemente, debido a que el precio del equipo aumenta en proporción al flujo de entrada, aumento que opaca con creces el ahorro económico que se obtiene en otras etapas. Así mismo, el equipo recurre a la utilización de una mayor cantidad de dióxido de carbono, el cual se consume en mayores tasas debido a que la mayor proporción de agua y volumen del equipo significa una pérdida mayor del gas por solubilidad y difusión al abrirse éste, lo que conlleva a un mayor gasto energético para el acondicionamiento y la recirculación del CO<sub>2</sub>; además la presencia de compuestos como floculantes y residuos de otras etapas previas, significa una menor superficie de contacto de lípidos por unidad de volumen dentro del estanque de extracción, lo que se traduce en la necesidad de un mayor flujo de gas de entrada para alcanzar o cubrir un mayor volumen o área de superficie, independientemente de que la masa total de lípidos o algas rotas no varíe.

Entra entonces a la discusión la posibilidad del enfoque por etapas de contabilizar en los flujos de entrada de cada simulación los compuestos de arrastre de etapas anteriores, por ejemplo incluir en la simulación de las etapas posteriores a la floculación el compuesto floculante usado. El enfoque por etapas tiene ahí una gran desventaja, debido a que entonces habría que generar varias simulaciones para cada operación

alternativa por etapa, considerando que en las etapas anteriores se evalúa la dosificación de distintos compuestos, esto es, no se puede saber a priori qué compuesto se seleccionará finalmente para ser utilizado en el proceso. En el enfoque de diseño por etapas, los flujos de entrada de cada etapa deben también ser determinados bajo cierto criterio, en el caso del trabajo se determinó usar un promedio estimado de las salidas de las etapas anteriores. Estos detalles implican tener cuidado en la comparación realizada por los resultados respectivos al segundo sistema completo entre ambas metodologías de diseño, dado que el enfoque por etapas está subestimando los costos y la demanda de energía real que se requerirá en la etapa de extracción, y del proceso en general.

El enfoque por etapas tiene la desventaja de no poder abarcar a fondo los detalles de operación de los sistemas. Mientras, el sistema de diseño completo permite visualizar costos de operación más acorde con la realidad. Como ha sido mencionado anteriormente, al diseñar el segundo sistema completo mediante el enfoque por etapas, se está incurriendo en una grave falta, dado que al momento de la operación, se producirá un cuello de botella por sobrecarga del flujo de entrada en la etapa de extracción, o, en el caso de que este problema se prevea con antelación durante el desarrollo del proyecto, obligará a redimensionar el equipo y por lo tanto recalcular la demanda de energía de la alternativa, lo que significará un aumento del costo total muy superior al esperado, probablemente mayor al costo señalado por la metodología de sistema completo.

La metodología de diseño por sistema completo permite eliminar gastos del sistema que son prescindibles, generalmente considerados por el enfoque por etapas. En el enfoque por etapas se considera que cada etapa vende o compra, es decir, es un proveedor o un cliente, de las etapas que le siguen y que le preceden, respectivamente. Actualmente los proyectos buscan la maximización de los beneficios económicos, enfocándose en la especialización y la optimización de las partes, como fue comentado en la introducción al trabajo. Dependiendo de los resultados de los análisis de factibilidad, ciertas etapas podrían incluso externalizarse para ser llevadas a cabo por empresas que cuenten con los equipos y se especialicen en su operación. Esto conlleva a que en el análisis por etapas, se deba considerar siempre la inclusión de equipamiento de almacenamiento de la producción de la etapa particular, además de que probablemente el producto deba transportarse fuera de la planta hacia la empresa encargada de operar cierta etapa externalizada. Debido a la posible necesidad de transportar material fuera de la planta hacia una empresa externa o hacia otra planta ubicada en un sector alejado, entonces se debe secar para reducir costos de transporte.

El sistema de diseño completo no considera la opción de externalizar etapas del proceso, ni la necesidad de transportar productos intermedios o residuos hacia una sector fuera de los límites de la planta, si no que intenta fortalecer las interacciones entre las etapas, la recirculación y el reciclaje o tratamiento de los residuos como parte importante a considerar dentro del mismo proceso, buscando maximizar la sustentabilidad de todos los aspectos desde la optimización del sistema global y completo. Entonces el significado del sistema completo cobra más fuerza, al comprender lo completo como aquello que genera una mayor dependencia y al mismo tiempo un fortalecimiento de la relación entre las etapas, disminuyendo las pérdidas y el

material descartado. La interacción de las etapas se vuelve compleja, escenario imposible de comprender por el enfoque de sistema por etapas, el cual entonces debe enfrentar problemas que le son imposibles de abordar. Luego, se observa que en el enfoque de diseño completo es posible eliminar la etapa de secado en caso de que no sea considerada como necesaria, y adaptando las etapas sucesivas, de disrupción y extracción, para tratar algas en solución concentradas, según las características del producto de la etapa de desaguado y concentración. Los resultados indican que se obtiene un proceso sustentable energéticamente si se considera dicha opción (eliminar el secado y las operaciones prescindibles). La energía potencial que es posible de generar a partir de la combustión un litro de biodiesel producido por el primer sistema completo, simulado bajo el concepto de diseño de la metodología de sistema completo, es mayor a la energía que demanda su producción. Cabe mencionar que en el sistema completo evaluado en el trabajo no se consideran las etapas de cultivo y transesterificación, pero al menos el diseño de un sistema de estas características da la posibilidad de lograr la sustentabilidad energética. Los otros sistemas evaluados, aquellos que consideran diferentes operaciones unitarias, y que han sido diseñados por la metodología por etapas, están lejos de lograr la sustentabilidad deseada. Dentro del debate de la sustentabilidad energética alcanzada por los procesos de producción de biodiesel cabe el argumento de que el valor de la energía no es equivalente según la fuente, es decir, una unidad energética de biodiesel tiene un valor más alto que una unidad de energía solar, o eléctrica, por ejemplo. Entonces el concepto de sustentabilidad energética cambia el enfoque y apunta a que, independientemente de que la energía consumida para producir una unidad de biodiesel sea mayor a la que el producto es capaz de generar, se podría considerar como sustentable aquel proceso que utilice energías limpias o energías primarias, aquellas energías consideradas como renovables, debido a que su uso no significa un costo ambiental o la disminución de una fuente energética.

Actualmente en Chile y en todo el mundo, el uso de energía eléctrica significa el uso indirecto de fuentes de energía agotables, así como el uso de energía térmica, que generalmente se generan a través de la combustión de recursos fósiles. Es por ello que en el mercado actual, la sustentabilidad energética de los proyectos sólo se considera si la energía que produce el biodiesel en este caso derivado de las microalgas, es mayor a la que se requiere para su producción, salvo que en el proyecto se considere el uso de energías renovables para abastecer de electricidad y energía térmica al proceso, lo que no es el caso.

Respecto a la sustentabilidad ambiental la metodología de diseño completo lleva la delantera. Al realizar la simulación de las etapas según el enfoque por etapas se pierde el rastro de ciertos componentes utilizados o dosificados en las corrientes del proceso. En el enfoque por etapas se considera que los residuos o las corrientes de salida de las etapas en cuestión son vendidos, o entregados, a otras etapas o empresas que se encargarán de su tratamiento, o bien, de su uso. El diseño por sistema completo, por otra parte, se encarga de dichas corrientes y se preocupa de su tratamiento, buscando recuperar los componentes valiosos, o revalorizando éstas. En el diseño por etapas no se considera en cada etapa la entrada de corrientes de recirculación provenientes de otras etapas más adelante en el proceso, debido a que no se tiene noción de su flujo o de su composición, lo que afectará el dimensionamiento y el rendimiento de la etapa. Entonces los residuos del proceso disminuyen y se revalorizan por medio de la

metodología de sistema completo, así disminuyendo el impacto de la planta en el medio. En el diseño de sistema completo se realiza un análisis de ciclo de vida de los productos y todo compuesto o material utilizado en el proceso, así buscando regular, mitigar y evitar los impactos que directamente o indirectamente produce la planta, o aquellos impactos en los que tiene cierto grado de responsabilidad.

En el enfoque por etapas el tratamiento de los residuos puede derivarse a empresas externas, mientras que en el enfoque de sistema completo se buscará disminuir el desecho de la planta y obtener subproductos de valor para la venta, así aportando tanto a la sustentabilidad ambiental del proyecto como a la sustentabilidad económica. El enfoque de diseño por etapas debe considerar el transporte, y la gestión de los residuos, al que considera un problema indeseable, mientras que el enfoque por sistema completo busca sacar provecho de los recursos descartados por las distintas operaciones. Al contar con mayor información respecto a las corrientes de salida, el enfoque de sistema completo permite la evaluación de operaciones de tratamiento de los residuos y su rendimiento, así como aquellas que permitirían la producción de subproductos.

Ambas metodologías de diseño evaluadas en el trabajo coinciden en que la producción de biodiesel desde microalgas es hoy en día un negocio no rentable. El proceso cuya operación significa las menores pérdidas en términos económicos ha resultado ser el primer sistema de los dos estudiados, cuando su diseño se basa en la metodología de sistema completo. Estos resultados se obtuvieron al considerar la venta del biodiesel al precio actual de mercado de 619 pesos por litro (primera mitad de Julio 2014), suponiendo que el producto, al ser derivado de fuentes renovables, no paga un impuesto específico y por lo tanto todo el dinero recaudado por la venta es un ingreso para la empresa. Se estudió que el precio al cual debe ser vendido el litro de biodiesel producido desde microalgas, para que el primer sistema de procesos utilizando el enfoque de diseño de sistema completo sea rentable, es decir, para que el valor presente neto del proyecto sea 0, equivale a \$2.431 pesos chilenos si se considera una tasa de descuento del 8%, mientras que éste aumenta a \$2.620 o \$2.821 pesos chilenos si la tasa de descuento usada equivale a 10% o 12%, respectivamente. Es decir, se requiere que el precio del diesel aumente en al menos un 393% para que hoy en día el negocio tenga posibilidades de ser rentable.

La sustentabilidad económica de los procesos podría lograrse mediante el enfoque de diseño de sistema completo, al incluir la producción de subproductos derivados de las algas. En el caso del diseño por etapas, la posibilidad se encuentra aún más lejana, debido a la independencia de cada etapa y proceso derivado del proceso principal. Actualmente, la producción de biodiesel desde microalgas es rentable solamente si este combustible es elaborado como un subproducto en alguna planta de producción de compuestos de alto valor derivados de las algas, por ejemplo pigmentos, proteínas, vitaminas, etc. La integración de las etapas y de posibles operaciones destinadas a trabajar hacia la elaboración de una mayor diversidad de productos, es clave a la hora de definir el futuro de la sustentabilidad económica de los proyectos que intentan producir biodiesel desde microalgas. Un desafío que impone la posibilidad de diversificar la oferta de productos, es la utilización de compuestos e insumos en el proceso, cuyo impacto en el medioambiente sea menor o cuya utilización asegure un menor riesgo para el consumo humano. Por lo tanto, al generar subproductos o

productos de mayor valor, se debe evaluar el uso de quitosano como floculante u otro polímero natural, así como la posibilidad de reemplazar el hexano derivado de recursos fósiles como solvente de extracción por algún otro solvente derivado de procesos renovables.

## 8. Conclusión

El análisis de los resultados obtenidos en el trabajo ha derivado en las conclusiones que se expresan en la presente sección.

La búsqueda de información respecto a los procesos y parámetros de las operaciones unitarias involucradas en la producción de biodiesel desde microalgas ha demostrado que actualmente existe un aumento en las publicaciones relacionadas al tema, no obstante, éstas se enfocan principalmente en el ámbito científico y el trabajo con las cepas de microorganismos usados. Existe poca información técnica y práctica publicada, la cual en general se encuentra resguardada fervientemente por las empresas que desarrollan los proyectos, aunque la tendencia podría revertirse en base al interés creciente del tema a nivel global.

La base cuantitativa de diseño determinada para la evaluación del proceso productivo, que en este caso significó especificar el flujo de entrada, proveniente de la etapa de cultivo, permite alcanzar y superar una producción de escala industrial para abastecer la demanda de una ciudad de mediano tamaño, estimada como el equivalente al 0,1% del total del biodiesel requerido en Chile en caso de que se estableciera como norma la venta de diesel B5 en el país (5% biodiesel). La producción que se logra al haber establecido aquel flujo es conservadora considerando que el proyecto es pionero en Chile, además que su magnitud permite alcanzar economías de escala.

Se han desarrollado hasta hoy en día una importante variedad de tecnologías que permiten el procesamiento de las microalgas en cada una de las etapas del proceso. Los datos y resultados publicados respecto a los parámetros y variables de la operación de dichas tecnologías dependen de la cepa de microalga utilizada en los procesos, por lo que éstos han debido asumirse como válidos, frente a la falta de información existente, o se han debido considerar solamente aquellos valores obtenidos y publicados como resultado de procesar cepas con características similares a las consideradas en el proyecto. Los datos deben servir como guía para luego evaluarse y confirmarse mediante experimentos en una planta piloto.

Hoy en día es factible técnicamente la producción de biodiesel desde microalgas, pero el proceso no es económicamente rentable. En la evaluación se evaluó la operación de las tecnologías del proceso más estudiadas, pero actualmente existen nuevas en desarrollo.

A partir de la evaluación de las alternativas tecnológicas por etapas se determinaron aquellas más atractivas según su rendimiento tanto energético como económico. En la etapa de floculación la opción del uso de sulfato de aluminio entrega los mejores resultados, mientras que en la etapa de desaguado y concentración, se estableció que la mejor alternativa es la preconcentración de las microalgas con sedimentadores gravitacionales para luego concentrarlas usando una centrífuga. Por otra parte, debido a la confiabilidad que entrega, en la etapa de secado se recomienda el uso de un secador por aspersion. En la etapa de ruptura, la aplicación de ultrasonido resulta ser la más conveniente de las alternativas si se pretende tratar algas en solución, mientras que si las algas se encuentran secas, el uso de una prensa es una alternativa

atractiva. Para extraer los lípidos de las algas, el uso de solventes orgánicos, en este caso hexano, se impone a otras alternativas, independientemente si la operación se realiza con algas en solución o secas.

Al evaluar el sistema completo de una planta productiva de biodiesel desde microalgas es posible obtener resultados con una alta variabilidad respecto a la sustentabilidad energética y económica de éstos, es decir, una diferencia de consumo energético y de costos importante, dependiendo de la metodología de tanto la metodología de diseño adoptada, como a las tecnologías y equipos que se incluyen como parte del proceso.

El enfoque por etapas se fundamenta en la independencia de las etapas, así obligando a adaptar las operaciones y considerar equipos auxiliares para producir y tratar productos intermedios específicos, vendidos y comprados a las etapas posteriores y previas del proceso, respectivamente. El uso de la metodología de sistema completo permite eliminar del proceso ciertas operaciones y equipos, al ser considerados por éste como prescindibles, dado que las restricciones disminuyen al producto de salida y la corriente de entrada.

La metodología de sistema completo entrega un diseño y resultados más acorde a la realidad, debido a que el enfoque por etapas tiende a subestimar o sobreestimar la producción de las etapas, y evita seguir el rastro a ciertos componentes dosificados al sistema. Estos antecedentes predisponen a que los procesos diseñados por etapas deban enfrentar problemas de capacidad y que en la realidad su costo de operación sea mayor al esperado. El diseño por enfoque de sistema completo significa por lo tanto un tiempo mayor en la etapa de concepción del proyecto, pero reduce los costos y el tiempo de dedicación en las etapas posteriores de éste.

Por medio del uso de la metodología de sistema completo fue posible obtener un diseño de proceso productivo sustentable energéticamente, es decir, la energía requerida para producir lípidos en cantidades suficientes para obtener un litro de biodiesel, es menor a la energía que se obtiene al consumir dicho combustible, contrario y distante a lo que se obtuvo por medio de la metodología del diseño por etapas, en donde dicho resultado no fue posible. La eliminación de la etapa del secado es una prioridad, en conjunto con la tarea de potenciar las tecnologías que procesan algas en solución, dado que se observa que hoy por hoy dicha es la única vía para alcanzar la sustentabilidad energética estricta. La incorporación de energías renovables dentro del proceso es otro desafío que hay que abordar, considerando que el valor relativo de la energía líquida (biodiesel) es mayor que el valor de la energía en estado natural o proveniente de procesos naturales.

En materia de sustentabilidad ambiental, la metodología de diseño por sistema completo permite trabajar y enfrentar problemas en este ámbito de mejor manera. Al considerar esta metodología la interacción entre las etapas y entre sistemas, permite seguir el rastro de los compuestos de las corrientes, apoyando un análisis de ciclo de vida, y permite prevenir impactos. Además, el enfoque de sistema completo permite una gestión de los residuos de tal manera de revalorizarlos y tratarlos para producir subproductos. Por otra parte, el enfoque de diseño por etapas enfrenta un problema al deber medir o estimar sus impactos, debido a que no posee la capacidad de seguir los componentes del sistema, además de tender a evitar la gestión de los residuos, generalmente considerando relegar dicha tarea a alguna empresa externa. El uso de

quitosano o polímeros naturales para la floculación de las algas y el uso de CO<sub>2</sub> en estado supercrítico para la extracción de los lípidos se perfilan como alternativas que permitirían disminuir el impacto ambiental de los procesos. Lamentablemente, su uso se encuentra en una enorme desventaja económicamente hablando, especialmente el último, debido a que los costos actuales de operación e inversión de la tecnología supercrítica vuelven inviable a esta opción.

Al evaluar el uso de biodigestores para tratar el remanente de algas, residuo de la etapa de extracción del proceso de producción de biodiesel, se determinó que los costos asociados a su operación y adquisición no justifican el aporte que éstos podrían entregar en materia de ahorro de energía térmica a través de la quema del biogás que producen.

Ambas metodologías de diseño coinciden en que la producción de biodiesel desde microalgas no es rentable, considerando el precio actual del diesel en Chile (\$619 pesos chilenos a la fecha del trabajo). No obstante, el proceso diseñado durante el presente trabajo que ha logrado el mejor rendimiento económico, ha sido diseñado mediante la metodología de sistema completo. Para que dicho proceso sea rentable, se requiere de la subvención del estado o que el precio del litro de diesel alcance al menos los \$.2431 pesos chilenos, evaluando el proyecto con una tasa de descuento del 8%.

La sustentabilidad económica del proceso podría lograrse por medio de la elaboración de subproductos de alto valor derivados de las microalgas que actualmente poseen una demanda creciente en el mercado, como por ejemplo proteínas, compuestos bioactivos, y carotenoides (estos últimos en caso de tratar algas rojas).

## 10. Bibliografía

- [1] Oxford Dictionaries, «Sustainable,» Word Meaning, [En línea]. Available: <http://www.oxforddictionaries.com/definition/english/sustainable>. [Último acceso: 01 Marzo 2014].
- [2] Real Academia Española, «Diccionario de Lengua Española,» RAE, 2001. [En línea]. Available: <http://www.rae.es/recursos/diccionarios/drae>. [Último acceso: 02 Junio 2014].
- [3] Organización de las Naciones Unidas, «World population projected to reach 9.6 billion by 2050 - UN Report,» UN News Centre, 13 Junio 2013. [En línea]. Available: <http://www.un.org/apps/news/story.asp?NewsID=45165#.U4yaZfldVoM>. [Último acceso: 02 Junio 2014].
- [4] Agencia Europea de Medioambiente, «Natural Resources,» Environmental Topics, [En línea]. Available: <http://www.eea.europa.eu/themes/natural/intro>. [Último acceso: 02 Junio 2014].
- [5] P. Stasinopoulos, M. Smith, K. Hargroves y C. Desha, Whole System Design: An integrated Approach to Sustainable Engineering, Londres: The Natural Edge Project, 2008.
- [6] U.S. Energy Information Administration (EIA), «International Energy Outlook 2013: EIA,» [En línea]. Available: <http://www.eia.gov/forecasts/ieo>. [Último acceso: 01 Marzo 2014].
- [7] Ministerio de Energía, Gobierno de Chile, «Energías Renovables No Convencionales,» Portal de Información - Minenergía, [En línea]. Available: [http://antiguo.minenergia.cl/minwww/opencms/14\\_portal\\_informacion/la\\_energia/ernc.html#;](http://antiguo.minenergia.cl/minwww/opencms/14_portal_informacion/la_energia/ernc.html#;). [Último acceso: 02 Junio 2014].
- [8] University of California in Los Angeles (UCLA), «Know your Inner Fatty: All about Lipids,» 2012. [En línea]. Available: [http://www.chem.ucla.edu/harding/ec\\_tutorials/tutorial87.pdf](http://www.chem.ucla.edu/harding/ec_tutorials/tutorial87.pdf). [Último acceso: 15 June 2014].
- [9] Clackline Valley Olives, «Chemical Characteristics - Chemical Composition of Olive Oil,» [En línea]. Available: <http://www.clacklinevalleyolives.com.au/Varieties/Chemical.html>. [Último acceso: 03 Junio 2014].
- [10] M. E. Lienqueo, «Energía Renovable a Partir de Biomásas,» Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Universidad de Chile, Santiago de Chile, 2012.
- [11] Biofuel.org.uk, «Biofuels: What are they?,» 2010. [En línea]. Available: <http://biofuel.org.uk/>. [Último acceso: 10 Marzo 2014].

- [12] European Parliament, «Food versus Fuel,» European Parliament Research Service, [En línea]. Available: <http://epthinktank.eu/2014/03/27/food-versus-fuel/>. [Último acceso: 28 Marzo 2014].
- [13] J. Foley, «Cinco pasos para alimentar al mundo,» *National Geographic en Español*, pp. 2-35, Mayo 2014.
- [14] B. A. Babcock, «Measuring Unmeasurable Land-Use Changes from Biofuels,» Center for Agricultural and Rural Development, Iowa State University, 2009. [En línea]. Available: [http://www.card.iastate.edu/iowa\\_ag\\_review/summer\\_09/article2.aspx](http://www.card.iastate.edu/iowa_ag_review/summer_09/article2.aspx). [Último acceso: 28 Marzo 2014].
- [15] Parlamento Europeo, «Monitoring and Reduction of Greenhouse Gas Emissions from Fuels,» *Periódico Oficial de la Unión Europea*, 17 Diciembre 2008.
- [16] I. Petrick, L. Dombrowski, M. Kröger, T. Beckert, T. Kuchling y S. Kureti, «Algae Biorefinery - Material and energy use of algae,» Deutsches Biomasseforschungszentrum (DBFZ), Leipzig, Alemania, 2013.
- [17] C. Posten y C. Walter, *Microalgal Biotechnology: Potencial and Production*, Berlin: Walter de Gruyter, 2012.
- [18] A. Santana, J. S. M. Larrayoz y R. Filho, «Supercritical carbon dioxide extraction of algal lipids for the biodiesel production,» *Procedia Engineering*, vol. 42, pp. 1755-1761, 2012.
- [19] Y. Chisti, «Biodiesel from Microalgae,» *Biotechnology Advances*, vol. 25, nº 3, pp. 294-306, 2007.
- [20] I. Rawat, R. Ranjith Kumar, T. Mutanda y F. Bux, «Biodiesel from microalgae: A critical evaluation from laboratory to large scale production,» *Applied Energy*, vol. 103, pp. 444-467, 2013.
- [21] M. Demirbas, «Biofuels from algae for sustainable development,» *Applied Energy*, vol. 88, pp. 3473-3480, 2011.
- [22] P. Prabakaran y D. Ravindran A, «Lipid extraction and CO<sub>2</sub> mitigation by microalgae,» *Biochemical Technology*, vol. 4, nº 1, pp. 469-472, 2012.
- [23] Comisión Nacional de Energía de Chile (CNE), «Biodiesel,» Gobierno de Chile.
- [24] Biodiesel Uruguay, «Utilice Biodiesel en su Vehículo,» 2009. [En línea]. Available: [http://www.biodiesel-uruguay.com/biodiesel\\_vehiculos.php](http://www.biodiesel-uruguay.com/biodiesel_vehiculos.php). [Último acceso: 20 Junio 2014].

- [25] Algae Industry Magazine, «AlgaeIndustryMagazine.com,» 25 Julio 2013. [En línea]. Available: <http://www.algaeindustrymagazine.com/qualitas-on-track-for-commercial-omega-3/>. [Último acceso: 15 Junio 2014].
- [26] Biofuel Industry News, «Petro Industry News,» 17 Mayo 2013. [En línea]. Available: [http://www.petro-online.com/news/biofuel-industry-news/22/breaking\\_news/microalgae\\_could\\_produce\\_the\\_next\\_biodiesel/25272/](http://www.petro-online.com/news/biofuel-industry-news/22/breaking_news/microalgae_could_produce_the_next_biodiesel/25272/). [Último acceso: 15 Junio 2014].
- [27] U.S. Energy Information Administration (EIA), «International Energy Statistics - Biodiesel,» U.S Department of Energy, 2011.
- [28] OECD-FAO, «Agricultural Outlook 2011-2020,» 2011.
- [29] C. S. Rizza, «Experiments and modeling of supercritical CO<sub>2</sub> extraction of lipids from microalgae,» *Tesis (Magíster en Ingeniería Química y Procesos Industriales). Padova, Italia. Universidad de Padova*, 2014.
- [30] L. Lardon, A. Hélias, B. Sialve, J.-P. Steyer y O. Bernard, «Life-Cycle Assessment of Biodiesel Production from Microalgae,» *Environmental Science & Technology*, vol. 43, n° 17, pp. 6475-6481, 2009.
- [31] K. Sander y G. Murthy, «Life cycle analysis of algae biodiesel,» *The International Journal of Life Cycle Assessment*, vol. 15, n° 7, pp. 704-714, 2010.
- [32] H. Greenwell, L. Laurens y R. Schields, «Placing microalgae in the biofuel priority list: a review of the technological challenges,» *Journal of the Royal Society*, vol. 7, n° 46, pp. 703-726, 2010.
- [33] C. Beal, R. Hebner, M. Webber, R. Ruoff y A. Seibert, «The Energy Return on Investment for Algal Biocrude: Results for a Research Production Facility,» *Bioenergy Research*, vol. 5, n° 2, pp. 341-362, 2012.
- [34] E. Molina Grima, E. Belarbi y F. Ación Fernández, «Recovery of microalgal biomass and metabolites: process options and economics,» *Biotechnology advances*, vol. 20, n° 7-8, pp. 491-515, 2003.
- [35] R. Henderson, S. Parsons y B. Jefferson, «The impact of algal properties and pre-oxidation on solid-liquid separation of algae,» *Water research*, vol. 42, n° 8-9, pp. 1827-1845, 2008.
- [36] D. Schmack, G. Schneider y R. Nusko, «Effizienzsteigerung der biogasnutzung durch Solarenergie,» Schmack Biogas AG, 2008.
- [37] T. Sim, A. Goh y E. Becker, «Comparison of Centrifugation , Dissolved Air Flotation and Drum Filtration Techniques for Harvesting Sewage-grown Algae A . Gob,» *Biomass*, vol. 16, pp. 51-62, 1988.

