

Diseño de una planta de producción de bioetanol a partir de maíz

Gelsumino, Sebastián
López de Armentia, Lucas
Tous, Laura



RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

Dedicado a nuestras familias y amigos

INDICE

RESUMEN EJECUTIVO	1
INTRODUCCIÓN	2
OBJETIVOS DEL PROYECTO.....	3
1 ESTUDIO DE MERCADO	4
1.1 INTRODUCCIÓN.....	4
1.2 BIOETANOL.....	4
1.3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS	5
1.4 MARCO GENERAL Y NORMATIVO	6
1.5 ESTADO DE LA INDUSTRIA	8
1.5.1 <i>Producción de Argentina y proyecciones</i>	<i>8</i>
1.5.2 <i>Capacidad instalada en Argentina.....</i>	<i>10</i>
1.5.3 <i>Potenciales clientes.....</i>	<i>10</i>
1.5.4 <i>Potenciales competidores.....</i>	<i>12</i>
1.5.5 <i>Potenciales clientes de los subproductos.....</i>	<i>13</i>
1.5.6 <i>Capacidad instalada en el mundo.....</i>	<i>13</i>
1.5.7 <i>Tasas de corte.....</i>	<i>14</i>
1.5.8 <i>Precios internacionales.....</i>	<i>15</i>
1.5.9 <i>Demanda histórica internacional y sus proyecciones</i>	<i>16</i>
1.6 PROCESO PRODUCTIVO	17
1.6.1 <i>Molienda seca.....</i>	<i>18</i>
1.6.2 <i>Molienda húmeda.....</i>	<i>20</i>
1.6.3 <i>Residuos producidos</i>	<i>21</i>
1.6.4 <i>Costo energético de una planta de bioetanol.....</i>	<i>21</i>
1.7 MATERIA PRIMA	21
1.8 UBICACIÓN DE LA PLANTA	22
1.9 DETERMINACIÓN DEL VOLUMEN DE PRODUCCIÓN Y JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	23
2 ANÁLISIS DE REACCIÓN QUÍMICA.....	25
2.1 INTRODUCCIÓN.....	25
2.2 CARACTERIZACIÓN DE PRODUCTOS Y MATERIA PRIMA.	25
2.2.1 <i>Producto: Bioetanol.</i>	<i>25</i>
2.2.2 <i>Materia prima: Maíz.....</i>	<i>25</i>
2.2.3 <i>Almidón.....</i>	<i>26</i>
2.3 SELECCIÓN DE CATALIZADORES BIOLÓGICOS.....	28
2.3.1 <i>Enzima.</i>	<i>28</i>
2.3.2 <i>Levadura.</i>	<i>28</i>
2.4 SUBPRODUCTOS.	30
2.4.1 <i>DDGS.....</i>	<i>30</i>
2.4.2 <i>Anhidrido carbónico.....</i>	<i>30</i>
2.5 SISTEMA DE REACCIONES BIOQUÍMICAS.	31
2.6 ELECCIÓN DE ESTRATEGIA DE PROCESO.	32
2.7 VARIABLES RELEVANTES.....	32
2.7.1 <i>Composición del almidón.....</i>	<i>32</i>
2.7.2 <i>Tipo de grano.</i>	<i>33</i>
2.7.3 <i>Ácido sulfúrico.</i>	<i>34</i>
2.8 REACCIONES SECUNDARIAS.	34

2.9	TERMODINÁMICA DE LAS REACCIONES.....	34
2.9.1	<i>Hidrólisis</i>	35
2.9.2	<i>Fermentación</i>	35
2.10	ANÁLISIS DE LA CINÉTICA DE LAS REACCIONES.....	37
2.11	CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	40
2.12	DISEÑO PRELIMINAR DE REACTORES.....	41
2.12.1	<i>Cálculos preliminares</i>	43
3	ANÁLISIS DE PRE/POS TRATAMIENTOS Y SEPARACIONES.....	45
3.1	INTRODUCCIÓN.....	45
3.2	ACONDICIONAMIENTO DE LA MATERIA PRIMA.....	45
3.2.1	<i>Molienda seca</i>	45
3.2.2	<i>Recepción, almacenamiento e inspección</i>	45
3.2.3	<i>Limpieza</i>	47
3.2.4	<i>Molienda</i>	48
3.2.5	<i>Acondicionamiento de la levadura</i>	50
3.3	ACONDICIONAMIENTO DE LOS COPRODUCTOS.....	50
3.3.1	<i>Tratamiento del Anhídrido carbónico</i>	50
3.3.2	<i>Tratamiento de los granos de destilería secos con solubles (DDGS)</i>	52
3.4	SEPARACIÓN DEL ETANOL.....	55
3.4.1	<i>Tecnologías de deshidratación del etanol</i>	55
3.4.2	<i>Criterio de selección del sistema de deshidratación</i>	58
3.4.3	<i>Selección del modelo termodinámico para el simulador</i>	58
3.4.4	<i>Elección del solvente para la destilación extractiva</i>	59
3.4.5	<i>Diseño preliminar del sistema de deshidratación del etanol</i>	64
3.4.6	<i>Desnaturalización del etanol</i>	65
4	DIAGRAMAS DE FLUJOS Y BALANCES GLOBALES DE LA PLANTA.....	66
4.1	INTRODUCCIÓN.....	66
4.2	DIAGRAMA GENERAL.....	67
4.3	EFFECTIVIDAD DEL PROCESO.....	68
4.4	PUREZA DE PRODUCTO.....	69
4.5	LAVADO Y MOLIENDA.....	70
4.6	TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO.....	71
4.7	MEZCLADOR 1.....	72
4.8	SISTEMA DE REACTORES.....	74
4.8.1	<i>Reacción principal</i>	74
4.8.2	<i>Reacciones secundarias</i>	75
4.8.3	<i>Balace de masa en sistema de reactores</i>	77
4.9	POSTRATAMIENTO DEL CO ₂	78
4.10	MEZCLADOR 2.....	80
4.11	SISTEMA DE SEPARACIÓN.....	80
4.12	POSTRATAMIENTO DE LOS DDGS.....	81
4.12.1	<i>Centrifugación</i>	82
4.12.2	<i>Evaporación</i>	83
4.12.3	<i>Secado</i>	83
4.13	DESNATURALIZACIÓN.....	84
4.14	BALANCE TOTAL DE LA PLANTA.....	85
4.14.1	<i>Recirculación</i>	85
4.14.2	<i>Balace total de la planta</i>	86

5	DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES	88
5.1	INTRODUCCIÓN.....	88
5.2	SISTEMA DE REACTORES	88
5.3	CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR TANQUE AGITADO CONTINUO.....	93
5.3.1	<i>Dimensionamiento</i>	93
5.3.2	<i>Material</i>	94
5.3.3	<i>Sistema de agitación</i>	95
5.4	DISEÑO TÉRMICO	99
5.5	PÉRDIDAS DE CALOR EN EL REACTOR.....	102
5.6	INGENIERÍA DE CONTROL	105
5.6.1	<i>Estrategias actuales de control en la fermentación industrial</i>	106
5.6.2	<i>Consideraciones en el diseño</i>	107
5.6.3	<i>Sistema de control propuesto</i>	109
6	DISEÑO DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN	113
6.1.1	<i>Principio de funcionamiento de una torre de destilación</i>	113
6.2	CONSIDERACIONES EN EL DISEÑO	114
6.3.1	<i>Suposiciones realizadas</i>	115
6.3.2	<i>Selección del tipo de columna</i>	116
6.3	DISEÑO DE LA PRIMERA COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	116
6.4.1	<i>Corriente de Alimentación</i>	116
6.4.2	<i>Método corto</i>	117
6.4.3	<i>Determinación de la relación de reflujo óptimo</i>	118
6.4.4	<i>Método largo</i>	119
6.4.5	<i>Perfiles de temperatura y composición</i>	119
6.4	DISEÑO DE LA SEGUNDA COLUMNA DE DESTILACIÓN - EXTRACTIVA.....	120
6.5.1	<i>Determinación del número de platos</i>	120
6.5.2	<i>Determinación del plato óptimo de alimentación</i>	121
6.5.3	<i>Determinación de la relación S/F óptima</i>	121
6.5.4	<i>Determinación de la relación de reflujo óptima</i>	122
6.5.5	<i>Método largo</i>	123
6.5.6	<i>Perfiles de temperatura y composición</i>	124
6.5	DISEÑO DE LA TERCERA COLUMNA DE DESTILACIÓN – RECUPERACIÓN DEL SOLVENTE.	124
6.6.1	<i>Método corto</i>	125
6.6.2	<i>Determinación de la relación de reflujo óptima</i>	125
6.6.3	<i>Método largo</i>	126
6.6.4	<i>Perfiles de temperatura y composición</i>	127
6.6	ANÁLISIS DE VARIANTES AL ARREGLO TRADICIONAL	128
6.7.1	<i>Variación de la temperatura de ingreso de la corriente de ingreso de la columna 1</i>	128
6.7.2	<i>Variación de la temperatura de ingreso del glicerol</i>	129
6.7	DIMENSIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS	130
6.8.1	<i>Diseño hidráulico</i>	130
6.8.2	<i>Parámetros de construcción</i>	133
6.8	DISEÑO DEL SISTEMA DE CONTROL.....	133
6.9.1	<i>Controladas</i>	133
6.9.2	<i>Manipuladas</i>	134
6.9.3	<i>Perturbaciones</i>	135
6.9.4	<i>Selección del sistema de control</i>	135
7	MÓDULOS AUXILIARES	137

7.1	INTRODUCCIÓN.....	137
7.2	MÓDULO AUXILIAR – SUBPRODUCTO: DIÓXIDO DE CARBONO (CO ₂)	137
7.2.1	<i>Lavado</i>	138
7.2.2	<i>Compresión</i>	141
7.2.3	<i>Desodorización</i>	143
7.2.4	<i>Secado</i>	145
7.2.5	<i>Licuefacción</i>	148
7.2.6	<i>Almacenamiento</i>	152
7.3	MÓDULO AUXILIAR – SUBPRODUCTO: GRANOS DE DESTILERÍA SECOS CON SOLUBLES (DDGS)	153
7.3.1	<i>Centrifugación</i>	154
7.3.2	<i>Evaporación</i>	155
7.3.3	<i>Secado</i>	159
7.4	MÓDULO AUXILIAR – TRATAMIENTO DEL AGUA	162
7.4.1	<i>Agua de alimentación a la caldera</i>	162
7.4.2	<i>Aguas residuales</i>	166
8	EQUIPOS AUXILIARES – INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	171
8.1	INTRODUCCIÓN.....	171
8.2	TRANSPORTE DE SÓLIDOS.....	171
8.2.1	<i>Silos de almacenamiento</i>	172
8.2.2	<i>Silos pulmón</i>	172
8.2.3	<i>Unidad de limpieza</i>	173
8.2.4	<i>Unidad de Molienda</i>	174
8.2.5	<i>Unidad de pesaje continuo en el mezclador</i>	174
8.2.6	<i>Transporte desde los pozos de recepción hasta los silos de almacenamiento: elevador de cangilones.</i>	175
8.2.7	<i>Transportador de cadenas.</i>	175
8.2.8	<i>Transporte de desde la unidad de molienda a la unidad de pesaje continuo: cinta transportadora</i>	176
8.3	TRANSPORTE DE FLUIDOS.....	176
8.3.1	<i>Tuberías</i>	176
8.3.2	<i>Válvulas de control</i>	179
8.3.3	<i>Válvula reductora de presión</i>	180
8.3.4	<i>Compresor</i>	181
8.3.5	<i>Bombas</i>	182
8.4	ABASTECIMIENTO DE AGUA	185
8.5	ANÁLISIS PINCH	186
8.5.1	<i>Identificación de corrientes frías y calientes</i>	187
8.5.2	<i>Curvas compuestas</i>	188
8.5.3	<i>Posibilidades de integración energética</i>	189
8.5.4	<i>Recirculación de las corrientes de agua</i>	191
8.6	AGUA DE REPOSICIÓN PARA EL PROCESO	192
8.6.1	<i>Temperatura de la alimentación al primer reactor.</i>	193
8.7	NÚMERO DE INTERCAMBIADORES REQUERIDOS	194
8.8	DISEÑO DE INTERCAMBIADORES.....	195
8.8.1	<i>Condensadores</i>	195
8.8.2	<i>Rehervidores</i>	197
8.8.3	<i>Intercambiadores de calor de corrientes de proceso</i>	202
8.8.4	<i>Resumen intercambiador de calor</i>	204
8.9	SELECCIÓN DE LAS CORRIENTES AUXILIARES	204

8.9.1	Calderas	205
8.9.2	Torres de enfriamiento	207
9	ANÁLISIS ECONÓMICO.....	213
9.1	INTRODUCCIÓN.....	213
9.2	DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO	213
9.3	ESTUDIO DE MERCADO	213
9.4	COSTO DE INVERSIÓN - CAPEX	213
9.1.1	Terreno	215
9.1.2	Equipos	217
9.1.3	Factores para la estimación de la inversión fija.....	219
9.1.4	Capital de trabajo – Inversión total	220
9.5	COSTO DE OPERACIÓN- OPEX.....	220
9.5.1	Costos variables	221
9.5.2	Costos fijos.....	225
9.5.3	Estructura de costos	226
9.6	RENTABILIDAD	229
9.6.1	Tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA)	230
9.6.2	Ingresos por ventas.....	230
9.6.3	Cuadro de Fuentes y Usos.....	232
9.6.4	Tiempo de repago (n_R)	234
9.6.5	Resultados y análisis de la rentabilidad.....	235
9.7	PUNTO DE EQUILIBRIO.....	235
9.8	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	236
9.9	CRONOGRAMA	237
9.10	PLAN DE NEGOCIOS	238
9.10.1	Factores críticos de riesgo	238
9.10.2	Análisis FODA	239
	JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	241
	BIBLIOGRAFÍA	242

Resumen ejecutivo

En este proyecto se requiere evaluar la factibilidad de instalación de una planta generadora de bioetanol a partir de maíz en el Parque Industrial Pergamino, Buenos Aires, Argentina. Para ello, se diseñan y evalúan sus implicancias económicas y su rentabilidad. Se prevé una capacidad de producción anual de la planta de 200.000 m³/año de etanol, considerando 330 días de producción anual y habiendo estimado un mes de parada de planta en enero. Los potenciales clientes son YPF S.A., SHELL ARGENTINA C.A.P.S.A. y AXION ENERGY ARGENTINA S.A. Además se producen y venden 187.378 tn/año de CO₂ y de 294.421 tn/año de DDGS.

Se adopta como vida útil del proyecto un período de diez años, durante los cuales se trabajará a plena capacidad productiva puesto que, para los requerimientos del mercado, es un valor de producción razonable.

El bioetanol, por legislación, debe poseer una pureza del 99,5% en peso. Para ello, las principales materias primas requeridas son maíz, 767.541,5 tn/año, enzima, 1.082,8 tn/año y levadura, 1.140,5 tn/año.

El tipo de proceso productivo elegido es el de molienda en seco y se propone la sacarificación y fermentación en simultáneo. Además, se utiliza una licuefacción enzimática, con la enzima hidrolizante de almidón granular, lo que genera un calor de reacción total por mol de etanol de -30 kJ/mol.

Para la fermentación, se decide utilizar un sistema de tanques en serie de cinco reactores TAC de 3.544 m³ de volumen cada uno, siendo el volumen total de 17.720 m³. Cada tanque posee un sistema de agitación formado por un eje central con tres impulsores de cuatro aspas. Además es refrigerado por agua mediante un serpentín.

La última etapa de la producción de etanol, es el procesamiento del mismo para aumentar su concentración y así cumplir con las especificaciones requeridas por la normativa para su comercialización. Para ello se diseñan tres columnas de destilación en serie, la primera azeotrópica, la segunda extractiva y la tercera de recuperación de solvente. Los diámetros de cada una de ellas son 4,9, 2,2 y 1,6 m, mientras que sus alturas son 17,08, 19,52 y 3,66 m.

Al evaluar la rentabilidad de un proyecto se deben tener en cuenta la inversión fija total, US\$ 145.190.244, el costo total de producción, 189.936.705 US\$/año y los ingresos por ventas, 249.095.853 US\$/año. De los costos mencionados, 68% corresponde a la materia prima, 20% a los servicios, 5% a la depreciación y el 7% faltante al resto de los costos. Además, de los ingresos por ventas, el 49,29% son producto de la comercialización del etanol, 36,07% del CO₂ y 23,64% de los DDGS.

Del análisis de rentabilidad se obtiene que el valor presente es US\$ 20.446.421, mientras que la tasa interna de retorno de 22,72%, siendo 20% la tasa de rentabilidad mínima aceptable, para un proyecto de estas características. Por lo tanto, el proyecto resulta rentable.

Evaluando la sensibilidad, en general, para las fluctuaciones típicas, el proyecto continúa siendo rentable.

Introducción

La explotación desmedida de los recursos naturales por parte de estados y empresas, en todo el mundo y a lo largo de toda la historia, ha provocado efectos perjudiciales no sólo para el medio ambiente, sino también para los seres humanos. Ya no se trata de la extinción de los combustibles fósiles, y como consecuencia natural, de un potencial desabastecimiento energético global, sino se trata de garantizar el desarrollo humano sostenible. Según Ban Ki-moon, ex secretario general de la ONU: “Lograr la energía sustentable para todos no es solamente posible, sino necesario. Es el hilo de oro que une al desarrollo con la inclusión social y la protección del medio ambiente”. [1]

Siguiendo esta línea, la obtención de energía a partir de fuentes naturales inagotables es el eje a partir del cual se puede pensar en un abastecimiento energético sustentable. La bioenergía es un tipo de energía renovable que se produce a partir del aprovechamiento de la materia orgánica e industrial, al aplicarle un proceso biológico o mecánico. Dentro de la bioenergía se ubican los biocombustibles que son combustibles de origen biológico obtenidos a partir de materia orgánica.

Los biocombustibles de primera generación (Bioetanol, Biodiesel y Biogas) son aquéllos provenientes de la biomasa, especialmente de cultivos agrícolas destinados a la alimentación humana, para diferenciarlos de la segunda generación que no compite con la producción de alimentos. En la actualidad, las tecnologías de producción de aquéllos de primera generación son más simples y económicas y, en consecuencia, éstos se diferencian de los de segunda generación por el tipo de biomasa de donde se obtienen, y en la tecnología que se utiliza para su procesamiento.

En el caso de bioetanol, no existen diferencias en el combustible resultante entre los de primera o segunda generación, ya que en ambos casos se obtiene alcohol etílico. La diferencia está en que el etanol de primera generación o convencional, se obtiene de productos agrícolas que tienen valor alimenticio, pero su costo de producción es más bajo. Por su parte, el etanol de segunda generación se obtiene de biomasa rica en celulosa y hemicelulosa sin valor alimenticio. Sin embargo, la tecnología de procesamiento de estos materiales es más compleja, por lo que los costos de inversión y producción asociados son elevados, lo que hace inviable su uso a corto plazo.

La producción de etanol de primera generación o etanol convencional, se fabrica a partir de caña de azúcar y de maíz, siendo éstos los cultivos más utilizados a nivel mundial con ese propósito. En ambos productos, el procesamiento industrial consiste en la conversión bioquímica de los carbohidratos en alcohol. Si bien esta tecnología se utiliza desde la Antigüedad, ésta se ha mejorado enormemente gracias al desarrollo de la industria.

Dicho esto, en este trabajo se desarrollarán los principales aspectos que componen un proyecto para una planta de producción de bioetanol a partir de maíz, ubicando la misma en la localidad de Pergamino, Buenos Aires, Argentina.

Objetivos del proyecto

El objetivo general del proyecto es diseñar una planta de capacidad industrial en Argentina para producir bioetanol a partir de maíz. Para ello, se realizará un análisis de selección de un proceso de producción y un estudio técnico-económico de la construcción de la planta y de los procesos de fabricación involucrados. Este constará principalmente de un diagrama de flujo para cada etapa de proceso, con sus respectivos balances de materia, la especificación técnica de los equipos principales de proceso, respaldados a través de su diseño, y de los equipos auxiliares necesarios. Por último, se realizará la evaluación económica del mismo, estimando para ello los costos de producción y la inversión inicial necesaria.

Los objetivos específicos son:

- ↳ Realizar un análisis de prefactibilidad que permita valorar la rentabilidad de ejecución de la planta, en base al consumo de bioetanol, precios, etc.
- ↳ Desarrollar un estudio técnico que brinde las pautas para establecer el tamaño de la planta en cuanto a equipos, instalaciones, ubicación, estructura física y la organización requeridos para la producción, distribución de la planta, seguridad e higiene y proyecciones de materia prima.
- ↳ Detallar las inversiones del proyecto, clasificadas en inversiones fijas y diferidas del capital de trabajo y estimaciones basadas en pronósticos, costos de producción, gastos financieros y pago de impuestos.

1 Estudio de Mercado

1.1 Introducción

En este capítulo se expondrá el contexto en el que se sitúa actualmente la producción de bioetanol, el estado de la industria en nuestro país y en el mundo y, en base a esto, se define la ubicación de la planta productora y el volumen de producción de bioetanol en m³/año.

Como se menciona a lo largo del apartado, las perspectivas respecto a la utilización de las energías renovables generan entusiasmo entre los futuros inversores. Particularmente, la producción de bioetanol a partir de maíz se espera sea una de las maneras de lograr un abastecimiento de energía a partir de empresas argentinas y así reducir la cantidad de combustible importado, con dos fines: lograr una diversificación sustentable de la matriz energética y reducir los costos en materia de energía de nuestro país.

En números, en Argentina, la producción para 2018 se pronostica alcance un récord de 1.120.000 m³. Este es el resultado de una expectativa de crecimiento económico que afecta al consumo de combustible, el cambio de algunos usuarios que usaban sus automóviles con gas comprimido natural y su diferencia de precios actual (en comparación con la nafta), y el crecimiento en capacidad de producción que acompañaría un aumento en la demanda. La producción de bioetanol a partir de maíz es la más rentable, no obstante, en 2016 el Ministerio de Energía estableció que la industria local de la caña de azúcar y los productores de etanol de granos tuvieron que dividir a la mitad el suministro de la materia prima. Respecto del consumo de bioetanol, en 2018 se pronostica en un valor de 1.120.000 m³, alcanzando una mezcla promedio de 11.7 por ciento en nafta, justo por debajo de la tasa de corte oficial (12%). Argentina prácticamente no tiene comercio de bioetanol. Mientras la industria local está solicitando un aumento de la tasa de corte oficial del 12 al 15 por ciento, el gobierno ha indicado que quiere implementar en 2-4 años un mercado similar de bioetanol al de Brasil, con tasas de corte altas y automóviles con combustible flexible.

1.2 Bioetanol

El bioetanol es etanol o alcohol etílico (C₂H₅OH) producido a partir de biomasa. Se obtiene principalmente mediante el proceso de fermentación de azúcar o almidón. Las fuentes de azúcar requeridas para producirlo provienen de cultivos energéticos como caña de azúcar, maíz, sorgo, trigo, remolacha, semillas oleaginosas, entre otros. Por otra parte, el bioetanol puede producirse también a partir de la fermentación de celulosa. Este es un proceso más complicado, pero puede utilizar como materia prima residuos lignocelulósicos, lo que tiene beneficios ambientales. [2]

El etanol es un líquido transparente e incoloro, biodegradable, de baja toxicidad y causa poca contaminación ambiental si se derrama. Se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales, entre ellos en el sector farmacéutico, como excipiente de algunos medicamentos y cosméticos. También se utiliza como disolvente, anticongelante y desinfectante. La industria química lo emplea como compuesto de partida en la síntesis de diversos productos, como el acetato de etilo, el éter dietílico, entre otros. Además, se usa como combustible industrial y doméstico. [3]

Capítulo 1: Estudio de Mercado

El principal destino de la producción de bioetanol actualmente es el corte de nafta, es decir que se utiliza para mezclar con nafta tradicional, ya que reemplaza al plomo como un potenciador de octanaje. Al mezclar etanol con nafta también se oxigena la mezcla de combustible para que se quemé completamente y se reduzcan las emisiones contaminantes. La mezcla más común es 10% de etanol y 90% de nafta pues, los motores de los vehículos no requieren modificaciones para funcionar en estas condiciones y las garantías del vehículo no se ven afectadas.

El país que tiene el mayor corte en la nafta es Brasil, con un corte del 27%, muy por encima del resto del mundo. Esto es porque su flota automotor es en su mayoría de combustible flexible, con lo cual puede funcionar con mezclas de hasta 85% de etanol y 15% de nafta; lo que a su vez permite que gran parte de la matriz energética de ese país esté cubierta con energías renovables. Si bien para llegar a este punto, el país vecino tuvo décadas de incentivos políticos y económicos, se puede decir que la industria del bioetanol tiene un gran margen para el crecimiento en Argentina y el mundo.

1.3 Ventajas y Desventajas

El bioetanol tiene una serie de ventajas sobre los combustibles convencionales. En primer lugar, proviene de un recurso renovable, como lo es el cultivo de cereales, y no de un recurso agotable. Además, su uso implica una reducción de la emisión de gases de efecto invernadero, debido a que se produce a partir de cultivos que en su crecimiento absorben dióxido de carbono de la atmósfera. ^[3] De hecho, la huella de carbono que genera la producción de bioetanol en Argentina es menor que en otros países, como EE.UU. o la Unión Europea, debido a la siembra directa, lo que permite obtener un maíz con un porcentaje de humedad mucho menor y así ahorrar energía en el proceso de secado del grano¹. ^[4]

Por otro lado, mezclar bioetanol con nafta ayuda a prolongar la vida útil de los suministros de petróleo y garantiza una mayor seguridad del combustible, evitando una gran dependencia de las naciones productoras de petróleo. Al fomentar el uso de bioetanol, la economía rural también recibe un impulso al cultivar la materia prima necesaria y así fomenta las economías regionales, favoreciendo la creación de empleo, la fijación de la población en el ámbito rural, el desarrollo de industrias y actividades para la reducción de la desertización. El bioetanol también es biodegradable y mucho menos tóxico que los combustibles fósiles. Además, su uso en motores más antiguos puede ayudar a reducir la cantidad de monóxido de carbono producido por el vehículo, mejorando así la calidad del aire. Otra ventaja a destacar radica en la facilidad con la que puede integrarse en el sistema de combustible. En cantidades de hasta 20%, el bioetanol se puede mezclar sin la necesidad de modificaciones del motor. Asimismo, se produce utilizando métodos familiares, como la fermentación, y puede distribuirse utilizando las mismas estaciones de servicio y sistemas de transporte de nafta que se usan para los combustibles tradicionales.

Como desventaja, se puede considerar la visión social negativa relacionada a que se utiliza un alimento para la producción de energía, sumado a que requiere de grandes extensiones de tierra que podrían ser utilizadas para fines alimenticios. El uso de alimentos para la producción de combustible podría llevar a un aumento en la demanda de alimentos

¹ El maíz en Argentina se cosecha con un porcentaje de humedad de 15% aproximadamente, mientras que en EE.UU. el porcentaje de humedad es cercano al 30%.