- [38] G. Shelef y A. Sukenik, «Microalgae Harvesting and Processing : A Literature Review,» Technion Research and Development Foundation Ltd., Haifa, Israel, 1984.
- [39] P. Wiley, B. McKuin y J. E. Campbell, «Production of Biodiesel and Biogas from Algae: A Review of Process Train Options,» *Water Environment Research*, vol. 83, nº 4, pp. 326-338, 2011.
- [40] World Water Works Inc., «World Water Works AHTO System for Algae Harvesting,» *Algae Industry Magazine.com*, 04 Febrero 2011. [En línea]. Available: <http://www.algaeindustrymagazine.com/world-water-works-ahto-system-for-algae-harvesting/>. [Último acceso: 12 Marzo 2014].
- [41] M. Brocken, «Case Study: Spiral plate technology for totally dewatering algae alive,» de *Microalgal Biotechnology: Potential and production*, Berlin, Walter de Gruyter, 2012, pp. 253-258.
- [42] N. Uduman, Y. Qi, M. K. Danquah, G. M. Forde y A. Hoadley, «Dewatering of microalgal cultures: A major bottleneck to algal-based fuels,» *Journal of Renewable and Sustainable Energy*, vol. 2, 2010.
- [43] Naturalis food, «Tecnologías de secado de alimentos».
- [44] O. B. Christiansen y M. Sutura Sardo, «Find the Optimum Flash Dryer to Remove Surface Moisture,» *CEP Magazine*, pp. 54-58, Agosto 2001.
- [45] Y. Chisti y M. Moo-Young, «Disruption of microbial cells for intracellular products,» *Enzyme and Microbial Technology*, vol. 8, nº 4, pp. 194-204, 1986.
- [46] A. P. Middelberg, «Process scale disruption of microorganism,» *Biotechnology Advances*, vol. 13, nº 3, pp. 491-551, 1995.
- [47] Hielscher Ultrasonics GmbH, «Ultrasonidos desintegración de las estructuras de la célula,» [En línea]. Available: [http://www.hielscher.com/es/cell\\_disintegration\\_01.htm](http://www.hielscher.com/es/cell_disintegration_01.htm). [Último acceso: 20 Junio 2014].
- [48] R. Harun, M. Singh, G. M. Forde y M. K. Danquah, «Bioprocess engineering of microalgae to produce a variety of consumer products,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, nº 3, pp. 1037-1047, 2010.
- [49] J. Doucha y K. Livansky, «Influence of processing parameters on disintegration of Chlorella cells in various types of homogenizers.,» *Applied microbiology and biotechnology*, vol. 81, nº 3, pp. 431-440, 2008.
- [50] E. Spiden, B. Yap y D. Hill, «Quantitative evaluation of the ease of rupture of industrially promising microalgae by high pressure homogenization.,» *Bioresource Technology*, vol. 140, pp. 165-171, 2013.

- [51] E. Stahl, K. W. Quirin y D. Gerard, «Verdichtete Gase zur Extraction und Raffination,» Springer, Berlin; New York, 1987.
- [52] Biocombustibles Vascos, «Patentados.com,» [En línea]. Available: <http://patentados.com/invento/transesterificacion-de-trigliceridos-mediante-nuevos-sistemas-cataliti.html>. [Último acceso: 30 Junio 2014].
- [53] Algaefuels Biotechnology, «Quienes Somos,» Algaefuels S.A, [En línea]. Available: <http://www.algaefuels.cl/index.html>. [Último acceso: 10 Marzo 2014].
- [54] Rocky Mountain Institute, «Whole-Systems Design,» [En línea]. Available: <http://www.rmi.org/Whole-Systems+Design>. [Último acceso: 10 Marzo 2014].
- [55] Intelligen, Inc., «About Us - Products:SuperPro,» [En línea]. Available: <http://www.intelligen.com/compinfo.html>. [Último acceso: 05 Julio 2014].
- [56] SuperPro Designer, *Base de datos actualizada del programa*, Intelligen, Inc., 2014.
- [57] D. B. Fishman, «Pathways for Algal Biofuels,» Programa de Biomasa. Departamento de Energía de los Estados Unidos, 2012.
- [58] C. Sáez Navarrete, Interviewee, *Consulta sobre las propiedades de las microalgas*. [Entrevista]. 06 Mayo 2014.
- [59] Empresa Nacional del Petróleo (ENAP), «Informe Semanal Variaciones de Precios de Combustibles - Semana del 10 al 16 de Julio de 2014,» ENAP, 10 Julio 2014. [En línea]. Available: <http://www.enap.cl/pag/53/784/informe-precios>. [Último acceso: 11 Julio 2014].
- [60] El Banco Mundial, «Datos: Inflación, Índice de deflación del PIB (% anual),» Grupo del Banco Mundial, 2014. [En línea]. Available: <http://datos.bancomundial.org/indicador/NY.GDP.DEFL.KD.ZG>. [Último acceso: 01 Junio 2014].
- [61] K. Sudhakar, M. Premalatha y K. Sudharshan, «Energy Balance and Exergy analysis of large scale algal biomass production,» de *The 2nd Korea-Indonesia Workshop & International Symposium on bioenergy from Biomass*, Serpong-BSD City, Indonesia, 2012.
- [62] Oilgae, «Oilgae: Algae: Oil,» [En línea]. Available: <http://www.oilgae.com/algae/oil/oil.html>. [Último acceso: 01 Junio 2014].
- [63] División de Prospectiva y Política Energética del Ministerio de Energía, «Balance Nacional de Energía (BNE),» Gobierno de Chile, Santiago de Chile, 2012.

- [64] M. A. Borowitzka, «Culturing microalgae in outdoor ponds,» de *Algal Culturing Techniques* (ed. R. A. Anderson), Londres, Elsevier Academic Press, 2005, pp. 205-218.
- [65] L. Herrera Zepellin, Interviewee, *Consultoría respecto a la floculación de microalgas*. [Entrevista]. 05 Marzo 2014.
- [66] A. Ahmad, N. Mat Yasin, C. Derek y J. Lim, «Optimization of microalgae coagulation process using chitosan,» *Chemical Engineering Journal*, vol. 173, nº 3, pp. 879-882, 2011.
- [67] M. Cho, B. Ma, M. Yun, H. Kim, J. Lee, C. Lee y S. Lee, «Influence of flocculation conditions on membrane filtration characteristics in coagulation- microfiltration (MF) hybrid process for water treatment.,» Water Environment-Membrane technology Laboratory, School of Chemical Engineering, Seoul National University, Seoul, Corea del Sur.
- [68] C. Sáez Navarrete, Interviewee, *Consultoría respecto una planta de desaguado para la producción de biodiesel desde microalgas*. [Entrevista]. 06 Marzo 2014.
- [69] O. K. Stark, R. Damann y A. Stein, «Abtrennung von Biomasse mittels Mikroflotation,» *Korrespondenz Abwasser*, vol. 55, nº 5, 2008.
- [70] The Engineering Toolbox, «Air Solubility in Water,» The Engineering Toolbox, [En línea]. Available: [http://www.fs-journal.de/Schwerpunktthemen/2012/deutsch/4\\_2\\_Algenernte\\_mit\\_verbessertes\\_Energieeffizienz.pdf](http://www.fs-journal.de/Schwerpunktthemen/2012/deutsch/4_2_Algenernte_mit_verbessertes_Energieeffizienz.pdf). [Último acceso: 10 Marzo 2014].
- [71] W. Steiger y M. Wimmer, «Algenernte mit verbesserte Energieeffizienz,» de *5. Bundesalgenstammtisch: Algenbiotechnologie für Ernährung und Bioökonomie*, München-Pullach, 2012.
- [72] World Water Works, Inc, «Technologies: Dissolved Air Flotation: Nikuni Pump,» World Water Works, [En línea]. Available: <http://www.worldwaterworks.com/slides/daf>. [Último acceso: 08 Mayo 2014].
- [73] GEA, «GEA Westfalia Separator,» GEA Westfalia Separator Division.
- [74] A. Piek, «Case Study: Biomass from open ponds,» de *Microalgal Biotechnology: Potencial and Production*, Berlin, Walter de Gruyter GmbH, 2012, pp. 247-252.
- [75] A. Mujumdar, «Classification and Selection of Industrial Dryers».
- [76] R. Araos, Interviewee, *Consultoría respecto al uso de secadores en la industria*. [Entrevista]. 28 Abril 2014.
- [77] Masters, *Spray Drying Handbook*, 1991.

- [78] E. Yanza, «Diseño de un secador por atomización a nivel piloto para jugo concentrado de tomate de árbol,» Departamento de Ingeniería Química - Universidad Nacional de Colombia, Manizales, 2003.
- [79] Distact, «Function of the universal drum dryer,» Distact, [En línea]. Available: <http://www.distact.com/en/drum-dryer/function.html>. [Último acceso: 05 Julio 2014].
- [80] G. Strüwing y W. Augustin, «Drum dryer for batch drying of organic product e.g. fermentation residue, has drum having ring lid, orifice, guidance ribs, casing, chamber flange and bearing supports that are made from reinforced mineral casting». Alemania Patente DE102011103021 A1, 29 Noviembre 2012.
- [81] J. McMillan, I. Watson, M. Ali y W. Jaafar, «Evaluation and comparison of algal cell disruption methods: Microwave, waterbath, blender, ultrasonic and laser treatment,» *Applied Energy*, vol. 103, pp. 128-134, 2013.
- [82] R. Halim, T. Rupasinghe, D. Tull y P. Webley, «Mechanical cell disruption for lipid extraction from microalgal biomass.,» *Bioresource Technology*, vol. 140, pp. 53-63, 2013.
- [83] Z. Berk, *Food Process Engineering and Technology*, London: Elsevier, 2009.
- [84] N. Munir, N. Sharif, S. Naz, F. Saleem y F. Manzoor, «Harvesting and Processing of Microalgae Biomass Fractions for Biodiesel Production (A Review),» *Science Technology and Development*, vol. 32, n° 3, pp. 235-243, 2013.
- [85] C.-H. Cheng, T.-B. Du, H.-C. Pi, S.-M. Jang, Y.-H. Lin y H.-T. Lee, «Comparative study of lipid extraction from microalgae by organic solvent and supercritical CO<sub>2</sub>,» *Bioresource Technology*, vol. 102, n° 2011, pp. 10151-10153, 2011.
- [86] F. Reyes Madrid, «Extracción con CO<sub>2</sub> supercrítico de aceite p10c15,» Laboratorio de Extracción de Materiales Biológicos - Pontificia Universidad Católica de Chile, Santiago de Chile, 2014.
- [87] I. L. Olmstead, S. E. Kentish, P. J. Scales y G. J. Martin, «Low solvent, low temperature method for extracting biodiesel lipids from concentrate,» *Bioresource Technology*, vol. 148, pp. 615-619, 2013.
- [88] T. M. Mata, A. A. Martins y N. S. Caetano, «Microalgae for biodiesel production and other applications: A review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, n° 1, pp. 217-232, 2010.
- [89] Aguas Antofagasta, «Tarifas Actuales,» Aguas Antofagasta, 2014. [En línea]. Available: <http://www3.aguasantofagasta.cl/empresa/informacion-comercial/tarifas/tarifas-actuales.html>. [Último acceso: 15 Mayo 2014].

- [90] ELECDA, «Clientes: Tarifas,» 2014. [En línea]. Available: <http://www.elecda.cl/clienteempresa/Tarifas/Tarifas%20de%20Suministro%20El%20C3%A9ctrico%2001%2005%202014%20ELECDA.pdf>. [Último acceso: 15 Mayo 2014].
- [91] Alibaba.com, «Aluminium Sulphate,» Alibaba Group, 2014. [En línea]. Available: <http://www.alibaba.com/showroom/aluminium-sulphate.html>. [Último acceso: 15 Mayo 2014].
- [92] Alibaba.com, «Quitosano,» Alibaba Group, 2014. [En línea]. Available: <http://spanish.alibaba.com/goods/chitosan-price.html>. [Último acceso: 15 Mayo 2014].
- [93] Alibaba.com, «Hidróxido de Sodio,» Alibaba Group, 2014. [En línea]. Available: <http://spanish.alibaba.com/goods/sodium-hydroxide.html>. [Último acceso: 15 Mayo 2014].
- [94] T. Lundquist, I. Woertz, N. Quinn y J. Bennemann, «A realistic technology and engineering assesment of algae biofuels production,» Berkeley, 2010.
- [95] PentAir, «Dosing/Metering Pumps,» Marketing Office PentAir, Chennai, 2014.
- [96] Zhejiang Ailipu Pump Co. Ltd, «Ailipu: Home: Product List: Metering Pumps,» Trade Media Holdings Ltd., 2014. [En línea]. Available: <http://ailipu88.manufacturer.globalsources.com/si/6008822870708/pdtl/Metering-pump/1065065978/Metering-Pump.htm>. [Último acceso: 19 Mayo 2014].
- [97] Matches, «Ejector Cost Estimate,» Matches, 2014. [En línea]. Available: <http://www.matche.com/default.html>. [Último acceso: 19 Mayo 2014].
- [98] R. M. Knuckey, M. R. Brown, R. Robert y D. M. Frampton, «Production of Microalgal concentrates by flocculation and their assessment as aquaculture feeds,» *Aquacultural Engineering*, vol. 35, nº 3, pp. 300-313, 2006.
- [99] Prominent, «Prominent: Products: Metering Pumps,» Prominent, 2014. [En línea]. Available: <http://www.prominent.com/Products/Metering-Pumps/Process-Metering-Pumps/Diaphragm-process-metering-pump/Makro-5-Diaphragm-Metering-pump.aspx>. [Último acceso: 16 Abril 2014].
- [100] C. Bravo Fritz, «Análisis Económico-Energético del uso de biomasa microalgal para la producción de bioenergía en Chile,» *Memoria (Título de Ingeniería Industrial y Diplomado en Ingeniería Ambiental)*. Santiago de Chile, Chile. Pontificia Universidad Católica de Chile, 2012.
- [101] Alibaba.com, «Milk Storage Tank,» Jhen Ten, 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/Milk-Storage-Tank\\_1830945626.html](http://www.alibaba.com/product-detail/Milk-Storage-Tank_1830945626.html). [Último acceso: 11 Junio 2014].

- [102] GEA, «Products: Separator SSE,» GEA Westfalia Separator Group, 2014. [En línea]. Available: <http://www.westfalia-separator.com/products/product-finder/product-finder-detail/product/separator-sse-400.html>. [Último acceso: 15 Mayo 2014].
- [103] L. K. Wang, N. K. Shammass, W. A. Selke y D. B. Aulenbach, *Flotation Technology*, Springer, 2010.
- [104] GEA, «Products: Separator SSD 60-06-007,» GEA Westfalia Separator Group, 2014. [En línea]. Available: <http://www.westfalia-separator.com/products/product-finder/product-finder-detail/product/separator-ssd-60-06-007.html>. [Último acceso: 15 Mayo 2014].
- [105] W. Schnettler, Interviewee, *Consultoría respecto a motores de vibración de depósitos de material particulado o polvo*. [Entrevista]. Octubre 2013.
- [106] L. Herrera, Interviewee, *Consultoría respecto al dimensionamiento de equipos*. [Entrevista]. 26 Marzo 2014.
- [107] Alibaba.com, «Powder Storage Tank,» Alibaba Group, 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/Powder-storage-tank\\_492575712.html?s=p](http://www.alibaba.com/product-detail/Powder-storage-tank_492575712.html?s=p). [Último acceso: 16 Mayo 2014].
- [108] Alibaba.com, «Centrifugal Spray Dryer,» 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/LPG-High-speed-Centrifugal-Spray-Dryer\\_814169010.html](http://www.alibaba.com/product-detail/LPG-High-speed-Centrifugal-Spray-Dryer_814169010.html). [Último acceso: 16 Mayo 2014].
- [109] Alibaba.com, «Flash Drying Equipment,» China-Yutong, 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/SXG-Series-Revolving-Flash-Vaporization-Dryer\\_291757471.html?s=p](http://www.alibaba.com/product-detail/SXG-Series-Revolving-Flash-Vaporization-Dryer_291757471.html?s=p). [Último acceso: 15 Mayo 2014].
- [110] Alibaba.com, «Heat Exchanger,» Jiangsu Hebguida Machine Co Ltd., 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/heat-exchanger-manufacturer-for-fin-tube\\_1899165017.html?s=p](http://www.alibaba.com/product-detail/heat-exchanger-manufacturer-for-fin-tube_1899165017.html?s=p). [Último acceso: 16 Mayo 2014].
- [111] Hielscher, «UIP16000 - Most Powerful Ultrasonic Processor,» Hielscher - Ultrasound Technology, 2014. [En línea]. Available: [http://www.hielscher.com/i16000\\_p.htm](http://www.hielscher.com/i16000_p.htm). [Último acceso: 19 Mayo 2014].
- [112] Niro Soavi - GEA, «High Pressure Pumps and Homogenizers,» 2004. [En línea]. Available: [http://www.gea-niro.com.mx/biblioteca/pdfs/High-Pressure\\_Pumps\\_Homogenizers.pdf](http://www.gea-niro.com.mx/biblioteca/pdfs/High-Pressure_Pumps_Homogenizers.pdf). [Último acceso: 19 Mayo 2014].
- [113] Alibaba.com, «High Pressure Homogenizer,» Shanghai Kaiquan Machinery Valve Co., Ltd., 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/CE-certificate-High-pressure-homogenizer-For\\_427091067.html](http://www.alibaba.com/product-detail/CE-certificate-High-pressure-homogenizer-For_427091067.html). [Último acceso: 19 Mayo 2014].

- [114] Willy A. Bachhofen AG, «DYNO Mill - Scaling-up from the lab to production,» 2014. [En línea]. Available: [http://www.wab.ch/fileadmin/redaktion/downloads/Datenblatt\\_/EN\\_KD\\_Datasheet.pdf](http://www.wab.ch/fileadmin/redaktion/downloads/Datenblatt_/EN_KD_Datasheet.pdf). [Último acceso: 19 Mayo 2014].
- [115] Alibaba.com, «Horizontal Bead Mill,» Shanghai Ranen New Energy Equipment & Technology Co., Ltd., 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/horizontal-bead-mill\\_592214871.html](http://www.alibaba.com/product-detail/horizontal-bead-mill_592214871.html). [Último acceso: 19 Mayo 2014].
- [116] Alibaba.com, «Oil Press,» Henan Lanji Machinery Manufacturing Co., Ltd, 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/Competitive-screw-press-oil-exPELLER-price\\_1860909091.html?s=p](http://www.alibaba.com/product-detail/Competitive-screw-press-oil-exPELLER-price_1860909091.html?s=p). [Último acceso: 19 Mayo 2014].
- [117] L. W. Diamond y N. N. Akinfiev, «Solubility of CO<sub>2</sub> in water from -1.5 to 100 °C and from 0.1 to 100 MPa: evaluation of literature data and thermodynamic modelling,» *Fluid Phase Equilibria*, vol. 208, nº 1-2, pp. 265-290, 2003.
- [118] A. Yokozeki y M. B. Shiflett, «The solubility of CO<sub>2</sub> and N<sub>2</sub>O in olive oil,» *Fluid Phase Equilibria*, vol. 305, nº 2, pp. 127-131, 2011.
- [119] Alibaba.com, «CE CERTIFICATE 400L shampoo,toothpaste blending tank for sale,» Zhejiang DaYu Light Industrial Machinery Co., Ltd. , 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/CE-CERTIFICATE-400L-shampoo-toothpaste-blending\\_1118566702.html](http://www.alibaba.com/product-detail/CE-CERTIFICATE-400L-shampoo-toothpaste-blending_1118566702.html). [Último acceso: 20 Julio 2014].
- [120] J. A. Rocha Uribe, J. I. Novelo Perez y C. A. Ruiz Mercado, «Cost estimation for CO<sub>2</sub> supercritical extraction systems and manufacturing cost for habanero pepper,» de *III Iberoamerican Conference on Supercritical Fluids*, Cartagena de Indias, Colombia, 2013.
- [121] M. Gidde y A. Bhalerao, «Optimisation of physical parameters of cogulation-flocculation process in water treatment,» *Environmental Research and Development*, vol. 6, nº 1, pp. 99-110, 2011.
- [122] The Engineering Toolbox, «Heat Transfer Coefficients in Heat Exchangers,» The Engineering Toolbox, 2014. [En línea]. Available: [http://www.engineeringtoolbox.com/heat-transfer-coefficients-exchangers-d\\_450.html](http://www.engineeringtoolbox.com/heat-transfer-coefficients-exchangers-d_450.html). [Último acceso: 20 Mayo 2014].
- [123] Alibaba.com, «Beverage Blending Tank,» Wenzhou Chinz Machinery Co., Ltd, 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/Beverage-blending-tank\\_1084235468.html?s=p](http://www.alibaba.com/product-detail/Beverage-blending-tank_1084235468.html?s=p). [Último acceso: 10 Junio 2014].
- [124] Alibaba.com, «Mixing tank and Blending Tank,» Wenzhou Guoshun Fluid Equipment Co., Ltd, 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/milk-juice-cream-Mixing-tank-and\\_437065283.html?s=p](http://www.alibaba.com/product-detail/milk-juice-cream-Mixing-tank-and_437065283.html?s=p). [Último acceso: 10 Junio 2014].

- [125] Alibaba.com, «Machine Oil Purifier,» Chongqing TOP Oil Purifier Manufacture Co., Ltd , 2014. [En línea]. Available: [http://www.alibaba.com/product-detail/high-quality-gear-oil-filtration-machine\\_1263739518.html](http://www.alibaba.com/product-detail/high-quality-gear-oil-filtration-machine_1263739518.html). [Último acceso: 10 Junio 2014].
- [126] EPA - United States Environmental Protection Agency, «Online Agstar Digest: Spring 2009,» EPA, 04 Julio 2014. [En línea]. Available: <http://www.epa.gov/agstar/news-events/digest/2009spring.html>. [Último acceso: 04 Julio 2014].
- [127] Perry, de *Manual del Ingeniero Químico 7ma Edición*, pp. 6-14.
- [128] A. M. Bolhouse, «Reology of algae slurries,» *University of Texas Libraries*, 2010-2012.
- [129] P. E. Wiley, K. J. Brennemann y A. E. Jacobson, «Improved Algal Harvesting Using Suspended Air Flotation,» *Water Environment Research*, vol. 81, nº 7, pp. 702-708, 2009.

## **Anexo 1. Datos de las simulaciones**

En la presente sección se presentan los detalles de cada una de las simulaciones realizadas durante el trabajo, las cuales fueron desarrolladas con el objetivo de obtener los datos que permitirían la evaluación y comparación de las distintas operaciones unitarias consideradas como posibles tecnologías factibles de utilizar en cada una de las etapas del proceso. También se entregan los detalles de las simulaciones realizadas para evaluar los dos procesos de planta completa que se diseñaron utilizando la metodología de sistema completo.

Se muestran los diagramas de flujo respectivos a cada simulación, en donde se señalan y cuantifican los flujos de entrada y salida de la etapa o del proceso. Además, se informan los valores asumidos para cada uno de los parámetros relevantes relacionados a las operaciones unitarias consideradas en la simulación, el consumo de energía de cada operación, así como las dimensiones y los costos de los equipos. Se añade información relacionada al costo de mantenimiento anual de cada equipo y el costo relacionado a su instalación, los cuales se calculan a partir de un porcentaje del costo de inversión (se informan dichos porcentajes específicos). Por último, se informan las horas laborales asignadas tanto para la operación de las etapas o la planta completa como para las labores de control y la limpieza de cada equipo.

La intención de este anexo complementario al informe del trabajo es otorgar al lector una comprensión más profunda de la labor desarrollada. Es por ello que cada uno de los diagramas mostrados se presenta en hojas aparte, para que la imagen se muestre en un tamaño adecuado para la fácil lectura de su texto y la correcta visualización de sus íconos.

La información relacionada al análisis económico de cada simulación se entrega en el Anexo 2. Ciertos cálculos relacionados al consumo energético de los equipos o de las operaciones se detallan en el Anexo 3. Los volúmenes y dimensiones de los equipos se obtuvieron mediante ecuaciones características, las cuales se detallan en el Anexo 4.

## A. Floculación

### 1.A. Floculación: Sulfato de Aluminio

La Figura 13 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de compuesto para la floculación de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

En el caso particular de la etapa de floculación, se determinó que el flujo de cosecha se subdividiera en 7 flujos paralelos. De esta forma, se trabaja con 7 equipos en paralelo por operación. Por especificaciones del fabricante, al alcanzar el flujo un Reynolds como el indicado en la Tabla 30, se deben utilizar dos mezcladores en línea en serie, es por ello que en la Tabla 32 se informa que se deben adquirir 14 unidades.

**Tabla 30.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación.

Parámetro		
Dosis de Sulfato de Aluminio	50 mg/l	[65]
Concentración Stock Sulf. Alum.	400 g/l	[68]
Tiempo retención mezcla rápida	en línea	
Reynolds fluido	$3,5 \times 10^5$ -	Anexo 3
Tiempo retención mezcla lenta	30 min	[65]
Velocidad agitación mezcla lenta	45 (60) $s^{-1}$ (rpm)	[67] [68]
Eficiencia de floculación resultante	>90 %	[36] [66] [65]

**Tabla 31.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Dosificación de Floculante	0,2 kWh/h	[95]
Mezcla Rápida (Impulso por pérdida de carga)	16 kWh/h	Anexo 3
Agitación (Mezcla Lenta)	1,3 kWh/h	Anexo 3

**Tabla 32.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Bomba Dosificadora	1.A 01	18 l/h	600 [96]	7
Mezclador en línea	1.A 02	6,25 pulg	4.000 [97]	14
Equipo Mezclado	1.A 03	80 m <sup>3</sup>	68.000 [97]	7

**Tabla 33.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosificadora	1.A 01	10%	50%
Mezclador en línea	1.A 02	10%	50%
Equipo Mezclado	1.A 03	10%	30%

**Tabla 34.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación.

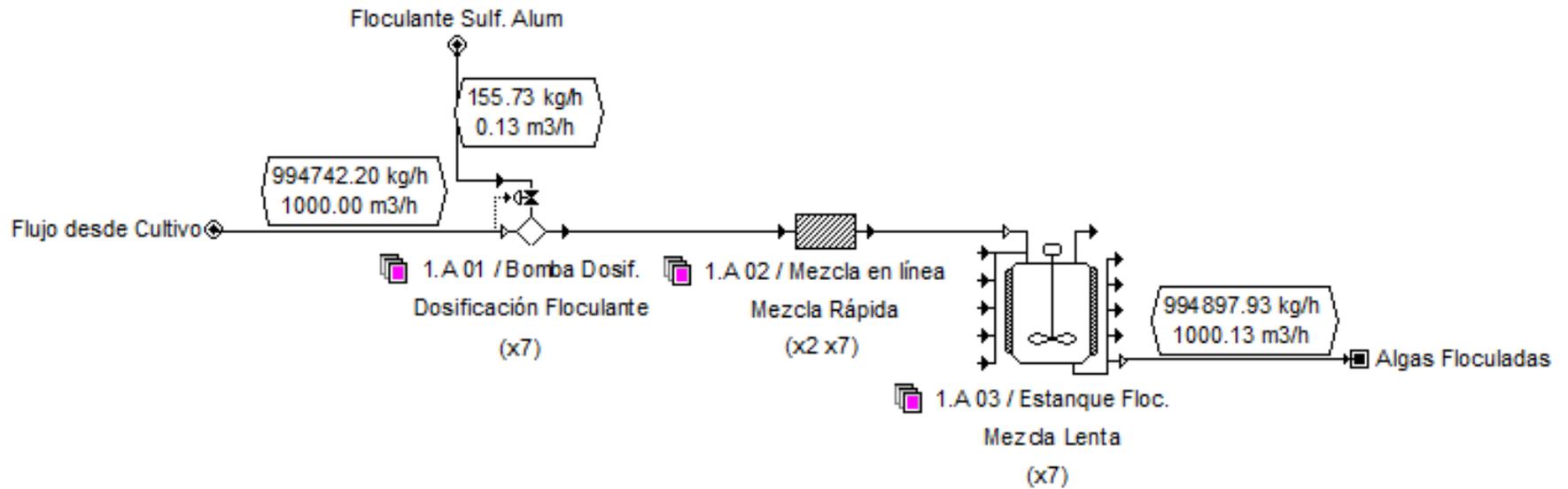
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	50	% turno	0,50	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Bomba Dosificadora	48	horas/año	0,01	hora/hora
Mezclador en línea	168	horas/año	0,02	hora/hora
Equipo Mezclado	252	horas/año	0,03	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 13.** Diagrama elaborado para la simulación del uso de sulfato de aluminio como compuesto floculante en la etapa de floculación.