Capítulo 1: Estudio de Mercado

como el maíz, lo que generaría un incremento en el costo de éste. Sin embargo, estudios indican que la demanda para producción de biocombustibles no genera un impacto negativo en el precio de los alimentos, ya que los precios que se pagan para esta industria son menores que para la industria alimenticia.

Por otra parte, el hecho de que se necesitan grandes espacios de cultivo puede ocasionar problemas de deforestación y potenciación del monocultivo intensivo, lo que genera desgaste de los suelos. Relacionado con esto, otro problema es el gran uso de pesticidas y fertilizantes que produce contaminación en las cuencas acuíferas.

Respecto a su utilidad, la densidad energética del bioetanol es menor a la de la nafta, lo que significa que se requiere más volumen de combustible para producir la misma cantidad de trabajo. Además, dependiendo de la tasa de corte, se necesitan vehículos estructural y mecánicamente adaptados para funcionar con las mezclas de alconafta. ^[5]

1.4 Marco general y normativo

Argentina se ha comprometido públicamente a la lucha contra el cambio climático para reducir las emisiones de efecto invernadero en el futuro. Es por ello que ha participado en la reunión de las Naciones Unidas COP-21 en París y en la COP-22 en Marrakech a finales de 2016, donde se ha comprometido a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero incondicionalmente en un 18 por ciento y en un 37 por ciento condicionalmente en 2030. Esto se hará a través de un plan para lograr la deforestación cero, la recuperación de tierras degradadas y el cambio de su matriz energética. Con respecto a este último ítem y con el objetivo de aumentar la participación de las energías renovables, se ha incrementado el valor actual de un 2% a un 8% de participación en la matriz energética para finales de 2018.

En la actualidad Argentina cuenta con varias leyes y programas bajo este marco sustentable. Ejemplos de estos son la Ley 27.191 de Apoyo Nacional para el Uso de Fuentes de Energía Renovables. Dicha ley establece que para 2018, el 8 por ciento del consumo total de electricidad de Argentina debe ser de fuentes renovables y debe aumentar al 20 por ciento para 2025. El Plan de Energías Renovables (RenovAR) busca atraer inversión principalmente en energía eólica, solar y de biomasa (más de 60 plantas están en construcción), y así ayudar a reducir el déficit de energía del país, permitir cumplir con los compromisos de cambio climático y generar oportunidades de empleo.

Desde abril de 2006, la producción, mezcla y comercialización de los biocombustibles en Argentina se encuentran reguladas por la Ley 26.093. ^[6] El Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios, a través de la Secretaría de Energía, se encarga de fijar las especificaciones técnicas, el porcentaje de corte obligatorio en combustibles fósiles y el precio de los biocombustibles. Si se hace foco en el corte de nafta con bioetanol, en el año 2010 el porcentaje mínimo era de 5%, sin embargo, desde el año 2016 el corte obligatorio pasó a ser del 12% (Decreto 543/2016). Aun así, hay proyectos para aumentar este porcentaje hasta un 15%.

La Secretaría de Energía se encarga también de seleccionar los proyectos candidatos a gozar de los beneficios del Régimen Promocional, que consiste en una serie de beneficios, especialmente impositivos, que se dan a los productores de biocombustibles para así obligarlos a comercializar toda su producción al mercado interno y fomentar el autoabastecimiento en materia de combustibles. Así mismo, las empresas habilitadas para la

Capítulo 1: Estudio de Mercado

mezcla de combustibles fósiles con bioetanol tienen la obligación general de adquirir los biocombustibles producidos por productores promocionados por el régimen. Por otra parte, en caso que hubiera un excedente en la producción de bioetanol respecto a las necesidades locales, se permite la exportación pero sin los beneficios promocionales. Cabe destacar que los productores de biocombustible que entran en el régimen promocional tienen beneficios impositivos, como por ejemplo, pueden obtener la devolución de IVA en forma anticipada; practicar en el Impuesto a las Ganancias la amortización acelerada de los bienes u obras de infraestructura incluidos en el proyecto de inversión; y desde la aprobación del proyecto hasta el tercer ejercicio cerrado (luego de la puesta en marcha del proyecto) no deben aportar por Ganancia Mínima Presunta. También están exentos de la Tasa de Infraestructura Hídrica, el Impuesto sobre los Combustibles Líquidos y el Gas Natural, y el Impuesto sobre la Transferencia a título oneroso o gratuito. Además, en la provincia de Buenos Aires, Córdoba y Santa Fe se sancionaron leyes que incluyen exenciones a los ingresos brutos, al impuesto a los sellos y a los bienes inmuebles. En Buenos Aires, también se otorga al inversor estabilidad fiscal por el término de 10 años desde la aprobación del proyecto.

Para la aprobación de un proyecto, se da prioridad para entrar al régimen de promoción a PYMES, productores agropecuarios y a las economías regionales. También se deben tener en cuenta las habilitaciones nacionales, provinciales y municipales necesarias para la realización del mismo, incluyendo evaluaciones de impacto ambiental y considerando que desde el año 2016 se estableció que la industria azucarera y del maíz dividan en partes iguales el suministro total de bioetanol.

La Ley 23.096 también determina cuáles deben ser las especificaciones técnicas del bioetanol para que sirva para el corte de nafta. ¹⁷¹ En la Tabla 1.1 se muestran los valores que deben tomar las propiedades del producto.

Tabla 1.1. Especificaciones técnicas del bioetanol según Ley 26.093.

Propiedad	Método	Valor
Densidad a 20°C, g/mL, valor máximo	ASTM D-4052	0,7915
Etanol, más C3-C5 AS%vol, valor mínimo	ASTM D-5501-IRAM 14651	99
Alcoholes superiores C3-C5%vol, valor máximo	ASTM D-5501	2
Metanol, %vol, valor máximo	ASTM D-5501	0,4
Agua, %vol, valor máximo	ASTM E203	0,6
Cobre, mg/kg, valor máximo	ASTM D-1688	0,1
Acidez Total (como acético) mg/litro	ASTM D-1613	30
Azufre, ppm,p/p, valor	ASTM D-5453	10

Capítulo 1: Estudio de Mercado

máximo		
Sulfatos ppm,p/p, valor máximo	ASTM D 7318/7319/7328	4
Apariencia	Visual	Límpido sin materiales en suspensión
Conductividad eléctrica, uS/m, valor máximo	ASTM D-1125	500
Gomas Lavadas mg/l	Valor máximo ASTM D-381	50
Benzoato de Denatonio ppm, valor mínimo (*)	Espectrofotometría UV	40

(*) Sólo se permite como desnaturalizante el Benzoato de Denatonio para alcohol proveniente de la caña de azúcar.

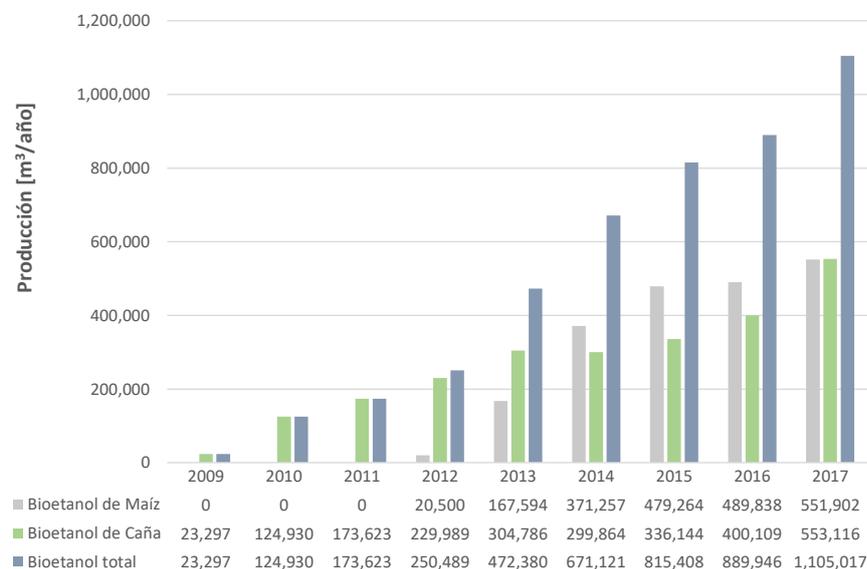
1.5 Estado de la industria

El continuo crecimiento de la industria de los biocombustibles, principalmente biodiesel y bioetanol, permite realizar estimaciones optimistas de cara al futuro. A continuación se exponen los valores de producción de bioetanol, la capacidad instalada y las proyecciones de la industria.

1.5.1 Producción de Argentina y proyecciones

Según cifras del INDEC, Figura 1.1, la producción de bioetanol a partir de maíz inició en el año 2012 con una cantidad de 20.500 m³/año hasta alcanzar en el año 2017 una producción de 551.902 m³/año, reflejando un incremento del 12,7% con respecto al 2016. Por otro lado, la producción total de bioetanol en el año 2017 (a partir de caña de azúcar y maíz) fue de 1.105.017 m³/año, por lo cual el 50% se elaboró a partir de maíz como materia prima.

Capítulo 1: Estudio de Mercado



Fuente: Elaboración propia en base al Informe técnico vol.2 n32. ISSN 2445-6636. Energía. Vol2,n2. Biocombustibles. Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC). 27 de Febrero de 2018.

Figura 1.1 - Producción de Bioetanol total y diferenciado según la materia prima.

El departamento de Agricultura de los Estados Unidos (USDA, por sus siglas en inglés) muestra un panorama de la situación actual y expone proyecciones de los biocombustibles en Argentina, a través del "Informe Anual sobre Biocombustibles en Argentina".

En 2017, la producción de total de etanol en Argentina ascendió a 1.060.000 m³ (cifra similar a la expuesta por el INDEC), 19% por encima de los 890.000 m³ del 2016 y 30% más que lo obtenido en el 2015. Estos incrementos se deben a varios factores entre los que se encuentran la demanda récord de nafta, la ampliación de la capacidad productiva y el aumento en la tasa de corte decretado por el gobierno en 2016.

En cuanto al uso de materia prima, el USDA expone que en el 2017 el uso de caña de azúcar tuvo mayor peso ya que habría crecido un 24% respecto al año anterior llegando a 1,9 Megatoneladas, mientras que el uso de maíz habría aumentado un 14% totalizando 1,4 Megatoneladas. Si se compara con el año 2015, la utilización de caña de azúcar para la producción de bioetanol aumentó un 47% en el 2017, mientras que la de maíz sólo lo hizo en 16%. Para el 2018, la estimación del USDA de uso de maíz para la producción de bioetanol queda sin cambios respecto del 2017, mientras que se proyecta un aumento en el uso de la caña de azúcar como insumo; un 12% frente a 2017 para ascender a 2,1 Megatoneladas.

Este notable crecimiento del derivado de caña por sobre el de maíz tiene su origen debido a que el gobierno elevó el corte obligatorio de nafta con bioetanol del 10% al 12%. Esos dos puntos adicionales fueron otorgados a las plantas que producen en base a caña de azúcar para buscar nivelar la producción de los dos cultivos (en el año 2015 el 60% del etanol argentino provenía del maíz y sólo el 40% de caña). Esta medida también estableció como objetivo que la mitad de la producción nacional de etanol fuese en base a maíz y la otra mitad en base a caña de azúcar, atendiendo a las necesidades de las provincias del noroeste

Capítulo 1: Estudio de Mercado

argentino, que no lograban canalizar su producción excedente de azúcar hacia el mercado interno. Debido a esta medida, en el 2016 el porcentaje de etanol en base a caña ascendió a 48% y en el 2017 (con datos hasta octubre) llegó a 50%.

Debido a que las proyecciones de la USDA prevén un incremento del 5,6% de producción de bioetanol para el año 2018, la tasa de corte de combustibles se incrementaría a un 11,7% logrando acercarse al 12% establecido por decreto.

Estas estimaciones y su concreción dependerá de cómo evolucionen o se resuelva la fijación de una nueva estructura de precios para el bioetanol producido a partir de maíz o de caña de azúcar, ya que el Ministerio de Energía y Minería de la Nación fijará la misma a principios del mes de marzo de 2018.^[8]

1.5.2 Capacidad instalada en Argentina

En el año 2017 se abrió una nueva fábrica de bioetanol en Tucumán, por lo que el total de plantas aumentó a 15. Es por esto que se logró incrementar la capacidad de producción teórica un 26% en comparación con el 2016, y se alcanzaron los 1.200.000 m³ por año. Para el 2018 se prevé que entren en producción dos nuevas empresas tucumanas, con lo que habrá un total de 17 y una capacidad teórica de 1.250.000 m³ por año. Cabe destacar que dicha capacidad considera que todas las plantas funcionan al 100% de su capacidad de operación. Esto en la actualidad no ocurre pero se lo expone porque potencialmente Argentina podría producir esta cantidad de bioetanol.

Por otra parte, de las 17 fábricas, 12 producirían en base a caña de azúcar y las 5 restantes en base a maíz. Estas cinco plantas están distribuidas en la región principal de producción de maíz, en el centro del país, donde, aunque algunas pueden utilizar una mezcla de materias primas, la mayoría usa casi exclusivamente maíz, siendo las más eficientes en las condiciones actuales del mercado. Además, hay algunos proyectos de pequeñas plantas a base de maíz para producir etanol para el autoconsumo. De hecho, actualmente hay cuatro pequeñas empresas autónomas de etanol operando en el país.

1.5.3 Potenciales clientes

Debido a que el principal uso del bioetanol es el corte de naftas, los potenciales clientes nacionales están integrados por las petroleras que operan en Argentina, donde las que más consumen dicho biocombustible en metros cúbicos son YPF S.A., AXION ENERGY ARGENTINA S.A., PETROBRAS ARGENTINA S.A., REFINERÍA DEL NORTE S.A., SHELL ARGENTINA C.A.P.S.A., OIL COMBUSTIBLE S.A. y TRAFIGURA ARGENTINA S.A.

Capítulo 1: Estudio de Mercado

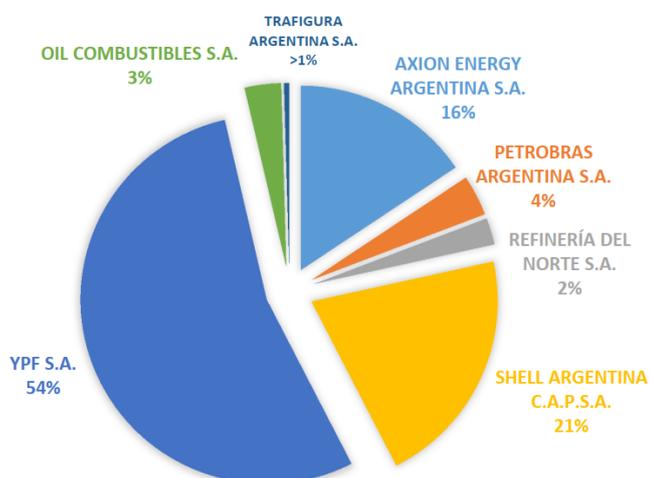


Figura 1.2 – Empresas que compran biocombustibles.

Teniendo en cuenta a aquellas empresas que compran bioetanol a base de maíz, los potenciales clientes se reducen a YPF S.A., la cual consume el 58% de la producción total, AXION ENERGY ARGENTINA S.A., cuyo consumo es del 16%, PETROBRAS ARGENTINA S.A., con un 4%, SHELL ARGENTINA C.A.P.S.A., con un 18%, OIL COMBUSTIBLE S.A., con un 4% y TRAFIGURA ARGENTINA S.A., con un 0,4%.^[9]

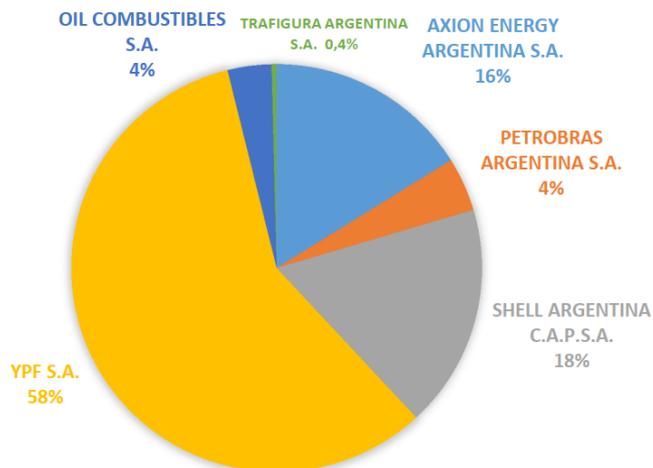


Figura 1.3 – Empresas que compran bioetanol a base de maíz.

Si bien la exportación de bioetanol en Argentina solo se permite para los excedentes de producción con respecto a las necesidades internas, los potenciales clientes extranjeros se encuentran integrados por los estados que proyectan aumentar las importaciones de bioetanol para el año 2020. Como se observa en la Tabla 1.2, Estados Unidos, la Unión

Capítulo 1: Estudio de Mercado

Europea, China, Japón e India lideran el ranking de dichos países con un incremento total de, aproximadamente, 54 millones de metros cúbicos.

Tabla 1.2 - Proyección de importaciones para 2020 (m³).^[10]

País / Región	Bioetanol
Estados Unidos	38.702.288
Unión Europea	7.036.856
China	7.036.856
India	586.288
Japón	1.338.966,4
TOTAL	54.701.254,4

1.5.4 Potenciales competidores

El Ministerio de Energía expone en su base de datos un total de 15 plantas productoras de bioetanol, 10 de ellas utilizan caña de azúcar como materia prima principal y las otras 5 restantes, maíz. Entre las empresas que se destacan en la participación del mercado se encuentran, COMPAÑÍA BIOENERGÉTICA LA FLORIDA S.A., la cual abarca el 15 % del mismo, PROMAIZ S.A y ACA BIO COOPERATIVA LTDA con un 14%, BIOLEDESMA S.A, con un 12%, entre otras.

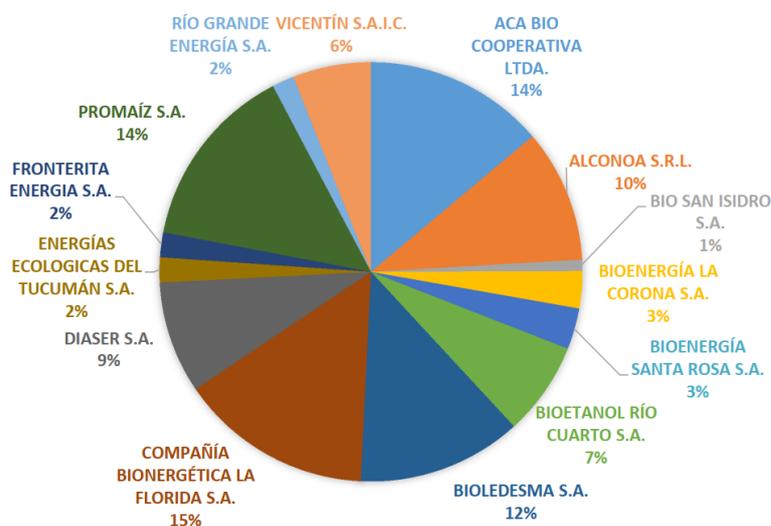


Figura 1.4 – Empresas productoras de bioetanol.

Analizando aquellas plantas cuya materia prima es el maíz, PROMAIZ S.A y ACA BIO COOPERATIVA LTDA lideran el mercado con un 29 y 28% de participación respectivamente,

Capítulo 1: Estudio de Mercado

seguido de DIASER S.A. con un 17%, BIOETANOL RIO CUARTO con un 14% y por último VICENTIN S.A.I.C. con el 12% restante. ^[9]

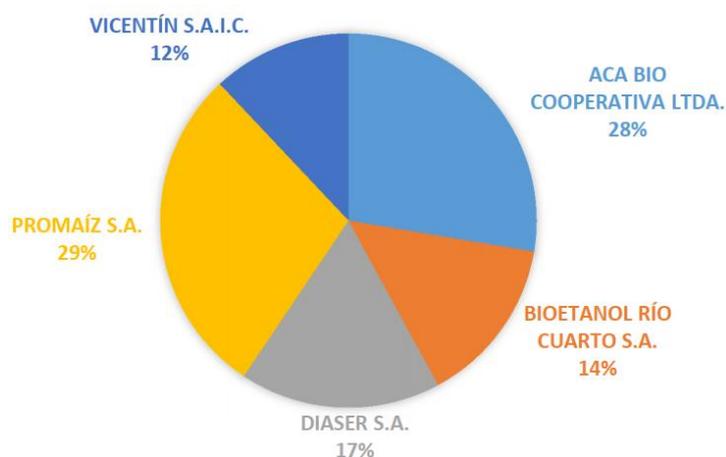


Figura 1.5 – Empresas productoras de bioetanol a base de maíz.

1.5.5 Potenciales clientes de los subproductos

Debido a que los costos operativos de este tipo de producción son elevados, los beneficios se derivan esencialmente de la venta de los subproductos y exenciones fiscales. Es por ello que se decide vender la totalidad de los mismos. En el caso del CO₂, los mayores compradores están compuestos por empresas alimenticias especializadas en bebidas carbonatadas, fabricantes de refrigerantes y extintores. Los DDGS sin embargo, tienen como principales compradores los productores de ganado vacuno, ovino y porcino de la zona.

1.5.6 Capacidad instalada en el mundo

Las proyecciones con respecto al mercado de etanol pronostican un continuo crecimiento impulsado por las políticas de biocombustibles que llevan adelante los países. Las estadísticas que se presentan a continuación se encuentran sujetas a incertidumbres y proyecciones, asumiendo que continuarán las políticas actuales por los próximos diez años.

Se prevé que la producción mundial de etanol aumente en un 14%, de aproximadamente 120.000.000 m³ en 2016 a casi 137.000.000 m³ en 2026. Se espera que el 60% de este aumento provenga de Brasil, principalmente para cubrir la demanda interna. Los otros grandes contribuyentes a la expansión en la producción de etanol son los Estados Unidos, China y Tailandia, con respectivamente un 14%, 11% y 8% de participación en el aumento global. Se espera que Estados Unidos siga siendo el principal productor de etanol, seguido de Brasil, China y la Unión Europea. ^[11]

En el 2017 el destino de la producción mundial de etanol fue de 123.656.600 de m³ para consumo interno y de 8.949.498 de m³ para su comercialización. Con lo cual, se puede ver que el mercado internacional del etanol no se ha desarrollado. Por otro lado, las

Capítulo 1: Estudio de Mercado

perspectivas respecto a 2026 son de 136.659.900 m³ destinados a consumo interno mientras que 7.914.873 sean destinados a su comercialización, visualizando un aumento respecto del consumo interno y una disminución en lo referido al propio mercado.

1.5.7 Tasas de corte

Para Estados Unidos, se espera que la tasa de corte de etanol aumente a 11.3% para el 2026. En este sentido, esta perspectiva asume un desarrollo tanto en la producción del bioetanol como en el consumo. La Unión Europea, por otro lado, le ha dado un marco normativo a los biocombustibles estableciendo un aumento al 10% del consumo total de combustible para el transporte al 2020. ^[11]

En Sudamérica, Brasil es sin dudas el país con mayor desarrollo de biocombustibles, más precisamente de bioetanol. Se supone que el sistema impositivo brasileño seguirá siendo favorable a la producción etanol con una mezcla obligatoria de 27% de etanol con gasolina. Además, se espera que la demanda brasileña de etanol se expanda progresivamente.

En Argentina la situación es distinta, el uso de etanol como combustible creció un 14% en 2017 y un 29% en relación con el 2015, alcanzando 1.040 millones de litros por año. A su vez, la tasa de corte pasó de 10,4% en 2016 a 11,6% en 2017. La estimación del USDA para el 2018 es otra suba del consumo de etanol, como así también un incremento en la tasa de corte. El primero podría subir un 6%, para alcanzar los 1.100 millones de litros anuales, mientras que la tasa de corte podría ostentar un leve incremento a 11,7%, porcentaje aún inferior al 12% establecido por decreto. Los motivos principales detrás del aumento en la utilización de etanol residen en la mayor demanda de nafta, que se prevé que alcance un récord de 9.400 millones de litros en 2018; el aumento de la tasa de corte decretado en 2016; una economía en crecimiento y el incremento de la producción para abastecer esta demanda.

En Asia se espera que Tailandia sea un actor importante en los mercados de biocombustibles. El gobierno tailandés ha impulsado un plan para aumentar el uso de los biocombustibles a través de un sistema diferente de impuestos y subsidios, favorables para las mezclas de etanol en gasolina. ^[11]

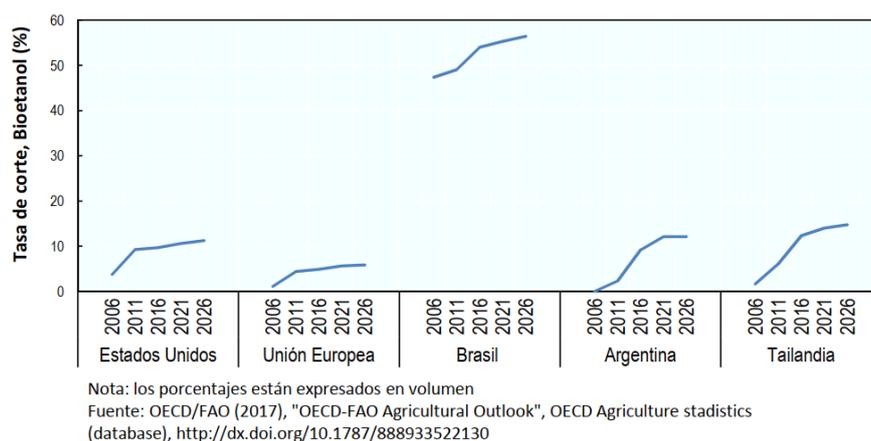


Figura 1.6 – Evolución de las tasas de corte para bioetanol en el mundo y sus proyecciones.

Capítulo 1: Estudio de Mercado

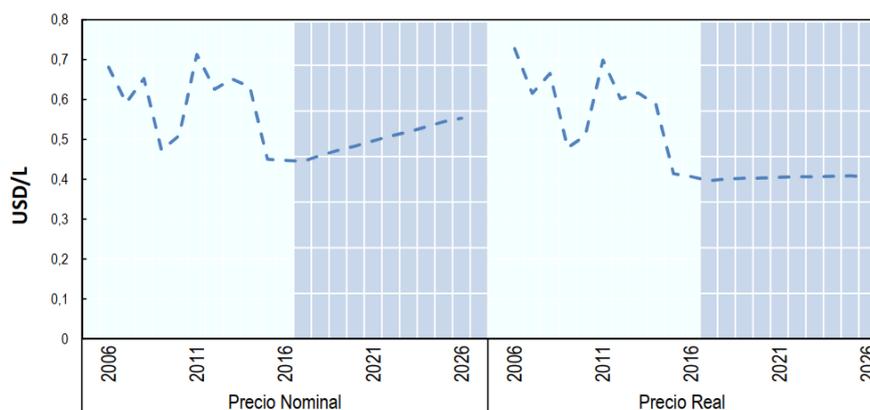
Teniendo en cuenta estos desarrollos previstos, la producción mundial de etanol debería expandirse desde 120.000.000 m³ en 2016 a 137.000.000 m³ en 2026. Para 2026, el 55% de la producción mundial de etanol se espera que esté basado en maíz y 35% en cultivos de azúcar.^[11]

Se espera que el comercio de etanol entre países siga siendo limitado. Los potenciales exportadores de etanol se especula que sean Estados Unidos, si logra satisfacer su demanda interna -situación que genera mucha incertidumbre-, Brasil, aunque el precio que ofrece de bioetanol es caro en comparación con el de EE.UU., y los países cuyo mercados de etanol estén en desarrollo.

1.5.8 Precios internacionales

Los especialistas esperan que el precio internacional del crudo se duplique en el corto/mediano plazo, lo que haría que la demanda de combustibles disminuya en los países desarrollados y, por lo tanto, la demanda de biocombustibles.^[11] La demanda de biocombustibles debería mantenerse en los países en desarrollo dada la evolución prevista en materia de transporte y políticas de estado.

En términos nominales, se prevé que el precio mundial del etanol aumente en aproximadamente un 3%, como se observa en la Figura 1.7. Expresado en términos reales, se espera que el precio mundial del etanol permanezca estable.



Fuente: OECD/FAO (2017), "OECD-FAO Agricultural Outlook", OECD Agriculture statistics (database), <http://dx.doi.org/10.1787/agr-data-en>.

Figura 1.7 – Evolución del precio internacional del bioetanol y sus proyecciones.

En el 2017, el precio internacional nominal del bioetanol sufrió una abrupta caída de su valor en el período 2013-2016 y se mantuvo en el año 2017 en un valor de 0,44 USD/L. No obstante, se prevé que el precio nominal aumente en los años venideros debido al aumento de la participación del bioetanol como corte de combustible fundamentada en la política de estado de cada país.

Capítulo 1: Estudio de Mercado

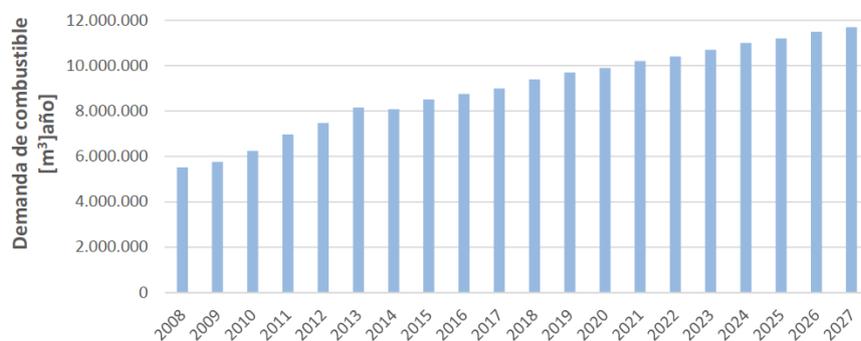
1.5.9 Demanda histórica internacional y sus proyecciones

Para analizar la demanda de bioetanol en el futuro, se debe analizar la demanda de nafta, ya que la mezcla con ésta es su principal destino.

Existen algunas discrepancias entre las diferentes fuentes de lo que será la futura demanda de combustible de Argentina. El Ministerio de Energía y Minas de Argentina informó en sus "Escenarios Energéticos hasta el 2025" (última revisión Abril de 2017) que el consumo entre 2015 y 2025 de nafta aumentaría en un 40 por ciento. En el mismo período, una agencia internacional de energía proyecta un crecimiento en el consumo de 14.9 por ciento en nafta.

Tabla 1.3 - Demanda de combustible [m³]

Año	Histórica	Año	Proyección
2008	5.520.000	2018	9.400.000
2009	5.760.000	2019	9.700.000
2010	6.240.000	2020	9.900.000
2011	6.970.000	2021	10.200.000
2012	7.470.000	2022	10.400.000
2013	8.160.000	2023	10.700.000
2014	8.080.000	2024	11.000.000
2015	8.510.000	2025	11.200.000
2016	8.750.000	2026	11.500.000
2017	9.000.000	2027	11.700.000



Fuente: Report Biofuels Annual. Argentina. USDA Foreign Agricultural Service. 17 de Julio de 2017.

Figura 1. 8- Evolución de la demanda histórica de nafta y sus proyecciones.

Estas discrepancias se deben al hecho que el consumo nafta está estrechamente vinculado a la dinámica económica del país. El consumo del combustible es principalmente para transporte ya que Argentina tiene una gran extensión, con largas distancias tanto entre las ciudades como entre las áreas de producción. El sector agrícola, siendo un país potencia, también es un importante consumidor de combustible. El país era autosuficiente desde el punto de vista energético hasta varios años atrás, pero la combinación de la disminución de la

Capítulo 1: Estudio de Mercado

producción de petróleo y gas junto con la creciente demanda obligó al país a importar gas, nafta y diesel.

Tabla 1.4 - Bioetanol utilizado como combustible [m³]

Año	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Producción	23.000	125.000	174.000	250.000	472.000	671.000	815.000	890.000	1.060.000	1.120.000
Importado	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Exportado	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Consumo	3.000	118.000	165.000	238.000	475.000	663.000	804.000	910.000	1.040.000	1.100.000
Stock final	20.000	27.000	36.000	48.000	45.000	53.000	64.000	44.000	64.000	84.000
Capacidad instalada	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Numero de refinerías	3	9	9	11	12	14	14	14	16	17
Capacidad de producción	120.000	215.000	355.000	600.000	680.000	880.000	950.000	950.000	1.200.000	1.250.000
Capacidad utilizada (%)	19	58	49	42	69	76	86	94	88	90
Penetración en el mercado	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Bioetanol	3.000	118.000	165.000	238.000	475.000	663.000	804.000	910.000	1.040.000	1.100.000
Nafta	5.760.000	6.240.000	6.970.000	7.470.000	8.160.000	8.080.000	8.510.000	8.750.000	9.000.000	9.400.000
Tasa de corte (%)	0,1	1,9	2,4	3,2	5,8	8,2	9,4	10,4	11,6	11,7

Como ya se ha mencionado anteriormente, la tasa de corte mínima establecida por el gobierno es del 12 por ciento, siendo la proyección para el 2018 de un 11,7%. El Ministerio de Energía distribuye cuotas por compañía y establece mensualmente un precio oficial el cual el distribuidor de combustible debe pagar a los proveedores de bioetanol.

No ha habido modificaciones significativas respecto a las regulaciones del bioetanol en los últimos 12 meses. Sin embargo, existen rumores sobre posibles cambios en el corto y mediano plazo. El Ministerio de Agricultura ha confirmado que su deseo es el de implementar un incremento en la tasa de corte para el bioetanol pero en condiciones de mercado menos reguladas (el régimen actual regulado finaliza en 2021), con un sistema de mayor competencia a través de licitaciones que eventualmente podría llevar la combinación de mezcla al 85 por ciento. Para hacer esto, es necesario cambiar las regulaciones de emisión de gases, permitir motores de combustible flexible e instalar tanques de bioetanol en las estaciones de servicio. Todo este proceso podría tomar al menos 3-4 años.^[12]

Hoy en día, en Argentina el precio oficial promedio de bioetanol es de aproximadamente US\$ 0,5-0,6 por litro, siendo el mismo más alto que en Brasil o EE. UU.

1.6 Proceso productivo

Para producir etanol a partir de maíz existen dos métodos, la molienda seca y la molienda húmeda. Ambos procesos incluyen esencialmente los mismos pasos; el preparado de granos, la fermentación de azúcares simples, el recupero del alcohol y subproductos. Diferenciándose en la preparación del grano para la molienda y la posterior fermentación.

La elección de uno u otro sistema de producción implica la obtención de un determinado conjunto de derivados o subproductos. Del proceso de molienda seca, además del etanol, se obtienen granos de destilería secos y solubles (DDGS) que son un alimento de alta calidad para el ganado. Del proceso de molienda húmeda junto con el etanol se obtiene:

Capítulo 1: Estudio de Mercado

aceite de maíz, gluten feed y gluten meal. Estos últimos también se utilizan como alimento para animales.

1.6.1 Molienda seca

El proceso de molienda seca requiere de menor capital tanto al momento de construir como de operar la planta. El esquema tecnológico de este tipo de proceso se observa en la Figura 1.9.

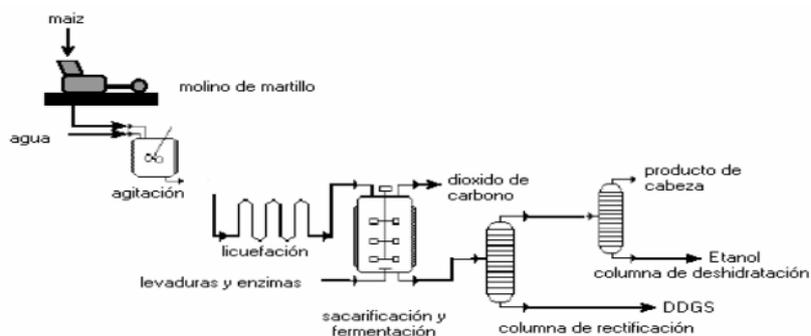


Figura 1.9 – Esquema del proceso de molienda seca.

Las etapas involucradas son:

Molienda: Comienza con la limpieza del grano de maíz y, una vez limpio, pasa a través de los molinos que lo muelen en un polvo fino, harina de maíz, por un sistema mecánico.

Licuefacción: La harina de maíz se sopla en grandes tanques donde se mezcla con agua y enzimas (amilasa alfa) y pasa a través de las cocinas donde se licueface el almidón. A la mezcla se le agregan componentes químicos para mantenerla con un pH de 7. En esta etapa se aplica calor para permitir la licuefacción, realizándose, en primer lugar, a alta temperatura (120-150°C) y luego a temperatura más baja (95°C), donde las condiciones mencionadas, reducen los niveles de bacterias presentes en el puré o mosto. [13]

Sacarificación: El puré proveniente de las cocinas es refrigerado a una temperatura levemente debajo del punto de ebullición del agua y se le agrega una enzima secundaria (glucoamilasa) para convertir las moléculas del almidón licuado en azúcares fermentables (dextrosa) mediante el proceso de sacarificación. Las enzimas funcionan como catalizadores para acelerar los cambios químicos. [13]

Fermentación: El etanol es producto de la fermentación. Al puré se le agrega levadura para fermentar los azúcares (cada molécula de glucosa produce dos moléculas de etanol y dos de dióxido de carbono) y con ello obtener el etanol y el anhídrido carbónico. Usando un proceso continuo, el puré fluiría a través de varios fermentadores hasta que reaccione completamente. En este proceso el puré permanece cerca de 48 horas antes que comience la

Capítulo 1: Estudio de Mercado

destilación. En la fermentación, el etanol conserva mucha de la energía que estaba originalmente en el azúcar, lo cual explica que sea un excelente combustible. ^[13]

Destilación: El puré fermentado, ahora llamado cerveza, contendrá alcohol (cerca del 15%) y agua (85%), así como todos los sólidos no fermentables del maíz y de la levadura. La cerveza, entonces será bombeada a un flujo continuo, en el sistema de la columna de destilación (se requiere más de un proceso de destilación, generalmente son tres), donde la se hierve, separándose así el alcohol etílico de los sólidos y del agua. Luego, el alcohol dejará la columna de destilación con una pureza del 90 al 96%, y el puré de residuo, llamado stillage, será transferido de la base de la columna para su procesamiento como subproducto.

Sin embargo, el requerimiento del etanol para su mezcla con la nafta es el de una concentración de, aproximadamente, 99,5 por ciento, por lo que se lo debe someter a un proceso de deshidratación y desnaturalización para cumplir con este requerimiento.

Deshidratación: El alcohol pasa a través de un sistema que le quita el agua restante. La mayoría de las plantas utilizan un tamiz molecular para capturar las partículas de agua que contiene el etanol al momento de salir del sistema de destilación. El alcohol puro, sin el agua, se lo denomina alcohol anhidro.

Desnaturalizado: El etanol que será usado como combustible se debe desnaturalizar con una cantidad pequeña (1,5-5%) de algún producto, como nafta, para hacerlo no apto para el consumo humano.

Subproductos: Hay dos subproductos principales del proceso: el anhídrido carbónico y los granos destilados. El anhídrido carbónico se obtiene en grandes cantidades durante la fermentación. Muchas plantas lo recogen, lo limpian de cualquier alcohol residual, lo comprimen y lo venden para ser usado como gasificante de las bebidas, como inertizante en la conserva, refrigeración y congelación de alimentos, en extintores de incendio, como materia prima en ciertos procesos químicos, entre otros. Los granos de destilería, húmedos y secos (DDGS), se obtienen del stillage, el cual se centrifuga para separar los sólidos suspendidos y disueltos. Un evaporador se utiliza para concentrar los sólidos suspendidos y disueltos y después se envían a un sistema de secado para reducir el contenido de agua a aproximadamente un 10/12%. ^[15]

1.6.2 Molienda húmeda

La molienda húmeda es un proceso que requiere de una mayor inversión de capital comparado con la molienda seca, y en el cual las plantas procesan un gran volumen de granos. Este tipo de molienda es más compleja porque el grano se debe separar en sus componentes, con la ventaja de que al lograr una separación más efectiva de los mismos se obtienen subproductos de mayor valor agregado. En la molienda húmeda solamente el almidón se fermenta mientras que en la molienda seca se fermenta el puré entero.

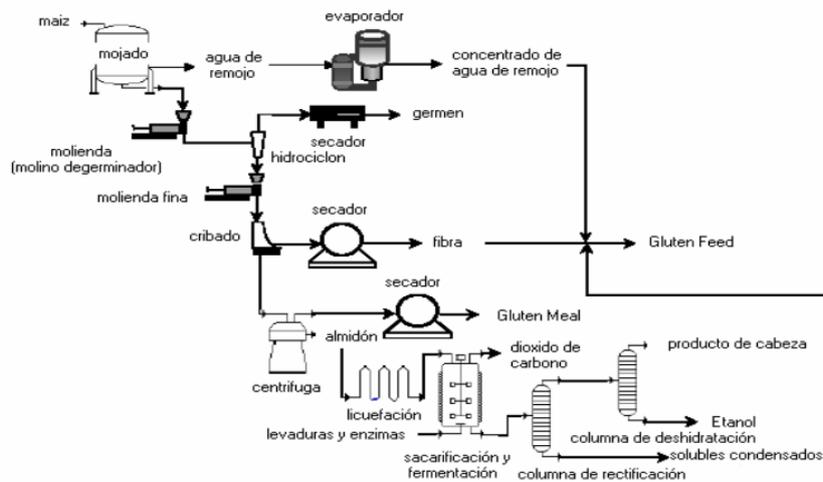


Figura 1.10- Esquema del proceso de molienda húmeda.

Como se observa en la Figura 1.10, el proceso consiste en empapar el maíz en agua caliente (empapamiento), luego se retira el agua y los núcleos ablandados pasan a los molinos y a los separadores donde se separa el germen, extrayéndose de éste el aceite de maíz. Las piezas restantes (almidón, gluten y fibras) se muelen y se pasan a través de separadores donde se retira la fibra, se separa el almidón y el gluten. Luego se lava y se seca el almidón que puede ser usado como tal o ser convertido en dulcificantes (jarabes de maíz, maicenas o etanol).

Los pasos del proceso son los siguientes: i. Almacenamiento y limpieza, ii.

Maceración del grano de maíz, iii. Molienda gruesa (obtención del germen), iv. Molienda fina (obtención del gluten feed), v. Separación del gluten y almidón (obtención del gluten meal y del almidón), vi. Hidrólisis del almidón. [13]

El subproducto característico de este proceso de molienda húmeda es la vinaza, que es el residuo líquido (agua con sólidos) producido en el proceso de destilación que transcurre después de la fermentación. Estas vinazas deben ser tratadas antes de ser vertidas debido a su alto nivel contaminante. Algunas plantas, a partir de la vinaza concentrada producen aceite crudo de maíz no comestible que luego es vendido principalmente para la producción de biodiesel y agroquímicos.

1.6.3 Residuos producidos

Los desechos que genera una planta de bioetanol son residuos sólidos orgánicos e inorgánicos y efluentes líquidos. Los primeros provienen de la limpieza de maíz y el segundo de la purga de las torres de enfriamiento, caldera y ósmosis inversa. A pesar de que no son considerados peligrosos, éstos deben ser monitoreados para mantener sus valores dentro los límites permitidos por la legislación.

1.6.4 Costo energético de una planta de bioetanol

Respecto del costo energético de producir etanol, cerca del 30% se debe al valor del propio cultivo, mientras que la destilación (1430 kcal/litro de etanol producido) supone casi el 40% del proceso industrial ascendiendo así a 3800 kcal por litro de etanol que, sumadas a los 1640 kcal/litro del cultivo arrojan un total de 5435 kcal/litro de etanol. ^[13]

1.7 Materia prima

Este proyecto se basa en la producción de bioetanol a partir de maíz como materia prima, por lo que se presenta a continuación características y datos sobre el mismo.

La importancia del maíz desde el punto de vista tecnológico radica en su bajo costo y gran versatilidad. El grano se consume como tal o elaborado, ya sea como maíz inflado, snacks y eventualmente en la elaboración de pan. Sin embargo, su principal destino es su industrialización en procesos tales como molienda seca y húmeda, elaboración de alimentos balanceados, cerveza y como corte de combustibles.

El maíz se cultiva prácticamente en todas las zonas del mundo y ocupa la tercera posición en cuanto a producción total de cereales, detrás del arroz y el trigo. Actualmente, el mejoramiento de maíz ha evolucionado y se desarrollan híbridos con mayor rendimiento, estabilidad y mejores características agronómicas. Los avances de la biología molecular con el advenimiento de las técnicas de ingeniería genética abren una nueva etapa en la biotecnología aplicada a la agricultura y ofrecen mejoras en la producción del maíz. ^[16]

En la composición típica promedio del grano de maíz, un 66 por ciento de su biomasa (peso seco, una vez descontado el 15 por ciento de humedad que se considera un valor estándar) corresponde al almidón, un 3.9 por ciento son aceites y cerca de un 29 por ciento corresponde al gluten con diferentes proporciones de proteínas. ^[147]

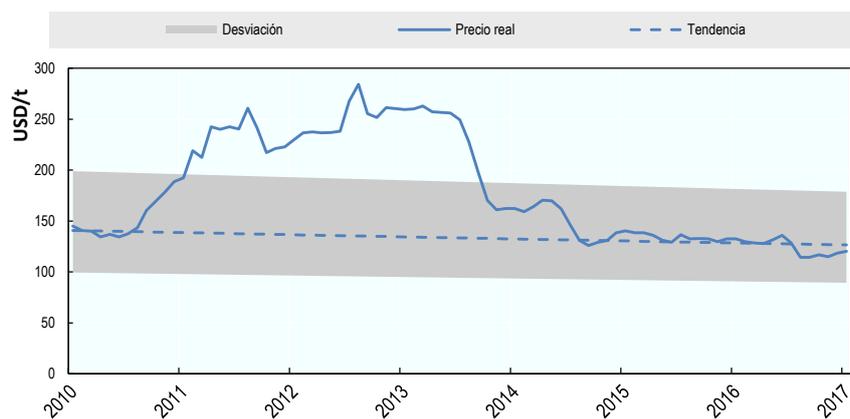
Durante el proceso de producción del bioetanol, las materias primas y servicios necesarios por cada litro producido se observan en la Tabla 1.5.

Tabla 1.5 – Consumo por litro de bioetanol producido.

Maíz	2,35 kg
Agua de proceso	2 m ³
Potencia	120 kW
Vapor	1,55 kg
Agua de enfriamiento	90 m ³

Capítulo 1: Estudio de Mercado

Los precios del maíz históricamente y hasta el día de hoy, dependen en gran medida del comportamiento de los valores del mercado internacional, sufriendo una gran caída en el periodo 2013/2014, para luego estabilizarse, con pequeñas fluctuaciones, al valor actual de 120,19 USD/t, así como lo muestra la siguiente Figura 1.11.



Fuente: Monthly "Corn price received" from USDA Quickstats, deflated using monthly CPI data from www.bls.gov/data.

Figura 1.11- Evolución del precio internacional del maíz en USD. Período 2010-2017.

Como se observa, el precio del maíz desde 2015 al 2017 se ha mantenido prácticamente constante y se estima que continuará así en los próximos años, proyectándose una leve caída progresiva dependiendo de la evolución del mercado.

1.8 Ubicación de la planta

Debido a que la materia prima principal de la producción de bioetanol es el maíz, el análisis de la ubicación de la planta se centra en la disponibilidad de este recurso.

A nivel global, la cosecha de maíz 2017/2018 fue proyectada el USDA en 1.036 millones de toneladas. Argentina, se encuentra ubicada en la cuarta posición de las naciones con mayor producción, siendo la misma de 50 millones de toneladas aproximadamente, con un saldo exportable de 28,5 millones de toneladas. Por lo tanto, el stock del cereal de interés en el mercado interno se encuentra conformado por 21,5 millones toneladas. ^[17]

Según el Ministerio de Agroindustria de la Nación Argentina, las principales provincias productoras de maíz son:

- Córdoba: 16.170.280 toneladas.
- Buenos Aires: 12.955.509 toneladas.
- Santa Fe: 5.802.581 toneladas.

Otro factor a tener en cuenta en la elección de la ubicación de la planta, son los beneficios impositivos o financieros que pudieran existir en la región a escoger. Analizando la Ley Provincial de Promoción Industrial de Buenos Aires (Ley 13656) ^[18], Córdoba (Ley 5319)

Capítulo 1: Estudio de Mercado

y Santa Fe (Ley 8478/1982), se destaca la primera por sobre las demás, donde la misma regula:

- 1 Acceso a inmuebles de dominio privado del Estado en condiciones preferenciales.
- 2 Exención de impuestos provinciales.
- 3 Accesos a financiamiento con condiciones preferenciales.
- 4 Preferencia en las licitaciones del Estado Provincial.
- 5 Los beneficios sobre tasas y derechos municipales que cada comuna establezca en adhesión a la presente ley.
- 6 Acceso a los beneficios del Fondo de Garantías Buenos Aires.
- 7 Participación en los sistemas provinciales de desarrollo de proveedores y de promoción de la oferta y subcontratación interindustrial e intraindustrial.
- 8 Apoyo en la obtención de las certificaciones de calidad.
- 9 Descuentos en las prestaciones de servicio de: energía eléctrica, gas, agua y comunicaciones de acuerdo a los convenios que establezcan los Municipios adherentes.
- 10 Asistencia gubernamental en la gestión de los recursos humanos.

Buenos Aires cuenta con un total de 77 parques industriales ^[19]. Entre ellos se destaca el Parque Industrial Pergamino (PIP) por su cercanía tanto al puerto de Rosario como a la zona de mayor producción de maíz del país, integrada por los Departamentos de Unión, Marcos Juárez y General López.

El Parque Industrial Pergamino está conformado por una superficie de 70 hectáreas divididas en 77 lotes, emplazado en la Ruta N° 32 a 1,5 km de su intersección con la Ruta Nacional N° 188, y a 5 km del radio urbano de la ciudad de Pergamino. Cuenta con cerco perimetral, pavimentos de hormigón, desagüe pluviales, desagües industriales, energía eléctrica, gas natural, telefonía, internet por fibra óptica con banda ancha y servicios de vigilancia. ^[20, 21]

Por lo tanto, por lo expuesto anteriormente, la planta se ubicará en el Parque Industrial Pergamino, Buenos Aires, Argentina.

1.9 Determinación del volumen de producción y justificación del proyecto

A la hora de definir el volumen de producción, se analizaron el tipo de proceso y los volúmenes a los que operan las fábricas de maíz en el mundo. Debido a que el proceso de molienda seca requiere una menor inversión de capital, en Argentina, es el proceso con el cual trabajan todas las plantas existentes, siendo el mismo, el seleccionado para llevar a cabo el presente proyecto, permitiendo a lo sumo una capacidad de producción anual de 200.000 a 300.000 m³. Es por esto que se decide que la planta produzca 200.000 m³/año de bioetanol con la posibilidad de ampliar dicho valor en función del desarrollo del mercado.

El proyecto se sustenta en dos bases. En primer lugar, debido a que la materia prima es fácil de obtener no sólo por su cercanía (la planta está ubicada en la zona núcleo de producción de maíz de Argentina) sino también por su costo. En segundo lugar, por las perspectivas futuras respecto a las energías renovables y los biocombustibles, pensando en

Capítulo 1: Estudio de Mercado

políticas de estado que apunten a una matriz energética sustentable. También, es importante destacar que el mercado del bioetanol se encuentra en desarrollo y la posibilidad de ingresar en el mismo presenta barreras bajas, comparativamente con los mercados desarrollados donde es esto es más complejo. Además se prevé que el consumo de nafta aumente en el futuro, y por ende, debido al porcentaje de corte, también el consumo de bioetanol. Por último, las políticas actuales proyectan un aumento de la tasa de corte para los combustibles con etanol, lo que genera expectativas respecto de los beneficios impositivos y de financiamiento para las empresas de producción. No obstante dicho aumento se dará de forma gradual y habrá que tener precaución con las especulaciones respecto al apoyo económico mencionado anteriormente.

2 Análisis de reacción química.

2.1 Introducción

Para el diseño de una planta es necesario conocer lo mejor posible lo que ocurre en el proceso. Por esto, en este capítulo se desarrolla la etapa de reacciones.

En la producción de etanol hay varias reacciones involucradas. Las mismas pueden lograrse con distintos métodos o tipos de proceso. Entonces, se analizan los tipos de métodos posibles para llevar a cabo esas reacciones, y se elige el más conveniente.

Por otra parte, se estudian las materias primas, sus composiciones y los factores relevantes para su utilidad. También se describen los productos y sus composiciones.

Debido a la complejidad de las reacciones bioquímicas es importante conocer las condiciones de operación óptimas para su desarrollo, por lo que son definidas en este capítulo.

Por último, se elige un modelo cinético para el diseño y se analizan las propiedades termodinámicas de la reacción.

2.2 Caracterización de productos y materia prima.

2.2.1 Producto: Bioetanol.

El bioetanol o alcohol tiene como fórmula química $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$, denominado etanol de biomasa. Es un combustible líquido compuesto por alcohol etílico anhidrido desnaturalizado, obtenido por la destilación del producto de fermentación de materia primas vegetales ricas en azúcares, almidones o biomasa (material lignocelulósico). Se recuerda que en el presente trabajo la obtención del bioetanol es a través del almidón del maíz.