## 2.A. Floculación: Quitosano

La Figura 14 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de compuesto para la floculación de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

En el caso particular de la etapa de floculación, se determinó que el flujo de cosecha se subdividiera en 7 flujos paralelos. De esta forma, se trabaja con 7 equipos en paralelo por operación. Por especificaciones del fabricante, al alcanzar el flujo un Reynolds como el indicado en la Tabla 35, se deben utilizar dos mezcladores en línea en serie, es por ello que en la Tabla 37 se informa que se deben adquirir 14 unidades.

**Tabla 35.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación.

<b>Parámetro</b>		
Dosis de Quitosano	10 mg/l	[66]
Concentración Stock Quitosano	10 g/l	[66]
Concentración de Ácido Acético (Stock)	10 g/l	[66]
Tiempo retención mezcla rápida	en línea	
Reynolds fluido	$3,5 \times 10^5$ -	Anexo 3
Tiempo retención mezcla lenta	30 min	[65]
Velocidad agitación mezcla lenta	45 (60) $s^{-1}$ (rpm)	[67] [68]
Eficiencia de floculación resultante	>90 %	[36] [66] [65]

**Tabla 36.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación.

<b>Operación</b>	<b>Demanda Energética</b>	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Dosificación de Floculante	1,3 kWh/h	[95]
Mezcla Rápida (Impulso por pérdida de carga)	16 kWh/h	Anexo 3
Agitación (Mezcla Lenta)	1,3 kWh/h	Anexo 3

**Tabla 37.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Bomba Dosificadora	2.A 01	142 l/h	1.500 [96]	7
Mezclador en línea	2.A 02	6,25 pulg	4.000 [97]	14
Equipo Mezclado	2.A 03	80 m <sup>3</sup>	68.000 [97]	7

**Tabla 38.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosificadora	2.A 01	10%	50%
Mezclador en línea	2.A 02	10%	50%
Equipo Mezclado	2.A 03	10%	30%

**Tabla 39.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación.

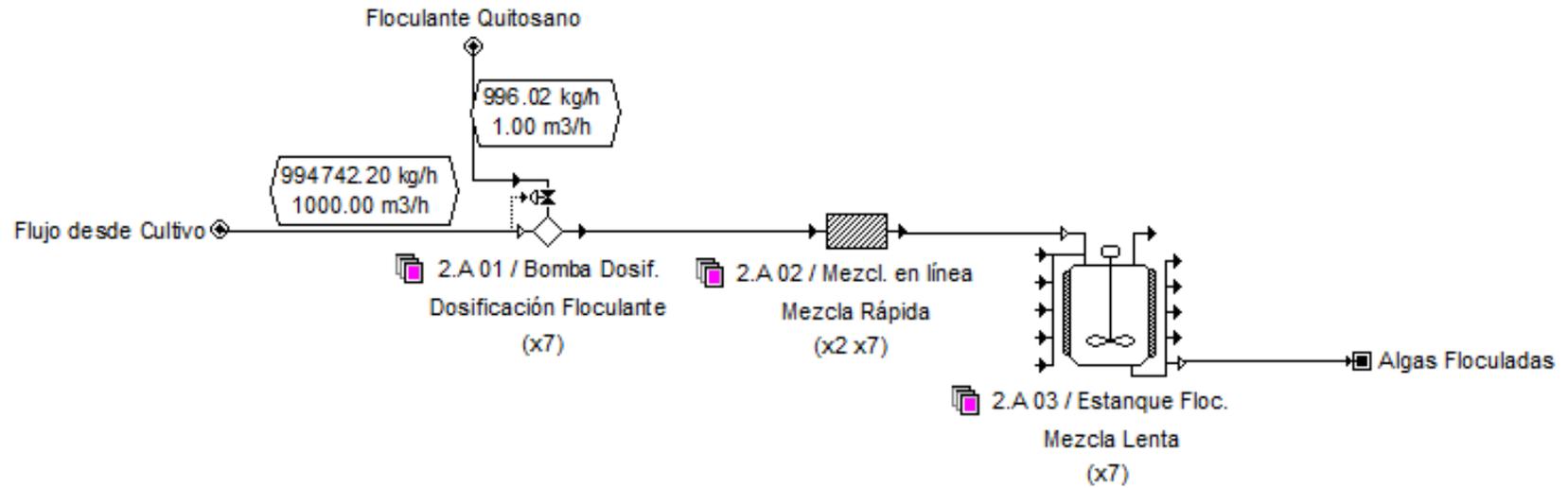
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	50	% turno	0,50	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Bomba Dosificadora	48	horas/año	0,01	hora/hora
Mezclador en línea	168	horas/año	0,02	hora/hora
Equipo Mezclado	252	horas/año	0,03	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 14.** Diagrama elaborado para la simulación del uso de quitosano como compuesto floculante en la etapa de floculación.



### 3.A. Floculación: Hidróxido de Sodio (NaOH)

La Figura 15 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de compuesto para la floculación de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

En el caso particular de la etapa de floculación, se determinó que el flujo de cosecha se subdividiera en 7 flujos paralelos. De esta forma, se trabaja con 7 equipos en paralelo por operación. Por especificaciones del fabricante, al alcanzar el flujo un Reynolds como el indicado en la Tabla 40, se deben utilizar dos mezcladores en línea en serie, es por ello que en la Tabla 42 se informa que se deben adquirir 14 unidades.

**Tabla 40.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.

<b>Parámetro</b>		
Dosis de Quitosano	1200 mg/l	[36]
Concentración Stock Quitosano	40 g/l	[98]
Tiempo retención mezcla rápida	en línea	
Reynolds fluido	$3,5 \times 10^5$ -	Anexo 3
Tiempo retención mezcla lenta	30 min	[65]
Velocidad agitación mezcla lenta	45 (60) $s^{-1}$ (rpm)	[67] [68]
Eficiencia de floculación resultante	>90 %	[36] [66] [65]

**Tabla 41.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.

<b>Operación</b>	<b>Demanda Energética</b>	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Dosificación de Floculante	21 kWh/h	[99]
Mezcla Rápida (Impulso por pérdida de carga)	16 kWh/h	Anexo 3
Agitación (Mezcla Lenta)	1,3 kWh/h	Anexo 3

**Tabla 42.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Bomba Dosificadora	3.A 01	4,4 m <sup>3</sup> /h	4.800 [96]	7
Mezclador en línea	3.A 02	6,25 pulg	4.000 [97]	14
Equipo Mezclado	3.A 03	80 m <sup>3</sup>	68.000 [97]	7

**Tabla 43.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosificadora	3.A 01	10%	50%
Mezclador en línea	3.A 02	10%	50%
Equipo Mezclado	3.A 03	10%	30%

**Tabla 44.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.

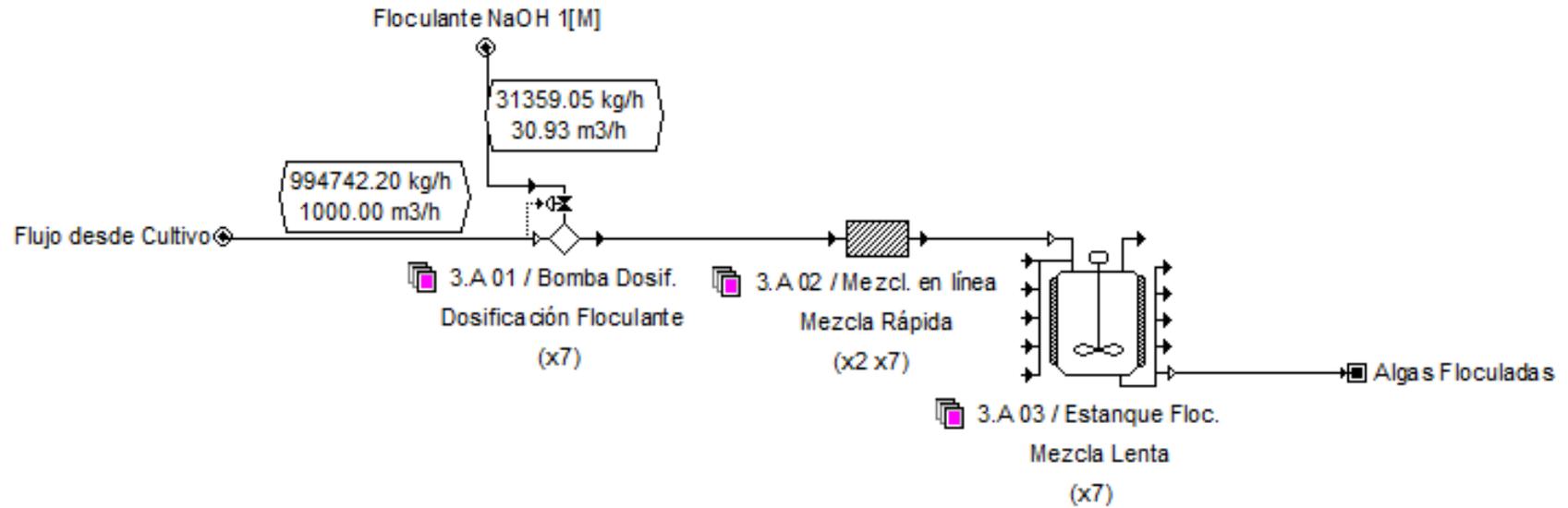
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	50	% turno	0,50	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Bomba Dosificadora	48	horas/año	0,01	hora/hora
Mezclador en línea	168	horas/año	0,02	hora/hora
Equipo Mezclado	252	horas/año	0,03	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 15.** Diagrama elaborado para la simulación del uso de hidróxido de sodio como compuesto desestabilizador de carga en la etapa de floculación.



## B. Desaguado y Concentración

### 1.B. Sedimentación y Filtración

La Figura 16 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el desaguado y la concentración de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

En el caso particular de la alternativa de uso de sedimentadores y filtros de paños en la etapa de desaguado y concentración, se determinó que se trataran los 7 flujos paralelos provenientes de la etapa de floculación en líneas particulares. De esta forma, se trabaja con 7 equipos en paralelo por operación, utilizando sedimentadores de menor área superficial y permitiendo que la operación batch de los filtros asimile a un proceso continuo.

**Tabla 45.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Parámetro</b>		
<i>Sedimentación por gravedad</i>		
Velocidad de sedimentación	0,9 m/h	[68]
Eficiencia de separación	80 %	[35]
Concentración en sedimento	2 % p/p	[16] [68]
<i>Filtrado con filtro de marcos y paños</i>		
Velocidad de Filtrado	0,05 m/h	[68]
Eficiencia de Separación	80 %	[37]
Concentración en torta	20 % p/p	[68] [38]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

Para estimar el costo del estanque de almacenamiento de producto de la etapa, el cual se informa en la Tabla 47, se hizo uso de la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

El factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques que entrega la fuente (vendedor). El estanque básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

En el caso de los sedimentadores, el costo de inversión a realizar fue actualizado por medio de la ecuación 2 (CEPCI), considerando que la referencia que se utilizó para cotizar el equipo data del año 2012.

**Tabla 46.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Consumo Energía por Elevación Flujos	4,5 kWh/h	Anexo 3
Filtrado	0,88 kWh/m <sup>3</sup>	[38]

**Tabla 47.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Sedimentador	1.B 01	159 m <sup>2</sup>	15.000 [100]	7
Filtro marcos y paños	1.B 02	63 m <sup>2</sup>	164.000 [97]	7
Estanque Depósito	1.B 03	1,8 m <sup>3</sup>	3.000 [101]	1

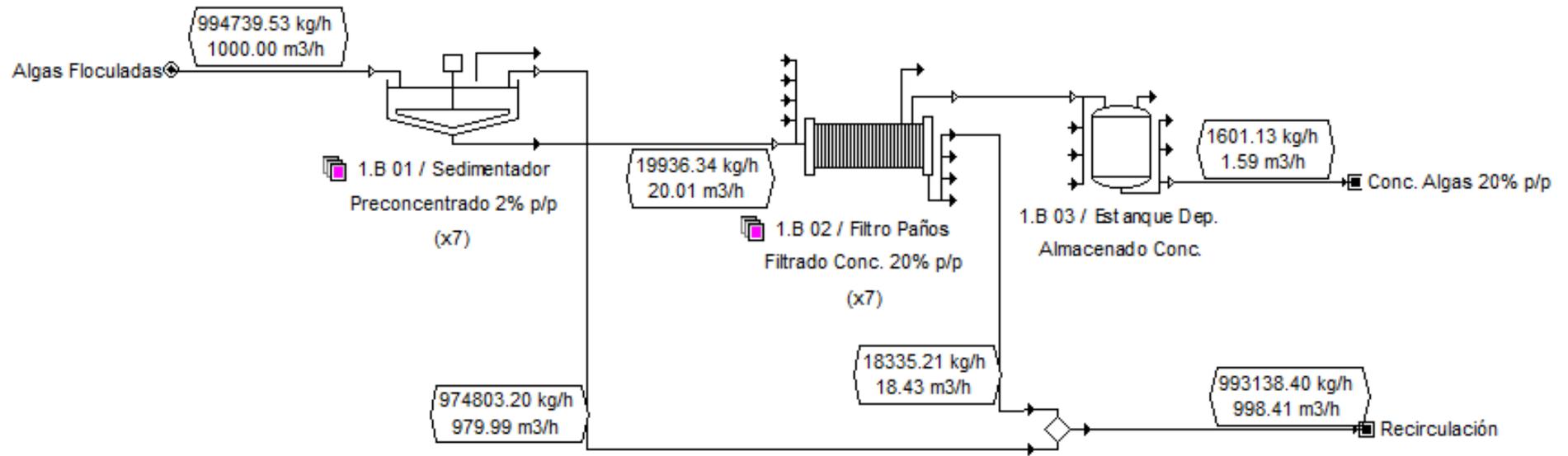
**Tabla 48.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Sedimentador	1.B 01	15%	20%
Filtro marcos y paños	1.B 02	10%	50%
Estanque Depósito	1.B 03	10%	30%

**Tabla 49.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Operación</b>	<b>Demanda de Tiempo</b>		<b>Horas Normalizadas***</b>	
<i>Operación*</i>	50	% turno	0,50	hora/hora
<i>Operación Filtro</i>	100	% turno	1,00	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantenimiento</i>				
Sedimentador	504	horas/año	0,06	hora/hora
Filtro marcos y paños	252	horas/año	0,03	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora
<p>* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.</p> <p>** De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.</p> <p>*** Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).</p>				

**Figura 16.** Diagrama elaborado para la simulación de sedimentación por gravedad y filtrado en la etapa de desaguado y concentración.



## 2.B. Centrifugación

La Figura 17 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el desaguado y la concentración de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 50.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

Parámetro		
Capacidad Centrifugas	120 m <sup>3</sup> /h	[73] [74]
Eficiencia de separación	95 %	[41]
Concentración pasta	20 % p/p	[16] [74] [41]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 51.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Consumo Energía por Elevación Flujos	8,3 kWh/h	Anexo 3
Centrifugación	0,9 kWh/ m <sup>3</sup>	[102]

Para estimar los costos de las centrifugas y el estanque de almacenamiento de producto de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 53, se hizo uso de la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

En el caso de la cotización de las centrifugas, el factor exponencial utilizado fue 0,4, valor determinado para centrifugas de este tipo [56], mientras que el precio base fue US\$ 60.000, determinado para una centrifuga de 22 m<sup>3</sup>/h de capacidad [100].

Para la cotización del estanque, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques que entrega la fuente (vendedor). El estanque básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

El costo de la inversión de las centrifugas fue actualizado según la ecuación 2 (CEPCI), dado que la referencia del precio de éstas data del año 2012.

**Tabla 52.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Centrífuga	2.B 01	120 m <sup>3</sup> /h	116.000 [100]	9
Estanque Depósito	2.B 02	2,7 m <sup>3</sup>	3.400 [101]	1

**Tabla 53.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Centrífuga	2.B 01	10%	50%
Estanque Depósito	2.B 02	10%	30%

**Tabla 54.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

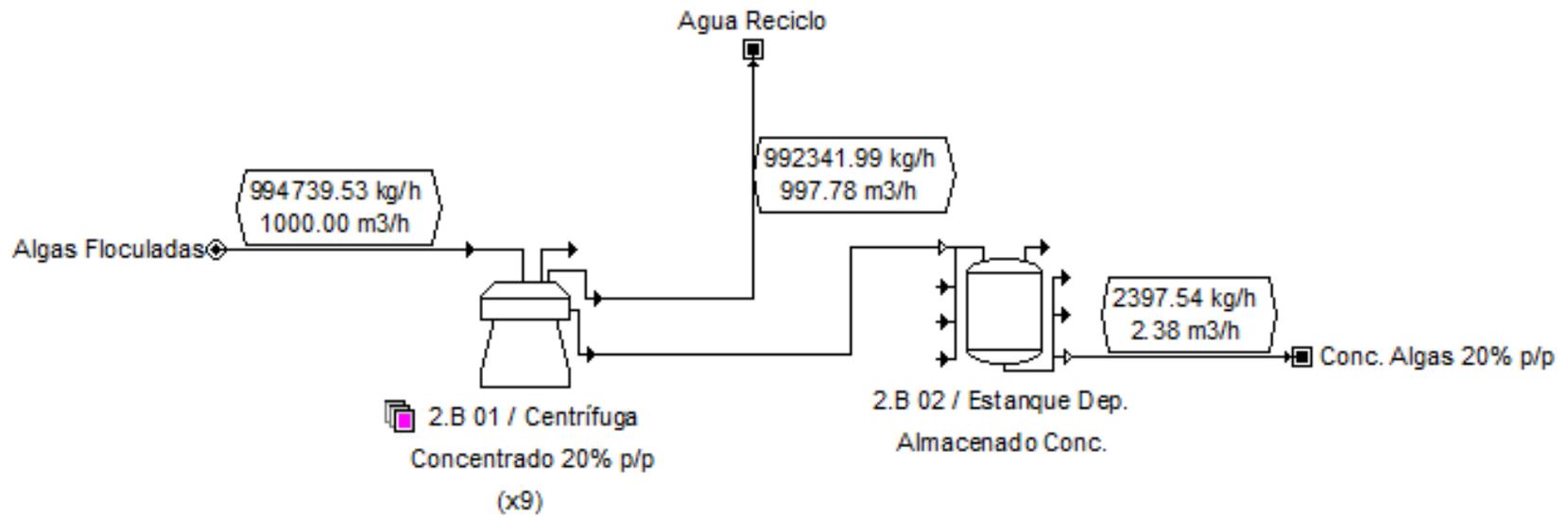
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	20	% turno	0,20	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Centrífuga	216	horas/año	0,03	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 17.** Diagrama elaborado para la simulación de centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.



### 3.B. Microflotación

La Figura 18 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el desaguado y la concentración de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 55.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración.

Parámetro		
Velocidad de Flotación	25 m/h	[69]
Presión de saturación de aire en agua	1 atm	[72]
Saturación de aire en agua	>100 %	[72]
Eficiencia de separación	90 %	[40]
Concentración sobrenadante	20 % p/p	[40]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 56.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Consumo Energía por Elevación Flujos	20 kWh/h	Anexo 3
Microflotación	0,05 kWh/ kg_alga	[40]

Para estimar los costos del estanque de flotación y el estanque de almacenamiento de producto de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 57, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

En el caso de la cotización del estanque de flotación, el factor exponencial utilizado fue 0,2, valor determinado para equipos de este tipo [56], mientras que el precio base fue US\$ 204.000, determinado para un equipo con capacidad de 182 m<sup>3</sup>/h (800 gpm) [103].

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

El costo de la inversión del estanque de flotación fue actualizado según la ecuación 2 (CEPCI), dado que la referencia del precio de éste data del año 2010.

**Tabla 57.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Estanque Flotación	3.B 01	42 m <sup>2</sup>	298.000 [103]	1
Estanque Depósito	3.B 02	2,5 m <sup>3</sup>	3.300 [101]	1

**Tabla 58.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Estanque Flotación	3.B 01	15%	10%
Estanque Depósito	3.B 02	10%	30%

**Tabla 59.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración.

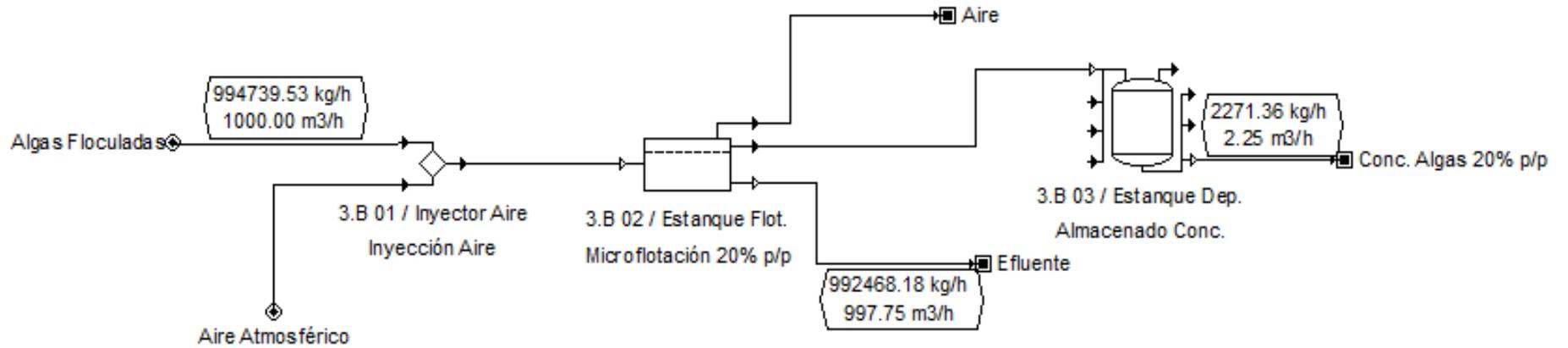
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
	<i>Operación*</i>	25	% turno	0,25
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Estanque Flotación	144	horas/año	0,02	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 18.** Diagrama elaborado para la simulación de microflotación con aire disperso en la etapa de desaguado y concentración.



#### 4.B. Sedimentación y Centrifugación

La Figura 19 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el desaguado y la concentración de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso. En el caso particular de la alternativa de uso de sedimentadores y una centrífuga en la etapa de desaguado y concentración, se determinó que se trataran los 7 flujos paralelos provenientes de la etapa de floculación en líneas particulares. De esta forma, se trabaja con 7 equipos de preconcentrado en paralelo, utilizando así sedimentadores de menor área superficial.

**Tabla 60.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Parámetro</b>		
<i>Sedimentación por gravedad</i>		
Velocidad de sedimentación	0,9 m/h	[68]
Eficiencia de separación	80 %	[35]
Concentración en sedimento	2 % p/p	[16] [68]
<i>Centrifugación</i>		
Capacidad Centrífuga	22 m <sup>3</sup> /h	[73] [74]
Eficiencia de separación	95 %	[41] [16] [74]
Concentración pasta	20 % p/p	[41]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 61.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Operación</b>	<b>Demanda Energética</b>	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Consumo Energía por Elevación Flujos	4,7 kWh/h	Anexo 3
Centrifugación	30 kWh/(h-equipo)	[104]

Para estimar los costos del estanque de almacenamiento de producto de la etapa, el cual se informa en la

Tabla 62, se utilizó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques que entrega la fuente (vendedor). El estanque básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

El costo de la inversión de la centrífuga y los sedimentadores fue actualizado según la ecuación 2 (CEPCI), dado que la referencia de los precios de éstos data del año 2012.

**Tabla 62.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Sedimentador	4.B 01	159 m <sup>2</sup>	15.000 [100]	7
Centrífuga	4.B 02	22 m <sup>3</sup> /h	60.000 [100]	1
Estanque Depósito	4.B 03	2,1 m <sup>3</sup>	3.100 [101]	1

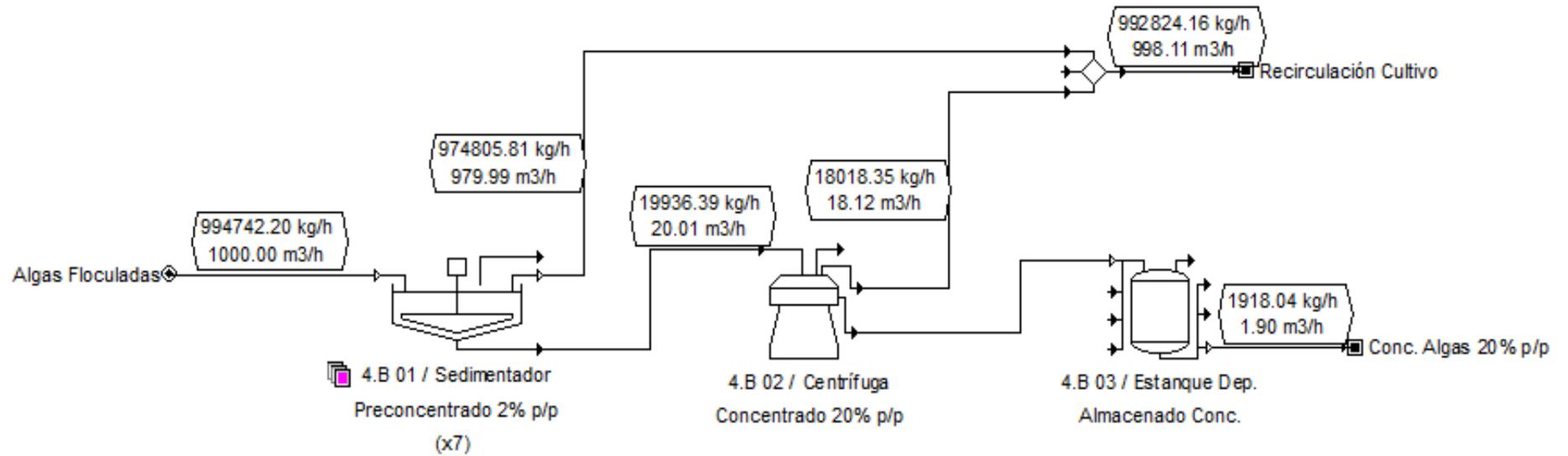
**Tabla 63.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Sedimentador	4.B 01	15%	20%
Centrífuga	4.B 02	10%	50%
Estanque Depósito	4.B 03	10%	30%

**Tabla 64.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Operación</b>	<b>Demanda de Tiempo</b>		<b>Horas Normalizadas***</b>	
<i>Operación*</i>	50	% turno	0,50	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantenición</i>				
Sedimentador	504	horas/año	0,06	hora/hora
Centrífuga	24	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora
<p>* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.</p> <p>** De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.</p> <p>*** Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).</p>				

**Figura 19.** Diagrama elaborado para la simulación de sedimentación por gravedad y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.