A través de este proceso se obtiene el alcohol hidratado, con un contenido aproximado del 5% de agua, que tras ser deshidratado se puede utilizar como combustible.^[22] A esta forma de etanol se la conoce comúnmente como Alcohol Etílico Anhidro Combustible (AEAC). En el capítulo anterior se mencionaron las especificaciones técnicas que debe cumplir el etanol para poder ser apto como corte de combustible.

El etanol se presenta en condiciones normales de presión y temperatura como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de $78,4^\circ\text{C}$. Es miscible en agua en cualquier proporción; no obstante a una concentración de 95 % en peso se forma una mezcla azeotrópica. Su masa molar, que es de 46.07 g/mol y su punto de fusión y ebullición son de $-114,3^\circ\text{C}$ y $78,4^\circ\text{C}$ respectivamente.^[23]

2.2.2 Materia prima: Maíz.

El maíz, como materia prima para la generación de biocombustibles, posee la capacidad de convertirse en la principal fuente de conversión, debido a su disponibilidad, amplia capacidad de adaptación, como así también al elevado rendimiento que este presenta

Capítulo 2: Análisis de reacción química

actualmente frente a otros cultivos, sumado a esto, el futuro desarrollo de nuevas variedades genéticamente modificadas orientadas a la producción de energía.

La calidad del maíz está determinada por la estructura y composición del grano. Las diferencias entre los distintos tipos de maíz radican, entre otros factores, en el clima y el suelo, por lo que puede verse modificada su calidad de un año a otro.

El grano de maíz tiene 3 componentes principales almidón, proteína y aceite, los cuales están contenidos en tres estructuras: el germen (embrión), el endospermo y el pericarpio. Teniendo presente su composición estructural, el almidón es el principal componente del grano de maíz y por lo tanto influye en la funcionalidad que este presenta en los diferentes procesos industriales donde se lo utiliza. [22] La composición típica del maíz se puede observar en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1 – Composición del maíz

Componentes	Porcentaje promedio de materia seca (%)
Carbohidratos totales	84,1
Almidón	72,0
Fibra	9,5
Azúcar	2,6
Proteínas	9,5
Aceite	4,3
Minerales	1,4
Otros	0,7

A pesar de que la composición de almidón varía según la especie de maíz utilizada, tal y como se muestra a continuación en la Tabla 2.2 en promedio el contenido de almidón es del 70%. [22]

Tabla 2.2 – Contenido de almidón por especie [22]

Especie de maíz	Peso de muestra (g)	Almidón (%)
DKB299	5,00	6
474V13	5,02	72
B67049	5,00	68
SY138	5,05	70
INTA2012	4,98	66
P30B39	5,00	81
DMI820	5,00	73

2.2.3 Almidón.

El almidón del maíz está formado por dos tipos de moléculas, la amilosa y la amilopectina, ambos son polímeros de unidades α -D-(+)glucosa. Estas se encuentran en proporciones diferentes de acuerdo a las diferentes especies de maíz, como así también, al porcentaje de almidón presente en el grano. Estas diferencias de especie hacen que el rendimiento en la obtención de bioetanol también varíe por lo cual es de suma importancia conocer las especies que presenten un mayor rendimiento en la conversión de almidón a bioetanol.

Como se observa en la Figura 2.1, la amilopectina se ramifica en enlaces 1,6-alfa-glucosídicos mientras que las cadenas de almidón están unidas con enlaces alfa-1,4. Por otro

Capítulo 2: Análisis de reacción química

lado, la amilopectina suele ser más común en la naturaleza; por ejemplo, en el almidón de papa, la relación de amilopectina-amilosa es de 4:1, mientras que el maíz y el trigo contienen aproximadamente 2,5 veces más amilopectina que amilosa. Además de amilopectina y amilosa, los granos de almidón (gránulos) también contienen grasa y proteínas, así como algunos otros componentes. [24]

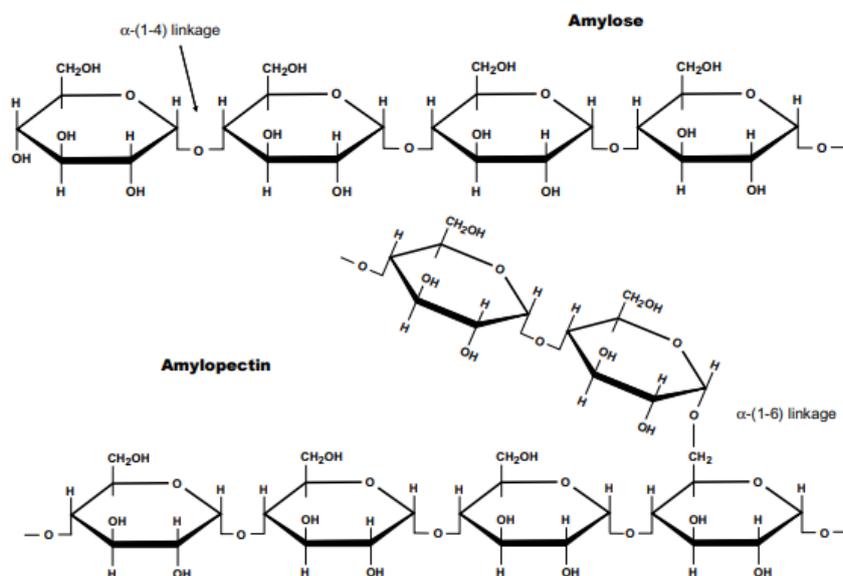


Figura 2.1. Estructura molecular y componentes del almidón: la parte ramificada, amilopectina y la parte lineal, amilosa. [24]

Estos dos compuestos presentan diferentes propiedades físicas cuando se encuentran en una solución acuosa debido a su estructura física y sus enlaces químicos, las cuales le confieren al almidón la posibilidad de variar sus propiedades funcionales en función de la proporción de cada componente. En el caso de la amilasa, cuando se encuentra en solución, su estructura lineal le permite tener enlaces de hidrógeno extensos y le confiere una alta resistencia para gelificar. Esto implica una gran cantidad de energía para romper estos enlaces y gelificar almidones con mayor contenido de amilosa. Por otro lado, la amilopectina presenta una estructura ramificada, por lo que las moléculas no se pueden alinear tan fácilmente, dando como resultado un enlace de hidrógeno más débil y una menor resistencia para gelificar. Sumado a esto, esta estructura altamente ramificada de la amilopectina produce una molécula grande con un alto peso molecular que da como resultado una alta viscosidad. [26]

2.3 Selección de catalizadores biológicos.

2.3.1 Enzima.

Para convertir el almidón en dextrinas se utiliza la enzima alfa-amilasa, generalmente utilizada en la licuefacción del almidón, la cual es aislada por la bacteria mesófila *Bacillus licheniformis*. Luego, para convertir las dextrinas en azúcares fermentados se utiliza la enzima glucoamilasa, la cual se obtiene a partir de la bacteria *Aspergillus niger*. Una enzima que realiza los dos procesos en simultáneo (convierte el almidón granular en dextrinas y éstas en azúcares fermentados) es la enzima hidrolizante de almidón granular (GSHE), la cual es una mezcla de alfa-amilasa y glucoamilasa. El comportamiento óptimo de las mismas ocurre a determinadas condiciones de temperatura y pH. De las mencionadas, la alfa-amilasa opera de forma óptima de 90 a 110°C y a pH 6, mientras que la glucoamilasa lo hace de 60 a 70°C y a pH 4,3. A diferencia de estas, la enzima GSHE trabaja a bajas temperaturas de 30 a 48°C. [26]

STARGEN™ 001 es desarrollada por Genencor® Internacional. Entre sus ventajas respecto de las convenciones se encuentran que permite hidrolizar el almidón sin la necesidad de gelatinizarlo ya que las actividades máximas de las dos enzimas se encuentran por debajo de las temperaturas de gelatinización del almidón, lo que reduce una etapa en el proceso productivo. Además, la enzima mantiene una actividad alta a las condiciones de pH y temperatura requeridas para favorecer a la levadura en el proceso fermentativo. Esto permite realizar la hidrólisis en simultáneo con la fermentación, ya que se produce glucosa continuamente durante todo el proceso de hidrólisis y no requiere activadores como sales de calcio o sodio para mantener su carga, su estructura y aumentar su actividad. [27]

Por otra parte, existen investigaciones científicas que fundamentan su aplicación. Entre ellas, Wang [28] evaluó el uso de la enzima STARGEN sobre los procesos convencionales de producción de etanol a través de la metodología de molienda de maíz en seco, mostrando las facilidades del uso de este complejo enzimático. Por otro lado, Uthumporn [29] y Shariffa [30] encontraron que el complejo enzimático STARGEN™ 001 fue capaz de hidrolizar almidón granular a una temperatura inferior a la de gelatinización de distintos almidones, validando la viabilidad de desarrollar los procesos hidrolíticos de los almidones a temperaturas medias (35°C). Al aumentar la temperatura de hidrólisis enzimática hasta 70 - 90°C y disminuirla abruptamente a la temperatura a la que se lleva a cabo el proceso fermentativo (30 - 37°C) se obtiene una alta conversión a glucosa (90 - 95%) lo que favorece la producción de alcohol carburante [29,31].

2.3.2 Levadura.

Levadura es un nombre genérico que agrupa a una variedad de organismos unicelulares, incluyendo especies patógenas para plantas y animales, así como especies no solamente inocuas sino de gran utilidad. Las levaduras son organismos eucariotas con gran diversidad respecto a su tamaño, forma y color. Son hongos unicelulares y generalmente sus células son ovaladas, pero también pueden encontrarse en forma esférica, cilíndrica o elíptica. Son mayores que las bacterias, alcanzando un diámetro máximo de entre 4 y 5 µm. Se reproducen por fisión binaria o gemación y crecen como micelio bajo condiciones

Capítulo 2: Análisis de reacción química

ambientales especiales. Son resistentes a antibióticos, sulfamidas y otros agentes antibacterianos de forma natural.

Las levaduras más estudiadas en el mundo son cepas provenientes de las especies: *Saccharomyces cerevisiae* (levadura panadera comercial), *Kluyveromyces fragilis* y *Candida utilis*. La más utilizada en el proceso de formación alcohólica a partir de azúcares por su alto rendimiento y bajo costo es la primera. Además, debido a que tolera un amplio rango de pH hace al proceso menos susceptible a bacterias. Por estas razones, se selecciona dicha levadura para el proceso de formación de bioetanol estudiado en este trabajo.

La *Saccharomyces cerevisiae*, es una levadura heterótrofa que obtiene la energía a partir de la glucosa, tiene una elevada capacidad fermentativa y puede aislarse con facilidad en plantas y tierra. Es un producto del proceso de producción de alcohol, que a su vez constituye una valiosa fuente de proteínas y vitaminas para la alimentación animal. Además, su uso más extendido está enmarcado en la panificación y en las industrias de fabricación de cerveza, vinos y alcohol. [32]

En concreto, la levadura en este trabajo se utiliza como catalizador en el proceso de fermentación de la glucosa para generar etanol. Por esto, el crecimiento de la levadura afecta directamente a la producción de etanol. A continuación se discuten algunos de los parámetros que influyen sobre el crecimiento de ésta.

El incremento en la concentración de etanol, la temperatura, el estrés osmótico (por la cantidad de glucosa presente) y contaminaciones bacterianas son las razones por las cuales las levaduras pueden no sobrevivir. En general, la tasa de crecimiento de las levaduras aumenta con la temperatura hasta un valor óptimo. En especial, genera inconvenientes a la *S. cerevisiae* una temperatura superior a los 30-45°C, dependiendo de la cepa. Por otro lado un incremento en la concentración de etanol puede causar inhibición en de la levadura (si supera el 20%).

Asimismo, un aumento en la cantidad de azúcar presente incrementa la velocidad de fermentación, hasta un valor óptimo de 150 g/l. Luego de este valor, la capacidad de las levaduras de producir etanol se ve afectada.

El pH óptimo para el crecimiento de la *S. cerevisiae* se encuentra entre 4 y 5,5. Si el pH es menor a 4, el proceso es más lento, pero si es mayor a 5 la producción de etanol baja considerablemente.

El tiempo en la fermentación también es un aspecto a tener en cuenta, si es muy corto afecta al crecimiento de microorganismos, pero si es muy largo, afecta también el crecimiento por el efecto tóxico del etanol (en especial en reactores batch).

La concentración óptima de levadura para la fermentación es de 1.107 células/ml. En general, los tiempos de fermentación son entre 24 y 72 hs.

Otro factor importante es la agitación, que permite la permeabilidad de nutrientes del medio de reacción al interior de los organismos celulares. A mayor velocidad de agitación, se reduce la inhibición por el etanol y se aumenta la producción de etanol. Sin embargo una velocidad de agitación excesiva genera limitaciones en la actividad metabólica de las células. La velocidad de agitación más común para la fermentación se da entre 120 y 200 rpm. [33]

Capítulo 2: Análisis de reacción química

Por último, debe destacarse que las levaduras no solo necesitan glucosa para su desarrollo, también precisan otros nutrientes. En especial, es clave una fuente de nitrógeno para su crecimiento. Las fuentes más comunes para este tipo de procesos son el amoníaco o la urea, que se agregan junto con los microorganismos.

2.4 Subproductos.

2.4.1 DDGS.

Como se mencionó en el capítulo anterior, en la producción de bioetanol se obtiene un subproducto denominado DDGS (Dried Distillers Grains with Solubles, por sus siglas en inglés), granos de destilería de maíz desecados con solubles. Los DDGS contienen todos los nutrientes del maíz menos el almidón, por lo que tienen un mínimo de tres veces la cantidad de nutrientes del maíz entrante. Los DDGS típicamente se caracterizan por composiciones del 27% proteína, 11% grasa y 9% fibra. ^[34] Estrictamente se habla de dos tipos de subproductos, los granos de destilería de maíz desecados (DDG) y los denominados solubles de destilería condensados de maíz (CDS, vinazas o thin stillage). Los DDG contienen fundamentalmente residuos no fermentados de los granos originales mientras que los CDS contienen levaduras, nutrientes solubles y las partículas de granos más finas. ^[35]

Los granos de destilería de maíz contienen los nutrientes restantes después de que el almidón de maíz se fermenta a alcohol y pueden comercializarse húmedos o desecados. Los granos de destilería húmedos tienen un mejor contenido de proteína y energía ya que cuando éstos se desecan pierden valor energético. Los granos de destilería desecados y los granos de destilería desecados con solubles se comercializan ampliamente en todo el mundo como un commodity alimenticio. ^[34]

A continuación se muestra la composición típica de los DDGS:

Tabla 2.3 – Composición del DDGS ^[36]

Item	Materia seca	Alimentación
Materia seca (%)	100	89
Proteína cruda (%)	30,71	27,3
Toneladas de nutrientes digestibles (%)	77,83	69,19
Energía neta de lactancia (mcal/cwt)	81,02	72,02
Energía metabolizable (mcal/cwt)	87,88	75,46
Energía neta(mcal/cwt)	55,83	72,02
Extracto libre de nitrógeno (%)	18,06	16,05
Fibra acidodetergente (%)	15,62	13,88
Fibra neutrodetergente (%)	33,25	29,56
Grasa (%)	13,39	11,90
Calcio (%)	0,06	0,05
Fosforo (%)	0,94	0,83

2.4.2 Anhídrido carbónico.

El proceso de producción de etanol a partir de maíz se lleva a cabo mediante un proceso de fermentación anaeróbico, entre cuyos productos de reacción se encuentra el CO₂. Se sabe que el CO₂ es uno de los gases considerados como "gases de efecto invernaderos" y

Capítulo 2: Análisis de reacción química

con una fuerte regulación con el objetivo de disminuir las emisiones del mismo a la atmósfera.

En este proyecto, se desea recuperar el 100% del CO₂ generado durante el proceso de fermentación y así lograr que las emisiones de este gas sean nulas. Por otro lado, este dióxido de carbono puede ser tratado y, posteriormente, comercializado. Entre las aplicaciones del mismo CO₂ envasado se encuentra su empleo en la fabricación de bebidas carbonatadas, como refrigerante en centrales frigoríficas, como agente extintor del fuego, como estimulante vegetal en invernaderos de aire controlado, como atmósfera de inertización para la soldadura o manipulación de sustancias inflamables ó también para el control del pH en el tratamiento de aguas residuales.

Para poder comercializar el dióxido de carbono debe ser sometido a un tratamiento, el cual consta del lavado del CO₂, su compresión de forma húmeda, la eliminación de los malos olores, su deshidratación y posterior licuefacción y, por último, su almacenamiento criogénico.

2.5 Sistema de reacciones bioquímicas.

A continuación se realiza una descripción de la serie de reacciones bioquímicas que dan lugar a la formación de etanol a partir del grano previamente molido de maíz. La última etapa de esta serie de reacciones es la obtención del bioetanol a partir de azúcares provenientes del almidón. Previamente es necesario producir estos azúcares, lo cual se logra a través de los procesos de licuefacción y de sacarificación del almidón.

En general, el almidón se puede transformar en glucosa a través de una hidrólisis enzimática o a través de una hidrólisis ácida. La principal ventaja del proceso enzimático, comparado con la hidrólisis ácida, radica en la no formación de subproductos y la reducción en la demanda energética del proceso ya que no requiere el uso de grandes presiones ni elevadas temperaturas. El proceso enzimático consta de dos etapas consecutivas, denominadas licuefacción y sacarificación, en donde intervienen las enzimas amilasas y glucoamilasas, respectivamente. La licuefacción es el proceso de hidrólisis del almidón a maltodextrinas mediante el rompimiento de los enlaces glucosídicos internos de la molécula del almidón, produciendo moléculas de diferentes número de unidades de glucosa. Una vez concluida la etapa de licuefacción comienza la etapa de sacarificación, en la cual actúa la enzima glucoamilasa, que transforma en glucosa los oligosacáridos producto de la licuefacción del almidón, mediante el ataque a los enlaces glucosídicos de los extremos no reductores, liberando siempre una molécula de glucosa. Es decir, mediante el proceso de sacarificación se obtienen los azúcares fermentables. [40]

Una vez que el almidón está transformado en glucosa, maltosa y dextrina, se introduce la levadura para que comience el proceso de fermentación y así transformar estos azúcares en etanol. El proceso de fermentación es básicamente una reacción en la que una materia prima orgánica se convierte en producto por la acción de microorganismos o por la acción de enzimas. La distinción clave entre estos dos tipos de fermentaciones es que en la fermentación enzimática, el agente catalítico, la enzima, no se reproduce, sino que actúa como cualquier sustancia química ordinaria, mientras que en la fermentación microbiana el agente catalítico, el microorganismo, se reproduce. Cabe señalar que dentro de este microorganismo se encuentra la enzima que cataliza la reacción, como en la fermentación enzimática; sin

Capítulo 2: Análisis de reacción química

embargo, al reproducirse la célula fabrica su propia enzima. En algunos casos, la presencia del producto inhibe la acción de las células, sin importar cuánto alimento está todavía disponible. Se tiene así lo que se denomina envenenamiento por el producto. Esto se debe a que conforme aumenta la concentración del producto, las células se multiplican más lentamente y en cierto porcentaje del mismo, los microorganismos cesan de alimentarse. [41]

Las nuevas tecnologías permiten la optimización del proceso de producción de alcohol por sacarificación y fermentación simultáneas, por lo que se debe definir la estrategia de proceso a utilizar.



Mediante la fermentación directa de productos azucarados:



2.6 Elección de estrategia de proceso.

Uno de los avances más importantes en el proceso de producción de etanol es la implementación y desarrollo del proceso de sacarificación y fermentación simultánea (SSF), en donde la degradación de almidón se combina con la fermentación de la glucosa obtenida de la hidrólisis de estos polisacáridos. La ventaja de SSF es la capacidad de convertir los azúcares a etanol a medida que se forman, disminuyendo su acumulación en el medio. Se debe considerar que el efecto inhibitorio de los azúcares es mucho más importante que el del etanol, con lo cual se pueden obtener mayores velocidades de reacción en comparación con el proceso de hidrólisis y fermentación separadas (SHF). Además, la presencia de etanol hace a la mezcla menos vulnerable a la acción de microorganismos. Por otra parte, SSF requiere menor equipamiento y tiene una operabilidad más simple, ya que no se necesitan reactores extra para la hidrólisis con lo cual suele ser más eficiente energéticamente. La menor temperatura del proceso de sacarificación enzimática se compensa con una mayor adición de enzimas, de forma tal que no afecte la velocidad global del proceso. Cabe agregar que los sistemas SSF presentan mayores conversiones globales de etanol en comparación con los sistemas SHF, con lo cual el rendimiento de la producción de etanol es mayor. Sumado a esto, otra ventaja comparativa es la reducción de los tiempos de proceso, lo cual permite aumentar la capacidad instalada de la planta, mejorando la productividad y reduciendo los costos de producción. [40,42,43]

2.7 Variables relevantes.

2.7.1 Composición del almidón.

La interacción entre los compuestos del almidón y las enzimas involucradas depende fundamentalmente de la relación amilosa-amilopectina, observándose un comportamiento diferente al trabajar a una misma temperatura y a un mismo pH pero variando esta relación. Experimentalmente, se observa que el contenido de amilosa es inversamente proporcional a

Capítulo 2: Análisis de reacción química

la tasa de hidrólisis del almidón, es decir, mientras mayor sea el contenido de amilosa, menos será la velocidad de hidrólisis del almidón. [44]

↳ Efecto sobre la concentración de etanol obtenida. Sharma estudió el efecto de los tratamientos enzimáticos sobre la hidrólisis del almidón, variando la relación amilosa-amilopectina para la producción de etanol. La tendencia observada confirmó la disminución de la concentración de etanol a medida que aumentó el contenido de amilosa en los tratamientos de almidón. En números, la concentración más alta de etanol (9,1% v/v) se obtuvo con almidón de composición 100% de amilopectina mientras que la concentración más baja de etanol (2,3% v/v) se obtuvo con una mezcla 70% de amilasa y 30% de amilopectina. Generalmente, el maíz tiene un 70% de amilopectina y un 30% de amilasa y para esta relación Sharma obtuvo una concentración de etanol de 6,5% v/v. [26]

↳ Efecto sobre la concentración de glucosa obtenida. Las concentraciones iniciales de glucosa fueron mayores para el almidón con mayor contenido de amilopectina, lo que indica una hidrólisis más rápida de amilopectina en comparación con amilosa. Por otro lado, el almidón ceroso se hidrolizó más rápidamente y la glucosa se produjo a tasas más altas que las tasas de utilización de la levadura, lo que resultó en una mayor acumulación de glucosa durante la SSF. Las altas concentraciones de glucosa (17% p/v) en la suspensión fermentada pueden aumentar la presión osmótica sobre la levadura. Por lo tanto, durante la SSF las enzimas se pueden agregar en etapas a una dosificación más baja para disminuir la tasa de producción de glucosa y aumentar la utilización de glucosa para mantener la funcionalidad de la levadura. Para un mayor contenido de amilosa en el almidón, se observaron concentraciones de glucosa más bajas lo que indica una hidrólisis más lenta del almidón.

↳ Efecto sobre la elección de la temperatura de proceso. En el análisis de las diferencias en las concentraciones obtenidas de etanol se destaca la fuerte dependencia del proceso con el contenido de amilosa e indirectamente con la temperatura. Ésta marcada dependencia con la amilosa se fundamenta en la dificultad de su hidrólisis, debido a que es un polímero de cadena lineal que cuando se lixivia en una solución se alinea consigo mismo con enlaces de hidrógeno fuertes. Las enzimas no pueden interactuar con la amilosa ya que precisan cierta longitud de cadena polimérica para poder unir y luego romper sus enlaces y así liberar los azúcares. He aquí la dependencia con la temperatura. Las altas temperaturas romperán estos enlaces de hidrógeno, permitiendo que la amilosa esté disponible y las enzimas se hidrolicen en azúcares. Ahora bien, esta ruptura de los enlaces de hidrógeno no ocurre a bajas temperaturas, por lo que la amilasa no está disponible, dificultando así la hidrólisis de las enzimas. Por consiguiente, si la amilosa se encuentra presente en el almidón se observarán mayores concentraciones de etanol para el proceso de alta temperatura, en comparación con el de baja temperatura.

2.7.2 Tipo de grano.

Debido a la multiplicidad de aplicaciones del almidón, en los últimos años, se ha estudiado la modificación de su composición (ya sea por tratamientos químicos o por mejoramiento genético) para alterar sus propiedades funcionales y así ampliar aún más el campo de aplicación. Los maíces con los genes mutantes waxy y amilose extender alteran la proporción de amilosa y amilopectina del maíz normal que es de aproximadamente 27 y 73%,

Capítulo 2: Análisis de reacción química

respectivamente. La alteración en las proporciones relativas de amilosa y amilopectina modifica el grado de ramificación del almidón lo que origina significativas variaciones en sus propiedades funcionales. El almidón waxy está constituido prácticamente por el 100% de amilopectina. El amilose original tenía 55-60% de amilosa, llegando por mejoramiento genético a aproximadamente 80%. [45]

Es importante a la hora de evaluar la producción de etanol, analizar estas diferentes estructuras del grano de maíz y la composición del almidón. Diversas investigaciones se han realizado sobre esta cuestión. Sharma estudia la influencia de las distintas estructuras del maíz y, como conclusión final de su investigación, recomienda la utilización de maíz ceroso (waxy maize - casi 100% de amilopectina) para así disminuir el tiempo de proceso y aumentar los rendimientos de etanol. [26]

2.7.3 Ácido sulfúrico.

En la etapa de licuefacción, el material es impregnado con ácido sulfúrico (H_2SO_4) diluido en agua con dos motivos, uno de ellos es para estabilizar el pH en el valor óptimo y el otro, disminuir la posibilidad de contaminación microbiana. Por lo tanto, es necesario analizar la concentración de ácido sulfúrico a agregar.

2.8 Reacciones secundarias.

Las principales reacciones secundarias estudiadas en el proceso de producción de etanol a partir de maíz se dan en la etapa de fermentación. En esta etapa, la levadura crece y transforma la glucosa en etanol, que es un metabolito. Sin embargo, también se producen otros subproductos, es decir otros metabolitos.

El principal subproducto es el glicerol, que en general representa el 4-5% del consumo de carbón total en una fermentación anaeróbica [46]. En condiciones anaeróbicas, el rol del glicerol es imprescindible para mantener la levadura activa, ya que mantiene equilibrios internos de la célula. Por otro lado, es importante destacar que bajo condiciones de estrés osmótico, el glicerol es acumulado en la célula de levadura como protección. Esto significa que la concentración de glucosa presente en el proceso tiene una gran influencia en la producción de glicerol.

Otros subproductos son el ácido acético, ácido pirúvico o ácido succínico, aunque estos se obtienen en cantidades despreciables.

En el caso del proceso elegido, ya fue explicado que la cantidad de glucosa presente no es significativamente alta, ya que se genera y se consume permanentemente. Es por esto, que en este trabajo, no se considerará que la producción de glicerol es importante, y el foco estará puesto en la reacción principal.