## 5.B. Microflotación y Centrifugación

La Figura 19 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el desaguado y la concentración de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 65.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Parámetro</b>		
<i>Microflotación (Aire Disuelto)</i>		
Velocidad de flotación hidráulica	25 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -h	[69]
Porcentaje de recirculación del efluente	19 %	[69]
Razón aire/sólidos en estanque	0,09-0,18 g/g	[70] [69]
Presión estanque de saturación	3,5 bar	[69]
Saturación de aire	70 %	[69]
Eficiencia de separación	92 %	[69]
Concentración sobrenadante	5 % p/p	[69] [71]
<i>Centrifugación</i>		
Capacidad Centrifuga	10 m <sup>3</sup> /h	[73] [74]
Eficiencia de separación	95 %	[41]
Concentración pasta	20 % p/p	[16] [74] [41]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 66.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Operación</b>	<b>Demanda Energética</b>	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Consumo Energía por Elevación Flujos	12 kWh/h	Anexo 3
Microflotación	0,043 kWh/kg_alga	[71]
Centrifugación	2,5 kWh/m <sup>3</sup>	[104]

Para estimar los costos del estanque de flotación, la centrífuga y el estanque de almacenamiento de producto de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 67, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

En el caso de la cotización del estanque de flotación, el factor exponencial utilizado fue 0,2, valor determinado para equipos de este tipo [56], mientras que el precio base fue US\$ 204.000, determinado para un equipo con capacidad de 182 m<sup>3</sup>/h (800 gpm) [103].

Respecto a la cotización de la centrífuga, el factor exponencial utilizado fue 0,4, valor determinado para centrífugas [56], mientras que el precio base fue US\$ 60.000, determinado para una centrífuga de 22 m<sup>3</sup>/h de capacidad [100].

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

Los costos de inversión del estanque de flotación y de la centrífuga fueron actualizados según la ecuación 2 (CEPCI), dado que las referencias de los precios datan del año 2010 y 2012, respectivamente.

**Tabla 67.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Estanque Saturación*	5.B 01	- m <sup>3</sup>	-	-
Estanque Flotación	5.B 02	49 m <sup>2</sup>	298.000 [103]	1
Centrífuga	5.B 03	10 m <sup>3</sup> /h	43.000 [100]	1
Estanque Depósito	5.B 04	2,4 m <sup>3</sup>	3.300 [101]	1

\*El Estanque de saturación se considera parte del equipo de flotación, y su volumen así como la cantidad de unidades dependerán del proveedor y las condiciones de operación.

**Tabla 68.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

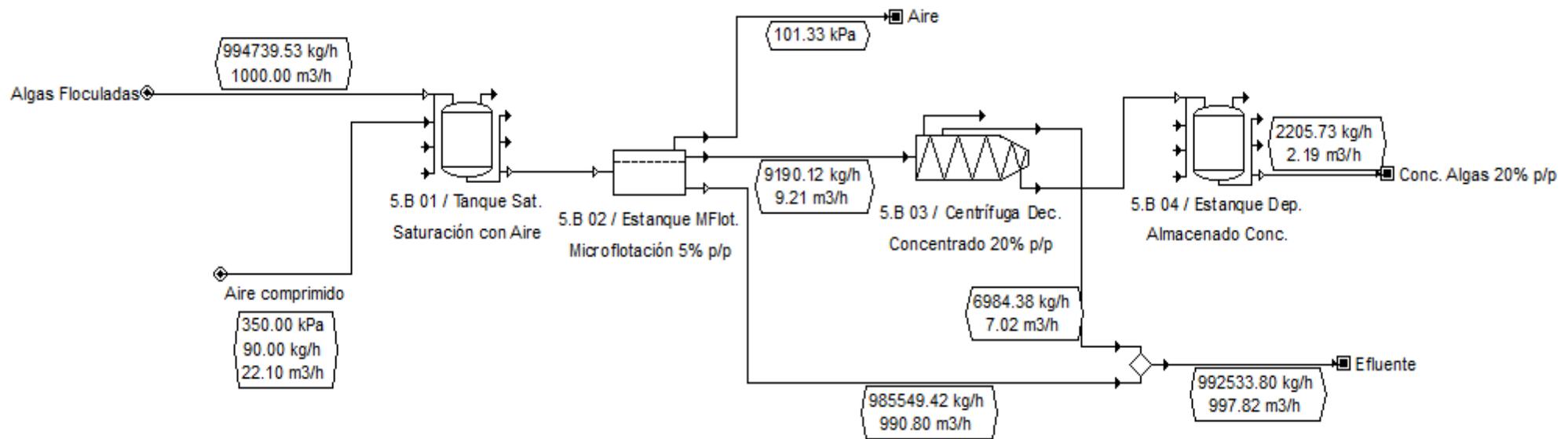
Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Estanque Saturación*	5.B 01	-	-
Estanque Flotación	5.B 02	15%	10%
Centrífuga	5.B 03	10%	50%
Estanque Depósito	5.B 04	10%	30%

\*El Estanque de saturación se considera parte del equipo de flotación

**Tabla 69.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.

<b>Operación</b>	<b>Demanda de Tiempo</b>		<b>Horas Normalizadas***</b>	
<i>Operación*</i>	25	% turno	0,25	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantenición</i>				
Estanque Flotación	144	horas/año	0,02	hora/hora
Centrífuga	24	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora
<p>* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.</p> <p>** De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.</p> <p>*** Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).</p>				

**Figura 20.** Diagrama elaborado para la simulación de microflotación por aire disuelto y centrifugación en la etapa de desaguado y concentración.



## C. Secado

### 1.C. Secado por aspersión

La Figura 21 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para el secado de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 70.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de secado por aspersión en la etapa de secado.

Parámetro		
Tiempo de retención (de caída)	15 s	[75]
Razón Aire / Flujo alimentación (pasta)	30 kg/kg	[76]
Temperatura aire entrada	140 °C	[77] [78]
Humedad absoluta final producto	5 % p/p	[16] [78]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 71.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de secado por aspersión en la etapa de secado.

Operación	Demanda Energética		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Secado por aspersión	0,71 kWh/kg_producto*	[16]	
Estanque Depósito (Vibración para vaciar)	0,5 kWh/h	[105]	
<i>Consumo de Energía Térmica</i>			
Secado por aspersión	5,6 kWh/kg_producto	[16]	

\*kg producto = kg de algas secas con 5% humedad absoluta.

Para estimar el costo del estanque de almacenamiento de producto de la etapa, el cual se informa en la Tabla 72, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 2 m<sup>3</sup> y se vende a US\$3.000 [107].

**Tabla 72.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de secado por aspersion en la etapa de secado.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Secador Spray	1.C 01	1580 kg/h*	68.000 [108]	1
Estanque Depósito	1.C 02	0,6 m <sup>3</sup>	1.500 [107]	1

\* Capacidad de evaporación = kg/h de agua evaporada.

**Tabla 73.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de secado por aspersion en la etapa de secado. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Secador Spray	1.C 01	10%	50%
Estanque Depósito	1.C 02	10%	0%

**Tabla 74.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de secado por aspersion en la etapa de secado.

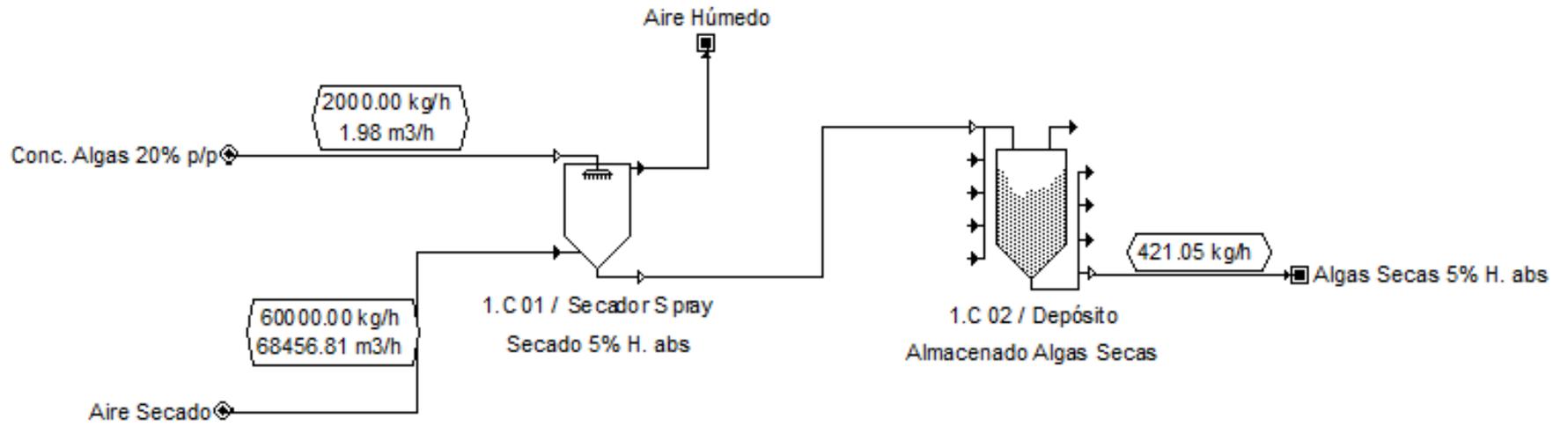
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	10	% turno	0,10	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Secador Spray	48	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Depósito	24	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 21.** Diagrama elaborado para la simulación de secado por aspersion en la etapa de secado.



## 2.C. Secado Flash

La Figura 18 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el secado de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 75.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

<b>Parámetro</b>		
<i>Centrifugación</i>		
Capacidad Centrífuga	2 m <sup>3</sup> /h	[73] [74]
Eficiencia de separación	99 %	[41]
Concentración pasta	30 % p/p	[16] [74] [41]
<i>Secado Flash</i>		
Tiempo de residencia e secador	3 s	[44]
Razón Aire / Flujo Alimentación (pasta)	30 kg/kg	[76]
Temperatura aire entrada	140 °C	[78]
Concentración sólidos entrada	30 %	[76]
Humedad absoluta final producto	5 % p/p	[16]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 76.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

<b>Operación</b>	<b>Demanda Energética</b>	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Centrifugación	0,95 kWh/m <sup>3</sup>	[41]
Descarga Centrífuga	1,0 kWh/h	[41]
Secado instantáneo	0,41 kWh/kg_producto*	[16]
Estanque Depósito (Motor Vibración para vaciar)	0,5 kWh/h	[105]
<i>Consumo de Energía Térmica</i>		
Secado instantáneo	2,74 kWh/kg_producto	[16]
*kg producto = kg de algas secas con 5% humedad absoluta.		

Para estimar los costos de los equipos de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 77, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 2 m<sup>3</sup> y se vende a US\$3.000 [107].

Respecto a la cotización de la centrífuga, la cual posee una capacidad máxima de tratamiento de 4 m<sup>3</sup>/h, el factor exponencial utilizado fue 0,4, valor determinado para centrífugas [56], mientras que el precio base fue US\$ 60.000, determinado para una centrífuga de 22 m<sup>3</sup>/h de capacidad [100].

En el caso del secador flash, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 1,145, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los secadores de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El secador básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de evaporación de entre 10 y 20 kg/h y se vende a US\$25.000 [109].

**Tabla 77.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Centrífuga	2.C 01	<4 m <sup>3</sup> /h	23.000 [100]	1
Secador Flash	2.C 02	910 kg/h*	770.000 [109]	1
Estanque Depósito	2.C 03	0,6 m <sup>3</sup>	1.500 [107]	1

\* Capacidad de evaporación = kg/h de agua evaporada.

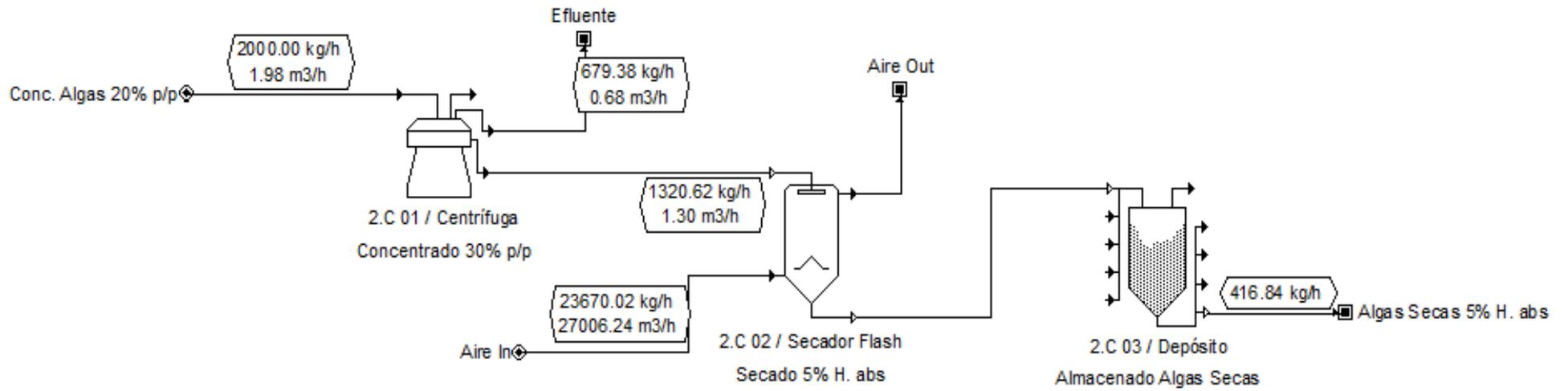
**Tabla 78.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Centrífuga	2.C 01	10%	50%
Secador Flash	2.C 02	10%	50%
Estanque Depósito	2.C 03	10%	0%

**Tabla 79.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

<b>Operación</b>	<b>Demanda de Tiempo</b>		<b>Horas Normalizadas***</b>	
<i>Operación*</i>	10	% turno	0,10	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantenición</i>				
Centrífuga	24	horas/año	0,01	hora/hora
Secador Flash	48	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Depósito	24	horas/año	0,01	hora/hora
<p>* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.</p> <p>** De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.</p> <p>*** Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).</p>				

**Figura 22.** Diagrama elaborado para la simulación de secado flash en la etapa de secado.



### 3.C. Secado por tambor rotatorio y flash

La Figura 23 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el secado de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 80.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de las operaciones unitarias de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

<b>Parámetro</b>		
<i>Secado Tambor Rotatorio</i>		
Tiempo de residencia secador	10 h	[79]
Temperatura aire entrada	100 °C	[80]
Humedad absoluta final producto	20 % p/p	[80] [16]
<i>Secado Flash</i>		
Tiempo de residencia e secador	3 s	[44]
Razón Aire / Flujo Alimentación (pasta)	7 kg/kg	[76]
Temperatura aire entrada	140 °C	[78]
Concentración sólidos entrada	80 %	[76]
Humedad absoluta final producto	5 % p/p	[16]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 81.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

<b>Operación</b>	<b>Demanda Energética</b>		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Secado rotatorio	0,3 kWh/ kg_producto*		[16]
Secado instantáneo	0,03 kWh/kg_producto		[16]
Estanque Depósito (Motor Vibración para vaciar)	0,5 kWh/h		[105]
<i>Consumo de Energía Térmica</i>			
Secado rotatorio	8,27 kWh/kg_producto		[16]
Secado instantáneo	0,36 kWh/kg_producto		[16]
*kg producto = kg de algas secas con 5% humedad absoluta.			

Para estimar los costos del secador flash y del estanque de depósito de algas, los cuales se informan en la Tabla 82, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 2 m<sup>3</sup> y se vende a US\$3.000 [107].

En el caso del secador flash, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 1,145, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los secadores de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El secador básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de evaporación de entre 10 y 20 kg/h y se vende a US\$25.000 [109].

**Tabla 82.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Secador Rotatorio	3.C 01	23 m <sup>2</sup>	167.000 [97]	2
Secador Flash	3.C 02	80 kg/h*	90.000 [109]	1
Estanque Depósito	3.C 03	0,6 m <sup>3</sup>	1.500 [107]	1
Intercambiador de calor**	N/A	5 m <sup>2</sup>	1.000 [110]	

\* Capacidad de evaporación = kg/h de agua evaporada.  
 \*\* El intercambiador de calor no se aprecia en el diagrama. Precalienta el aire del secador Flash con el vapor del secador rotatorio, el agua condensa y genera agua destilada para venta.

**Tabla 83.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

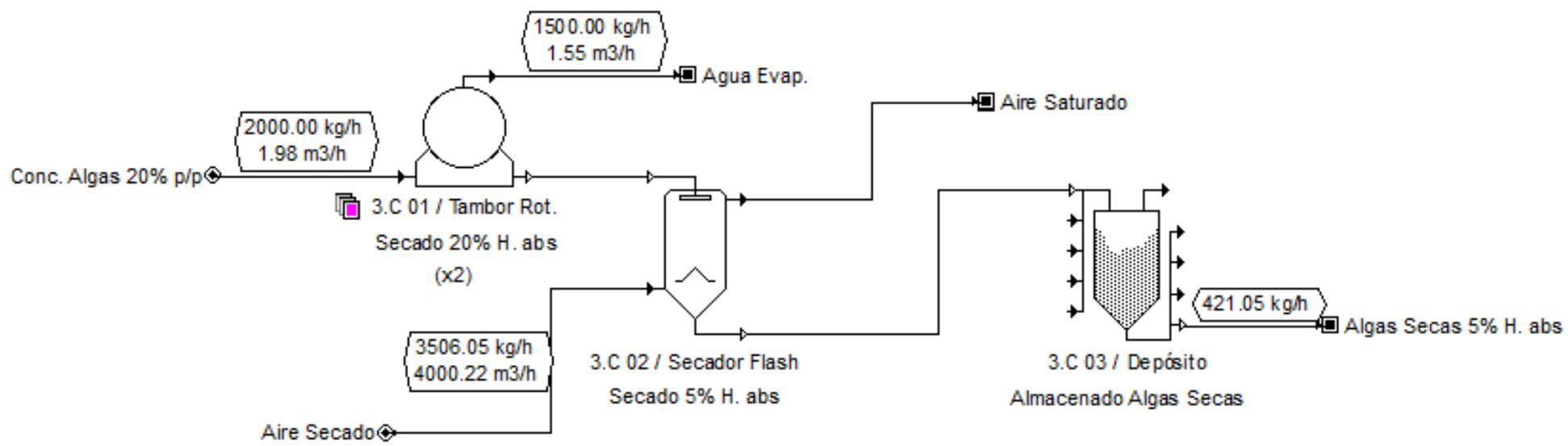
Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Secador Rotatorio	3.C 01	10%	50%
Secador Flash	3.C 02	10%	50%
Estanque Depósito	3.C 03	10%	0%
Intercambiador de calor**	N/A	10%	50%

\*\* El intercambiador de calor no se aprecia en el diagrama. Precalienta el aire del secador Flash con el vapor del secador rotatorio, el agua condensa y genera agua destilada para venta

**Tabla 84.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.

<b>Operación</b>	<b>Demanda de Tiempo</b>		<b>Horas Normalizadas***</b>	
<i>Operación*</i>	10	% turno	0,10	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	5	% turno	0,05	hora/hora
<i>Limpieza / Mantenición</i>				
Centrífuga	96	horas/año	0,01	hora/hora
Secador Flash	48	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Depósito	24	horas/año	0,01	hora/hora
Intercambiador de Calor	48	horas/año	0,01	hora/hora
<p>* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.</p> <p>** De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.</p> <p>*** Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).</p>				

**Figura 23.** Diagrama elaborado para la simulación de secador por tambor rotatorio y secado instantáneo (flash) en la etapa de secado.



## D. Disrupción

### 1.D. Aplicación de Ultrasonido

La Figura 24 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la disrupción de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 85.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción.

Parámetro		
Tiempo exposición	>25 min	[81] [47] [82]
Potencia	32 kWh/m <sup>3</sup>	[81] [47]
Eficiencia disrupción celular	95 %	[81] [82]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 86.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Aplicación de Ultrasonido	64 kWh/h	[111]

Para estimar el costo del estanque de almacenamiento de producto de la etapa, el cual se informa en la Tabla 87, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

**Tabla 87.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Equipo Ultrasonido	1.D 01	1-12 m <sup>3</sup> /h*	127.000 [106]	1
Estanque Depósito	1.D 02	2,3 m <sup>3</sup>	3.200 [101]	1

\* Rango de capacidad del equipo

**Tabla 88.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Equipo Ultrasonido	1.D 01	10%	50%
Estanque Depósito	1.D 02	10%	30%

**Tabla 89.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción.

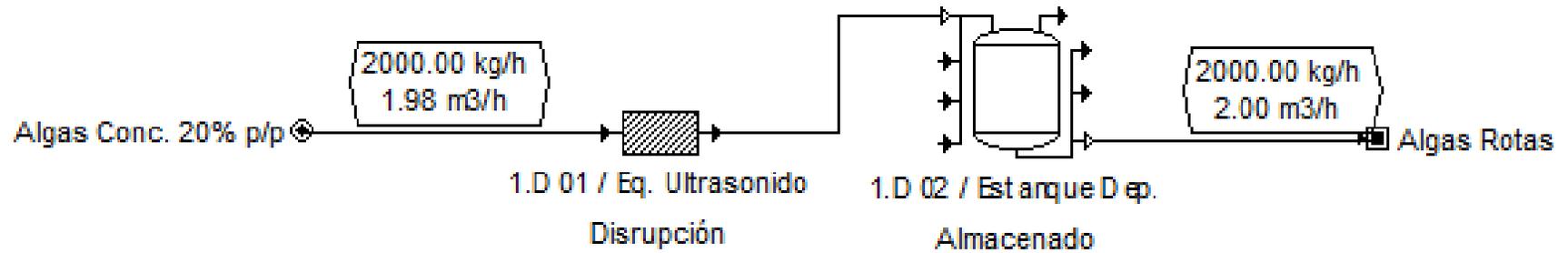
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	20	% turno	0,20	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	10	% turno	0,10	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Equipo Ultrasonido	96	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 24.** Diagrama elaborado para la simulación de la aplicación de ultrasonido en la etapa de disrupción.



## 2.D. Homogenización a alta presión

La Figura 25. Diagrama elaborado para la simulación de la homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la disrupción de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 90.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción.

Parámetro		
Presión de operación	1500 bar	[50]
Eficiencia disrupción celular (por pasada)	55 %	[50] [82]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 91.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Homogenización alta presión	120 kWh/(h-equipo)	[112]

Para estimar el costo del estanque de almacenamiento de producto de la etapa, el cual se informa en la Tabla 92, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

**Tabla 92.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Homogenizador AP	2.D 01-03	0,5-10 m <sup>3</sup> /h*	20.000 [113]	3
Estanque Depósito	2.D 04	2,3 m <sup>3</sup>	3.200 [101]	1

\* Rango de capacidad del equipo para tratar la materia prima bajo las condiciones de operación establecidas.

**Tabla 93.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Homogenizador alta presión	2.D 01-03	10%	50%
Estanque Depósito	2.D 04	10%	30%

**Tabla 94.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de homogenización a alta presión en la etapa de disrupción.

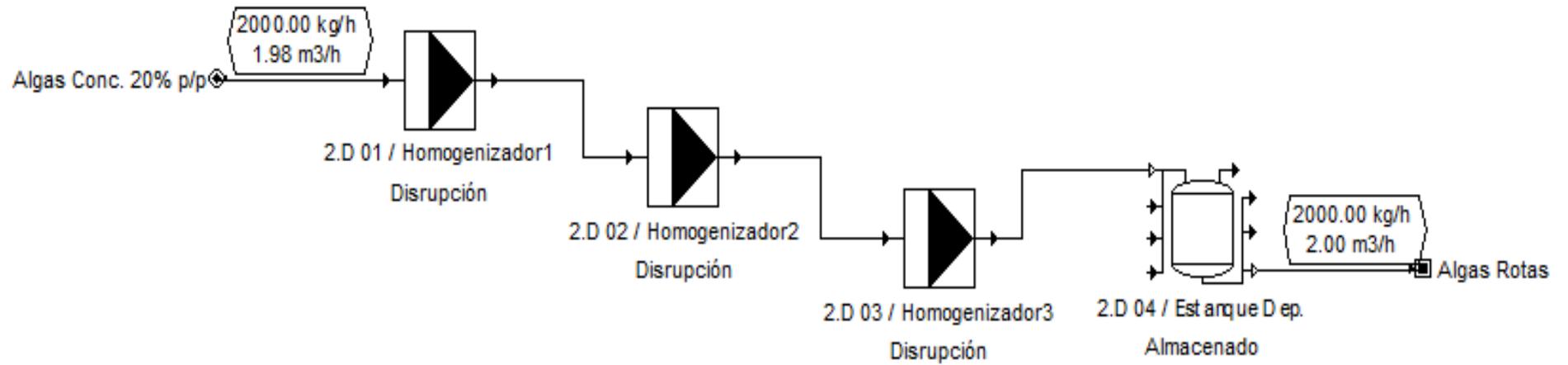
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	20	% turno	0,20	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	10	% turno	0,10	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Homogenizador alta presión	144	horas/año	0,02	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 25.** Diagrama elaborado para la simulación de la homogenización a alta presión en la etapa de disrupción.



### 3.D. Molienda en solución con molino de bolas

La Figura 26 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la disrupción de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 95.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción.

Parámetro		
Tiempo de residencia	8,3 min	[49]
Velocidad de Agitación	3000 rpm	[49]
Porcentaje libre del volumen de la cámara	15 %	[49]
Eficiencia disrupción celular	91 %	[49]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 96.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Molienda (Dyno Mill 612 L)	160 kWh/(h-equipo)	[114]

Para estimar el costo del estanque de almacenamiento de producto de la etapa, el cual se informa en la Tabla 97, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

**Tabla 97.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Molino de Bolas	3.D 01	150-2000 kg/h*	100.000 [115]	3
Estanque Depósito	3.D 02	2,3 m <sup>3</sup>	3.200 [101]	1

\* Rango de capacidad del equipo para tratar la materia prima bajo las condiciones de operación establecidas.

**Tabla 98.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Molino de Bolas	3.D 01	10%	50%
Estanque Depósito	3.D 02	10%	30%

**Tabla 99.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción.

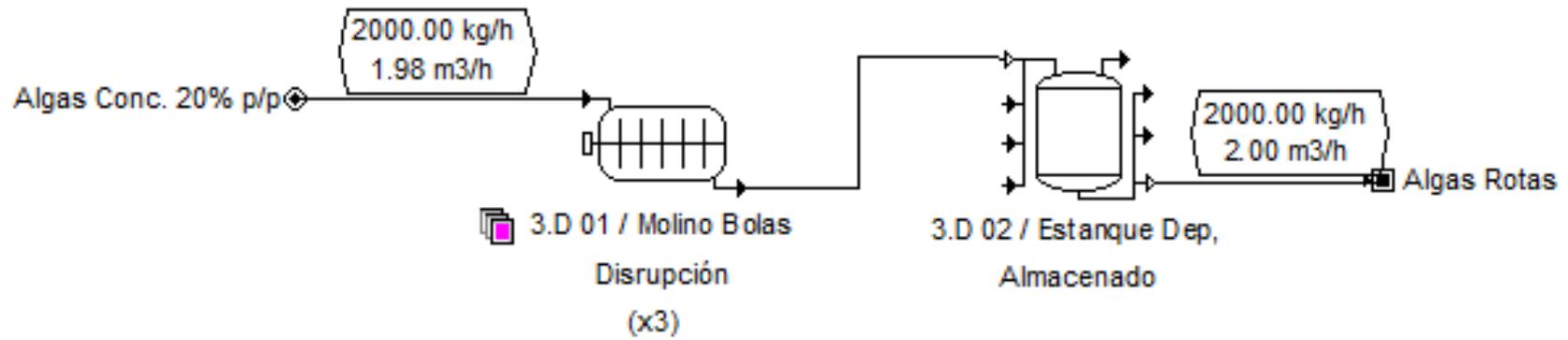
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	20	% turno	0,20	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	10	% turno	0,10	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Molino de Bolas	144	horas/año	0,02	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 26.** Diagrama elaborado para la simulación de la molienda húmeda con molino de bolas en la etapa de disrupción.



#### 4.D. Prensado en seco

La Figura 27 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la disrupción de las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 100.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de prensado en seco en la etapa de disrupción.

Parámetro		
Presión de operación	50 MPa	[83]
Eficiencia disrupción celular	75 %	[84]
Tiempo retención estanque almacenamiento	1 h	Supuesto

**Tabla 101.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción.

Operación	Demanda Energética	
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>		
Prensado	20 kWh/(h-equipos)	[116]

Para estimar el costo del estanque de almacenamiento de producto de la etapa, el cual se informa en la Tabla 102, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización del estanque de almacenamiento, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 2 m<sup>3</sup> y se vende a US\$3.000 [107].

**Tabla 102.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Prensa	4.D 01	80-500 kg/h*	8.000 [116]	1
Estanque Depósito	4.D 02	0,6 m <sup>3</sup>	1.500 [107]	1

\* Rango de capacidad del equipo para tratar la materia prima bajo las condiciones de operación establecidas.

**Tabla 103.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

<b>Equipo</b>	<b>Código en Diagrama</b>	<b>Mantención (Anual)</b>	<b>Instalación</b>
Prensa	4.D 01	10%	50%
Estanque Depósito	4.D 02	10%	30%

**Tabla 104.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de prensado en seco en la etapa de disrupción.

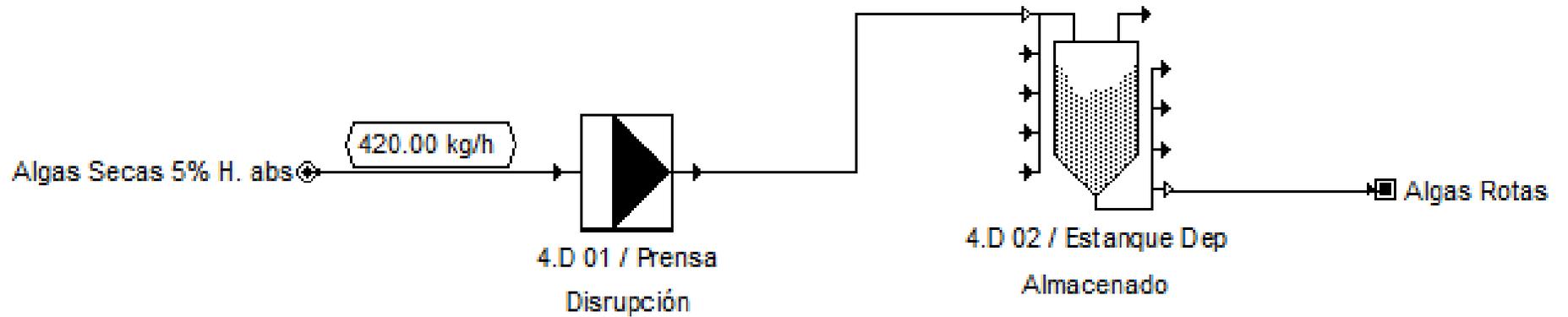
<b>Operación</b>	<b>Demanda de Tiempo</b>		<b>Horas Normalizadas***</b>	
<i>Operación*</i>	20	% turno	0,20	hora/hora
<i>Operación Prensa</i>	20	% turno	0,20	Hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	10	% turno	0,10	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Prensa	48	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 27.** Diagrama elaborado para la simulación del prensado en seco en la etapa de disrupción.



## E. Extracción y Purificación

### 1.E. Extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub>

La Figura 28 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la extracción de lípidos desde las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso. La extracción supercrítica es una operación Batch.

**Tabla 105.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

Parámetro		
Presión Extracción	300 bar	[85]
Temperatura Extracción	50 °C	[86]
Consumo de CO <sub>2</sub>	360 kg/kg algas	[85]
Tiempo de extracción	6 h	[85]
Tiempo de descarga y preparación equipo extracción	1 h	Supuesto
Eficiencia extracción lípidos	77 %	[85]
Tiempo retención estanques almacenamiento	1 h	Supuesto

En la Tabla 106 se entrega información con respecto a la demanda energética de cada una de las operaciones de la etapa. En el caso de la extracción supercrítica, el gasto energético va enfocado a tratar el dióxido de carbono para que alcance las propiedades supercríticas. En la tabla se indica la demanda por energía para procesar un kilogramo de CO<sub>2</sub>. Cabe mencionar que en el proceso se considera el reciclo del dióxido de carbono usado, para ahorrar insumos. No obstante, durante el proceso de extracción se pierde una cantidad no menor de este gas por distintos motivos; en la simulación se consideró la pérdida de dióxido de carbono debido a que se solubiliza tanto en el agua de la muestra a extraer como en los lípidos que se obtienen como producto, además de por causas de la abertura el estanque para retirar la muestra ya extraída (el espacio libre del estanque está ocupado por gas, el cual se diluye en la atmósfera una vez que se abre). Estos detalles permiten calcular el gasto de energía del proceso, debido a que las distintas operaciones de la recirculación de CO<sub>2</sub> del proceso deben entonces procesar distintas cantidades del gas, por concepto de pérdida. La solubilidad del CO<sub>2</sub> en agua a 60°C y 300 bar es 0,065 kg\_CO<sub>2</sub>/kg\_agua [117], mientras que su solubilidad en lípidos (aceite de oliva) a 40°C y 50 bar (condiciones de separación del CO<sub>2</sub> de los lípidos en el equipo) es de 0,62 kg\_CO<sub>2</sub>/kg\_lípidos [118]. Se consideró que los estanques de extracción supercrítica no se cargan más allá del 60% de su volumen (máxima capacidad), dado que se requiere dejar un 40% del volumen del estanque

libre. El CO<sub>2</sub> que se pierde al abrir el estanque es aquella masa de gas que ocupa el volumen correspondiente al 40% del estanque de extracción a 60°C y 300 bar de presión.

**Tabla 106.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

Operación	Demanda Energética		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Dosificación Agua	1	kWh/h	[95]
Dilución (Mezcla)	0,02	kWh/h	Anexo 3
Extracción Supercrítica (Bomba Presurización)*	0,007	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
<i>Consumo de Energía Térmica</i>			
Extracción Supercrítica (Condensado CO <sub>2</sub> )	0,002	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (1er Calentamiento CO <sub>2</sub> )	0,015	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (2do Calentamiento CO <sub>2</sub> )	0,040	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (Enfriado CO <sub>2</sub> )	0,058	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
*La fuente indica que para la presurización de CO <sub>2</sub> hasta alcanzar 250 bar se requieren 0,006 kWh/kg_CO <sub>2</sub> , pero indica que alcanzar 300 bar se traduce en un costo monetario 20% mayor. Se realizaron los cálculos respectivos para determinar que dicho aumento en costos monetarios significa un gasto de energía eléctrica de 20% también.			

Para estimar los costos de los estanques de almacenamiento de producto y remanente de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 107, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización de los estanques de almacenamiento (de lípidos y remanente), el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

Por otra parte, para estimar el costo del equipo de extracción supercrítica, se usó una correlación publicada por Jose Antonio Rocha Uribe. La correlación indica que el precio en dólares se obtiene mediante la siguiente ecuación siguiente:  $P(\text{US}\$) = 31901 \cdot V^{0,6909}$ . En la ecuación, V es el volumen útil del equipo en litros. Además, el precio se actualizó utilizando la ecuación 2 (CEPCI), dado que la fuente indica que el precio obtenido por medio de la correlación es válido para el año 2009.

**Tabla 107.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Bomba Dosificadora	1.E 01	1,5 m <sup>3</sup> /h	1.500 [96]	1
Estanque Mezclado	1.E 02	0,4 m <sup>3</sup>	5.000 [119]	1
Equipo Extracción	1.E 03	6,98 m <sup>3</sup>	15.840.000 [120]	3
Estanque Dep. Lípidos	1.E 04	0,2 m <sup>3</sup>	1.200 [101]	1
Estanque Dep. Rem.	1.E 05	2,2 m <sup>3</sup>	3.100 [101]	1

**Tabla 108.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosificadora	1.E 01	10%	50%
Estanque Mezclado	1.E 02	10%	30%
Equipo Extracción	1.E 03	10%	30%
Estanque Dep. Lípidos	1.E 04	10%	30%
Estanque Dep. Rem.	1.E 05	10%	30%

**Tabla 109.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

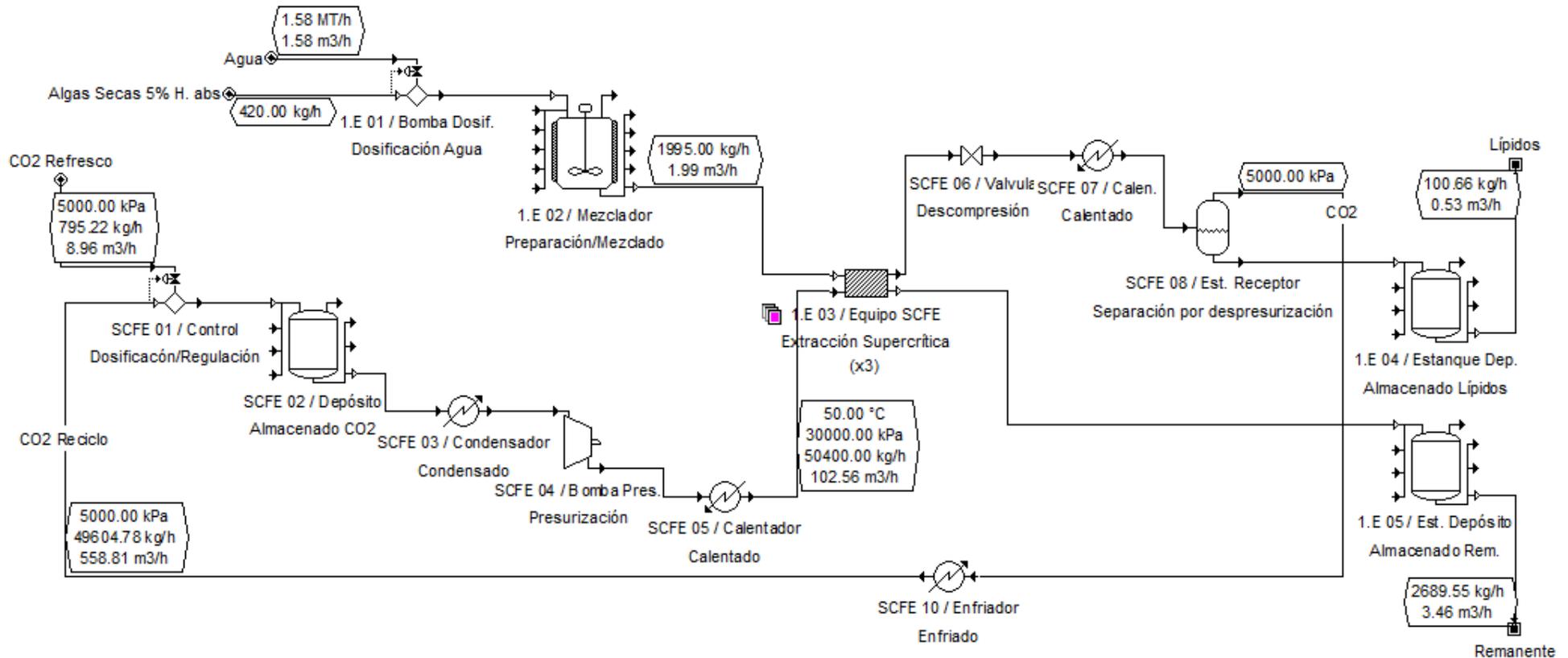
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
	25	% turno	0,25	hora/hora
<i>Operación*</i>				
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	15	% turno	0,15	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Estanque Mezclado	48	horas/año	0,01	hora/hora
Equipo Extracción	576	horas/año	0,07	hora/hora
Estanques Dep.	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 28.** Diagrama elaborado para la simulación de la extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.



## 2.E. Extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub>

La Figura 29 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la extracción de lípidos desde las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso. La extracción supercrítica es una operación Batch.

**Tabla 110.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

Parámetro		
Presión Extracción	300 bar	[85]
Temperatura Extracción	50 °C	[86]
Consumo de CO <sub>2</sub>	120 kg/kg algas	[86]
Tiempo de extracción	2 h	[86]
Tiempo de descarga y preparación equipo extracción	1 h	Supuesto
Eficiencia extracción lípidos	95 %	[86]
Tiempo retención estanques almacenamiento	1 h	Supuesto

En la Tabla 111 se entrega información con respecto a la demanda energética de cada una de las operaciones de la etapa. En el caso de la extracción supercrítica, el gasto energético va enfocado a tratar el dióxido de carbono para que alcance las propiedades supercríticas. En la tabla se indica la demanda por energía para procesar un kilogramo de CO<sub>2</sub>. Cabe mencionar que en el proceso se considera el reciclo del dióxido de carbono usado, para ahorrar insumos. No obstante, durante el proceso de extracción se pierde una cantidad no menor de este gas por distintos motivos; en la simulación se consideró la pérdida de dióxido de carbono debido a que se solubiliza tanto en el agua de la muestra a extraer como en los lípidos que se obtienen como producto, además de por causas de la abertura el estanque para retirar la muestra ya extraída (el espacio libre del estanque está ocupado por gas, el cual se diluye en la atmósfera una vez que se abre). Estos detalles permiten calcular el gasto de energía del proceso, debido a que las distintas operaciones de la recirculación de CO<sub>2</sub> del proceso deben entonces procesar distintas cantidades del gas, por concepto de pérdida. La solubilidad del CO<sub>2</sub> en agua a 60°C y 300 bar es 0,065 kg\_CO<sub>2</sub>/kg\_agua [117], mientras que su solubilidad en lípidos (aceite de oliva) a 40°C y 50 bar (condiciones de separación del CO<sub>2</sub> de los lípidos en el equipo) es de 0,62 kg\_CO<sub>2</sub>/kg\_lípidos [118]. Se consideró que los estanques de extracción supercrítica no se cargan más allá del 60% de su volumen (máxima capacidad), dado que se requiere dejar un 40% del volumen del estanque libre. El CO<sub>2</sub> que se pierde al abrir el estanque es aquella masa de gas que ocupa el

volumen correspondiente al 40% del estanque de extracción a 60°C y 300 bar de presión.

**Tabla 111.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

Operación	Demanda Energética		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Extracción Supercrítica (Bomba Presurización)*	0,006	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
<i>Consumo de Energía Térmica</i>			
Extracción Supercrítica (Condensado CO <sub>2</sub> )	0,002	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (1er Calentamiento CO <sub>2</sub> )	0,015	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (2do Calentamiento CO <sub>2</sub> )	0,040	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (Enfriado CO <sub>2</sub> )	0,058	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
*La fuente indica que para la presurización de CO <sub>2</sub> hasta alcanzar 250 bar se requieren 0,006 kWh/kg_CO <sub>2</sub> , pero indica que alcanzar 300 bar se traduce en un costo monetario 20% mayor. Se realizaron los cálculos respectivos para determinar que dicho aumento en costos monetarios significa un gasto de energía eléctrica de 20% también.			

Para estimar los costos de los estanques de almacenamiento de producto y remanente de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 112, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización de los estanques de almacenamiento (de lípidos y remanente), el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

Por otra parte, para estimar el costo del equipo de extracción supercrítica, se usó una correlación publicada por Jose Antonio Rocha Uribe. La correlación indica que el precio en dólares se obtiene mediante la siguiente ecuación siguiente:  $P(\text{US\$}) = 31901 \cdot V^{0,6909}$ . En la ecuación, V es el volumen útil del equipo en litros. Además, el precio se actualizó utilizando la ecuación 2 (CEPCI), dado que la fuente indica que el precio obtenido por medio de la correlación es válido para el año 2009.

**Tabla 112.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Equipo Extracción	2.E 01	624 l	2.990.000 [120]	3
Estanque Dep. Lípidos	2.E 02	0,2 m <sup>3</sup>	1.300 [101]	1
Estanque Dep. Rem.	2.E 03	0,4 m <sup>3</sup>	1.600 [101]	1

**Tabla 113.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Equipo Extracción	2.E 01	10%	30%
Estanque Dep. Lípidos	2.E 02	10%	30%
Estanque Dep. Rem.	2.E 03	10%	30%

**Tabla 114.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.

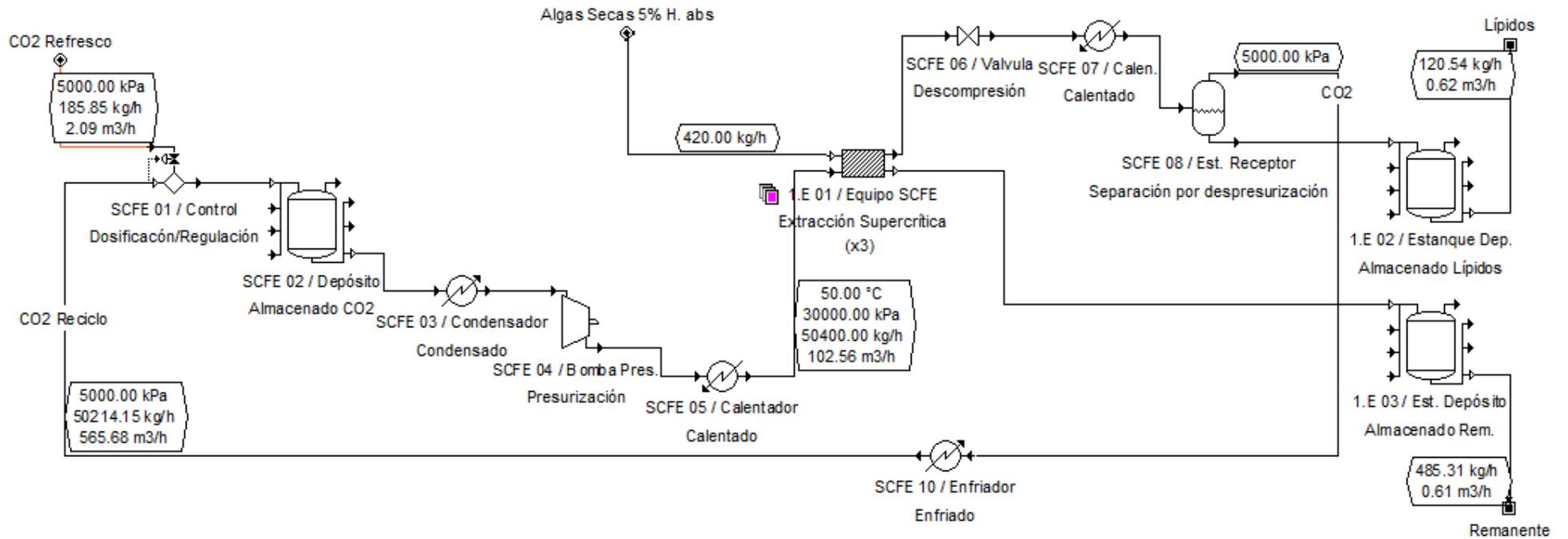
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	25	% turno	0,25	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	15	% turno	0,15	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Equipo Extracción	576	horas/año	0,07	hora/hora
Estanques Dep.	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 29.** Diagrama elaborado para la simulación de la extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub> en la etapa de extracción.



### 3.E. Extracción con solvente en solución (Hexano)

La Figura 29 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la extracción de lípidos desde las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

**Tabla 115.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción.

Parámetro		
Concentración Agua para extracción	75 % p/p	[87]
Concentración Hexano 1era Extracción	25,8 % p/p	[87]
Temperatura de Extracción	35 °C	[87]
Tiempo retención 1era Extracción	1,5 h	[87]
Agitación 1era Extracción	120 s <sup>-1</sup>	[121]
Eficiencia extracción lípidos 1era Extracción	50 % total	[87]
Concentración Hexano 2da Extracción	18,8 % p/p	[87]
Temperatura de Extracción	35 °C	[87]
Tiempo retención 2da Extracción	1 h	[87]
Agitación 2da Extracción	120 s <sup>-1</sup>	[121]
Eficiencia extracción lípidos 2da Extracción	20 % total	[87]
Temperatura 1era Destilación	100 °C	Supuesto
Temperatura 2da Destilación	240 °C	Supuesto
Temperatura salida condensador	35 °C	Supuesto
Tiempo retención estanques almacenamiento	1 h	Supuesto
Coeficiente de intercambio de calor	900 W/m <sup>2</sup> -K	[122]

Para estimar los costos de los estanques de almacenamiento de producto, los estanques de extracción y los destiladores flash de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 117, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización de los estanques de almacenamiento (de lípidos y remanente), el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

En el caso de la cotización de los estanques de mezclado en donde ocurre la extracción, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de mezclado de referencia posee un volumen de 10 m<sup>3</sup> y su precio es US\$50.000 [123]. Por último, el factor exponencial utilizado para calcular el precio de los destiladores flash es 0,51, valor obtenido a través de un cálculo a partir de los precios entregados

por el vendedor. El equipo de destilación de referencia cuesta US\$5.000 y tiene una capacidad para tratar 0,6 m<sup>3</sup>/h.

**Tabla 116.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción.

Operación	Demanda Energética		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Dosificación Agua	0,75	kWh/h	[95]
Dosificación Hexano	0,1	kWh/h	[95]
Dilución Agua (Agitación)	0,02	kWh/h	Anexo 3
Agitación 1era Extracción	0,2	kWh/h	Anexo 3
Agitación 2da Extracción	0,11	kWh/h	Anexo 3
<i>Consumo de Energía Térmica*</i>			
Calefacción 1era Extracción (asegurar 35°C)	18,2	kWh/h	SPD <sup>13</sup>
Calefacción 2da Extracción (asegurar 35°C)	18	kWh/h	SPD
1era Destilación Solvente	68,2	kWh/h	Anexo 3
2da Destilación Solvente	7,8	kWh/h	SPD
Condensado Solvente	2,9	kWh/h	Anexo 3
*Se considera el uso de un intercambiador de calor que calienta la solución previo a la primera destilación y en consecuencia condensa al solvente			

**Tabla 117.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Bomba Dosific. Agua	3.E 01	1,2 m <sup>3</sup> /h	1.500 [96]	1
Estanque Dilución Agua	3.E 02	0,3 m <sup>3</sup>	5.000 [124]	1
Bomba Dosif. Hexano	3.E 03 y 06	2-3 l/h	500 [96]	2
Mez. 1era Extracción	3.E 04	4 m <sup>3</sup>	29.000 [123]	1
Mez. 2da Extracción	3.E 07	2.4 m <sup>3</sup>	22.000 [123]	1
Decantador 1era Ext.	3.E 05	0,4 m <sup>3</sup>	2.200 [97]	1
Decantador 2da Ext.	3.E 08	13 m <sup>3</sup>	15.100 [97]	3
Destilador Flash 1	3.E 09	1,5 m <sup>3</sup> /h	8.000 [125]	1
Destilador Flash 2	3.E 10	0,1 m <sup>3</sup> /h	2.000 [125]	1
Condensador	3.E 11	3,1 m <sup>2</sup>	1.000 [97]	1
Estanque Dep. Lípidos	3.E 12	0,1 m <sup>3</sup>	1.000 [101]	1
Estanque Dep. Rem.	3.E 13	1,7 m <sup>3</sup>	2.900 [101]	1
Intercambiador de calor*	N/A	3 m <sup>2</sup>	1.000 [110]	1
* El intercambiador de calor no se aprecia en el diagrama. Precalienta la alimentación a la destilación con el hexano caliente producto de la misma destilación.				