2.9 Termodinámica de las reacciones.

Como ya fue visto antes, el proceso tiene dos reacciones principales. Por un lado la hidrólisis del almidón, y por el otro la fermentación de la glucosa. Ambas reacciones son espontáneas en condiciones adecuadas. En especial, se deben tener en cuenta las especificaciones de operación por la sensibilidad de los microorganismos y las enzimas.

Capítulo 2: Análisis de reacción química

2.9.1 Hidrólisis.

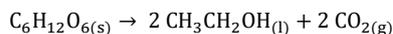
Con respecto a la hidrólisis, se sabe que es una reacción endotérmica. Como ya se mencionó antes, el almidón está formado por, predominantemente, amilopectina. Tewari hizo un estudio termodinámico sobre la hidrólisis de enlaces de amilopectina (enlace 1-6) y encontró los siguientes valores: $K_{eq} = 17,3$, $\Delta G_o = -7,1$ KJ/mol, $\Delta H_o = 5,9$ KJ/mol y $\Delta C_p = 13$ J/mol $^\circ$ K. [147]

Comentado [S1]: ESTA CAMBIO COMPLETAMENTE. ESTA EN LA BIBLIO DE ESTE CAPITULO LA QUE DEBE IR

2.9.2 Fermentación.

Naturaleza del proceso-Entalpía de reacción (ΔH_R)

La fermentación alcohólica es el proceso por el cual los carbohidratos se descomponen en etanol y dióxido de carbono. La reacción es muy compleja e implica una serie de etapas catalizadas por enzimas. El cambio global es:



Se calcula el cambio de entalpía estándar para esta reacción, suponiendo que el carbohidrato es α -d-glucosa, a partir de los calores de formación y a partir de los calores normales de combustión (Ley de Hess).

a. Calores de formación.

Las entalpías de formación de cada compuesto son las siguientes.

$$\Delta H_{f(\alpha-d-Glucose)}^0 = -305,73 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = -1279,17 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} [47]$$

$$\Delta H_{f(\text{dióxido de carbono})}^0 = -94,052 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = -393,51 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} [48]$$

$$\Delta H_{f(\text{etanol})}^0 = -66,35 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = -277,61 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} [48]$$

Luego, se calcula el calor de reacción a través de la siguiente expresión:

$$\Delta H^0 = \Delta H_{f(\text{productos})}^0 - \Delta H_{f(\text{reactivos})}^0$$

$$\Delta H^0 = [2 \cdot \Delta H_{f(\text{etanol})}^0 + 2 \cdot \Delta H_{f(\text{dióxido de carbono})}^0] - \Delta H_{f(\alpha-d-Glucose)}^0$$

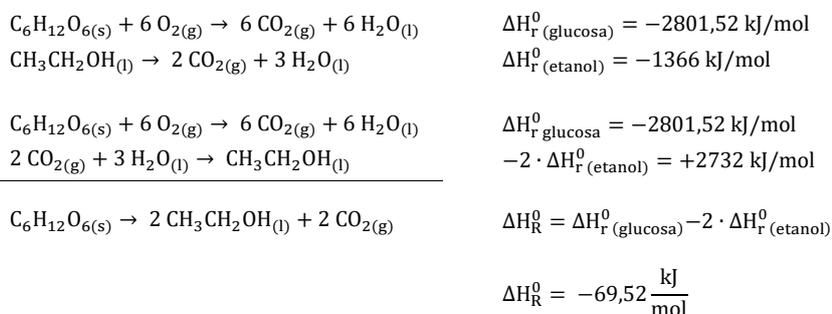
$$\Delta H^0 = \left[2 \cdot \left(-277,61 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) + 2 \cdot \left(-393,51 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) \right] - \left(-1279,17 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) = -63,07 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

b. Calores de combustión (Ley de Hess).

La Ley de Hess expresa que "cuando los reactivos se convierten a productos, el cambio de entalpía es el mismo, independientemente de que la reacción se efectúe en una paso o en una serie de pasos." Por lo tanto, el calor de reacción puede calcularse restando la suma de los valores negativos de los calores de combustión de los reactivos de la suma de los valores negativos de los calores normales de combustión de los productos.

Capítulo 2: Análisis de reacción química

Algebraicamente esto se representa:



Las entalpías de reacción de la glucosa y del etanol se obtuvieron de bibliografía:

$$\Delta H_{\text{r}}^0(\alpha\text{-d-Glucose}) = -669,58 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = 2801,52 \text{ KJ/mol.}^{[47]}$$

$$\Delta H_{\text{r}}^0(\text{etanol}) = -1366 \text{ kJ/mol.}^{[49]}$$

Como se observa, los dos valores obtenidos a través de métodos distintos arrojan valores similares. Además, son valores del orden del valor encontrado en bibliografía ($\Delta H_{\text{R}}^0(298 \text{ K}) = -101,43 \text{ KJ/mol}$; obtenido de *Chang, Physical Chemistry for the Chemical and Biological Sciences* [49]). En base a esto, se puede afirmar que la reacción de fermentación de la glucosa es exotérmica con un calor de reacción entre 63 y 69 KJ/mol, llevándose a cabo a 25°C. Además, considerando que la reacción de formación de glucosa a partir del almidón tiene una entalpía de reacción de 5,9 kJ/mol_{glucosa} y teniendo en cuenta que por cada mol de glucosa se generan dos moles de etanol, el calor de reacción total por mol de etanol resulta -30 kJ/mol (-652 kJ/kg_{etanol}).

Cabe aclarar que para los cálculos anteriores no se tiene en cuenta el metabolismo y reproducción celular de las levaduras presentes.

Para calcular el calor de reacción a la temperatura del proceso (35° ó 308 K), se debe utilizar la entalpía de formación de cada compuesto a esta temperatura y considerar el calor específico, con su respectiva funcionalidad con la temperatura, como se expresa a continuación:

$$\Delta H_{\text{f}}^{308 \text{ K}}(\text{glucosa}) = \Delta H_{\text{f}}^0(\text{glucosa}) + C_{\text{p}}(\text{glucosa}) \cdot (308 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{\text{f}}^{308 \text{ K}}(\text{etanol}) = \Delta H_{\text{f}}^0(\text{etanol}) + C_{\text{p}}(\text{etanol}) \cdot (308 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

No obstante, dado que no se cuenta con datos experimentales para hallar los calores específicos de la glucosa, se expone la entalpía de reacción a 298 K como una primera aproximación a la termodinámica de la reacción de fermentación.

Capítulo 2: Análisis de reacción química

Espontaneidad del proceso-Energía libre de Gibbs

La variación de la energía libre puede ser calculada a partir de las energías libres de formación de los compuestos involucrados:

$$\Delta G^0 = \Delta G_{f(\text{productos})}^0 - \Delta G_{f(\text{reactivos})}^0$$

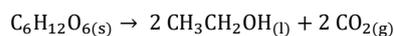
Donde los valores de las energías libres se obtuvieron de bibliografía:

$$\Delta G_{f(\alpha\text{-d-Glucose})}^0 = -218,72 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = -915,12 \text{ KJ/mol}^{[47]}$$

$$\Delta G_{f(\text{etanol})}^0 = -41,76 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = 174,72 \text{ KJ/mol}^{[48]}$$

$$\Delta G_{f(\text{dióxido de carbono})}^0 = -94,26 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = 393,38^{[48]}$$

Recordando la reacción de fermentación:



$$\Delta G^0 = [2 \cdot \Delta G_{f(\text{etanol})}^0 + 2 \cdot \Delta G_{f(\text{dióxido de carbono})}^0] - \Delta G_{f(\alpha\text{-d-Glucose})}^0$$

$$\Delta G^0 = \left[2 \cdot \left(-394,4 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) + 2 \cdot \left(-181,75 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) \right] - \left[-915,12 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right]$$

$$\Delta G^0 = -237,18 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

Por lo tanto, dado que la Energía Libre de Gibbs es menor a cero, el proceso es exergónico y ocurrirá espontáneamente en sentido directo para formar más productos.

2.10 Análisis de la cinética de las reacciones.

El modelo cinético a seguir para la producción de bioetanol a partir de maíz es el desarrollado por Wocjciech Bialas (2014), donde las ecuaciones que lo describen son las siguientes:

Velocidad enzimática de la degradación del almidón:

$$R_{St} = \frac{k_{St} \cdot \text{Enz} \cdot \text{St}(t)}{K_m \cdot \left(1 + \frac{\text{Glu}(t)}{K_{Glu}} \right) + \frac{\text{St}(t)^2}{K_{St}} + \text{St}(t)} \quad (1)$$

Balance de masa de la degradación del almidón:

$$\frac{d\text{St}(t)}{dt} = -R_{St} \quad (2)$$

Capítulo 2: Análisis de reacción química

Balance de masa de la glucosa:

$$\frac{dGlu(t)}{dt} = 1,111 \cdot R_{St} - \frac{1}{Y_{x/s}} \cdot \frac{dX(t)}{dt} - \frac{1}{Y_{p/s}} \cdot \frac{dEt(t)}{dt} \quad (3)$$

Balance de masa de la biomasa:

$$\frac{dX(t)}{dt} = \mu \cdot X(t) \quad (4)$$

Siendo,

$$\mu = \frac{\mu_{max} \cdot Glu(t) \cdot \frac{St(t)}{St_0}}{K_s + Glu(t)} \quad (5)$$

Balance de masa del etanol:

$$\frac{dEt(t)}{dt} = q_p \cdot X(t) \quad (6)$$

Siendo

$$q_p = \frac{q_{max} \cdot Glu(t) \cdot Et(t) \cdot \left(1 - \frac{Et(t)}{Et_{max}}\right)}{(K_{s1} + Glu(t)) \cdot \left(K_{ps1} + Et(t) + \frac{Et(t)^2}{K_{pi}}\right)} \quad (7)$$

Tabla 2.4- Nomenclatura. ^[38]

Parámetros y variables	
Enz	Concentración de enzima
Et	Concentración de etanol
Glu	Concentración de glucosa
K	Constante cinética
K	Constante de Inhibición y saturación
K _m	Constante de Michaelis Menten
q _p	Velocidad específica de producción de etanol
St	Concentración de almidón
T	tiempo
X	Concentración de biomasa
Y _{p/s}	Coficiente de rendimiento del producto
Y _{x/s}	Coficiente de rendimiento del crecimiento de la levadura
μ	Velocidad específica de crecimiento de levadura

Dicho modelo considera que las etapas de licuefacción y SSF se producen en simultáneo. La velocidad de reacción de la hidrólisis del almidón (1) sigue el modelo cinético de Michaelis Menten, el cual contempla la inhibición del sustrato (almidón) K_s así como

Capítulo 2: Análisis de reacción química

también la inhibición de la glucosa K_{Glu} . Cabe destacar que el modelo tiene en cuenta una sola actividad enzimática involucrada en la degradación del almidón por la acción simultánea de la α - y glucoamilasa. En este trabajo se supone que la acción de las dos enzimas puede ser simplificada y representada como la suma de las actividades enzimáticas individuales. Otra consideración a tener en cuenta en el modelo, es que la hidrólisis del almidón se encuentra fuertemente inhibida por la glucosa, K_{Glu} , mientras que la inhibición del sustrato es insignificante, K_{St} . Por último, Wocjciech Bialas (2014) no tiene en cuenta reacciones secundarias, como la formación de glicerol, debido a lo expuesto en el apartado *Reacciones secundarias* del presente informe. [38]

Entonces, teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente y utilizando los valores de la Tabla 2.5, las concentraciones de las especies que intervienen en la cinética pueden ser representadas por la Figura 2.2., donde el tiempo del proceso establecido es de 72 horas.

Tabla 2.5 – Parámetros iniciales y estimados para la SSF. [38]

No.	Parámetros	Valor	Unidad
Valores iniciales			
1	St_0	202,34	Kg/m^3
2	Glu_0	23,03	Kg/m^3
3	X_0	0,5	Kg/m^3
4	Et_0	0,0	Kg/m^3
5	Enz	262612,5	U/m^3
Estimaciones			
1	K_m	26,998	Kg/m^3
2	k_{St}	0,000333	$Kg/U.m^3$
3	K_{St}	999,98	Kg/m^3
4	K_{Glu}	0,0857	Kg/m^3
5	μ_{max}	0,6057	h^{-1}
6	K_S	70,237	Kg/m^3
7	q_{max}	4,9951	h^{-1}
8	Et_{max}	90,007	Kg/m^3
9	K_{s1}	0,00633	Kg/m^3
10	K_{PS1}	0,00046	Kg/m^3
11	K_{pi}	14,687	Kg/m^3
12	$Y_{p/s}$	0,4759	Kg/Kg
13	$Y_{x/s}$	0,8133	Kg/Kg

Capítulo 2: Análisis de reacción química

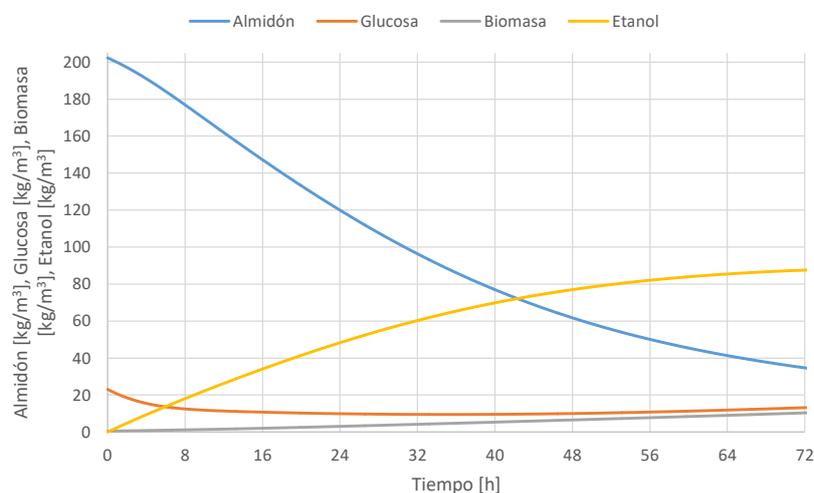


Figura 2.2 – Evolución de la concentración de las especies intervinientes en la cinética de reacción en el tiempo.

Como puede observarse en la Figura 2.2, conforme aumenta el tiempo, el almidón y glucosa presente en el caldo de fermentación se consumen produciéndose biomasa y etanol. Este último se encuentra en su estado máximo a las 72 hs, siendo el tiempo óptimo de reacción. Además, se pueden determinar las concentraciones a la salida del sistema de fermentación, valores que luego serán utilizados y especificados en capítulos posteriores.

2.11 Condiciones de operación.

Las variables de operación que afectan significativamente al rendimiento de producción del etanol son la temperatura, el pH, la concentración de maíz y la concentración de GSHE.

En primer lugar, debido a que la *S. cerevisiae* reduce su tasa de crecimiento a valores por encima de los rangos de 30-45 °C y a pH entre 4 - 5,5 y teniendo en cuenta que la enzima elegida para el proceso productivo trabaja entre los 30-48°C y pH entre 4-5, se elige como temperatura y pH óptimo de operación entre 30-40°C y 4-5,5 respectivamente. Cabe destacar que el análisis cinético estudiado por Wocjciech Bialas (2014) se realizó a 35°C y a pH 5 y se asume que tanto las constantes de dicho modelo como las ecuaciones son válidas en el rango de operación elegido, debido a la falta de datos experimentales que contemplen cambios en las variables mencionadas.

Por otro lado, las concentraciones de maíz y GSHE que permiten el mejor rendimiento en la formación de etanol son 25 % p/p y 2,05 mL/kg respectivamente. Estos valores se obtienen de representar las experiencias realizadas en el modelo cinético mencionado y hallar las condiciones que maximizan tanto al rendimiento del proceso como a la producción de etanol, como lo muestran las Figuras 2.3 y 2.4. ^[38]

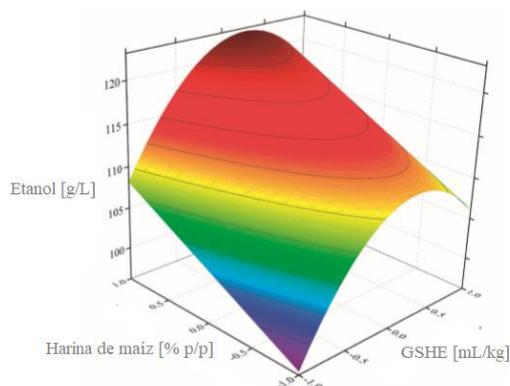


Figura 2.3 – Efecto de la concentración de harina de maíz y GSHE en la concentración de etanol.

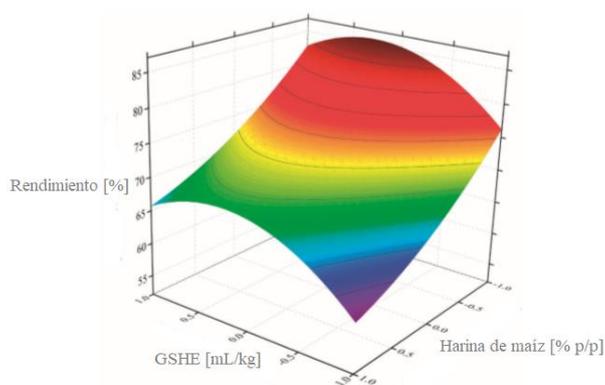


Figura 2.4 – Efecto de la concentración de harina de maíz y GSHE en el rendimiento del proceso de obtención de etanol.

Tanto la concentración de harina de maíz como la concentración de GSHE se encuentran en valores codificados, como lo indica la siguiente Tabla:

Tabla 2.6- Intervalos de variación. ^[38]

Factor	Variación				
	-1,4	-1,0	0,0	+1,0	+1,4
Concentración de maíz [% p/p]	23,0	25,0	30,0	35,0	37,0
Concentración de GSHE [mL/kg]	0,30	0,75	1,875	3,00	4,45

2.12 Diseño preliminar de reactores.

El proceso SSF puede llevarse a cabo en reactores batch, semicontinuos o continuos. El proceso batch es el más simple, es flexible y fácil de controlar. También tiene el beneficio de que puede ser esterilizado fácilmente. Sin embargo, la productividad es menor que para otros reactores y tiene costos de operación altos. Además, la presencia alta de azúcar puede llevar a la inhibición para la producción de etanol.

Capítulo 2: Análisis de reacción química

Los reactores semicontinuos, involucran la adición de sustrato al reactor sin salida. Esto mejora los problemas de inhibición. En este caso es importante el caudal de entrada y que su concentración sea baja, para que la conversión sea alta. Este proceso tiene una mayor productividad, menor tiempo de fermentación y menor efecto tóxico del medio. La productividad se encuentra limitada por la velocidad de alimentación y la concentración de la masa celular. El volumen de reacción puede variar ampliamente, pero la alimentación debe tener la composición correcta.

La operación continua se da con el agregado constante de sustrato, de medio de cultivo y nutrientes a un bioreactor que contiene los microorganismos, o bien, se los agrega en la corriente de entrada. El volumen de reacción debe ser constante y los productos deben salir del reactor continuamente por el tope (etanol, glucosa residual, microorganismos). La productividad para este caso es mayor, se requieren menores volúmenes de reactor, costos de operación. Si el caudal es alto, la productividad se incrementa, pero el rendimiento del etanol decrece debido a que la conversión es baja. Desventajas para este tipo de reactor pueden ser las posibles contaminaciones, que son más comunes que en reactores batch, y que las levaduras precisan tiempos largos de cultivo [33]. En estos procesos, las etapas aguas arriba (molienda, hidrólisis/fermentación) y las posteriores (destilación y recuperación) ocurren continuamente (el grano se procesa continuamente a través del equipo).

Aunque la mayoría de estudios para la producción de etanol son para procesos batch o semicontinuos, el tipo de proceso elegido para este trabajo es el continuo.

Con el objetivo de obtener una producción de 200.000 m³/año, se decide trabajar con reactores continuos, debido a que se considera que este tipo de proceso requiere un costo menor de producción (por una mayor automatización), en especial para volúmenes grandes como este, y da mayores productividades. Los reactores continuos operan en estado estacionario y condiciones constantes, lo que implica un menor tiempo muerto para limpieza y llenado, y por consiguiente un mejoramiento en la productividad y en el control. [50] Como es sabido, existen dos tipos de reactores continuos: tanque agitado (TAC) y tubular de flujo pistón (TUB). Dependiendo de la forma de la velocidad de reacción, la conversión final es mayor utilizando un reactor u otro. Además, se sabe que varios si hay TAC en serie, el comportamiento de los reactores se encuentra entre el de un TAC y un TUB únicos. En general, para reacciones autocatalíticas con crecimiento celular que son inhibidas por la presencia de reactivo, es favorable la utilización de un solo tanque agitado. Sin embargo, para las que son inhibidas por la presencia de producto, como este caso, la conversión alcanzada con una serie de TAC suele ser superior [50]. Generalmente, en la industria se eligen 4 a 6 tanques en serie para obtener el mejor balance entre cinética de reacción e inversión de capital. [51]

A partir del modelo cinético elegido, se grafica la inversa de la velocidad de formación de etanol en función de la conversión de almidón Figura 2.5. De esta manera, se analiza si conviene usar un TAC o un TUB en función del volumen de reactor necesario para obtener determinada conversión, asumiendo la producción de etanol como una reacción homogénea a partir de almidón, e isotérmica. A modo de ejemplo, se considera una conversión de 0,8 a la cual corresponde el valor 3 para la inversa de la velocidad. Según el balance de masa de un TUB, el volumen del reactor se corresponde con el área bajo la curva de la inversa de la

Capítulo 2: Análisis de reacción química

velocidad. En cambio, para un TAC, el volumen se ve representado por el área bajo la ordenada del punto requerido, en este caso (0,8 ; 3). En un modo simplificado, se verifica en principio, que es conveniente usar un TUB para esta reacción. Sin embargo, este tipo de reactor tiene inconvenientes para la operación debido a que los microorganismos están expuestos a condiciones distintas a lo largo del mismo, lo cual puede ser perjudicial para su crecimiento. [52] Además, la limpieza suele ser más compleja que para un tanque agitado.

Por todo el análisis hecho anteriormente, se decide utilizar tanques agitados continuos en serie para este proceso, para acercarlos un poco al comportamiento de un TUB.

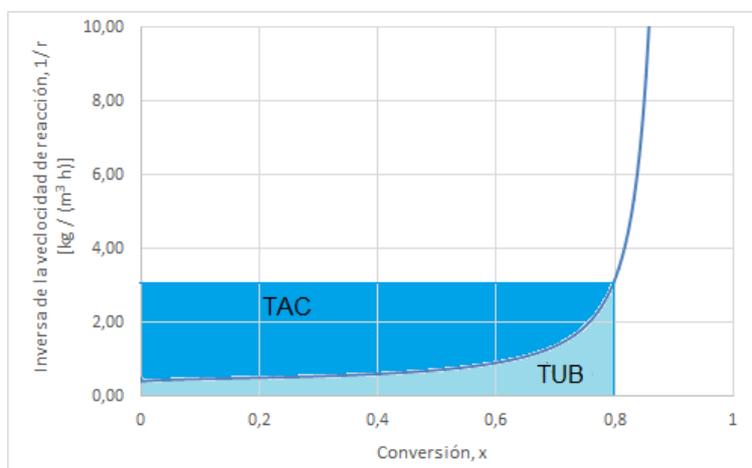


Figura 2.5 -Inversa de la velocidad de reacción de etanol en función de la conversión de almidón.

2.12.1 Cálculos preliminares

La planta está proyectada para producir 200.000 m³ de etanol por año. Como ya se mencionó antes, por tonelada de maíz se producen 400 litros de etanol (0,4 m³) como producto y como subproductos: 300 Kg de DDGS y 300 Kg de CO₂.

$$\text{Caudal maíz} = \frac{200.000 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}}{0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{tn}_{\text{maíz}}}} = 500.000 \frac{\text{tn}_{\text{maíz}}}{\text{año}}$$

Entonces, para la producción proyectada se deben moler 500.000 toneladas de maíz por año. Considerando que es una planta de producción continua, se proyecta que funcione continuamente 11 meses al año (330 días). Se obtiene que se deben procesar aproximadamente 1.515 toneladas de maíz por día (63 ton/h).

Por lo visto anteriormente, la concentración de almidón inicial óptima es cercana al 20% m/v. Con lo cual, sabiendo que el maíz tiene aproximadamente 70% de almidón, se obtiene una concentración de entrada de maíz de 35% m/v.

Capítulo 2: Análisis de reacción química

$$\text{Conc. entrada maíz} = 20 \frac{\text{tn}_{\text{almidón}}}{100 \text{ m}^3} \cdot \frac{\text{tn}_{\text{maíz}}}{0,7 \text{ tn}_{\text{almidón}}} = 0,28 \frac{\text{tn}_{\text{maíz}}}{\text{m}^3}$$

$$Q = 63 \frac{\text{tn}_{\text{maíz}}}{\text{h}} \frac{\text{m}^3}{0,28 \text{ tn}_{\text{maíz}}} = 220,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Si el tiempo de residencia elegido es de 72 horas, entonces se necesita un volumen de reactor cercano a 15.876 m³.

$$V = \tau \cdot Q = 15.876 \text{ m}^3$$

Se puede decir que el cálculo preliminar del tiempo de residencia indica que si se usara un TAC tendría dimensiones muy grandes. Es otra razón por la cual varios tanques en serie podrían ser una mejor opción, sumado a que según el análisis hecho más arriba, la conversión en tanques en serie sería más beneficiosa.

3 Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones.

3.1 Introducción

En la planta de producción, además de los procesos de reacción, existen pretratamientos y postratamientos, que son tan importantes como las etapas en las que sí hay reacción. Este capítulo se divide en tres ejes: el acondicionamiento de la materia prima, el acondicionamiento de los coproductos y la separación del etanol.

Respecto del acondicionamiento de la materia prima debe definirse el proceso y detallarse las distintas operaciones desde la recepción del grano proveniente del área productiva hasta la obtención granulometría óptima para maximizar la producción de etanol.

Por otro lado, en el acondicionamiento de los coproductos deben estudiarse las operaciones que se deben llevar a cabo con sus respectivas variables operativas.

Por último, es necesario conocer la forma de separación del etanol y el agua, que tiene una complejidad adicional debido a que estos dos componentes forman azeótropo. Hay varias opciones actualmente para la separación de estos componentes, por lo que debe analizarse qué método utilizar y qué implica, con respecto a equipos o solventes, entre otros. Además, se deben conocer las condiciones de operación óptimas de todos los equipos de separación.