<sup>13</sup> SPD: Calculado por el programa SuperProDesigner

**Tabla 118.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosific. Agua	3.E 01	10%	50%
Estanque Dilución Agua	3.E 02	10%	30%
Bomba Dosif. Hexano	3.E 03 y 06	10%	50%
Mez. 1era Extracción	3.E 04	10%	30%
Mez. 2da Extracción	3.E 07	10%	30%
Decantador 1era Ext.	3.E 05	10%	50%
Decantador 2da Ext.	3.E 08	10%	50%
Destilador Flash 1	3.E 09	10%	50%
Destilador Flash 2	3.E 10	10%	50%
Condensador	3.E 11	10%	50%
Estanque Dep. Lípidos	3.E 12	10%	30%
Estanque Dep. Rem.	3.E 13	10%	30%
Intercambiador de calor*	N/A	10%	50%

**Tabla 119.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción con hexano en solución en la etapa de extracción.

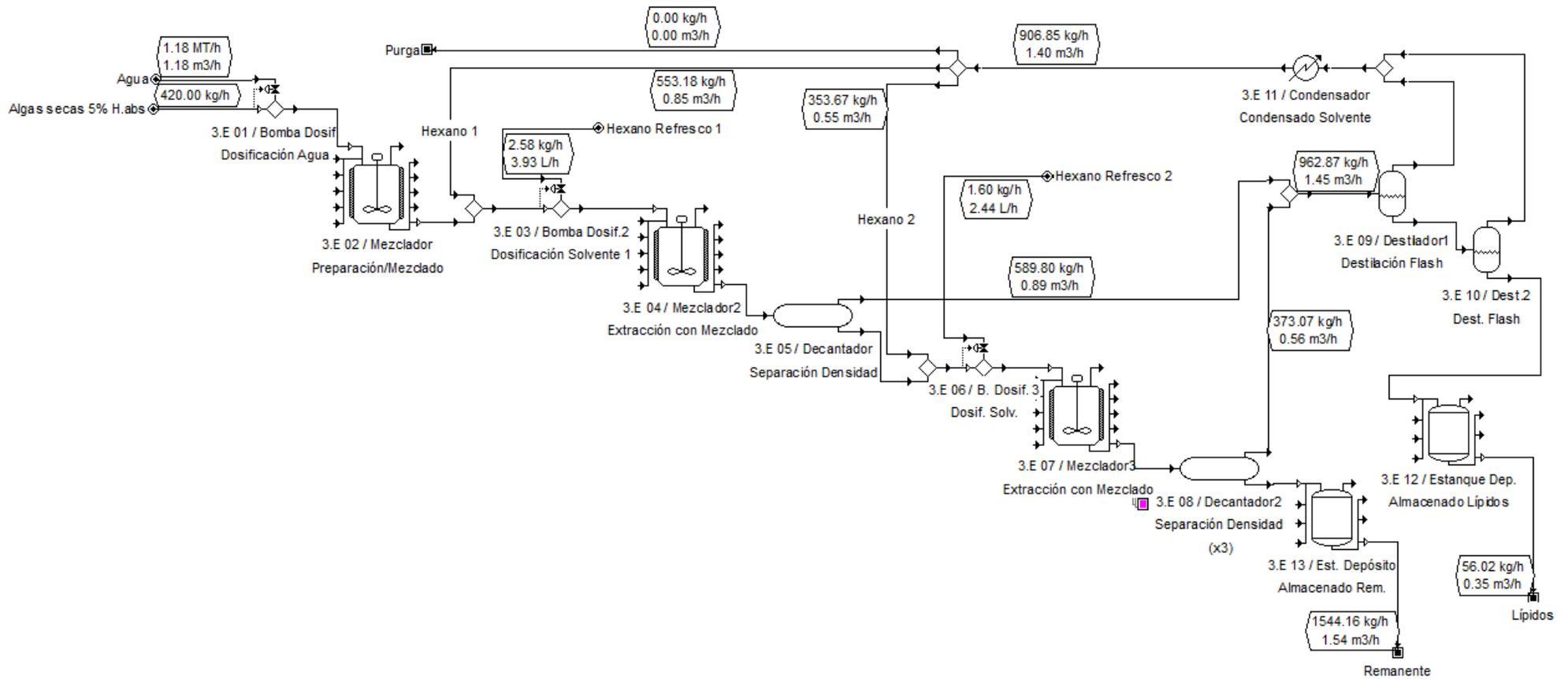
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	25	% turno	0,25	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	15	% turno	0,15	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Bombas Dosificación	48	horas/año	0,01	hora/hora
Equipos Mezclado	192	horas/año	0,02	hora/hora
Equipos Separación (Decantadores)	192	horas/año	0,02	hora/hora
Destiladores Flash	96	horas/año	0,02	hora/hora
Condensador e Intercambiador	96	horas/año	0,02	hora/hora
Estanques Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 30.** Diagrama elaborado para la simulación de la extracción con hexano en solución en la etapa de extracción.



#### 4.E. Extracción con solvente en seco (Hexano)

La Figura 31 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta alternativa de operación unitaria para la extracción de lípidos desde las microalgas. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso. Primero se dosifica el solvente y la extracción se realiza en un equipo de mezclado. Una vez que el solvente ha extraído los lípidos, es necesario filtrar el solvente del remanente orgánico de las algas, lo que se realiza mediante una filtración con un filtro de marcos y paños, operación que es batch.

**Tabla 120.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la operación unitaria de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción.

Parámetro		
Dosis Solvente (Hexano)	6 l/kg algas	[85]
Eficiencia extracción lípidos	98 %	[88]
Tiempo de Extracción	3 h	[85]
Agitación Mezclado	120 s <sup>-1</sup>	Supuesto
Velocidad de Filtrado	0,05 m/h	[68]
Tiempo de Filtrado por Ciclo	1 h	Supuesto
Tiempo de Preparación y Descarga Filtro	0,5 h	Supuesto
Temperatura 1era Destilación	100 °C	Supuesto
Temperatura 2da Destilación	240 °C	Supuesto
Temperatura salida condensador	35 °C	Supuesto
Tiempo retención estanques almacenamiento	1 h	Supuesto
Coeficiente de intercambio de calor	900 W/m <sup>2</sup> -K	[122]

Para estimar los costos de los estanques de almacenamiento de producto, el estanque de extracción y los destiladores flash de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 122, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización de los estanques de almacenamiento (de lípidos y remanente), el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

En el caso de la cotización del estanque de mezclado en donde ocurre la extracción, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de mezclado de referencia posee un volumen de 10 m<sup>3</sup> y su precio es US\$50.000 [123].

Por último, el factor exponencial utilizado para calcular el precio de los destiladores flash es 0,51, valor obtenido a través de un cálculo a partir de los precios entregados por el vendedor. El equipo de destilación de referencia cuesta US\$5.000 y tiene una capacidad para tratar 0,6 m<sup>3</sup>/h.

**Tabla 121.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción.

Operación	Demanda Energética		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Dosificación Hexano	0,05	kWh/h	[95]
Agitación Mezclado Extracción	0,64	kWh/h	Anexo 3
Filtración	0,88	kWh/m <sup>3</sup>	[38]
<i>Consumo de Energía Térmica*</i>			
Calefacción 1era Extracción	8,2	kWh/h	SPD <sup>14</sup>
1era Destilación	128	kWh/h	Anexo 3
2da Destilación	11	kWh/h	SPD
Condensado solvente	5,1	kWh/h	Anexo 3
*Se considera el uso de un intercambiador de calor que calienta la solución previo a la primera destilación y en consecuencia condensa al solvente			

**Tabla 122.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Bomba Dosif. Hexano	4.E 01	50 l/h	1.000 [96]	1
Mezclador Extracción	4.E 02	3,3 m <sup>3</sup>	26.000 [123]	3
Filtro	4.E 03	26 m <sup>2</sup>	102.000 [97]	3
Destilador Flash 1	4.E 04	2,6 m <sup>3</sup> /h	11.000 [125]	1
Destilador Flash 2	4.E 05	0,2 m <sup>3</sup> /h	3.000 [125]	1
Condensador	4.E 06	3,1 m <sup>2</sup>	1.000 [97]	1
Estanque Dep. Lípidos	4.E 07	0,1 m <sup>3</sup>	1.100 [101]	1
Estanque Dep. Rem.	4.E 08	1,7 m <sup>3</sup>	1.700 [101]	1
Intercambiador de calor*	N/A	4,5 m <sup>2</sup>	1.000 [110]	1
* El intercambiador de calor no se aprecia en el diagrama. Precalienta la alimentación a la destilación con el hexano caliente producto de la misma destilación.				

<sup>14</sup> SPD: Calculado por el programa SuperProDesigner

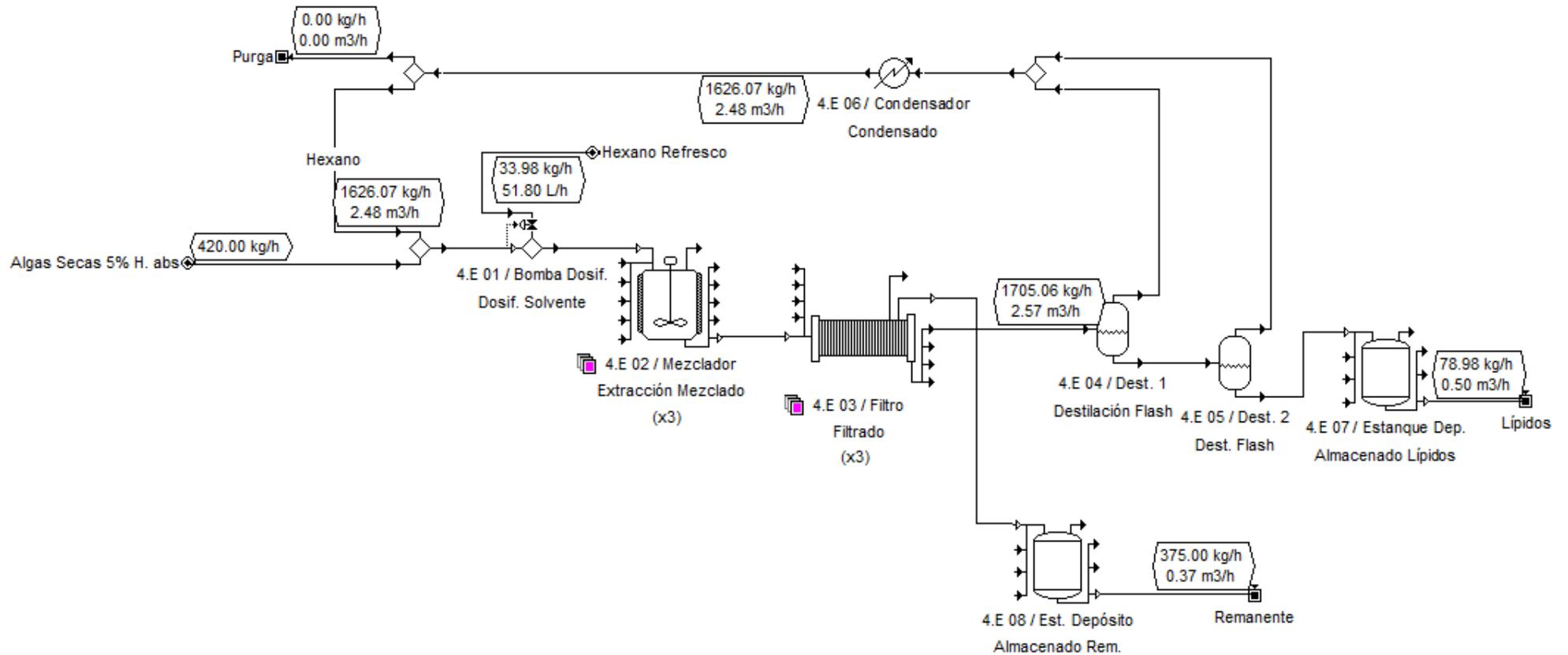
**Tabla 123.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosif. Hexano	4.E 01	10%	50%
Mezclador Extracción	4.E 02	10%	30%
Filtro	4.E 03	10%	50%
Destilador Flash 1	4.E 04	10%	50%
Destilador Flash 2	4.E 05	10%	50%
Condensador	4.E 06	10%	50%
Estanque Dep. Lípidos	4.E 07	10%	30%
Estanque Dep. Rem.	4.E 08	10%	30%
Intercambiador de calor*	N/A	10%	50%

**Tabla 124.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de extracción con hexano en seco en la etapa de extracción.

Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	25	% turno	0,25	hora/hora
<i>Operación Filtro</i>	25	% turno	0,25	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	15	% turno	0,15	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Bomba Dosificación	24	horas/año	0,01	hora/hora
Equipos Mezclado	192	horas/año	0,02	hora/hora
Filtros	48	horas/año	0,01	hora/hora
Destiladores Flash	96	horas/año	0,02	hora/hora
Condensador e Intercambiador	48	horas/año	0,01	hora/hora
Estanques Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora
<p>* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.</p> <p>** De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.</p> <p>*** Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).</p>				

**Figura 31.** Diagrama elaborado para la simulación de la extracción con hexano en seco en la etapa de extracción.



## W. Sistema Completo

### 1.W. Primera alternativa de sistema completo

La Figura 32 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el sistema completo desde la floculación de las algas hasta la extracción y purificación de los lípidos. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

En este caso, la disrupción celular se realiza en conjunto con la extracción, utilizando un equipo de ultrasonido. En el caso particular de la etapa de floculación, se determinó que el flujo de cosecha se subdividiera en 7 flujos paralelos. De esta forma, se trabaja con 7 equipos en paralelo por operación. Por especificaciones del fabricante, al alcanzar el flujo un Reynolds como el indicado en la Tabla 125, se deben utilizar dos mezcladores en línea en serie, es por ello que en la Tabla 127 se informa que se deben adquirir 14 unidades. Los 7 flujos paralelos provenientes de la etapa de floculación se tratan en líneas particulares. De esta forma, se trabaja con 7 sedimentadores en paralelo.

En el trabajo se evaluó también la instalación de un biodigestor dentro del proceso. Los parámetros, costos y datos respectivos al biodigestor son informados en las tablas respectivas. Para el cálculo de energía aportada por el biodigestor, se ha considerado que 1 m<sup>3</sup> de biogás permite generar 9,94 kWh de energía térmica [100]. Se asume que el Biodigestor consume 1/3 de la energía que genera para su propio funcionamiento [100].

**Tabla 125.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la primera alternativa de sistema completo.

Parámetro		
<i>Floculación</i>		
Dosis de Sulfato de Aluminio	50 mg/l	[65]
Concentración Stock Sulf. Alum.	400 g/l	[68]
Tiempo retención mezcla rápida	en línea	
Reynolds fluido	$3,5 \times 10^5$ -	Anexo 3
Tiempo retención mezcla lenta	30 min	[65]
Velocidad agitación mezcla lenta	45 s <sup>-1</sup>	[67] [68]
Eficiencia de floculación resultante	>90 %	[36] [66] [65]
<i>Sedimentación por gravedad</i>		
Velocidad de sedimentación	0,9 m/h	[68]
Eficiencia de separación	80 %	[35]
Concentración en sedimento	2 % p/p	[16] [68]

<b>Parámetro</b>		
<i>Centrifugación</i>		
Capacidad Centrífuga	22 m <sup>3</sup> /h	[73] [74]
Eficiencia de separación	95 %	[41]
Concentración pasta	20 % p/p	[16] [74] [41]
<i>Aplicación de Ultrasonido</i>		
Tiempo exposición	>0,5 h	[81] [47] [82]
Potencia	13,3 kWh/m <sup>3</sup>	[81] [47]
Eficiencia disrupción celular	95 %	[81] [82]
<i>Extracción con solvente en solución</i>		
Concentración Solvente en Solución, Hexano	60 %	[87]
Tiempo de Mezcla Solvente	10 min	Supuesto
Temperatura de Extracción	25 °C	[87]
Tiempo de Extracción	>0,5 h	[87]
Tiempo de decantación	5,5 h	SPD <sup>15</sup>
Temperatura 1era Destilación	100 °C	Supuesto
Temperatura 2da Destilación	240 °C	Supuesto
Temperatura salida condensador	25 °C	Supuesto
Tiempo retención estanques almacenamiento	1 h	Supuesto
Coefficiente de intercambio de calor	900 W/m <sup>2</sup> -K	[122]
Eficiencia global extracción lípidos	98 %	[87]
<i>Biodigestor</i>		
Producción de biogás	0,85 l/kg_biomasa	[100]
Tiempo retención estanques almacenamiento	1 h	Supuesto

Para estimar los costos de los estanques de almacenamiento de producto, el estanque de dilución del solvente, la centrífuga y los destiladores flash de la etapa, los cuales se informan en la Tabla 127, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización de los estanques de almacenamiento (de lípidos y remanente), el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

<sup>15</sup> SPD: Calculado por el programa SuperProDesigner

En el caso de la cotización del estanque de mezclado en donde ocurre la extracción, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de mezclado de referencia posee un volumen de 10 m<sup>3</sup> y su precio es US\$50.000 [123].

En relación a la cotización de la centrífuga, el factor exponencial utilizado fue 0,4, valor determinado para centrífugas de este tipo [56], mientras que el precio base fue US\$ 60.000, determinado para una centrífuga de 22 m<sup>3</sup>/h de capacidad [100].

Por último, el factor exponencial utilizado para calcular el precio de los destiladores flash es 0,51, valor obtenido a través de un cálculo a partir de los precios entregados por el vendedor. El equipo de destilación de referencia cuesta US\$5.000 y tiene una capacidad para tratar 0,6 m<sup>3</sup>/h.

El costo de la inversión de la centrífuga y los sedimentadores fue actualizado según la ecuación 2 (CEPCI), dado que la referencia de los precios de éstos data del año 2012.

**Tabla 126.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de la primera alternativa de sistema completo.

Operación	Demanda Energética		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Dosificación de Floculante	0,2	kWh/h	[95]
Mezcla Rápida (Impulso por pérdida de carga)	16	kWh/h	Anexo 3
Agitación (Mezcla Lenta)	1,3	kWh/h	Anexo 3
Consumo Energía por Elevación Flujos	4,7	kWh/h	Anexo 3
Centrifugación	30	kWh/(h-equipo)	[104]
Dosificación Solvente	0,02	kWh/h	[95]
Mezcla Dilución Solvente	0,02	kWh/h	Anexo 3
Ultrasonido	64	kWh/(h-equipo)	[111]
<i>Consumo de Energía Térmica*</i>			
Calefacción 1era Destilación	158	kWh/h	Anexo 3
Calefacción 2da Destilación	10	kWh/h	SPD <sup>16</sup>
Condensado Solvente	7,0	kWh/h	Anexo 3
*Se considera el uso de un intercambiador de calor que calienta la solución previo a la primera destilación y en consecuencia condensa al solvente			

<sup>16</sup> SPD: Calculado por el programa SuperProDesigner

**Tabla 127.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de la primera alternativa de sistema completo.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad		Precio Unitario (US\$)		Cantidad
Bomba Dosif. Floculante	1.W 01	18	l/h	600	[96]	7
Mezclador en Línea	1.W 02	6,25	pulg	4.000	[97]	14
Estanque Mezcla Lenta	1.W 02	80	m <sup>3</sup>	68.000	[97]	7
Sedimentador	1.W 03	159	m <sup>2</sup>	15.000	[100]	7
Centrífuga	1.W 04	23	m <sup>3</sup> /h	60.000	[100]	1
Bomba Dosif. Hexano	1.W 05	2	l/h	500	[96]	1
Estanque Dilución Solv.	1.W 06	0,9	m <sup>3</sup>	12.000	[123]	1
Equipo Ultrasonido	1.W 07	1-12	m <sup>3</sup> /h*	127.000	[106]	1
Decantador	1.W 08	27	m <sup>3</sup>	23.000	[97]	1
Destilador Flash 1	1.W 09	1,5	m <sup>3</sup> /h	12.000	[125]	1
Destilador Flash 2	1.W 10	0,1	m <sup>3</sup> /h	2.000	[125]	1
Condensador	1.W 11	3,0	m <sup>2</sup>	1.000	[97]	1
Estanque Dep. Lípidos	1.W 12	0,1	m <sup>3</sup>	1.100	[101]	1
Estanque Dep. Rem.	1.W 13	1,7	m <sup>3</sup>	2.800	[101]	1
Intercambiador de calor*	N/A	6,5	m <sup>2</sup>	2.000	[110]	1
Biodigestor**	1.W 14	14,9	Vacas/día	672.000	[100]	1

\* El intercambiador de calor no se aprecia en el diagrama. Precalienta la alimentación a la destilación con el hexano caliente producto de la misma destilación.

\*\* Según la fuente, el costo del biodigestor se calcula considerando el número de vacas por día que ingresa. Una unidad de vaca representa un peso equivalente a 500 kg de biomasa [126].

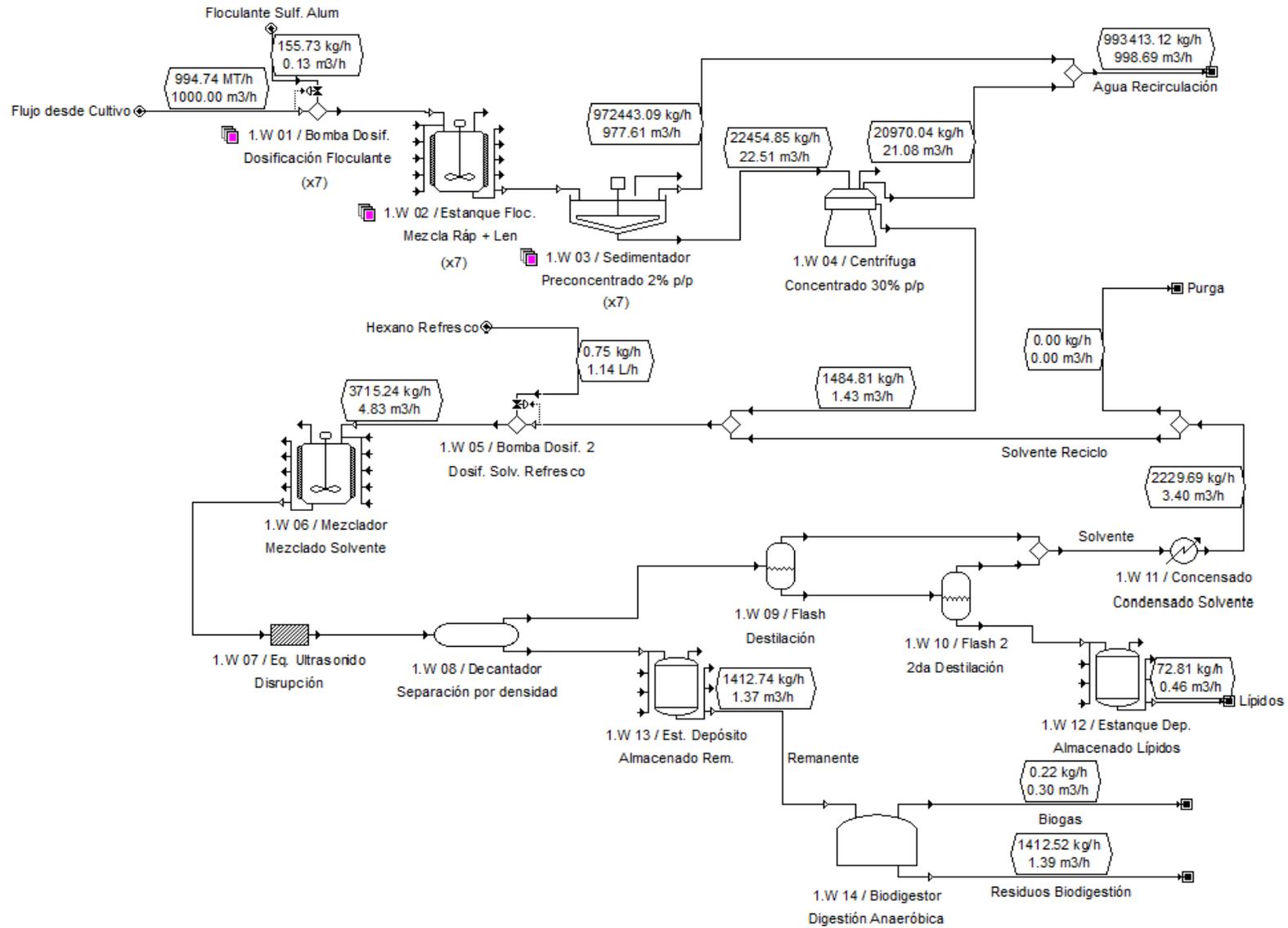
**Tabla 128.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de la primera alternativa de sistema completo. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosif. Floculante	1.W 01	10%	50%
Estanque Mezcla Lenta	1.W 02	10%	30%
Mezclador en Línea	1.W 02	10%	50%
Sedimentador	1.W 03	15%	20%
Centrífuga	1.W 04	10%	50%
Bomba Dosif. Hexano	1.W 05	10%	50%
Estanque Dilución Solvente	1.W 06	10%	30%
Equipo Ultrasonido	1.W 07	10%	50%
Decantador	1.W 08	10%	50%
Destilador Flash 1	1.W 09	10%	50%
Destilador Flash 2	1.W 10	10%	50%
Condensador	1.W 11	10%	50%
Estanque Dep. Lípidos	1.W 12	10%	30%
Estanque Dep. Rem.	1.W 13	10%	30%
Intercambiador de calor*	N/A	10%	50%

**Tabla 129.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de la primera alternativa de sistema completo.

Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	200	% turno	2,00	hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	50	% turno	0,5	hora/hora
<i>Limpieza / Mantenimiento</i>				
Bombas Dosificación Floculante	48	horas/año	0,01	hora/hora
Mezclador en Línea	168	horas/año	0,02	hora/hora
Mezcla Lenta	252	horas/año	0,03	hora/hora
Sedimentadores	504	horas/año	0,06	hora/hora
Centrífuga	24	horas/año	0,01	hora/hora
Equipo Ultrasonido	96	horas/año	0,01	hora/hora
Bomba Dosif. Hexano	24	horas/año	0,01	hora/hora
Estanque Dilución Solvente	192	horas/año	0,02	hora/hora
Decantador	48	horas/año	0,01	hora/hora
Destiladores Flash	96	horas/año	0,02	hora/hora
Condensador e Intercambiador	48	horas/año	0,01	hora/hora
Estanques Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora
<p>* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.</p> <p>** De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.</p> <p>*** Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).</p>				

**Figura 32.** Diagrama elaborado para la simulación de la primera alternativa de sistema completo.



## 2.W. Segunda alternativa de sistema completo

La Figura 33 muestra el diagrama de flujos desarrollado para la simulación del uso de esta secuencia alternativa de operaciones unitarias para el sistema completo desde la floculación de las algas hasta la extracción y purificación de los lípidos. A continuación se presentan las tablas que reportan los datos más relevantes para la simulación del proceso.

En el caso particular de la etapa de floculación, se determinó que el flujo de cosecha se subdividiera en 7 flujos paralelos. De esta forma, se trabaja con 7 equipos en paralelo por operación. Por especificaciones del fabricante, al alcanzar el flujo un Reynolds como el indicado en la Tabla 130, se deben utilizar dos mezcladores en línea en serie, es por ello que en la Tabla 132 se informa que se deben adquirir 14 unidades. La extracción supercrítica es una operación Batch.

En el trabajo se evaluó también la instalación de un biodigestor dentro del proceso. Los parámetros, costos y datos respectivos al biodigestor son informados en las tablas respectivas. Para el cálculo de energía aportada por el biodigestor, se ha considerado que 1 m<sup>3</sup> de biogás permite generar 9,94 kWh de energía térmica [100]. Se asume que el biodigestor consume 1/3 de la energía que genera para su propio funcionamiento [100].