3.2 Acondicionamiento de la materia prima.

3.2.1 Molienda seca.

Como se explicó en el Capítulo 1, hay dos tipos de procesos para la producción de etanol a partir de maíz, molienda seca y molienda húmeda. En el caso de la molienda seca, se produce principalmente etanol y DDGS; en cambio, en la molienda húmeda hay otros coproductos de utilidad. En general, las plantas nuevas de producción de etanol son por molienda seca (70% del total), y esto es debido a que los costos de capital son menores que para molienda húmeda. Otra cuestión es que el proceso húmedo es intensivo y tiene más etapas que el proceso seco, ya que al comienzo separa el grano en componentes (almidón, fibra, gluten y germen). Por último, la producción de etanol por molienda seca es de 0,41 litros por kilo de maíz, mientras que por molienda húmeda es de 0,37. Por estas razones es que se decide en este trabajo, utilizar el modelo de molienda seca. ^[37]

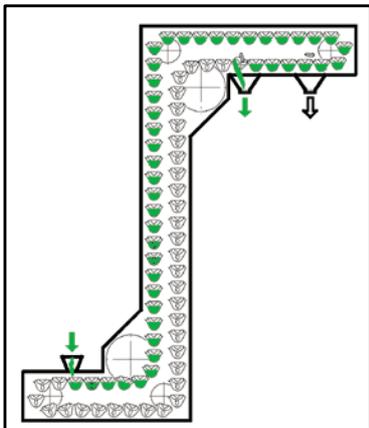
3.2.2 Recepción, almacenamiento e inspección.

Luego de su cosecha, el maíz es transportado desde el área de producción hasta la planta a través de camiones de carga. Esta carga de maíz que se recibe suele tener un contenido de humedad del 15 por ciento o menos, lo que ayuda a prevenir el calentamiento y la actividad del moho microbiano en el grano. Ya en las instalaciones, los camiones descargan los granos a través de rejillas en los pozos de recepción (Figura 3.1) para luego ser transportados a los silos de almacenamiento hasta ser utilizados.



Figura 3.1 - Maíz descargado en los pozos de recepción. [56]

Para cargar los silos se utiliza un elevador de cangilones, el cual eleva el maíz sin impurezas hasta la parte superior de los silos (Figura 3.2). Un elevador de cangilones está diseñado para el transporte vertical de materiales y consiste en una serie de cubos unidos a una correa giratoria continua accionada por un motor. Los cucharones recogen material en la parte inferior del elevador y vacían el mismo material en la parte superior del elevador mediante el movimiento de la correa. Los silos se llenan desde la parte superior y se vacían desde abajo para vaciar continuamente el material más viejo, asegurando así que el maíz descascarado no permanezca en los silos durante períodos de tiempo inaceptablemente largos.



Elevador de cangilones.



Elevador de cangilones y silos.

Figura 3.2 - Transporte vertical del maíz hacia los silos.

Es importante contar con suficiente maíz almacenado disponible para que la producción pueda continuar durante varios días en caso de que se interrumpan las entregas programadas.

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

En cuanto a las condiciones de almacenamientos, los granos deben mantenerse secos para evitar su deterioro, ya que a medida que aumenta la humedad disminuye su calidad debido al desarrollo de microorganismos, ataque de insectos o germinación de los mismos. Por esta razón, las instalaciones de almacenaje tienen que mantenerse a temperaturas y humedad inferior a 15°C y 13% respectivamente. Por otra parte, es necesario realizar pruebas de control de calidad e inspecciones del maíz en los silos para evaluar su calidad y para detectar posibles toxinas fúngicas, tal como la aflatoxina (subproducto del moho).

3.2.3 Limpieza.

La limpieza consiste en la remoción de las impurezas gruesas que trae consigo la materia prima tales como polvo, piedras, cáscaras, palos, arena, etc. El maíz se separa de las cáscaras y otros materiales no deseados durante la cosecha, sin embargo, esto es insuficiente y se debe realizar esta nueva remoción para purificar la materia prima. Dependiendo del grado de calidad del maíz, el porcentaje de impurezas varía entre 1 y 1,5% en peso.

En cuanto a la operación, una corriente de granos de maíz, procedente de los silos a través de cintas transportadoras, pasa a través de una criba de tambor rotatorio (o un sistema de múltiples cribas) que, mediante un tamiz que realiza movimientos circulares de zarandeo, produce la separación de los materiales más pequeños (cáscaras, palos). Luego, se utiliza una clasificadora que separa los objetos en función del peso, eliminando así los materiales más pesados (piedras, vidrio) de la corriente del proceso. En la siguiente etapa, se hace circular esta corriente por una cámara de presión para eliminar la paja, la arena y el polvo. Por último, la corriente de proceso pasa a través de un separador magnético para eliminar así cualquier metal residual que pueda quedar. Todo este proceso es producido de forma continua por una única unidad de operación, tal como se muestra en la Figura 3.3. El producto de esta operación de limpieza es una corriente de proceso seca de maíz apto para ser procesado.



Figura 3.3 - Unidad de limpieza del maíz. [56]

3.2.4 Molienda

En el proceso de molienda seca, todo el grano es procesado y los componentes residuales son separados al final del proceso. El grano de maíz proveniente de la unidad de limpieza debe ser triturado para dejar expuesto el almidón y así aumentar la superficie de contacto con el agua y las enzimas. Para un mayor rendimiento del almidón de maíz en alcohol las partículas deben ser lo más finas posible, pudiéndose obtener una diferencia del 5-10% en el rendimiento entre una harina de maíz fina y una gruesa. Como se observa en la Tabla 3.1, es mayor el rendimiento de etanol si el maíz se muele para que pase por una malla de 5 mm., en comparación con una de 8 mm. [25]

Tabla 3.1 – Rendimiento de etanol del maíz con diferentes tamaños de partícula. [25]

Tamaño de partícula	Rendimiento de etanol (m ³ /ton)
Maíz molido fino, malla de 5 mm	0,395
Maíz molido grueso, malla de 8 mm	0,365

Sin embargo, se debe llegar a un compromiso de tal manera que las partículas no sean tan finas que provoquen inconvenientes en el bombeo, o problemas en el proceso de recuperación de subproductos. Por otra parte, el grado de molienda también tiene una influencia importante en la centrifugación del destilado. Una molienda más fina puede producir más solubles, lo cual repercute en una mayor cantidad de masa en el evaporador.

Tradicionalmente, en la industria de procesamiento de cereales para llevar a cabo esta etapa se utilizan molinos de martillos, los cuales rompen el grano del maíz por medio de la rotación de las puntas del martillo a alta velocidad. Entonces, la fineza del maíz molido está determinada principalmente por el volumen del rotor, la velocidad de la punta del martillo, el número de martillos y el tamaño de la abertura de la malla. [25] Por lo general se implementa un sistema de molinos de martillos con recirculación para llevar a cabo el molido del grano hasta obtener la granulometría óptima del cereal con el objetivo de maximizar la producción de etanol. Este tamaño se encuentra, según la bibliografía disponible en torno a los 0,5 - 2 mm con el que se podrían llegar a obtener unos 0,42 m³ de etanol anhidro por tonelada de maíz procesado. [30]

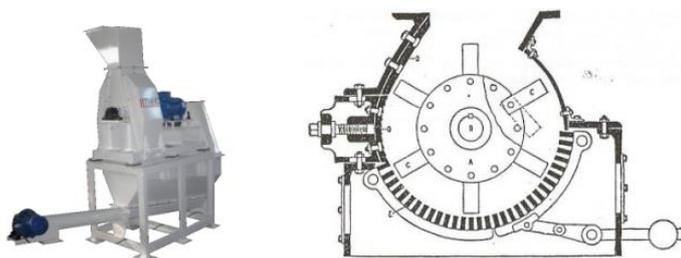


Figura 3.4 - Imagen de un molino de martillos.

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

Debido a que el sistema de molienda cuenta con una eficiencia del 95%, parte de la fracción molida no cumplirá con la especificación requerida. Por lo tanto, Gómez García ^[39] propone utilizar un sistema de molienda que posee un circuito de recirculación para aquella fracción de material molido que no cumple con la especificación deseada. Una vez molido el maíz, será transportado mediante un sistema de transporte neumático hasta un sistema de cribado en el que se deja pasar hacia a la serie de reactores a aquella fracción con un diámetro de partícula inferior al establecido como condición, mientras que aquella fracción que no cumple con la especificación vuelve de nuevo a entrar en el molino para repetir la operación hasta lograr obtener la granulometría deseada. Además propone que el sistema de molienda cuente con un sistema apropiado de captación de polvo. En la Figura 3.5 se muestra el esquema del sistema de molienda propuesto para evitar la formación de nubes de polvo.

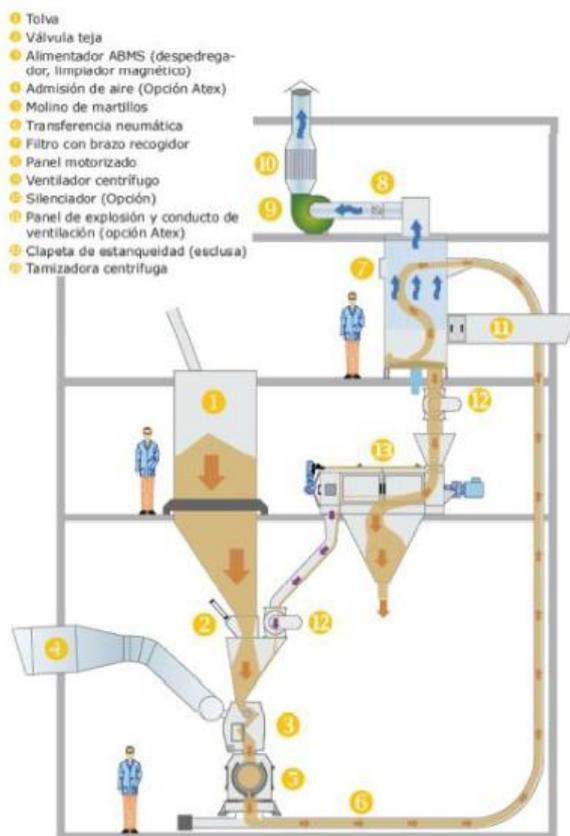


Figura 3.5. Sistema de molienda propuesto por Gómez García ^[39]

Mediante el sistema de molienda propuesto con recirculación de aquella fracción de material que no cumpla con las especificaciones deseadas, a la salida de los molinos se consigue una granulometría del maíz molido entre unas micras y 2,5 mm de diámetro, estando la mayor parte entre 0,5 mm y 2 mm. ^[39]

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

Una vez que el grano ha alcanzado la granulometría requerida, es conducido al sistema de reactores, en el que el grano triturado se mezcla mediante el empleo de un sistema de agitación por palas con agua, y luego con las corrientes de enzimas y de levaduras. Se debe tener en cuenta que la corriente de entrada debe tener un pH cercano a 5 (que se logra con el agregado de ácido sulfúrico) y una temperatura cercana a los 35°C por lo discutido en el capítulo II.

3.2.5 Acondicionamiento de la levadura

La levadura ha de ser humedecida para reactivarse, y su periodo de lag (en el que la población no crece) dura entre 1 y 2 horas. Para ello se utiliza un tanque de acondicionamiento con el objetivo de reducir el lag de la levadura para que fermente rápidamente según se va incorporando al tanque SSF. Alvarez et. Al. [35] recomienda una serie de características claves de dicho tanque para el correcto acondicionamiento de la levadura.

- Grados brix entre 10 y 20°.
- Buena agitación (favorece la aireación, que regula el crecimiento de la levadura).
- Nutriente peptídico.
- Lograr una concentración de 300-500 millones de células/ml antes de mezclar la corriente con la corriente de proceso.
- Bombeo al fermentador.
- Limpieza y esterilización.

Por tanto, para el acondicionamiento de la levadura, se deriva parte de la corriente de maíz con agua hacia el tanque de acondicionamiento, donde se agregan los nutrientes junto con las levaduras. El crecimiento de la levadura se regulará mediante aireación, siendo el aire de propagación purificado por medio de filtros con el fin de proteger el proceso contra la contaminación. La cantidad de nutriente para el acondicionamiento de la levadura se estima en $20/200 = 10\%$ en peso de la cantidad de levadura utilizada. [35]

La corriente de salida del tanque de acondicionamiento se mezcla con la corriente principal de maíz, agua y enzimas para luego ser transportada hacia el reactor SSF.

3.3 Acondicionamiento de los coproductos.

3.3.1 Tratamiento del Anhídrido carbónico.

En primer lugar, es necesario recordar que en este proyecto el objetivo es llevar a cabo la recuperación del 100% del CO₂ generado durante el proceso de fermentación de tal forma que las emisiones de este gas sean nulas. El proceso de producción de etanol a partir de maíz, se lleva a cabo como se ha explicado en el capítulo anterior, mediante un proceso de fermentación anaeróbico, entre cuyos productos de reacción se encuentra el CO₂. La fermentación se lleva a cabo de forma isotérmica a 35°C, por lo que es sencillo analizar el equilibrio de los componentes a esta temperatura. Básicamente se cuenta con una mezcla mayoritaria de agua-etanol donde se forma continuamente dióxido de carbono. Al simular este equilibrio en el simulador UniSim ThermoWorkbench para la temperatura de fermentación, se observa que la solubilidad del dióxido de carbono en la mezcla es

despreciable para las condiciones de operación. Esto se puede visualizar a partir de la Figura 3.6.

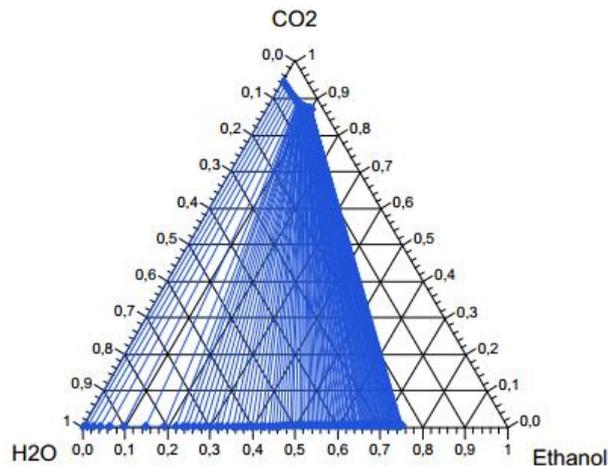


Figura 3.6 - Diagrama de equilibrio ternario para la mezcla agua, etanol y dióxido de carbono a 35°C.

Por lo tanto, el dióxido de carbono se encuentra en fase gaseosa y es venteado fuera del reactor SSF, pero debe notarse que arrastra una pequeña cantidad de etanol, aproximadamente 1% p/p. Por esto, es necesario tratar el dióxido de carbono venteado de la fermentación previamente a ser comprimido. Para ello, Gómez García ^[39] plantea una secuencia de operaciones que se pueden observar en la Figura 3.7 y que se detallan a continuación.

- 1.- **Lavado.** El objetivo de esta etapa es eliminar cualquier impureza que pudiera contener la corriente de CO₂ procedente del tanque de fermentación. En este caso, la corriente procedente del fermentador contiene un 1% en peso de etanol arrastrado. Para conseguir eliminar el etanol de la corriente de CO₂, se procede a realizar un lavado de la corriente a presión atmosférica con agua a temperatura ambiente. La salida de esta operación consta de dos corrientes, una corriente compuesta por etanol y agua y otra que estará compuesta por el CO₂ y algo de agua, en torno al 5%. La corriente de etanol-agua se recircula al fermentador con lo que se consiguen eliminar cualquier tipo de pérdida de etanol mientras que la corriente compuesta por CO₂ húmedo se conduce a la siguiente etapa de proceso de recuperación del CO₂.
- 2.- **Compresión.** Una vez que se han eliminado los restos de etanol de la corriente de CO₂, el CO₂ húmedo requiere ser comprimido para posteriormente ser secado y almacenado en estado líquido en el correspondiente tanque criogénico a 24 bar. Tras la compresión, la temperatura de salida del compresor será elevada, por lo que se dotará de un intercambiador de calor para hacer disminuir la temperatura de la corriente de salida de forma que las siguientes etapas puedan desarrollarse a temperatura cercana a la ambiente.

- 3.- **Eliminación de malos olores.** El CO_2 húmedo procedente de la columna de lavado se hace pasar a través de un lecho de carbón activado en el que se lleva a cabo la eliminación de malos olores ocasionados por gases tales como el SH_2 .
- 4.- **Secado.** El CO_2 húmedo, ya comprimido y sin olores, se introduce en el interior de una columna rellena con desecante al objeto de que la corriente de CO_2 a la salida de la columna de secado tenga un contenido despreciable de humedad.
- 5.- **Almacenamiento.** Una vez que la corriente de CO_2 está limpia y seca, se procede a su almacenamiento en un depósito criogénico presurizado entre 15 y 24 bar diseñado para tal fin. Para ello, es preciso que el gas limpio se introduzca en una planta de licuefacción del gas dotada con un circuito de refrigeración de amoníaco, encargada de proporcionar la potencia frigorífica al tanque de almacenamiento criogénico.

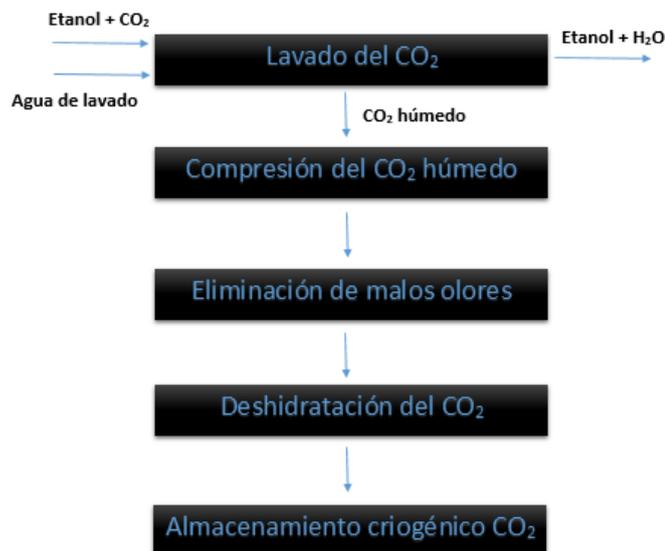


Figura 3.7 - Diagrama de operaciones para la recuperación de CO_2 . [39]

3.3.2 Tratamiento de los granos de destilería secos con solubles (DDGS).

Un subproducto de la producción del bioetanol son los granos de destilería secos con solubles (DDGS, por sus siglas en inglés). A continuación se detallan las operaciones para su obtención.

La vinaza de las columnas de destilación se centrifuga para separar el líquido de los sólidos. Los sólidos gruesos (WDG o wet distillers grains) se componen de los componentes no almidonantes restantes de los granos de maíz (por ejemplo, salvado, gluten) y levadura añadida. La torta húmeda recogida de las columnas de destilación y luego centrifugada

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

contiene aproximadamente un 65 por ciento de humedad. Esta torta húmeda puede ser secada para obtener los granos de destilería secos (DDG o dry distillers grains). Por otro lado, el líquido, conocido como vinaza fina, es agua que contiene de 5 a 10 por ciento de sólidos. La vinaza fina se devuelve al proceso de cocción como agua de reposición o se puede enviar a un evaporador para quitarle humedad y concentrarlo en un jarabe con un contenido de un 25 a un 50 por ciento de sólidos (CDS o condensed distiller solubles). [54,56]

El jarabe (CDS) se mezcla nuevamente en la torta húmeda (WDG), como se muestra en la Figura 3.8, para formar los granos de destilería húmedos con solubles (WDGS o wet distillers grains with solubles), los cuales son un coproducto viable pero con propiedades de flujo deficientes que lo hacen difícil de manejar y de conservar (de hecho, pueden conservarse en buenas condiciones entre una y dos semanas solamente). Como resultado, estos WDGS son secados al 10-12 por ciento de humedad. [56]

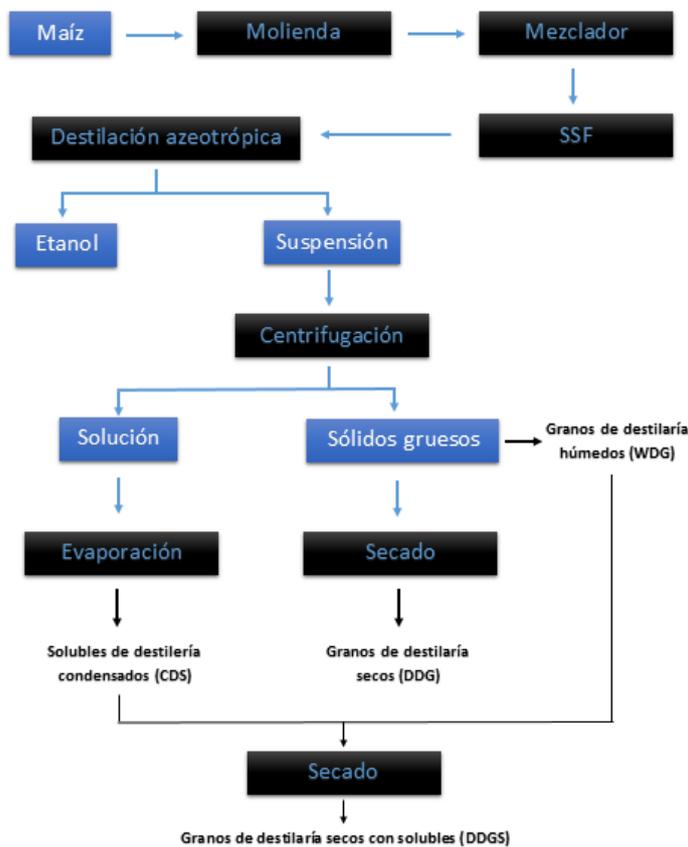


Figura 3.8 - Diagrama de operaciones para la obtención de los DDGS. Fuente: Elaboración propia.

La calidad de los DDGS es fundamental para su posterior comercialización. La variedad de éstos varía en función de su valor nutricional y dependen de las condiciones de

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

los procesos a los cuales han sido expuestos. Particularmente, el secado es la operación relevante para la obtención de DDGS de buena calidad. La temperatura y el tiempo de secado influyen en la calidad de los granos, más específicamente, en su color. Se ha estudiado la relación del color con la calidad del grano, concluyendo que mientras más oscuro sean los DDGS, peor será el crecimiento de los animales. [55] Esto indicó una relación directamente proporcional entre la claridad de los granos de destilería y su calidad. Generalmente, mientras mayor sea la temperatura del secador, y más tiempo permanezcan los DDGS en él, más oscuro será el color. Herrera *et al.* (2010) afirma que, en las plantas de etanol de molienda seca, la temperatura de secado puede variar de 127 a 621°C.

Otro factor a tener en cuenta es la densidad de masa que debe considerarse cuando se determina el volumen de almacenamiento de los vehículos de transporte, barcos, contenedores, tambores, etc. Las partículas con mayor densidad de masa se van al fondo de una carga durante el transporte, mientras que las partículas de menor densidad suben a la superficie de la carga. La densidad afecta los costos de transporte y almacenamiento. Los ingredientes con una densidad de masa baja tienen mayor costo por unidad de peso. [55]

Respecto de los equipos frecuentemente utilizados se destacan dos, los secadores de tambor giratorio y los secadores de anillo, expuestos en la Figura 3.9. Las temperaturas del secador pueden variar considerablemente dependiendo de diversos factores tales como el tipo de secador utilizado, el tiempo de residencia y la velocidad de alimentación de la secadora, y el contenido de humedad objetivo.



Secador de tambor rotatorio.



Secador de anillo.

Figura 3.9 - Equipos habitualmente utilizados para secar los DDGS. [56]

Los DDGS tienen la ventaja de ser manejados y transportados fácilmente pero la operación de secado necesaria hace que sean más costosos de producir. Por lo general, estos productos se envían a los clientes en vagones o camiones en el área de carga de productos de la instalación, tal como se muestra en la Figura 3.10.



Figura 3.10 - Transporte de los DDGS en el área de carga. [56]

3.4 Separación del etanol.

Como se menciona en el capítulo anterior, las reacciones del proceso SSF ocurren en tanques agitados continuos. La corriente de salida de los mismos contiene una mezcla heterogénea de agua, biomasa, etanol y restos de maíz. Por lo tanto, es necesario analizar la viabilidad de las distintas tecnologías para separar el etanol del caldo de fermentación, logrando de esta forma purificarlo.

3.4.1 Tecnologías de deshidratación del etanol.

Destilación

La destilación es la técnica de purificación en la que se utilizan las diferencias de volatilidad de los componentes de una mezcla. Es una de las técnicas de purificación más utilizada en la industria, mediante torres o columnas de destilación. Así, los componentes de menor punto de ebullición se concentran en la fase de vapor (salen por el tope de la columna), y los de mayor, en la fase líquida (salen por el fondo).

En el caso de la mezcla etanol-agua, se puede realizar una destilación convencional para obtener etanol por el tope de la torre, y agua por el fondo. Sin embargo, tiene la desventaja de que el etanol sale con una concentración máxima del 91% al 95% (sin importar la cantidad de columnas usadas en serie), y la industria del bioetanol requiere una pureza superior. Esto se debe a que la mezcla etanol-agua posee un azeótropo, con lo cual

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

termodinámicamente se puede obtener agua pura por el fondo y la mezcla azeotrópica por el tope. Si se modifica la presión del sistema, el azeótropo cambia de posición, pero no desaparece.

En la Figura 3.11 se observan las curvas de equilibrio de la mezcla etanol agua a distintas presiones. Como se puede ver, el azeótropo está prácticamente en el mismo lugar.

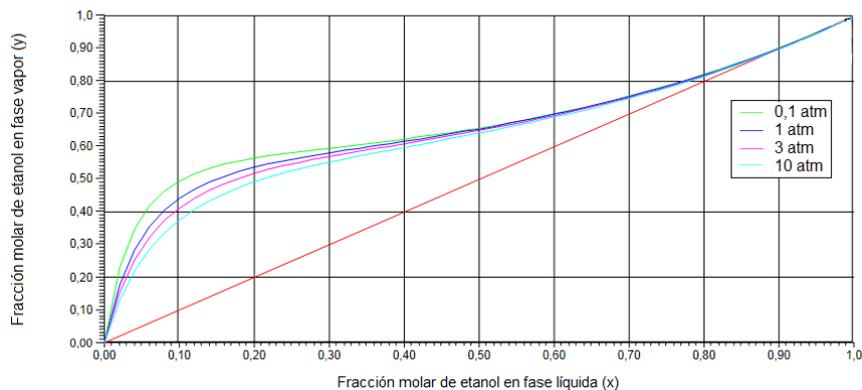


Figura 3.11 – Diagrama de equilibrio líquido-vapor para la mezcla agua-etanol a distintas presiones.

Es importante tener en cuenta que la destilación, que es uno de los métodos más utilizados de separación, conlleva un proceso de vaporización y condensación, lo que implica un gran costo energético. [53]

En general, se utiliza una columna de destilación para obtener una composición de etanol cercana al del azeótropo. Luego, para obtener el bioetanol de alta pureza es necesario, superar el punto azeotrópico, para lo cual existen las siguientes opciones:

- Destilación extractiva. Una de las técnicas usadas en la industria para separar la mezcla azeotrópica etanol-agua es la destilación extractiva, que puede llevarse a cabo con agentes de separación líquidos como glicoles, glicerol, etilenglicol, entre otros. Se lleva a cabo la destilación extractiva obteniéndose etanol anhidro como destilado y se recupera el solvente por destilación para ser recirculado al proceso. Los agentes modifican la volatilidad relativa etanol-agua y permiten así su separación. [39]
- Destilación azeotrópica. Para la deshidratación de la mezcla azeotrópica etanol-agua se pueden utilizar agentes como benceno, pentano, ciclohexano, tolueno y dietil-eter. Estos agentes fueron muy utilizados por la industria en el pasado. Sin embargo, su alto costo de capital, sus altos requerimientos energéticos, su gran sensibilidad a impurezas en la alimentación y la toxicidad de compuestos como el benceno, ha causado su eliminación en las plantas modernas de etanol y su reemplazo en las ya existentes. De hecho, este tipo de sistemas tienen equilibrios líquido-líquido, múltiples estados estacionarios y no son lineales. Además, el etanol obtenido mediante estos métodos contienen trazas del agente utilizado. [39]

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

- Destilación con sales. La destilación extractiva con sales es similar a la destilación extractiva con agentes líquidos. La sal (componente no volátil) es alimentada por la cabeza de la columna (preferiblemente disuelta en la corriente de reflujo), fluye a lo largo de esta y es completamente removida en los fondos, haciéndose más fuerte su efecto en la sección de rectificación que en la de agotamiento. La sal es posteriormente reconcentrada en evaporadores para ser recirculada al proceso. Entre las sales estudiadas para la deshidratación de etanol se encuentran el cloruro de sodio (NaCl), el cloruro de potasio (KCl), el cloruro de calcio (CaCl₂), el yoduro de potasio (KI) y el acetato de potasio. Una de las principales ventajas de esta tecnología es su bajo consumo energético. [39]

Tamices moleculares

Los tamices moleculares son sustancias granulares, duras, esféricas o cilíndricas fabricadas a partir de materiales tales como potasio y aluminosilicatos. Se clasifican de acuerdo al diámetro nominal del poro interno, que provee el acceso al volumen intersticial libre encontrado en la estructura micro cristalina. Para la deshidratación de etanol se utiliza un tamiz Tipo 3Å, lo que significa que el diámetro medio de los caminos intersticiales es de 3Å, esto debido a que la molécula de agua tiene un diámetro medio menor a este valor, mientras que la del etanol es mayor. Además, las moléculas de agua pueden ser adsorbidas sobre la superficie interna de los poros del tamiz. Estas razones son las que hacen útiles los tamices moleculares para la separación de la mezcla etanol-agua. [39]

Este proceso puede realizarse para mezclas etanol-agua tanto en fase vapor como en fase líquida; en esta última se requiere aplicar gas caliente para regenerar el tamiz desplazando al agua de este, sin embargo, el tamiz se deteriora rápidamente (vida media 6 meses) por el choque térmico. La integración de este sistema con la tecnología PSA (absorción por oscilación de presión) consta de dos lechos de deshidratación, mientras uno opera a presión produciendo etanol anhidro, el otro es regenerado con el reciclo de una porción de etanol anhidro sobrecalentado y presiones de vacío; de esta manera el tiempo de vida medio se prolonga a varios años. [39] La adsorción es una técnica de separación que utiliza una gran superficie de adsorbente. Los compuestos simplemente se absorben en el adsorbente dependiendo de sus propiedades físicas y químicas. En general, las partículas más grandes tienden a ser adsorbidas más debido a sus bajas difusividades. Además, los compuestos con una polaridad similar a la superficie adsorbente tienden a adsorberse más. Cuando se considera la purificación de etanol, la superficie no polar y la distribución de poro de amplio alcance son favorables ya que el etanol es un compuesto polar y varios tamaños de partículas podrían estar contenidos en etanol como impurezas. [53]

Pervaporación

La pervaporación es un proceso de separación con membranas aplicado a mezclas líquidas de compuestos miscibles en el que, basado en mecanismos de difusividad, a partir de una corriente de alimentación se obtienen dos corrientes líquidas, cada una de ellas más concentrada en sus componentes que la alimentación inicial.

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

Tiene un bajo costo energético y alta selectividad. Las investigaciones se basan en membranas de ácido poliacrílico, polivinil alcohol, quitosano, poliimida, entre otros. Su principal inconveniente se debe a que tienen propiedades mecánicas débiles y baja estabilidad, que genera decrecimiento en la selectividad. Es por esto que no es común la utilización industrial de este tipo de método. [57]

3.4.2 Criterio de selección del sistema de deshidratación

Considerando las posibilidades para la deshidratación del etanol, y teniendo en cuenta que las más utilizadas son la de tamiz molecular y la destilación extractiva con líquidos iónicos, se decide trabajar con destilación extractiva.

La destilación sustenta su utilización en las altas recuperaciones y altas concentraciones de etanol obtenidas. Tiene la ventaja de que su diseño es relativamente sencillo y es una plataforma fácilmente escalable. Por otra parte, como fue mencionado antes, la destilación se utiliza para obtener el azeótropo, con lo cual, se suma una segunda torre de destilación para la purificación. La desventaja de este método radica en su gasto energético.

Esta elección se fundamenta en parte en el hecho de que no se dispone a priori de datos fehacientes acerca de los costos reales de producción de estas tecnologías y que en la industria actual ambos métodos son muy utilizados.

3.4.3 Selección del modelo termodinámico para el simulador

La destilación extractiva se modela como una serie de etapas, en cada una de las cuales, los flujos de vapor y líquido se ponen en contacto para alcanzar equilibrio termodinámico. Las etapas se representan con balances de masa, energía, fracciones molares y equilibrios de fases, con lo cual se necesitan las entalpías para la fase líquida y vapor, y las constantes de equilibrio. Para ello, es necesario definir un modelo termodinámico para la fase líquida y la fase vapor.

En primer lugar, se considera que la presión de trabajo de las torres de destilación es baja, cercana a la atmosférica, con lo cual se puede utilizar el modelo de gases ideales. Con respecto al modelo para la fase líquida se considera el esquema de elección mostrado en la Figura 3.12. [58] En el caso de la mezcla líquida analizada, se considera que son compuestos polares, no electrolitos, que la presión de trabajo es baja (cercana a la atmosférica), que los coeficientes de actividad binarios se conocen y que hay equilibrios líquido-vapor. Se propone utilizar el modelo NRTL (Non-Random-Two-Liquid) para determinar los coeficientes de actividad de los líquidos en la mezcla.

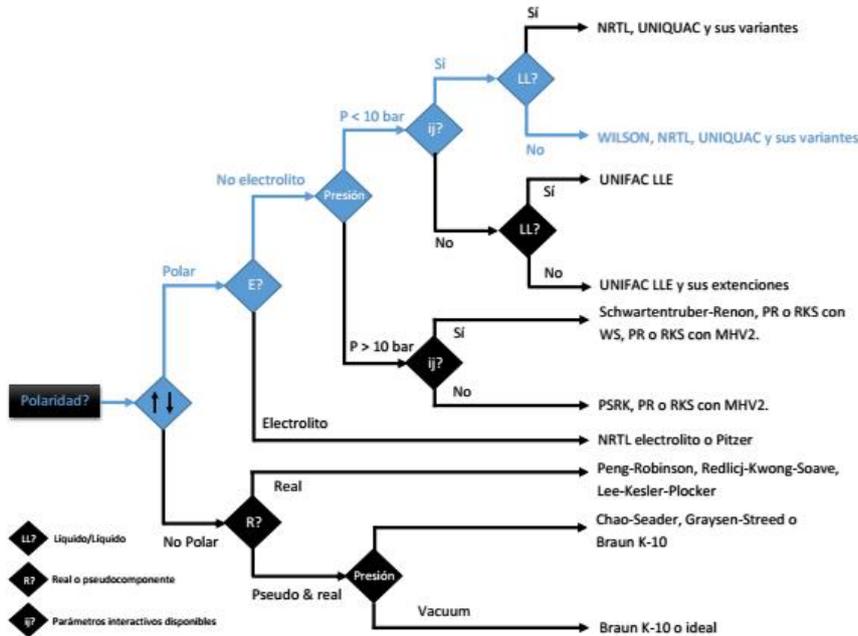


Figura 3.12. Esquema de bloques para determinar el modelo termodinámico.

3.4.4 Elección del solvente para la destilación extractiva

Como se mencionó anteriormente, se va a realizar la separación del etanol mediante la destilación extractiva. La destilación extractiva es una técnica utilizada para separar mezclas binarias azeotrópicas, en la que se adiciona un agente de separación o solvente cuya característica principal es que no presenta la formación de azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla a separar.

El solvente altera de manera conveniente las volatilidades relativas de los componentes de la mezcla. Por tal razón debe ser completamente miscible con la mezcla y tener baja volatilidad, para asegurar su permanencia en la fase líquida. Además, debe garantizar el contacto con la mezcla a lo largo de toda la columna debe tener un punto de ebullición superior al de los componentes a separar y se debe adicionar en una de las etapas cercanas al condensador por encima de la etapa de mezcla azeotrópica. [59]

En la industria se utiliza una gran variedad de solventes para llevar a cabo la destilación extractiva, entre los cuales se destacan el glicerol, etilenglicol, CHCl_3 /urea, imidazol. Estos dos últimos compuestos están en proceso de investigación en la aplicación como solventes, siendo sus volúmenes de venta pequeños, de poca disponibilidad y difícil acceso. Por lo tanto el análisis de elección se centra en el etilenglicol y el glicerol.

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

- Glicerol. El glicerol o glicerina es un alcohol con tres grupos hidroxilos. Se presenta en forma de líquido a una temperatura ambiente de 25 ° C y es higroscópico e incoloro. Posee un coeficiente de viscosidad alto. Se genera en grandes cantidades como sub-producto del proceso de fabricación de biodiésel. Se trata de un compuesto que no es tóxico ni irritante, es biodegradable y reciclable y presenta una serie de propiedades físicas y químicas que pueden convertirlo en un disolvente alternativo a los disolventes orgánicos convencionales. Se caracteriza por su alto punto de ebullición, escasa presión de vapor, elevada capacidad para disolver compuestos orgánicos e inorgánicos, y estabilidad en condiciones normales de presión y temperatura.
- Etilenglicol. El etilenglicol es un compuesto químico que pertenece al grupo de los dioles. Es un líquido transparente, incoloro, ligeramente espeso. Por estas características organolépticas se suelen utilizar distintos colorantes para reconocerlo y así disminuir las intoxicaciones por accidente. A temperatura ambiente es poco volátil, pero puede existir en el aire en forma de vapor. Se utiliza principalmente como anticongelante en los circuitos de refrigeración de motores de combustión interna, como difusor del calor, mezclado con agua para los procedimientos de deshielo y antihielo de los aviones comerciales, para fabricar compuestos de poliéster, y como disolvente en la industria de la pintura y el plástico.

Análisis de separación de la mezcla agua-etanol-solvente

Habiendo definido el modelo termodinámico, se utiliza el UniSim ThermoWorkbench para, con los modelos termodinámicos antes mencionados, obtener diagramas ternarios a presión atmosférica y para distintas temperaturas.

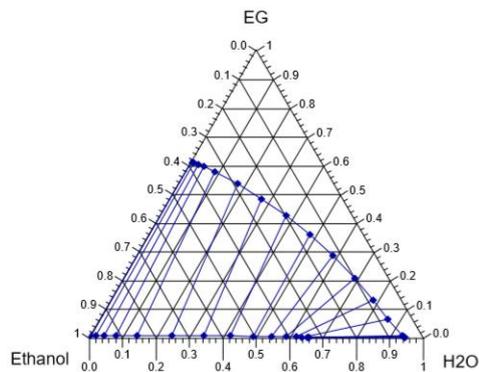


Figura 3.13 - Diagrama ternario con el Etilenglicol como solvente a 90°C.

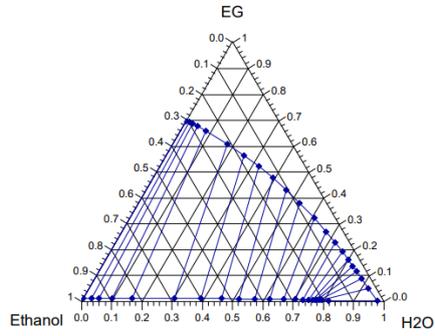


Figura 3.14 - Diagrama ternario con el Etilenglicol como solvente a 95°C.

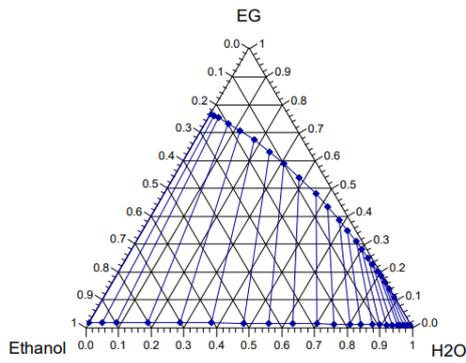


Figura 3.15 - Diagrama ternario con el Etilenglicol como solvente a 101°C

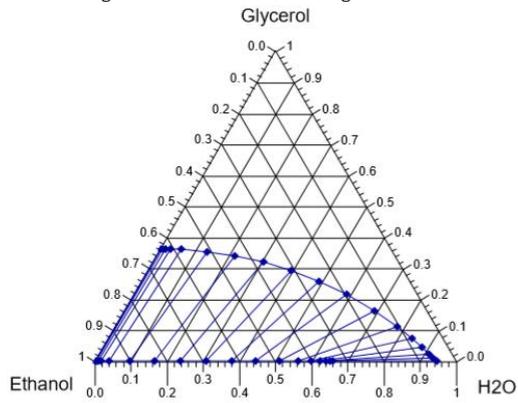


Figura 3.16 - Diagrama ternario con el Glicerol como solvente a 90°C.

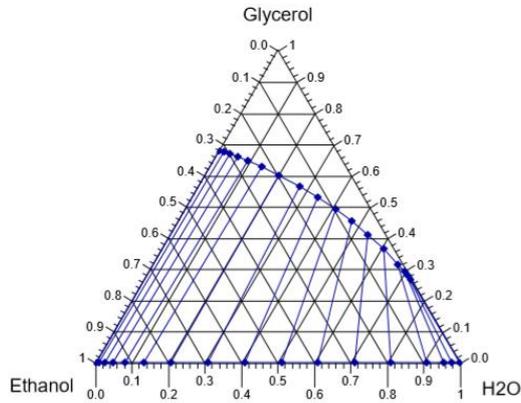


Figura 3.17- Diagrama ternario con el Glicerol como solvente a 110°C.

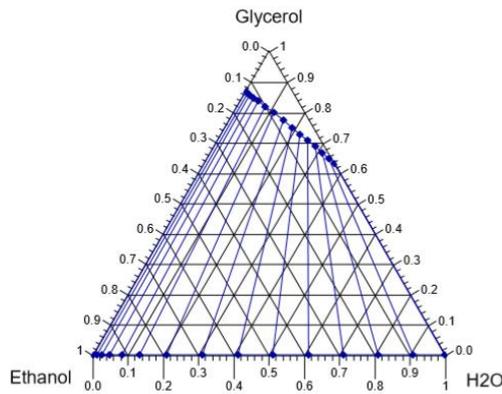


Figura 3.18 - Diagrama ternario con el Glicerol como solvente a 140°C.

En las Figuras 3.13 a 3.18 se observa que los compuestos analizados pueden ser utilizados como agentes de separación, evidenciado por la formación de un equilibrio de fases líquido-vapor, en el cual se puede llegar a etanol puro si se utilizan etapas infinitas. Comparando el glicerol con el etilenglicol, se puede decir que el rango de temperatura de operación con el glicerol es mayor.

Para el glicerol, las temperaturas seleccionadas para el análisis de separación son de entre 90 y 140 °C. Esto se debe a que a temperaturas menores del rango elegido, la separación no puede realizarse o se ve desfavorecida, ya que el número de etapas a utilizar es mucho mayor (el área de la curva de equilibrio es menor). Por otro lado, al aumentar la temperatura por encima del rango mencionado, el equilibrio no varía significativamente o se logran efectos adversos a los buscados, es decir la máxima fracción molar del etanol en la fase vapor del equilibrio disminuye.

Capítulo 3: Análisis de pre/pos tratamientos y separaciones

Para el etilenglicol, las temperaturas seleccionadas van entre 90 y 101°C, debido a que a mayor temperatura, el equilibrio no permite obtener etanol puro.

Con respecto a la relación alimentación solvente óptima, varias fuentes bibliográficas indican distintas relaciones. Segovia Hernández *et. al.* [60] encuentra una relación óptima de caudal de glicerol y caudal de entrada de 0,87, mientras que, para el mismo solvente, Guerra *et. al.* [61] y Uyazan *et. al.* [59] afirman que dicha relación es 0,4 y 0,79 respectivamente. Con lo cual, debido a la disparidad en los valores óptimos de S/F, y teniendo en cuenta que ocurre un hecho similar utilizando etilenglicol, el análisis de esta variable se realizará con detalle en capítulos posteriores y no será tenido en cuenta para la elección del solvente.

Ahora bien, otro factor importante a tener en cuenta en la elección del solvente es su costo. En la Tabla 3.2 se muestran los precios de cada compuesto.

Tabla 3.2 – Precio del etilenglicol y glicerol por litro. [63][64]

Compuesto	Precio (USD/L)
Etilenglicol	2,08
Glicerol	0,68

Comentado [S2]: CAMBIAR AL VALOR DE LA ENTREGA 9

Por lo tanto, teniendo en cuenta que el precio del glicerol es menor que el del etilenglicol, y que puede usarse en un mayor rango de temperaturas, no tiene riesgos toxicológicos y es de fácil disponibilidad en Argentina debido a que es un sub-producto de la producción de biodiesel, se selecciona al glicerol como solvente a utilizar en la deshidratación del etanol por destilación extractiva.

Uyazán *et. al.* [59] estudió el comportamiento de la mezcla azeotrópica con el agregado de glicerol mediante el simulador Aspen Split de Aspen Tech (con NRTL -Gas ideal como modelo termodinámico) y lo comparó con datos experimentales. En la Figura 3.19 se observan los resultados obtenidos por Uyazán y se puede notar que el equilibrio de fases no presenta azeótropo. Esta es otra manera de visualizar el efecto del agregado de glicerol a la mezcla azeotrópica.

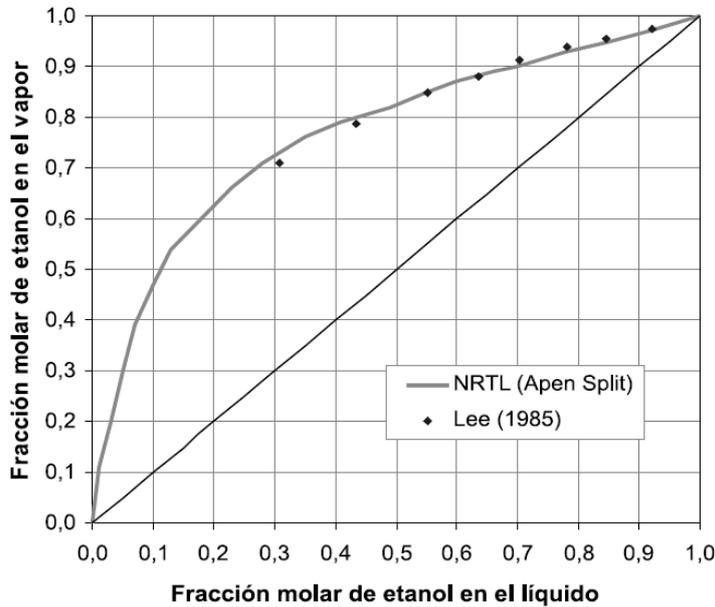


Figura 3.19 - Diagrama de equilibrio líquido vapor para la mezcla agua-etanol, con la presencia de glicerol como agente de extracción. Fuente: Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol. [59]

3.4.5 Diseño preliminar del sistema de deshidratación del etanol

Se propone un sistema de destilación compuesto por tres columnas de destilación. La primera, para la destilación de la corriente de salida del reactor, obteniéndose una corriente de composición cercana a la azeotrópica por el tope y vinaza libre de etanol por el fondo. La segunda columna de destilación, para llevar a cabo la destilación extractiva; y una tercera columna para la recuperación del solvente, donde su alimentación es la corriente de fondo del destilador extractivo. La primera y la segunda columna se operan a presión atmosférica. Sin embargo, la columna de recuperación del solvente se debe operar al vacío, debido a que el glicerol se descompone si supera los 280°C, para formar acroelina, un gas de alta toxicidad. [64] En general, se toma un margen de temperatura importante para asegurar que no se forma este gas, con lo cual, la columna se debe operar a 20 o 30 KPa. Al operar en vacío, la temperatura de ebullición del glicerol es menor que su temperatura de descomposición (menor a 250°C). A continuación se muestra en la Figura 3.20 el equilibrio líquido-vapor de la mezcla glicerol-agua para 20 KPa en comparación con la misma a presión atmosférica.

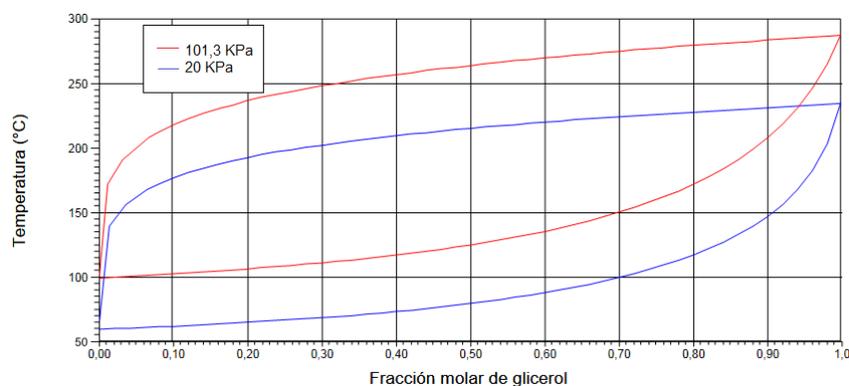


Figura 3.20 - Diagrama de equilibrio líquido vapor para la mezcla glicerol-agua.

El análisis riguroso de geometría y dimensiones de las columnas, número de etapas, de condiciones de proceso y de alimentación y la cantidad de solvente a utilizar, se verá en capítulos posteriores.

3.4.6 Desnaturalización del etanol

Según la Resolución N° 1.295 de fecha 13 de noviembre del 2008 de la Secretaría de Energía del Ministerio de Planificación, Inversión Pública y Servicios, el bioetanol deberá ser desnaturalizado para su comercialización con Benzoato de Denatonio en una proporción de cuarenta partes por millón (40 ppm) o con Nafta en proporción de uno coma cinco por ciento (1,5% v/v) en volumen. [65]

Por lo tanto, el alcohol se extrae deshidratado (99,5%) de la segunda columna de destilación en forma de vapor y se condensa para luego ser almacenado en tanques de almacenamiento de producto. La cantidad de condensadores necesarios se determina una vez que se definan las corrientes de proceso con las simulaciones en los próximos capítulos. El desnaturalizante se le adiciona al producto en los mismos tanques de almacenamiento y, dado que la cantidad de desnaturalizante es importante, se debe contar en las instalaciones con un tanque de desnaturalizante para evitar así posibles demoras en el envío del producto a los clientes.

4 Diagramas de flujos y balances globales de la planta

4.1 Introducción

En toda planta industrial es necesario considerar las distintas pérdidas asociadas al proceso productivo. Para ello, se debe determinar la Efectividad Global de Producción, que relaciona la producción real con la nominal, ésta última especificada en el Capítulo 2 (200.000 m³/año).

Por otro lado, antes de realizar el diseño del proceso productivo en capítulos posteriores, se deben considerar los diagramas de flujos y balances globales de la planta. En este capítulo se estiman los flujos máxicos de las corrientes de la planta de producción, a partir de la producción nominal, y los balances de masa para cada sector de la planta. Además, se presentan los resultados de sistema de reactores, sistema de separación y de los módulos auxiliares, en base a las simulaciones de los mismos, las cuales se detallan en capítulos posteriores.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

4.2 Diagrama general

La planta de bioetanol de este proyecto se diseña para una producción continua de 200.000 m³/año. Se elige, como es común en este tipo de industria, 330 de trabajo al año por 24 horas, para contemplar paradas de planta para limpieza y mantenimiento.

A continuación, se presenta en la Figura 4.1 un esquema general en el que se puede observar claramente el sentido de los flujos de las corrientes.

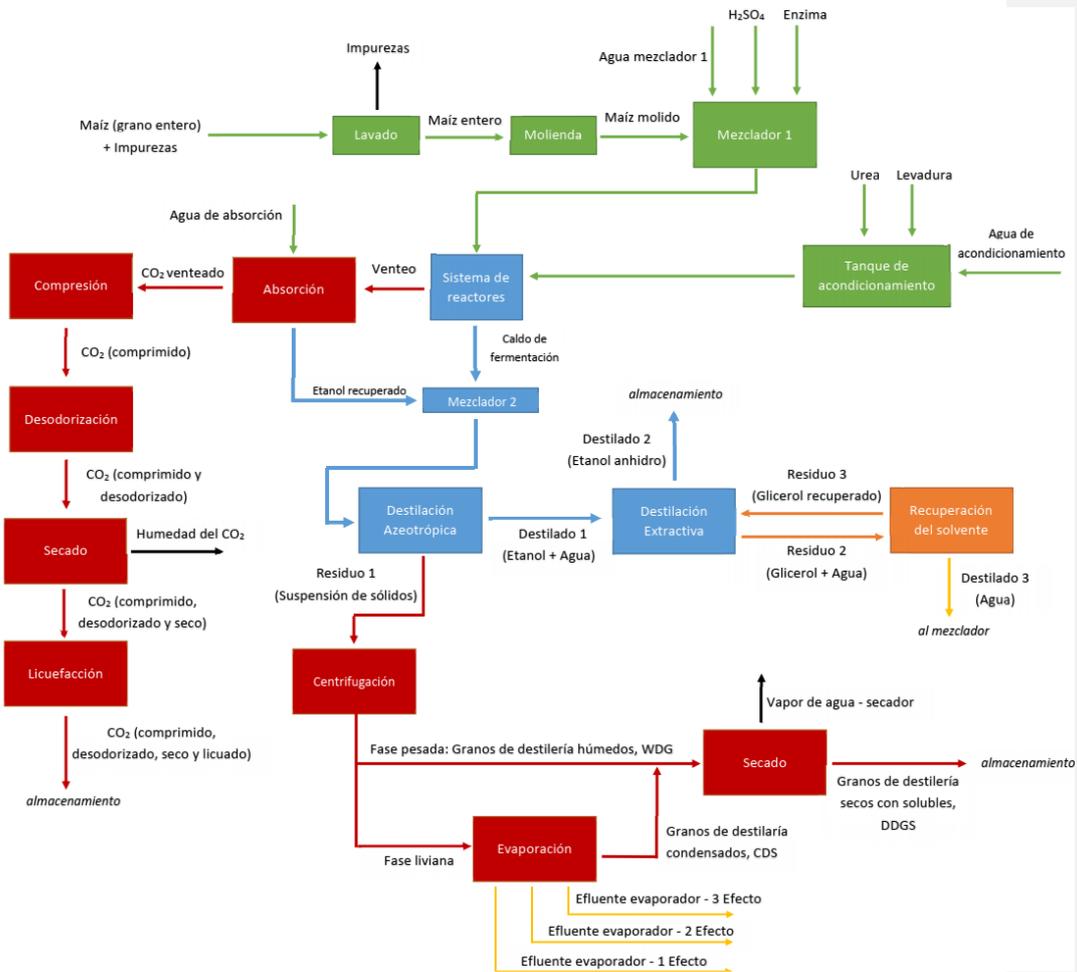


Figura 4.1 – Diagrama general de la planta.