**Tabla 130.** Parámetros de diseño adoptados para la simulación de la segunda alternativa de sistema completo.

Parámetro		
<i>Floculación</i>		
Dosis de Quitosano	10 mg/l	[66]
Concentración Stock Quitosano	10 g/l	[66]
Concentración de Ácido Acético (Stock)	10 g/l	[66]
Tiempo retención mezcla rápida	en línea	
Reynolds fluido	$3,5 \times 10^5$ -	Anexo 3
Tiempo retención mezcla lenta	30 min	[65]
Velocidad agitación mezcla lenta	45 s <sup>-1</sup>	[67] [68]
Eficiencia de floculación resultante	>90 %	[36] [66] [65]
<i>Miroflotación (Aire Disperso)</i>		
Velocidad de Flotación	25 m/h	[69]
Presión de saturación de aire en agua	1 atm	[72]
Saturación de aire en agua	>100 %	[72]
Eficiencia de separación algas	90 %	[40]
Remoción Quitosano	95 %	Supuesto
Concentración sobrenadante	20 % p/p	[40]

<b>Parámetro</b>		
<i>Secado por aspersión</i>		
Tiempo de retención (de caída)	15 s	[75]
Razón Aire / Flujo alimentación (pasta)	30 kg/kg	[76]
Temperatura aire entrada	140 °C	[77] [78]
Humedad absoluta final producto	4 % p/p	[16] [78]
<i>Prensado en seco</i>		
Presión de operación	50 MPa	[83]
Eficiencia disrupción celular	75 %	[84]
<i>Extracción Supercrítica</i>		
Presión Extracción	300 bar	[85]
Temperatura Extracción	50 °C	[86]
Consumo de CO <sub>2</sub>	120 kg/kg algas	[86]
Tiempo de extracción	2 h	[86]
Tiempo de descarga y preparación equipo	1 h	Supuesto
Eficiencia extracción lípidos	95 %	[86]
<i>Biodigestor</i>		
Producción de biogás	0,85 l/kg_biomasa	[100]
Tiempo retención estanques almacenamiento	1 h	Supuesto

En la Tabla 131 se entrega información con respecto a la demanda energética de cada una de las operaciones de la etapa. En el caso de la extracción supercrítica, el gasto energético va enfocado a tratar el dióxido de carbono para que alcance las propiedades supercríticas. En la tabla se indica la demanda por energía para procesar un kilogramo de CO<sub>2</sub>. Cabe mencionar que en el proceso se considera el reciclo del dióxido de carbono usado, para ahorrar insumos. No obstante, durante el proceso de extracción se pierde una cantidad no menor de este gas por distintos motivos; en la simulación se consideró la pérdida de dióxido de carbono debido a que se solubiliza tanto en el agua de la muestra a extraer como en los lípidos que se obtienen como producto, además de por causas de la abertura el estanque para retirar la muestra ya extraída (el espacio libre del estanque está ocupado por gas, el cual se diluye en la atmósfera una vez que se abre). Estos detalles permiten calcular el gasto de energía del proceso, debido a que las distintas operaciones de la recirculación de CO<sub>2</sub> del proceso deben entonces procesar distintas cantidades del gas, por concepto de pérdida. La solubilidad del CO<sub>2</sub> en agua a 60°C y 300 bar es 0,065 kg\_CO<sub>2</sub>/kg\_agua [117], mientras que su solubilidad en lípidos (aceite de oliva) a 40°C y 50 bar (condiciones de separación del CO<sub>2</sub> de los lípidos en el equipo) es de 0,62 kg\_CO<sub>2</sub>/kg\_lípidos [118]. Se consideró que los estanques de extracción supercrítica no se cargan más allá del 60% de su volumen (máxima capacidad), dado que se requiere dejar un 40% del volumen del estanque libre. El CO<sub>2</sub> que se pierde al abrir el estanque es aquella masa de gas que ocupa el

volumen correspondiente al 40% del estanque de extracción a 60°C y 300 bar de presión.

**Tabla 131.** Consumo energético designado para cada una de las operaciones de la simulación de la segunda alternativa de sistema completo.

<b>Operación</b>	<b>Demanda Energética</b>		
<i>Consumo de Energía Eléctrica</i>			
Dosificación de Floculante	1,3	kWh/h	[95]
Mezcla Rápida (Impulso por pérdida de carga)	16	kWh/h	Anexo 3
Agitación (Mezcla Lenta)	1,3	kWh/h	Anexo 3
Consumo Energía por Elevación Flujos	20	kWh/h	Anexo 3
Microflotación	0,05	kWh/ kg_alga	[40]
Secado por aspersión	0,7	kWh/kg_producto*	[16]
Estanque Depósito (Motor Vibración para vaciar)	0,5	kWh/(h-equipo)	[105]
Prensado en seco	20	kWh/(h-equipo)	[116]
Extracción Supercrítica (Bomba Presurización)**	0,006	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
<i>Consumo de Energía Térmica</i>			
Secado por aspersión	5,6	kWh/kg_producto*	[16]
Extracción Supercrítica (Condensado CO <sub>2</sub> )	0,002	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (1er Calentamiento CO <sub>2</sub> )	0,015	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (2do Calentamiento CO <sub>2</sub> )	0,040	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
Extracción Supercrítica (Enfriado CO <sub>2</sub> )	0,058	kWh/kg_CO <sub>2</sub>	[29]
* El producto del secado = algas secas con 4% H abs.			
** La fuente indica que para la presurización de CO <sub>2</sub> hasta alcanzar 250 bar se requieren 0,006 kWh/kg_CO <sub>2</sub> , pero indica que alcanzar 300 bar se traduce en un costo monetario 20% mayor. Se realizaron los cálculos respectivos para determinar que dicho aumento en costos monetarios significa un gasto de energía eléctrica de 20% también.			

Para estimar los costos de los estanques de almacenamiento de producto, el estanque de depósito de algas secas y el estanque de microflotación, los cuales se informan en la Tabla 132, se usó la ecuación 1 (presentada en la sección de metodología).

Para la cotización de los estanques de almacenamiento (de lípidos y remanente), el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,37, valor que se obtuvo por medio del análisis del rango de costos de los estanques de este tipo que entrega la fuente (vendedor). El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 100 l y se vende a US\$1.000.

En el caso de la cotización del estanque de flotación, el factor exponencial utilizado fue 0,2, valor determinado para equipos de este tipo [56], mientras que el precio base fue US\$ 204.000, determinado para un equipo con capacidad de 182 m<sup>3</sup>/h (800 gpm) [103].

Finalmente, al calcular el precio del depósito de algas secas, el factor exponencial usado en la ecuación equivale a 0,6 [106]. El estanque de almacenamiento básico (el equipo conocido, de referencia) posee una capacidad de 2 m<sup>3</sup> y se vende a US\$3.000 [107].

El costo de la inversión del estanque de flotación fue actualizado según la ecuación 2 (CEPCI), dado que la referencia de los precios de éste data del año 2010.

Por otra parte, para estimar el costo del equipo de extracción supercrítica, se usó una correlación publicada por Jose Antonio Rocha Uribe. La correlación indica que el precio en dólares se obtiene mediante la siguiente ecuación siguiente:  $P(\text{US\$}) = 31901 \cdot V^{0,6909}$ . En la ecuación, V es el volumen útil del equipo en litros. Además, el precio se actualizó utilizando la ecuación 2 (CEPCI), dado que la fuente indica que el precio obtenido por medio de la correlación es válido para el año 2009.

**Tabla 132.** Cotización y dimensiones de los equipos principales considerados en la simulación de la segunda alternativa de sistema completo.

Equipo	Código en Diagrama	Dimensiones /Capacidad	Precio Unitario (US\$)	Cantidad
Bomba Dosif. Floc.	2.W 01	142 l/h	1.500 [96]	7
Mezclador en Línea	2.W 02	6,25 pulg	4.000 [97]	14
Est. Mezcla Lenta	2.W 02	80 m <sup>3</sup>	68.000 [97]	7
Estanque Flotación	2.W 03-04	42 m <sup>2</sup>	298.000 [103]	1
Secador Spray	2.W 05	1840 kg/h*	70.000 [108]	1
Depósito Algas Sec.	2.W 06	0,6 m <sup>3</sup>	1.500 [107]	1
Prensa	2.W 07	80-500 kg/h	8.000 [116]	1
Equipo Extracción	2.W 08	0,7 m <sup>3</sup>	3.300.000 [120]	3
Estanque Dep. Lípidos	2.W 09	0,1 m <sup>3</sup>	1.200 [101]	1
Estanque Dep. Rem.	2.W 10	0,4 m <sup>3</sup>	1.800 [101]	1
Biodigestor**	1.W 14	19 Vacas/día	675.000 [100]	1

\* Capacidad de evaporación = kg/h de agua evaporada.  
 \*\* Según la fuente, el costo del biodigestor se calcula considerando el número de vacas por día que ingresa. Una unidad de vaca representa un peso equivalente a 500 kg de biomasa [126].

**Tabla 133.** Costos de mantención e instalación de los equipos principales considerados en la simulación de la segunda alternativa de sistema completo. Estos costos se asumen equivalentes a una fracción porcentual de los costos de adquisición de cada equipo.

Equipo	Código en Diagrama	Mantención (Anual)	Instalación
Bomba Dosif. Floc.	2.W 01	10%	50%
Mezclador en Línea	2.W 02	10%	50%
Estanque Mezcla Lenta	2.W 02	10%	30%
Estanque Flotación	2.W 03-04	15%	10%
Secador Spray	2.W 05	10%	50%
Depósito Algas Sec.	2.W 06	10%	0%
Prensa	2.W 07	10%	50%
Equipo Extracción	2.W 08	10%	30%
Estanque Dep. Lípidos	2.W 09	10%	30%
Estanque Dep. Rem.	2.W 10	10%	30%

**Tabla 134.** Horas laborales asignadas a la operación, control y limpieza de los equipos en la simulación de la segunda alternativa de sistema completo.

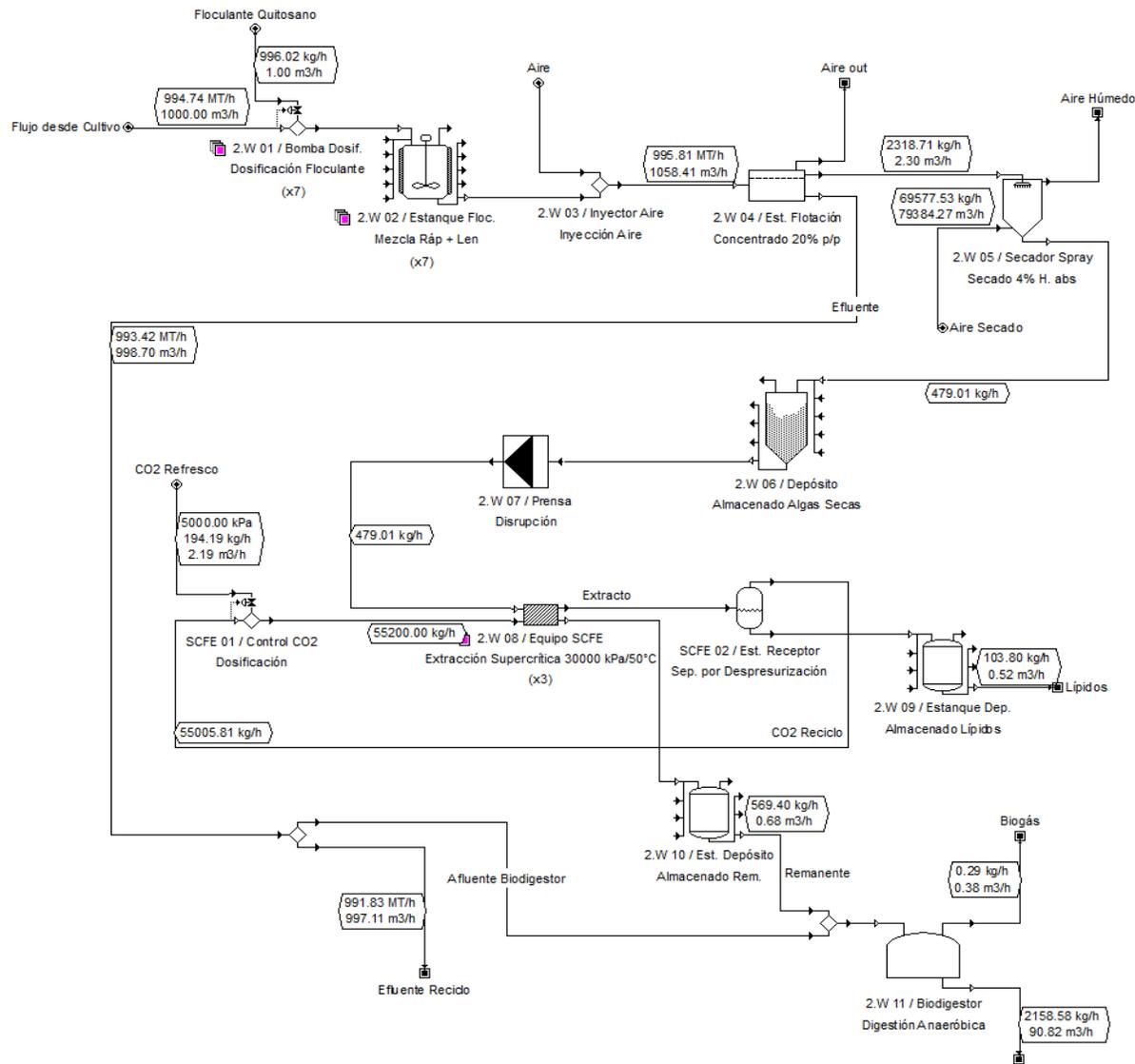
Operación	Demanda de Tiempo		Horas Normalizadas***	
<i>Operación*</i>	200	% turno	2,00	hora/hora
<i>Operación Prensa</i>	20	% turno	0,20	Hora/hora
<i>Control (Op. Especializado)**</i>	50	% turno	0,5	hora/hora
<i>Limpieza / Mantención</i>				
Bombas Dosificación Floculante	48	horas/año	0,01	hora/hora
Mezclador en Línea	168	horas/año	0,02	hora/hora
Mezcla Lenta	252	horas/año	0,03	hora/hora
Estanque Microflotación	144	horas/año	0,02	hora/hora
Secador	48	horas/año	0,01	hora/hora
Depósito Algas Secas	24	horas/año	0,01	hora/hora
Prensa	48	horas/año	0,01	hora/hora
Equipo Extracción	576	horas/año	0,07	hora/hora
Estanques Depósito	48	horas/año	0,01	hora/hora

\* La operación identifica el tiempo que deben dedicar los operarios al normal funcionamiento de la planta o sección. Se informa como un porcentaje relacionado al tiempo total del turno, es decir, cuánto tiempo del turno debe dedicar a la planta o sección. Si el porcentaje supera el 100% entonces se requiere más de un operario por turno.

\*\* De la misma manera que en el caso de la operación, se entrega un porcentaje del tiempo que debe dedicar un operario especializado de control para revisar o dedicarse a la sección o planta completa.

\*\*\* Para efectos de cálculo de los costos laborales, las horas asignadas en la tabla se traducen a porcentaje de tiempo, u hora/hora, para luego multiplicarse por las horas anuales de operación (330 días/24 horas).

**Figura 33.** Diagrama elaborado para la simulación de la primera alternativa de sistema completo.



## Anexo 2. Información Económica

En la presente sección se entrega información respecto al análisis económico que se realizó para evaluar las distintas alternativas simuladas en el trabajo. Se presenta, para cada alternativa, un resumen ejecutivo y su respectivo flujo de caja.

### 1. Resúmenes Ejecutivos (Precios de 2014)

#### 1.A Resumen Económico Floculación: Sulfato de Aluminio

Inversión Total de Capital	4.228.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	4.228.000 \$US
Costos Operacionales	1.140.000 \$US/año
Ingresos	306.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	7.849.140 m3(STP) MP/año
Costo de Producción por Unidad	0,15 \$US/m3(STP) MP
Ingresos por Unidad	0,04 \$US/m3(STP) MP
Margen Bruto	- 272,37 %
Retorno de la Inversión	- 10,75 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 6.935.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Floculadas'

#### 2.A Resumen Económico Floculación: Quitosano

Inversión Total de Capital	4.353.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	4.353.000 \$US
Costos Operacionales	1.962.000 \$US/año
Ingresos	306.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	7.856.012 m3(STP) MP/año
Costo de Producción por Unidad	0,25 \$US/m3(STP) MP
Ingresos por Unidad	0,04 \$US/m3(STP) MP
Margen Bruto	- 540,39 %
Retorno de la Inversión	- 29,21 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 12.418.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Floculadas'

### 3.A Resumen Económico Floculación: Hidróxido de Sodio (NaOH)

Inversión Total de Capital	4.847.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	4.847.000 \$US
Costos Operacionales	5.350.000 \$US/año
Ingresos	316.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	8.090.909 m3(STP) MP/año
Costo de Producción por Unidad	0,66 \$US/m3(STP) MP
Ingresos por Unidad	0,04 \$US/m3(STP) MP
Margen Bruto	- 1.595,35 %
Retorno de la Inversión	- 95,59 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 34.949.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Floculadas'

### 1.B Resumen Económico Sedimentación y Filtración

Inversión Total de Capital	10.197.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	10.197.000 \$US
Costos Operacionales	2.214.000 \$US/año
Ingresos Principales	352.000 \$US/año
Otros Ingresos	156.713 \$US/año
Ingresos Totales	509.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	12.681 ton MP/año
Costo de Producción por Unidad	174,62 \$US/ton MP
Ingresos por Unidad	40,10 \$US/ton MP
Margen Bruto	- 335,43 %
Retorno de la Inversión	- 7,71 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 14.708.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Conc. Algas 20% p/p'

## 2.B Resumen Económico Centrifugación

Inversión Total de Capital	8.660.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	8.660.000 \$US
Costos Operacionales	2.765.000 \$US/año
Ingresos Principales	527.000 \$US/año
Otros Ingresos	156.589 \$US/año
Ingresos Totales	684.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	18.989 ton MP/año
Costo de Producción por Unidad	145,61 \$US/ton MP
Ingresos por Unidad	36,00 \$US/ton MP
Margen Bruto	- 304,52 %
Retorno de la Inversión	- 15,10 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 16.656.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Conc. Algas 20% p/p'

## 3.B Resumen Económico Microflotación

Inversión Total de Capital	2.261.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	2.261.000 \$US
Costos Operacionales	778.000 \$US/año
Ingresos Principales	499.000 \$US/año
Otros Ingresos	156.609 \$US/año
Ingresos Totales	656.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	17.989 ton MP/año
Costo de Producción por Unidad	43,27 \$US/ton MP
Ingresos por Unidad	36,45 \$US/ton MP
Margen Bruto	- 18,71 %
Retorno de la Inversión	3,49 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	28,66 años
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 1.607.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Conc. Algas 20% p/p'

#### 4.B Resumen Económico Sedimentación y Centrifugación

Inversión Total de Capital	1.343.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	1.343.000 \$US
Costos Operacionales	603.000 \$US/año
Ingresos Principales	422.000 \$US/año
Otros Ingresos	156.664 \$US/año
Ingresos Totales	578.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	15.191 ton MP/año
Costo de Producción por Unidad	39,67 \$US/ton MP
Ingresos por Unidad	38,06 \$US/ton MP
Margen Bruto	- 4,24 %
Retorno de la Inversión	7,00 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	14,28 años
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 654.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Conc. Algas 20% p/p'

#### 5.B Resumen Económico Microflotación y Centrifugación

Inversión Total de Capital	2.613.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	2.613.000 \$US
Costos Operacionales	852.000 \$US/año
Ingresos Principales	485.000 \$US/año
Otros Ingresos	156.619 \$US/año
Ingresos Totales	641.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	17.469 ton MP/año
Costo de Producción por Unidad	48,79 \$US/ton MP
Ingresos por Unidad	36,71 \$US/ton MP
Margen Bruto	- 32,90 %
Retorno de la Inversión	0,85 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	117,06 años
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 2.295.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Conc. Algas 20% p/p'

## 1.C Resumen Económico Secado por aspersión

Inversión Total de Capital	666.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	666.000 \$US
Costos Operacionales	1.209.000 \$US/año
Ingresos	544.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	3.334.737 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	0,36 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	0,16 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 122,33 %
Retorno de la Inversión	- 92,09 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 4.636.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Secas 5% H. abs'

## 2.C Resumen Económico Secado Flash

Inversión Total de Capital	6.556.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	6.556.000 \$US
Costos Operacionales	1.955.000 \$US/año
Ingresos Principales	538.000 \$US/año
Otros Ingresos	397 \$US/año
Ingresos Totales	539.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	3.301.389 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	0,59 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	0,16 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 262,98 %
Retorno de la Inversión	- 12,65 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A años
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 11.553.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Secas 5% H. abs'

### 3.C Resumen Económico Secado por tambor rotatorio y flash

Inversión Total de Capital	3.561.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	3.561.000 \$US
Costos Operacionales	1.514.000 \$US/año
Ingresos Principales	544.000 \$US/año
Otros Ingresos	3.432.100 \$US/año
Ingresos Totales	3.976.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	3.334.737 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	0,45 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,19 \$US/kg MP
Margen Bruto	61,91 %
Retorno de la Inversión	64,14 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	1,56 años
TIR (Después de Impuestos)	45,86 %
VAN (con tasa de interés de 8%)	11.800.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Secas 5% H. abs'

### 1.D Resumen Económico Aplicación de Ultrasonido

Inversión Total de Capital	1.108.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	1.108.000 \$US
Costos Operacionales	703.000 \$US/año
Ingresos	487.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	15.691 m <sup>3</sup> (STP) MP/año
Costo de Producción por Unidad	44,82 \$US/m <sup>3</sup> (STP) MP
Ingresos por Unidad	31,05 \$US/m <sup>3</sup> (STP) MP
Margen Bruto	- 44,34 %
Retorno de la Inversión	- 10,83 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 1.812.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Rotas'

## 2.D Resumen Económico Homogenización a alta presión

Inversión Total de Capital	586.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	586.000 \$US
Costos Operacionales	877.000 \$US/año
Ingresos	487.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	15.686 m3(STP) MP/año
Costo de Producción por Unidad	55.93 \$US/m3(STP) MP
Ingresos por Unidad	31,05 \$US/m3(STP) MP
Margen Bruto	- 80,14 %
Retorno de la Inversión	- 58,67 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 2.794.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Rotas'

## 3.D Resumen Económico Molienda en solución con molino de bolas

Inversión Total de Capital	2.555.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	2.555.000 \$US
Costos Operacionales	1.338.000 \$US/año
Ingresos	487.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	15.687 m3(STP) MP/año
Costo de Producción por Unidad	85,30 \$US/m3(STP) MP
Ingresos por Unidad	31,05 \$US/m3(STP) MP
Margen Bruto	- 174,71 %
Retorno de la Inversión	- 24,55 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 6.493.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Rotas'

#### 4.D Resumen Económico Prensado en seco

Inversión Total de Capital	129.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	129.000 \$US
Costos Operacionales	593.000 \$US/año
Ingresos	585.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	3.326.400 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	0,18 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	0,18 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 1,28 %
Retorno de la Inversión	- 0,49 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 114.000 \$US

MP = Flujo Total de Corriente 'Algas Rotas'

#### 1.E Resumen Económico Extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub>

Inversión Total de Capital	370.139.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	370.139.000 \$US
Costos Operacionales	72.127.000 \$US/año
Ingresos Principales	575.000 \$US/año
Otros Ingresos	320 \$US/año
Ingresos Totales	575.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	486.652 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	148,21 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,18 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 12.442,64 %
Retorno de la Inversión	- 10,30 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 596.003.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

## 2.E Resumen Económico Extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub>

Inversión Total de Capital	70.040.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	70.040.000 \$US
Costos Operacionales	15.431.000 \$US/año
Ingresos Principales	709.000 \$US/año
Otros Ingresos	323 \$US/año
Ingresos Totales	709.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	600.415 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	25,70 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,18 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 2.075,22 %
Retorno de la Inversión	- 12,01 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 120.627.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

## 3.E Resumen Económico Extracción con solvente en solución (Hexano)

Inversión Total de Capital	1.033.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	1.033.000 \$US
Costos Operacionales	845.000 \$US/año
Ingresos Principales	519.000 \$US/año
Otros Ingresos	318 \$US/año
Ingresos Totales	519.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	439.155 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	1,92 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,18 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 62,84 %
Retorno de la Inversión	- 23,06 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 2.521.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

#### 4.E Resumen Económico Extracción con solvente en seco (Hexano)

Inversión Total de Capital	3.339.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	3.339.000 \$US
Costos Operacionales	1.406.000 \$US/año
Ingresos Principales	731.000 \$US/año
Otros Ingresos	321 \$US/año
Ingresos Totales	732.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	619.155 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	2,27 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,18 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 92,14 %
Retorno de la Inversión	- 11,34 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 5.595.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

#### 1.W Resumen Económico Primera alternativa de sistema completo

##### Sin Biodigestor

Inversión Total de Capital	7.022.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	7.022.000 \$US
Costos Operacionales	1.845.000 \$US/año
Ingresos Principales	674.000 \$US/año
Otros Ingresos	157.070 \$US/año
Ingresos Totales	831.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	570.774 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	3,23 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,46 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 122,01 %
Retorno de la Inversión	- 5,46 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 9.111.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

##### Con Biodigestor

Inversión Total de Capital	11.861.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	11.861.000 \$US
Costos Operacionales	2.719.000 \$US/año
Ingresos Principales	674.000 \$US/año
Otros Ingresos	258.560 \$US/año
Ingresos Totales	933.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	570.774 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	4,76 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,63 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 191,53 %
Retorno de la Inversión	- 6,05 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 15.827.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

## 2.W Resumen Económico Segunda alternativa de sistema completo

### Sin Biodigestor

Inversión Total de Capital	84.516.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	84.516.000 \$US
Costos Operacionales	19.669.000 \$US/año
Ingresos Principales	600.000 \$US/año
Otros Ingresos	156.908 \$US/año
Ingresos Totales	757.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	508.231 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	38,70 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,49 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 2.497,88 %
Retorno de la Inversión	- 13,37 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 153.216.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

### Con Biodigestor

Inversión Total de Capital	89.373.000 \$US
Inversión de Capital Incurrida en el Proyecto	89.373.000 \$US
Costos Operacionales	20.546.000 \$US/año
Ingresos Principales	600.000 \$US/año
Otros Ingresos	312.081 \$US/año
Ingresos Totales	912.000 \$US/año
Base de Costo en Tasa Anual	508.231 kg MP/año
Costo de Producción por Unidad	40,43 \$US/kg MP
Ingresos por Unidad	1,80 \$US/kg MP
Margen Bruto	- 2,152,15 %
Retorno de la Inversión	- 12,96 %
Tiempo de Retorno de la Inversión (Payback Time)	N/A
TIR (Después de Impuestos)	N/A
VAN (con tasa de interés de 8%)	- 159.606.000 \$US

MP = Flujo de componente 'Lípidos' de Corriente 'Lípidos'

## 2. Flujos de Caja

### 1.A Flujo de Caja Floculación: Sulfato de Aluminio

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 1.198	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.198
2	- 1.597	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.597
3	- 1.233	0	51	832	- 781	0	379	0	0	- 402	- 1,635
4	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
5	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
6	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
7	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
8	0	0	306	1,140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
9	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
10	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
11	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
12	0	0	306	1.140	- 834	0	379	0	0	- 454	- 454
13	0	0	306	761	- 454	0	0	0	0	- 454	- 454
14	0	0	306	761	- 454	0	0	0	0	- 454	- 454
15	235	0	306	761	- 454	0	0	0	0	- 454	- 220

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 6.935,00	- 6.498,00	- 6.123,00

**Unidad: Miles de US\$**

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 2.A Flujo de Caja Floculación: Quitosano

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 1.213	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.213
2	- 1.617	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.617
3	- 1.322	0	51	977	- 926	0	384	0	0	- 542	- 1.863
4	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
5	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
6	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
7	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
8	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
9	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
10	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
11	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
12	0	0	306	1.962	- 1.656	0	384	0	0	- 1.272	- 1.272
13	0	0	306	1.578	- 1.272	0	0	0	0	- 1.272	- 1.272
14	0	0	306	1.578	- 1.272	0	0	0	0	- 1.272	- 1.272
15	311	0	306	1.578	- 1.272	0	0	0	0	- 1.272	- 961

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 12.417,00	- 11.301,00	- 10.358,00

**Unidad: Miles de US\$**

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

### 3.A Flujo de Caja Floculación: Hidróxido de Sodio (NaOH)

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amortización	Depreciación	Ingresos Imponible	Impuestos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 1.267	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.267
2	- 1.689	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.689
3	- 1.680	0	53	1.570	- 1.517	0	401	0	0	- 1.116	- 2.796
4	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
5	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
6	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
7	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
8	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
9	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
10	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
11	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
12	0	0	316	5.350	- 5.034	0	401	0	0	- 4.633	- 4.633
13	0	0	316	4.949	- 4.633	0	0	0	0	- 4.633	- 4.633
14	0	0	316	4.949	- 4.633	0	0	0	0	- 4.633	- 4.633
15	625	0	316	4.949	- 4.633	0	0	0	0	- 4.633	- 4.008

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 34.948,00	- 31.037,00	- 27.754,00

**Unidad: Miles de US\$**

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 1.B Flujo de Caja Sedimentación y Filtración

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 2.903	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 2.903
2	- 3.871	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 3.871
3	- 2.938	0	85	1.933	- 1.848	0	919	0	0	- 929	- 3.867
4	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
5	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
6	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
7	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
8	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
9	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
10	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
11	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
12	0	0	509	2.214	- 1.706	0	919	0	0	- 786	- 786
13	0	0	509	1.295	- 786	0	0	0	0	- 786	- 786
14	0	0	509	1.295	- 786	0	0	0	0	- 786	- 786
15	519	0	509	1.295	- 786	0	0	0	0	- 786	- 268

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 14.708,00	- 13.911,00	- 13.220,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 2.B Flujo de Caja Centrifugación

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 2.442	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 2.442
2	- 3.256	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 3.256
3	- 2.555	0	114	1.743	- 1.629	0	773	0	0	- 856	- 3.410
4	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
5	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
6	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
7	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
8	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
9	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
10	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
11	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
12	0	0	684	2.765	- 2.081	0	773	0	0	- 1.308	- 1.308
13	0	0	684	1.992	- 1.308	0	0	0	0	- 1.308	- 1.308
14	0	0	684	1.992	- 1.308	0	0	0	0	- 1.308	- 1.308
15	519	0	684	1.992	- 1.308	0	0	0	0	- 1.308	- 789

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 16.655,00	- 15.450,00	- 14.421,00

**Unidad: Miles de US\$**

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

### 3.B Flujo de Caja Microflotación

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 637	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 637
2	- 849	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 849
3	- 669	0	109	485	- 376	0	202	0	0	- 174	- 844
4	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
5	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
6	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
7	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
8	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
9	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
10	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
11	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
12	0	0	656	778	- 123	0	202	0	0	79	79
13	0	0	656	577	79	0	0	79	16	63	63
14	0	0	656	577	79	0	0	79	16	63	63
15	139	0	656	577	79	0	0	79	16	63	202

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 1.606,00	- 1.638,00	- 1.660,00

#### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

#### 4.B Flujo de Caja Sedimentación y Centrifugación

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 374	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 374
2	- 499	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 499
3	- 407	0	96	316	- 220	0	119	0	0	- 102	- 509
4	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
5	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
6	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
7	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
8	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
9	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
10	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
11	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
12	0	0	578	603	- 24	0	119	0	0	94	94
13	0	0	578	484	94	0	0	94	19	75	75
14	0	0	578	484	94	0	0	94	19	75	75
15	95	0	578	484	94	0	0	94	19	75	170

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 653,00	- 710,00	- 754,00

#### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 5.B Flujo de Caja Microflotación y Centrifugación

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amortización	Depreciación	Ingresos Imponible	Impuestos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 737	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 737
2	- 982	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 982
3	- 771	0	107	550	- 443	0	233	0	0	- 210	- 980
4	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
5	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
6	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
7	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
8	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
9	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
10	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
11	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
12	0	0	641	852	- 211	0	233	0	0	22	22
13	0	0	641	619	22	0	0	22	4	18	18
14	0	0	641	619	22	0	0	22	4	18	18
15	157	0	641	619	22	0	0	22	4	18	174

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 2.294,00	- 2.277,00	- 2.256,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 1.C Flujo de Caja Secado por aspersion

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 162	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 162
2	- 216	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 216
3	- 262	0	91	290	- 200	0	51	0	0	- 149	- 411
4	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
5	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
6	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
7	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
8	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
9	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
10	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
11	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
12	0	0	544	1.209	- 665	0	51	0	0	- 614	- 614
13	0	0	544	1.157	- 614	0	0	0	0	- 614	- 614
14	0	0	544	1.157	- 614	0	0	0	0	- 614	- 614
15	128	0	544	1.157	- 614	0	0	0	0	- 614	- 486

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 4.636,00	- 4.120,00	- 3.686,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 2.C Flujo de Caja Secado Flash

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 1.853	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.853
2	- 2.470	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 2.470
3	- 1.925	0	90	1.297	- 1.208	0	587	0	0	- 621	- 2.546
4	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
5	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
6	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
7	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
8	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
9	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
10	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
11	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
12	0	0	539	1.955	- 1.416	0	587	0	0	- 830	- 830
13	0	0	539	1.368	- 830	0	0	0	0	- 830	- 830
14	0	0	539	1.368	- 830	0	0	0	0	- 830	- 830
15	381	0	539	1.368	- 830	0	0	0	0	- 830	- 449

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 11.552,00	- 10.773,00	- 10.106,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

### 3.C Flujo de Caja Secado por tambor rotatorio y flash

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 994	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 994
2	- 1.326	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.326
3	- 1.075	0	663	777	- 114	0	315	0	0	200	- 875
4	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
5	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
6	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
7	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
8	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
9	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
10	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
11	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
12	0	0	3.976	1.514	2.461	0	315	2.461	492	2.284	2.284
13	0	0	3.976	1.199	2.776	0	0	2.776	555	2.221	2.221
14	0	0	3.976	1.199	2.776	0	0	2.776	555	2.221	2.221
15	247	0	3.976	1.199	2.776	0	0	2.776	555	2.221	2.468

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	11.800,00	9.949,00	8.410,00

#### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 1.D Flujo de Caja Aplicación de Ultrasonido

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 303	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 303
2	- 404	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 404
3	- 350	0	81	284	- 203	0	96	0	0	- 107	- 457
4	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
5	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
6	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
7	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
8	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
9	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
10	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
11	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
12	0	0	487	703	- 216	0	96	0	0	- 120	- 120
13	0	0	487	607	- 120	0	0	0	0	- 120	- 120
14	0	0	487	607	- 120	0	0	0	0	- 120	- 120
15	97	0	487	607	- 120	0	0	0	0	- 120	- 23

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 1.812,00	- 1.699,00	- 1.601,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 2.D Flujo de Caja Homogenización a alta presión

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 147	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 147
2	- 196	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 196
3	- 218	0	81	232	- 151	0	47	0	0	- 104	- 323
4	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
5	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
6	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
7	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
8	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
9	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
10	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
11	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
12	0	0	487	877	- 390	0	47	0	0	- 344	- 344
13	0	0	487	831	- 344	0	0	0	0	- 344	- 344
14	0	0	487	831	- 344	0	0	0	0	- 344	- 344
15	96	0	487	831	- 344	0	0	0	0	- 344	- 248

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 2.793,00	- 2.502,00	- 2.257,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

### 3.D Flujo de Caja Molienda en solución con molino de bolas

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 707	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 707
2	- 942	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 942
3	- 788	0	81	601	- 520	0	224	0	0	- 296	- 1.084
4	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
5	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
6	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
7	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
8	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
9	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
10	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
11	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
12	0	0	487	1.338	- 851	0	224	0	0	- 627	- 627
13	0	0	487	1.114	- 627	0	0	0	0	- 627	- 627
14	0	0	487	1.114	- 627	0	0	0	0	- 627	- 627
15	199	0	487	1.114	- 627	0	0	0	0	- 627	- 428

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 6.493,00	- 5.938,00	- 5.468,00

#### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

#### 4.D Flujo de Caja Prensado en seco

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 22	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 22
2	- 29	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 29
3	- 74	0	98	124	- 26	0	7	0	0	- 19	- 94
4	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
5	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
6	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
7	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
8	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
9	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
10	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
11	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
12	0	0	585	593	- 8	0	7	0	0	- 1	- 1
13	0	0	585	586	- 1	0	0	0	0	- 1	- 1
14	0	0	585	586	- 1	0	0	0	0	- 1	- 1
15	56	0	585	586	- 1	0	0	0	0	- 1	55

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 114,00	- 114,00	- 114,00

#### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 1.E Flujo de Caja Extracción supercrítica en solución con CO<sub>2</sub>

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 105.604	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 105.604
2	- 140.805	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 140.805
3	- 106.129	0	96	67.331	- 67.235	0	33.441	0	0	- 33.794	- 139.922
4	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
5	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
6	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
7	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
8	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
9	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
10	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
11	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
12	0	0	575	72.127	- 71.552	0	33.441	0	0	- 38.111	- 38.111
13	0	0	575	38.686	- 38.111	0	0	0	0	- 38.111	- 38.111
14	0	0	575	38.686	- 38.111	0	0	0	0	- 38.111	- 38.111
15	18.125	0	575	38.686	- 38.111	0	0	0	0	- 38.111	- 19.986

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 596.003,00	- 559.082,00	- 527.356,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 2.E Flujo de Caja Extracción supercrítica en seco con CO<sub>2</sub>

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 19.936	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 19.936
2	- 26.581	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 26.581
3	- 20.200	0	118	13.024	- 12.906	0	6.313	0	0	- 6.593	- 26.792
4	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
5	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
6	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
7	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
8	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
9	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
10	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
11	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
12	0	0	709	15.431	- 14.722	0	6.313	0	0	- 8.409	- 8.409
13	0	0	709	9.118	- 8.409	0	0	0	0	- 8.409	- 8.409
14	0	0	709	9.118	- 8.409	0	0	0	0	- 8.409	- 8.409
15	3.587	0	709	9.118	- 8.409	0	0	0	0	- 8.409	- 4.822

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 120.626,00	- 112.650,00	- 105.818,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

### 3.E Flujo de Caja Extracción con solvente en solución (Hexano)

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 278	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 278
2	- 370	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 370
3	- 338	0	86	300	- 213	0	88	0	0	- 125	- 464
4	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
5	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
6	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
7	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
8	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
9	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
10	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
11	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
12	0	0	519	845	- 326	0	88	0	0	- 238	- 238
13	0	0	519	757	- 238	0	0	0	0	- 238	- 238
14	0	0	519	757	- 238	0	0	0	0	- 238	- 238
15	107	0	519	757	- 238	0	0	0	0	- 238	- 131

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 2.520,00	- 2.310,00	- 2.132,00

#### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

#### 4.E Flujo de Caja Extracción con solvente en seco (Hexano)

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor-tización	Depre-ciación	Ingresos Imponible	Impues-tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 933	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 933
2	- 1.244	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.244
3	- 1.007	0	122	741	- 619	0	295	0	0	- 324	- 1.331
4	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
5	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
6	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
7	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
8	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
9	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
10	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
11	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
12	0	0	732	1.406	- 674	0	295	0	0	- 379	- 379
13	0	0	732	1.110	- 379	0	0	0	0	- 379	- 379
14	0	0	732	1.110	- 379	0	0	0	0	- 379	- 379
15	230	0	732	1.110	- 379	0	0	0	0	- 379	- 149

#### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 5.594,00	- 5.236,00	- 4.928,00

#### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 1.W Flujo de Caja Primera alternativa de sistema completo

### Sin Biodigestor

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 1.991	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 1.991
2	- 2.655	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 2.655
3	- 2.044	0	139	1.424	- 1.286	0	631	0	0	- 655	- 2.699
4	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
5	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
6	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
7	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
8	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
9	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
10	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
11	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
12	0	0	831	1.845	- 1.014	0	631	0	0	- 384	- 384
13	0	0	831	1.215	- 384	0	0	0	0	- 384	- 384
14	0	0	831	1.215	- 384	0	0	0	0	- 384	- 384
15	384	0	831	1.215	- 384	0	0	0	0	- 384	1

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 9.111,00	- 8.694,00	- 8.329,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

Con Biodigestor

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 3.374	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 3.374
2	- 4.498	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 4.498
3	- 3.426	0	155	2.298	- 2.143	0	1.068	0	0	- 1.074	- 4.501
4	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
5	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
6	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
7	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
8	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
9	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
10	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
11	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
12	0	0	933	2.719	- 1.786	0	1.068	0	0	- 718	- 718
13	0	0	933	1.651	- 718	0	0	0	0	- 718	- 718
14	0	0	933	1.651	- 718	0	0	0	0	- 718	- 718
15	615	0	933	1.651	- 718	0	0	0	0	- 718	- 103

**Resumen TIR/VAN**

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 15.827,00	- 15.064,00	- 14.398,00

**Unidad: Miles de US\$**

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## 2.W Flujo de Caja Segunda alternativa de sistema completo

### Sin Biodigestor

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 24.029	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 24.029
2	- 32.039	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 32.039
3	- 24.442	0	126	15.948	- 15.822	0	7.609	0	0	- 8.213	- 32.655
4	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
5	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
6	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
7	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
8	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
9	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
10	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
11	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
12	0	0	757	19.669	- 18.912	0	7.609	0	0	- 11.303	- 11.303
13	0	0	757	12.060	- 11.303	0	0	0	0	- 11.303	- 11.303
14	0	0	757	12.060	- 11.303	0	0	0	0	- 11.303	- 11.303
15	4.418	0	757	12.060	- 11.303	0	0	0	0	- 11.303	- 6.885

### Resumen TIR/VAN

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 153.215,00	- 142.628,00	- 133.579,00

### Unidad: Miles de US\$

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

Con Biodigestor

Año	Inversión de Capital	Financiam. Deuda	Ventas Ingresos	Costos Operac.	Utilidad Bruta	Amor- tización	Depre- ciación	Ingresos Imponible	Impues- tos	Utilidad Neta	Flujo Caja Neto
1	- 25.417	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 25.417
2	- 33.890	0	0	0	0	0	0	0	0	0	- 33.890
3	- 25.830	0	152	16.826	- 16.674	0	8.049	0	0	- 8.625	- 34.455
4	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
5	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
6	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
7	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
8	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
9	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
10	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
11	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
12	0	0	912	20.546	- 19.634	0	8.049	0	0	- 11.585	- 11.585
13	0	0	912	12.498	- 11.585	0	0	0	0	- 11.585	- 11.585
14	0	0	912	12.498	- 11.585	0	0	0	0	- 11.585	- 11.585
15	4.649	0	912	12.498	- 11.585	0	0	0	0	- 11.585	- 6.936

**Resumen TIR/VAN**

TIR Antes	-100,00 %	Interés %	8,00	10,00	12,00
TIR Desp	-100,00 %	VAN	- 159.606,00	- 148.716,00	- 139.402,00

**Unidad: Miles de US\$**

Método de Depreciación: Línea Recta

Fracción de Salvamento Costos Fijos Directos: 0,050

## Anexo 3. Marco teórico de cálculos.

### 1. Cálculo del Reynolds

El número de Reynolds es un número adimensional que permite determinar si un flujo es turbulento o laminar. El valor que determina si un flujo es turbulento se encuentra constantemente en discusión, pero generalmente se asume que si el valor supera los 2 mil el flujo fluye en estado turbulento. El número de Reynolds se calcula según la siguiente ecuación (para un flujo en una cañería):

$$Re = \frac{\rho * v * d}{\mu}$$

En la ecuación,  $\rho$  representa la densidad del fluido en  $\text{kg/m}^3$ ,  $v$  su velocidad en  $\text{m/s}$  y  $\mu$  la viscosidad dinámica de éste en  $\text{Pas}$ , mientras que  $d$  es el diámetro interno de la cañería o tubo en  $\text{m}$ .

En el caso del estudio realizado, se estableció que el flujo de entrada desde el cultivo de la cosecha se divide en 7 líneas paralelas. Por otro lado, se determinó que la velocidad de transporte de la solución de cosecha será de  $2 \text{ m/s}$ , velocidad que se encuentra dentro del rango de velocidades determinadas para obtener la mínima pérdida de carga [127]. Para el cálculo se consideró la densidad y la viscosidad del agua a condiciones normales.

### 2. Pérdida de Carga por Mezcla Rápida

Al atravesar un mezclador en línea, un fluido sufre una pérdida de carga importante. La pérdida de carga dependerá de las características del mezclador usado, así como de la velocidad y algunas propiedades del fluido.

En el presente trabajo se consideró la pérdida de carga asumida por un mezclador estático provisto por la empresa Mamko. Aquella empresa precisa que la pérdida de carga de un fluido que atraviesa uno de sus mezcladores estáticos se calcula según la ecuación a continuación, en el caso de que el Reynolds del fluido supere el valor de  $10^3$ , como es el caso del estudio.

$$dP = \frac{K * \rho * \frac{l}{d} * v^2}{2}$$

En la ecuación,  $dP$  representa la pérdida de carga, en unidades de presión (Pascales [Pa]),  $K$  es un coeficiente de pérdida de carga dependiente del modelo de mezclador usado,  $\rho$  es la densidad del fluido en  $\text{kg/m}^3$ ,  $\frac{l}{d}$  es una relación de las propiedades físicas del mezclador, en este caso el largo y el diámetro, y  $v$  es la velocidad del fluido en  $\text{m/s}$ .

En el caso del trabajo, se consideró la densidad del agua en condiciones normales, una velocidad de 2 m/s y un coeficiente de pérdida de carga igual a 5<sup>17</sup>. Se consideró, una relación de largo y diámetro equivalente a 2 [supuesto].

Una vez que se conoce la pérdida de carga, ésta puede traducirse a unidades de altura [m]. Luego se calcula la potencia requerida para mover el fluido a través del mezclador y neutralizar la pérdida de carga. La potencia que se requiere se calcula mediante la ecuación siguiente:

$$P = \frac{h * \rho * g * F}{\eta}$$

La potencia se calcula en Watts.  $F$  representa el caudal a mover en m<sup>3</sup>/s,  $h$  es la altura (pérdida de carga) en m,  $\rho$  la densidad del fluido en kg/m<sup>3</sup>,  $g$  la fuerza de gravedad en m/s<sup>2</sup> y  $\eta$  representa la eficiencia de la bomba que deberá impulsar el flujo. En el trabajo se consideró una eficiencia de bomba de 70% [56].

### 3. Potencia de Agitación para Mezclas en estanques.

El proceso considera en una serie de etapas operaciones de mezclado en estanques o de agitación. Para todos los cálculos relacionados a la potencia requerida para llevar a cabo la operación se utilizó la ecuación presentada a continuación.

$$P = \frac{\mu * V * G^2}{\eta}$$

Por medio de la ecuación se obtiene la potencia requerida en Watts. En la ecuación,  $\mu$  es la viscosidad dinámica del fluido que se agita o la solución que se mezcla en Pas,  $V$  es el volumen del estanque en m<sup>3</sup> (volumen de trabajo, es decir, el volumen que ocupa el líquido),  $\eta$  es la eficiencia de la operación (del motor) y  $G$  representa el gradiente de velocidad requerido para el proceso de mezcla en s<sup>-1</sup>.

Para los cálculos de la mezcla lenta en la etapa de floculación, se consideró la viscosidad del agua. En el caso de la mezcla para la extracción son solvente (hexano), la viscosidad se calculó proporcionalmente a la viscosidad de los componentes de la mezcla, es decir, hexano y solución (pasta) de algas a la temperatura correspondiente de la operación. La viscosidad de la pasta de algas se consideró como 3,3 cP, a partir de los datos entregados por un estudio de la reología de pastas de algas [128]. En los casos en que se diluyeran algas secas o alguna pasta con agua, se utilizó la viscosidad dinámica mencionada, es decir, 3,3 cP. Para los cálculos de mezcla lenta en la floculación se consideró un gradiente de velocidad equivalente a 45 s<sup>-1</sup>, mientras que en el caso de la mezcla de solventes o extracción, se utilizó un valor de 120 s<sup>-1</sup> [65] Se consideró una eficiencia de 80% en este tipo de operaciones [56].

---

<sup>17</sup> Mamko Static Mixers

#### 4. Potencia de Elevación de Flujos.

Para elevar un flujo cierta altura, la potencia requerida se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P = \frac{h * \rho * g * F}{\eta}$$

La potencia se calcula en Watts. El símbolo  $F$  representa el caudal a mover en  $m^3/s$ ,  $h$  es la altura (pérdida de carga) en m,  $\rho$  la densidad del fluido en  $kg/m^3$ ,  $g$  la fuerza de gravedad en  $m/s^2$  y  $\eta$  representa la eficiencia de la bomba que deberá impulsar el flujo. En el trabajo se consideró una eficiencia de bomba de 70% [56].

En el presente trabajo se consideraron diferentes alturas para elevar el flujo proveniente de la etapa de floculación para que sea tratado en la etapa de desaguado y concentración, según la alternativa tecnológica estudiada. Al usar sedimentadores y un filtro de marcos y paños, se estableció elevar 1 m el flujo de entrada previo a su ingreso a los sedimentadores, para luego, el sedimento ser elevado 2 m para ser impulsado por el filtro. Al usar centrífugas, el flujo de entrada debió ser elevado 2 m. En el caso de usar un estanque de microflotación, se consideró que el flujo debe ser elevado 5 m. Cuando se evaluó el uso de sedimentadores previo a una centrifugación, se estableció que el flujo de entrada debe ser elevado 1 m, para luego elevarse 2 m el sedimento previo a ingresar a la centrífuga. Por último, al evaluarse la opción de utilizar microflotación previo a la centrifugación, se consideró elevar el flujo de entrada en 3 m y la alimentación de las centrífugas se haría entonces por gravedad.

#### 5. Recuperación de calor (Secado)

Al secar las algas con un tambor rotatorio, éste evapora el agua y emana un flujo de vapor a  $100^\circ C$ . Luego, considerando que el tambor rotatorio no seca las algas al grado requerido, es necesaria una segunda operación de secado, como por ejemplo utilizando un secador flash. El secador flash requiere de aire caliente para cumplir su tarea de secar las algas. Es posible recuperar cierto porcentaje de la energía del vapor proveniente del tambor rotatorio para calentar el aire a utilizar en el secador flash y de esta manera ahorrar costos de operación.

La temperatura de salida del vapor desde la operación de secado con tambor rotatorio es  $100^\circ C$ . Luego, se puede recuperar calor latente del vapor al ponerlo en contacto con el aire. El vapor condensará y el aire se calentará.

En el estudio se considera una producción de 1.500 kg/h de vapor por parte del secador rotatorio. El calor latente del vapor a  $100^\circ C$  equivale a 2.258 kJ/kg. Luego, considerando una eficiencia del 50% en un intercambiador de calor, el calor recuperable desde el vapor equivale a 470,42 kWh/h.

El calor recuperable es suficiente para calentar todo el aire hasta los  $100^\circ C$  (éste requiere menos de 95 kWh/h), por lo que gracias a la instalación de un intercambiador de calor, sólo se requeriría energía externa para calentar el aire desde los  $100^\circ C$  hasta

los 140°C, que es la temperatura de entrada del aire en el secador flash, disminuyendo así los costos operacionales.

## 6. Recuperación de calor (Extracción por solventes, Hexano)

En la operación de extracción mediante solvente orgánico, es posible recuperar un porcentaje importante de la energía utilizada en el calentamiento y evaporación del solvente.

Una vez que el solvente haya sido separado de compuesto de interés que diluye, en el caso del trabajo los lípidos, operación que se realiza mediante la evaporación (destilación) del compuesto solvente, éste debe ser enfriado para su reutilización posterior. Luego del proceso de destilación, el solvente alcanza una temperatura promedio de 102°C, y debe ser enfriado para su reutilización en el proceso de extracción, el cual opera a una temperatura de 35°C. El calor extraído puede ser usado para precalentar el solvente concentrado con lípidos producto de la extracción (considerando que la primera destilación se realiza a 100°C).

El punto de condensación del hexano corresponde a los 68,75°C en condiciones normales de presión, por lo que en el proceso de enfriamiento existe un cambio de fase. Para calcular el calor utilizable, se considera la siguiente ecuación:

$$E_U = F * C_p * \Delta T$$

En la ecuación,  $E_U$  representa la energía utilizable por unidad de tiempo en kJ/h,  $F$  al flujo molar de hexano en kmol/h,  $C_p$  es el calor específico del hexano en kJ/kmol-K y  $\Delta T$  la variación de temperatura en °K o °C.

El calor específico de los compuestos varía según la temperatura y los cambios de fase. Debido a la amplia variabilidad del  $C_p$ , se debe dividir la ecuación previa en tres componentes. Para el trabajo se asumió que el  $C_p$  varía linealmente con los cambios de temperatura (mientras el compuesto no cambia de fase). La energía utilizable entonces se calcula mediante la ecuación a continuación.

$$E_U = F * \left( C_{p \text{ líquido}} * (T_e - T_f) + \lambda + C_{p \text{ gas}} * (T_i - T_e) \right)$$

En la ecuación  $T_e$  representa la temperatura de ebullición o fusión del hexano (68,75°C),  $T_i$  y  $T_f$  a las temperaturas inicial y final, respectivamente y  $\lambda$  al calor latente (calor que se libera al cambiar de fase).

El  $C_p$  del Hexano en estado gaseoso varía desde 173,708 kJ/kmol-K a los 103°C hasta los 160,708 kJ/kmol-K a los 68,75 °C (punto de fusión). Si consideramos que se comporta linealmente el  $C_p$ , usaremos el  $C_p$  promedio: 167,208 kJ/kmol-K.

En estado líquido el  $C_p$  del hexano no sufre variaciones considerables con la temperatura, y su valor es de 195 kJ/kmol-K. Por otro lado, el calor latente del hexano es  $2,88060 \times 10^4$  kJ/kmol a los 68,75 °C.

Para el cálculo, se requiere conocer el flujo másico de hexano a tratar y el calor se calcula considerando que el peso molecular de esta molécula corresponde a 86,177 kg/kmol.

Luego, todo intercambio de calor posee cierta eficiencia, que para el caso en estudio se determinó establecer una eficiencia de 50%.

El calor requerido para calentar la mezcla de solvente con lípidos se calcula de manera similar. En aquel caso, se consideró que la corriente de entrada debe calentarse desde los 25°C hasta los 100°C. En aquella corriente hay una proporción importante de lípidos. Para realizar el cálculo, se consideró el supuesto de que los lípidos poseen características similares a las del ácido oleico, el cual posee un peso molecular de 282,467 kg/kmol. El Cp en estado líquido de este lípido corresponde a 533,5 kJ/kmol-K. Los lípidos no sufren un cambio de fase al calentarse hasta la temperatura de 100°C, debido a que su punto de ebullición se encuentra a temperaturas superiores a los 300°C. Es por ello que para el cálculo de la energía requerida para calentar la corriente de entrada se realizó utilizando la siguiente ecuación:

$$E_U = F_{solv} * \left( C_{p \text{ líquido}} * (T_e - T_i) + \lambda + C_{p \text{ gas}} * (T_f - T_e) \right) + F_{lípidos} * C_{p \text{ lípidos}} * (T_f - T_i)$$

En el caso de que la energía recuperable y utilizable no sea suficiente para calentar la corriente de entrada hasta la temperatura deseada de operación, se requiere del uso de una fuente externa de calor. El proceso de recuperación permite disminuir considerablemente los costos de operación del proceso.