4.3 Efectividad del proceso

En la industria actual es imprescindible contar con una herramienta para determinar en relación al producto generado o servicio ofrecido, el rendimiento obtenido de los equipos durante el proceso productivo, la afectación positiva o negativa a la disponibilidad de los equipos, entidades o elementos que intervienen en el proceso y finalmente evaluar el nivel de satisfacción del cliente mediante la calidad del proceso. Para gestionar estas tres necesidades de forma simultánea, se ha diseñado un indicador denominado Efectividad General de Proceso (EGP) u OEE (Overall Equipment Effectiveness), constituido mediante la multiplicación porcentual de los elementos fundamentales en la producción industrial (disponibilidad de planta, producto conforme y calidad de proceso).

La efectividad de un proceso involucra la eficiencia y la eficacia del mismo, es decir, el logro de los resultados en el tiempo y con los costos más razonables posibles. La EGP se define como la relación entre la producción real y la capacidad de producción nominal. Este indicador trasciende las fronteras entre sectores productivos, permitiendo realizar la comparación entre diversos tipos de industrias. Se puede dividir en tres aspectos:

- Disponibilidad: Se refiere a las horas de trabajo de la planta respecto de las horas disponibles. Esto incluye las paradas de planta imprevistas, y los factores externos, como cortes de energía, entre otros. Cabe destacar que este factor no considera el hecho de que la producción se planifica para 330 días al año, lo que equivale a 7.920 horas anuales^[149]. Se suele considerar un porcentaje de 95%.

- Producto conforme: Relaciona el producto producido con la especificación deseada respecto del producto total producido. Los factores que lo afectan son la calidad de las materias primas, desvíos en procesos, fallas en equipos, fallas en sistemas de control, disminución en velocidad de procesamiento, entre otros. Para esta planta se considera un porcentaje de producto conforme de 99%.

- Performance: producción instantánea en relación a producción estándar. Esto se ve afectado por la disponibilidad de materia prima, capacitación, fallas en equipos, desvíos, limitaciones externas, entre otros. Depende de la madurez del proceso y de la planta en particular. En este caso, se toma un valor de 85%.

Por lo tanto:

$$\text{EGP} = \text{Disponibilidad} \cdot \text{Desempeño} \cdot \text{Producto conforme}$$

$$\text{EGP} = 0,95 \cdot 0,99 \cdot 0,85 = 0,80$$

Se obtiene que la Efectividad Global de Proceso es de 80%, lo que indica que la planta tiene una calificación aceptable, pero que se debe aplicar un proceso de mejora para aumentar el porcentaje de efectividad.

En general la industria cervecera, que podría compararse por el tipo de proceso con la industria del bioetanol, tiene un porcentaje de efectividad de 88% aproximadamente. ^[68] Sin

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

embargo, si se considera que este es un proyecto para una planta de producción nueva, es coherente que la efectividad obtenida sea menor.

A partir de la producción nominal definida como 200.000 m³/año, y considerando los factores mencionados antes que afectan la producción real de una planta, se puede obtener la producción instantánea. La producción instantánea es la requerida para obtener la producción nominal anual planificada, considerando imprevistos en la operación de la planta.

$$Q_{\text{Instantánea anual}} = \frac{200.000 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}}{0,80} = 250.000 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}$$

Por lo tanto, considerando 330 días de trabajo efectivo por 24 horas, se puede obtener el caudal de producción por hora.

$$Q_{\text{Instantánea}} = \frac{250.000 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}}{330 \frac{\text{días de trabajo}}{\text{año}} \cdot 24 \frac{\text{hs}}{\text{día}}} = 31,6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Se obtiene que la producción instantánea de etanol, para la producción deseada anual, es de 31,6 m³/h.

4.4 Pureza de producto.

Según lo visto en el Capítulo 1, la legislación argentina indica que el etanol puede tener una densidad máxima de 0,7915 g/mL (a 20°C), como mínimo una pureza de 99% en volumen, y un contenido de agua máximo de 0,6% en volumen. A partir de esto, 100 mL de producto final puede tener una masa máxima de 79,15 g y 0,6 mL de agua. Es decir, que como máximo, puede haber 0,5988 g de agua (densidad del agua a 20°C = 0,998 g/mL).

De esta forma, se obtiene que la concentración máxima de agua en el etanol es de 0,756% en peso. Se puede decir entonces, que el requerimiento indica una pureza de etanol (respecto del agua) de 99,244%.

A partir de lo anterior, se asume una pureza de 99,3% en peso, como requerimiento mínimo para el producto. Luego, con la densidad máxima, se obtiene el caudal másico de etanol a producir.

$$W_{\text{Etanol}} = Q_{\text{Etanol}} \cdot \rho_{\text{Etanol}} = 31,566 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 791,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 24.984,5 \frac{\text{kg}_{\text{Etanol}}}{\text{h}}$$

Este caudal másico fue utilizado como un requerimiento inicial para hacer los balances de masa de la planta.

Sin embargo, en este capítulo se muestran los balances de masa finales, que fueron obtenidos a lo largo del proyecto y cuyas etapas se explican más detalladamente en capítulos posteriores. Es decir, que los valores finales obtenidos de etanol, son similares pero no idénticos al requerimiento antes especificado. Esto es debido a que, como se describe más adelante, la pureza en la separación fue bastante superior a la requerida por la legislación.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

Debido a esto, los balances mostrados en este capítulo son diseñados considerando una producción de etanol puro (es decir, el generado por reacción, no de producto final) de 24.734,3 kg/h.

4.5 Lavado y molienda.

En esta parte del proceso se trabaja con el maíz, que como se ha dicho antes, contiene un porcentaje de 1% en peso de impurezas, las cuales se separan en el lavado. Entonces, el maíz limpio pasa por la molienda, en la cual se asume que no hay pérdidas de masa. Luego, todo el caudal de maíz molido ingresa al mezclador.

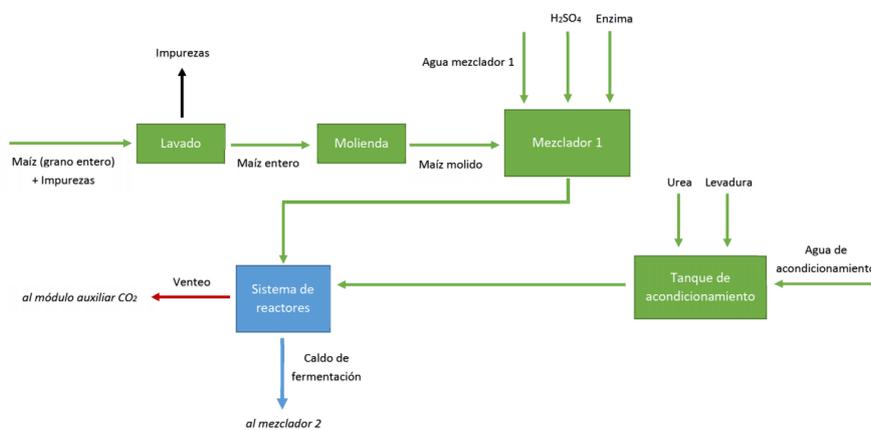


Figura 4.2 – Diagrama de las etapas de lavado y molienda.

Para calcular las corrientes de maíz y agua necesarias se tiene en cuenta, por lo visto en el Capítulo 2, que la concentración óptima de almidón a la entrada del reactor es de aproximadamente 25% en peso, recordando que la concentración de almidón en el maíz es de alrededor de 72% en peso en base seca.

El etanol generado utilizado en el diseño, que sale del sistema de reactores en el mosto es de:

$$W_{\text{Etanol en Solución}} = 24.494,3 \frac{\text{kg}_{\text{Etanol en Solución}}}{\text{h}}$$

A partir del análisis de la cinética elegida, se sabe que cada 202,3 kg_{Almidón} se producen 85,073 kg_{Etanol} en solución, por lo tanto, se obtiene lo siguiente:

$$W_{\text{Almidón}} = \frac{W_{\text{Etanol en Solución}} \cdot 202,3 \text{ kg}_{\text{Almidón}}}{85,073 \text{ kg}_{\text{Etanol}}} = 58.246,4 \frac{\text{kg}_{\text{Almidón}}}{\text{h}}$$

Luego, el caudal de maíz, sin tener en cuenta la humedad propia se considera:

$$W_{\text{Maíz Seco}} = 81.551,3 \frac{\text{kg}_{\text{Maíz Seco}}}{\text{h}}$$

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

Además, se estima que el 15% del maíz es agua, con lo que se puede calcular el caudal de maíz real a utilizar que entra al mezclador 1 y el caudal de agua que ingresa como parte del maíz.

$$W_{\text{Maíz}} = \frac{W_{\text{Maíz Seco}}}{0,85} = 95.942,7 \frac{\text{kg}_{\text{Maíz}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Humedad Maíz}} = W_{\text{Maíz}} \cdot 0,15 = 14.391,4 \frac{\text{kg}_{\text{Humedad Maíz}}}{\text{h}}$$

Luego, se obtiene la cantidad de maíz necesaria de ingreso a la planta y la cantidad de impurezas que son separadas en la etapa de lavado.

$$W_{\text{Maíz Sucio}} = \frac{W_{\text{Maíz}}}{0,99} = 96.911,8 \frac{\text{kg}_{\text{Maíz Sucio}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Impurezas}} = W_{\text{Maíz Sucio}} \cdot 0,01 = 969,1 \frac{\text{kg}_{\text{Impurezas}}}{\text{h}}$$

4.6 Tanque de acondicionamiento

Las levaduras más utilizadas en los procesos de fermentación comercial son las levaduras secas activas, que deben hidratarse antes de ser agregadas al fermentador. Como fue mencionado anteriormente, las levaduras necesitan otros nutrientes además de glucosa, para su crecimiento. El nitrógeno es el nutriente que, si no se agrega para la fermentación puede limitar considerablemente la producción de etanol. La fuente de nitrógeno elegida para este proceso, es la urea.

La homogeneización del agua con la levadura se realiza en un tanque de acondicionamiento como se observa en la Figura 4.3, donde también se agrega el nitrógeno necesario como nutriente para el crecimiento de las levaduras. Es decir que en esta etapa, se acondicionan los microorganismos.

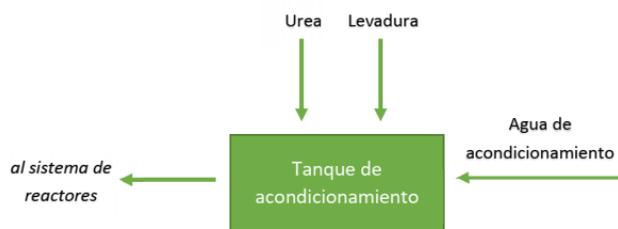


Figura 4.3 - Diagrama del tanque de acondicionamiento.

Comentado [L3]: creo que esta figura no existe

Para el cálculo de la cantidad de levadura y enzima, se tiene en cuenta la reacción y se considera que se necesitan 0,5 g levadura por litro de solución y 2,05 mL de enzima por kilogramo de maíz. ^[38] Por otro lado, la urea utilizada para el crecimiento de la levadura, se calcula como el 10% en peso de la cantidad de levadura. ^[35,39]

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

$$W_{\text{Levadura}} = 0,5 \frac{\text{kgLevadura}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1}{202,3 \frac{\text{kgAlmidón}}{\text{m}^3}} \cdot W_{\text{Almidón}} = 144,0 \frac{\text{kgLevadura}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Urea}} = 0,1 \cdot W_{\text{Levadura}} = 14,4 \frac{\text{kgUrea}}{\text{h}}$$

La bibliografía consultada determina una cantidad de agua necesaria para rehidratar la levadura de 10 veces el peso de la misma.

$$W_{\text{Agua de Acondicionamiento}} = W_{\text{Levadura}} \cdot 10 = 1440,0 \frac{\text{kgAgua}}{\text{h}}$$

A continuación, en la Tabla 4.1, se resumen las corrientes de entrada y salida al tanque de acondicionamiento.

Tabla 4.1 – Corrientes del tanque de acondicionamiento.

W Tanque de acondicionamiento	1.598,4	kg/h
W Agua de acondicionamiento	1444,0	kg/h
W Levadura	144,0	kg/h
W Urea	14,4	kg/h

4.7 Mezclador 1

El mezclador 1, como se observa en la Figura 4.4, tiene la función de mezclar la corriente de maíz molido, las enzimas GSHE y el agua correspondiente, además de ácido sulfúrico para ajustar el pH a 5. El ácido sulfúrico necesario para llegar al pH requerido se calcula como el 1% en peso de etanol producido. [39]

La cantidad de enzima GSHE requerida es de $2,05 \text{ mL}_{\text{Enzima}}/\text{kg}_{\text{Almidón}}$ y sabiendo que su densidad es de $1,145 \text{ g}_{\text{Enzima}}/\text{mL}_{\text{Enzima}}$, se calcula el caudal másico. [73]

$$W_{\text{Enzima}} = 2,05 \frac{\text{mL}_{\text{Enzima}}}{\text{kg}_{\text{Almidón}}} \cdot 1,145 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}_{\text{Enzima}}}{\text{mL}_{\text{Enzima}}} \cdot W_{\text{Almidón}} = 136,7 \frac{\text{kg}_{\text{Enzima}}}{\text{h}}$$

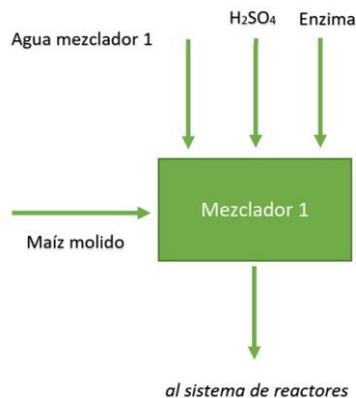


Figura 4.4 – Diagrama del mezclador.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

Es importante tener en cuenta que se considera que la reacción solo ocurre en el reactor, es decir, que tanto en el mezclador, como en las cañerías no hay reacción.

Se calcula el caudal másico de ácido sulfúrico.

$$W_{\text{Ácido Sulfúrico}} = 0,01 \cdot W_{\text{Etanol producido}} = 247,3 \frac{\text{kg Ácido Sulfúrico}}{\text{h}}$$

Sabiendo que a la entrada del sistema de reactores cerca del 25% w/w corresponde al almidón, puede calcularse el caudal de entrada al sistema de reactores.

$$W_{\text{Reactores}} = 228.703,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Por lo tanto el agua total de entrada a los fermentadores está dado por:

$$W_{\text{Agua total}} = W_{\text{Mezclador 1}} - W_{\text{Ácido Sulfúrico}} - W_{\text{Urea}} - W_{\text{Enzima}} - W_{\text{Levadura}} - W_{\text{Maíz Seco}}$$

$$W_{\text{Agua total}} = 146.609,1 \frac{\text{kg Agua}}{\text{h}}$$

Y debido a que el caudal de agua total es aquel que se encuentra formado por el agua de acondicionamiento más el agua requerida en el reactor o agua de mezcla, entonces,

$$W_{\text{Agua Mezclador 1}} = W_{\text{Agua total}} - W_{\text{Agua de Acondicionamiento}} - W_{\text{Humedad Maíz}}$$

$$W_{\text{Agua Mezclador 1}} = 130.778,1 \frac{\text{kg Agua}}{\text{h}}$$

A continuación, en la Tabla 4.2, se resumen las corrientes de entrada y salida al mezclador 1.

Tabla 4.2 - Corrientes del mezclador 1.

W Mezclador 1	227.104,8	kg/h
W Agua mezclador 1	130.778,1	kg/h
W Maíz	95.942,7	kg/h
W Ácido Sulfúrico	247,3	kg/h
W Enzimas	136,7	kg/h

4.8 Sistema de reactores

4.8.1 Reacción principal

Las corrientes de salida del tanque de acondicionamiento y mezclador ingresan al sistema de reactores, como se observa en la Figura 4.5, donde ocurre la reacción bioquímica. Luego, en esta etapa hay dos flujos de salida, uno en fase gaseosa y uno en fase líquida.

Conociendo la concentración de entrada de almidón óptima (202,3 kg maíz/m³) y de levadura (0,5 kg levadura/m³) y enzimas, se obtienen las concentraciones de salida de etanol (85,073 kg etanol/m³, cerca de 11% en volumen), de almidón residual (28,787 kg almidón/m³) y de levadura (14,050 kg levadura/m³). Estos datos se obtienen a partir de un balance de masa para cinco reactores continuos en serie (se puede ver con más detalle en el Capítulo 5), considerando la cinética descrita en el Capítulo 2.

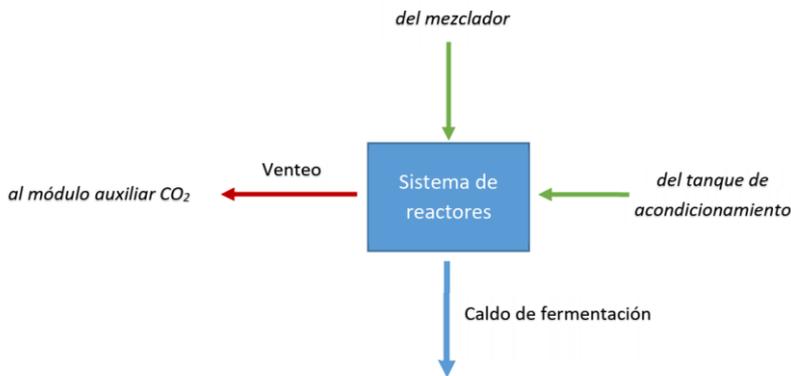


Figura 4.5 - Diagrama del sistema de reactores.

El maíz, como fue mencionado en capítulos anteriores, se plantea con un porcentaje de almidón cercano al 70% en peso, un 16,2% de insolubles (fibra, aceite, minerales, otros), y el resto de solubles que incluyen proteínas y glucosa (todos porcentajes en base seca). Entonces, se calcula la masa de insolubles, corriente que no varía su masa entre la entrada y salida.

$$W_{\text{Insoluble}} = 0,162 \cdot W_{\text{Maíz Seco}} = 13.228,1 \frac{\text{kg}_{\text{insoluble}}}{\text{h}}$$

Para el balance de masa en el reactor, cabe destacar que se considera que la cantidad de enzimas que entran al reactor y salen del mismo son iguales, es decir, que luego de su participación en la reacción como catalizadores, salen en la corriente de salida. La corriente de agua y de ácido sulfúrico que entra también se considera igual a la que sale. Por otra parte, no se tiene en cuenta una corriente de urea a la salida (debido a que la mayoría reacciona).

Se define biomasa residual como la levadura a la salida del reactor sumado al almidón que no reacciona. Entonces,

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

$$W_{\text{Almidón residual}} = W_{\text{Etanol en solución}} \cdot \frac{28,787 \frac{\text{kg Almidón}}{\text{m}^3}}{85,073 \frac{\text{kg Etanol}}{\text{m}^3}} = 8.288,4 \frac{\text{kg Almidón}}{\text{h}}$$

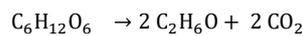
$$W_{\text{Levadura a la salida}} = 14,050 \frac{\text{kg Levadura}}{\text{m}^3} \cdot \frac{W_{\text{Etanol producido}}}{85,073 \frac{\text{kg Etanol}}{\text{m}^3}} = 4045,4 \frac{\text{kg Levadura}}{\text{h}}$$

Entonces,

$$W_{\text{Biomasa residual}} = W_{\text{Almidón residual}} + W_{\text{Levadura a la salida}} = 12.333,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Cabe destacar, que la cinética propuesta en reactores considera aproximadamente un 85% de conversión del almidón.

Por último, se calcula la cantidad de dióxido de carbono a partir de la estequiometría de reacción.



$$W_{\text{CO}_2} = W_{\text{Etanol producido}} \cdot \frac{PM_{\text{CO}_2}}{PM_{\text{Etanol}}} = 23.658,9 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{h}}$$

4.8.2 Reacciones secundarias

Durante la fermentación, ocurren reacciones secundarias, en las cuales se forman productos como glicerol, etanol, ácido succínico, ácido láctico, ácido acético y oxígeno.

Conociendo la fracción de glucosa que se convierte en los distintos productos de reacción, así como también las reacciones secundarias que se producen, se pueden calcular los caudales de productos secundarios. Las reacciones secundarias que ocurren son las siguientes:

- Glucosa + 2 Agua \rightarrow 2 Glicerol + Oxígeno
 $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2 \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + \text{O}_2$
- Glucosa + 2 Dióxido de carbono \rightarrow 2 Ácido succinico + Oxígeno
 $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{CO}_2 \rightarrow 2 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + \text{O}_2$
- Glucosa \rightarrow 3 Ácido acético
 $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 3 \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$
- Glucosa \rightarrow 2 Ácido láctico
 $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

A continuación se muestra la fracción de glucosa que se convierte en cada producto en el fermentador.

Tabla 4.3 - Porcentajes de glucosa que se convierte en producto (α).

Producto	α
Etanol	92,00 %
Glicerol	3,40 %
Ácido succínico	1,00 %
Ácido láctico	0,20 %
Ácido acético	0,24 %

Entonces, se calculan los caudales máxicos de cada producto secundario.

$$W_{\text{Glicerol}} = W_{\text{Etanol producido}} \cdot \frac{\alpha_{\text{Glicerol}}}{\alpha_{\text{Etanol}}} = 914,1 \frac{\text{kg}_{\text{Glicerol}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Ác Succínico}} = W_{\text{Etanol producido}} \cdot \frac{\alpha_{\text{Ác.Succínico}}}{\alpha_{\text{Etanol}}} = 268,8 \frac{\text{kg}_{\text{Ác.Succínico}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Ác Láctico}} = W_{\text{Etanol producido}} \cdot \frac{\alpha_{\text{Ác.Láctico}}}{\alpha_{\text{Etanol}}} = 53,8 \frac{\text{kg}_{\text{Ác.Láctico}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Ác Acético}} = W_{\text{Etanol producido}} \cdot \frac{\alpha_{\text{Ác.Acético}}}{\alpha_{\text{Etanol}}} = 64,5 \frac{\text{kg}_{\text{Ác.Acético}}}{\text{h}}$$

Se define un caudal de productos secundarios en solución

$$W_{\text{Productos Secundarios}} = W_{\text{Glicerol}} + W_{\text{Ácido Succínico}} + W_{\text{Ácido Láctico}} + W_{\text{Ácido Acético}}$$

$$W_{\text{Productos Secundarios}} = 1301,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Luego, a partir de las relaciones estequiométricas y los pesos moleculares se calcula la cantidad de oxígeno generado.

Entonces,

$$W_{\text{O}_2} = W_{\text{Glicerol}} \cdot \frac{PM_{\text{O}_2}}{PM_{\text{Glicerol}}} \cdot \frac{1}{2} + W_{\text{Ác.Succínico}} \cdot \frac{PM_{\text{O}_2}}{PM_{\text{Ác.Succínico}}} \cdot \frac{1}{2} = 195,4 \frac{\text{kg}_{\text{O}_2}}{\text{h}}$$

Siendo,

$$PM_{\text{O}_2} = 32 \text{ g}_{\text{O}_2}/\text{mol}_{\text{O}_2}$$

$$PM_{\text{Ác.Succínico}} = 118 \text{ g}_{\text{Ác.Succínico}}/\text{mol}_{\text{Ác.Succínico}}$$

$$PM_{\text{Glicerol}} = 92 \text{ g}_{\text{Glicerol}}/\text{mol}_{\text{Glicerol}}$$

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

4.8.3 Balance de masa en sistema de reactores

Existen dos corrientes de salida en los fermentadores: una gaseosa (venteo), que incluye el CO₂ con un aproximadamente 1% de etanol, cerca de 0,2% de agua, además del O₂; y una líquida (caldo de fermentación), que incluye etanol, agua, biomasa residual, productos secundarios, enzimas, ácidos sulfúricos, insolubles y solubles.

Entonces, el balance de masa en el sistema de reactores es:

$$W_{\text{Mezclador 1}} + W_{\text{Tanque de acondicionamiento}} = W_{\text{Caldo de fermentación}} + W_{\text{Venteo}}$$

El caudal de venteo se conforma por el dióxido de carbono, el oxígeno, y etanol y agua arrastrada.

$$W_{\text{Venteo}} = W_{\text{O}_2} + W_{\text{CO}_2} + W_{\text{Etanol venteado}} + W_{\text{Agua arrastrada}}$$

Considerando el caudal de etanol arrastrado y el de agua arrastrada como:

$$W_{\text{Etanol venteado}} = 240,0 \frac{\text{kg}_{\text{Etanol}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Agua venteada}} = 48,2 \frac{\text{kg}_{\text{Agua}}}{\text{h}}$$

Luego, el caudal total venteado es:

$$W_{\text{Venteo}} = 24.142,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Así, el caldo de fermentación es:

$$W_{\text{Caldo de fermentación}} = 204.560,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El caldo de fermentación se obtiene sumando las corrientes en la fase líquida:

$$W_{\text{Caldo de fermentación}} = W_{\text{Etanol en solución}} + W_{\text{Productos secundarios}} + W_{\text{Biomasa residual}} + \\ + W_{\text{Agua total}} + W_{\text{Enzima}} + W_{\text{Ácido Sulfúrico}} + W_{\text{Insoluble}} + W_{\text{Solubles}}$$

Se despeja el caudal de solubles del balance de masa del reactor y se obtiene:

$$W_{\text{Solubles}} = 6.209,8 \frac{\text{kg}_{\text{Soluble}}}{\text{h}}$$

A continuación, en la Tabla 4.4, se resumen las corrientes de entrada y salida al sistema de reactores.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

Tabla 4.4 – Corrientes de entrada del sistema de reactores.

$W_{\text{Entrada}} = W_{\text{Mezclador 1}} + W_{\text{tanque de acond.}}$	228.703,2	kg/h
W_{Agua}	146.609,5	kg/h
$W_{\text{Malz Seco}}$	81.551,3	kg/h
$W_{\text{Ácido Sulfúrico}}$	247,3	kg/h
W_{Enzimas}	136,7	kg/h
W_{Levadura}	144,0	kg/h
W_{Urea}	14,4	kg/h

Comentado [L4]: idem arriba

Tabla 4.5 – Corrientes de salida del sistema de reactores.

$W_{\text{Salida}} = W_{\text{Caldo de fermentación}} + W_{\text{Venteo}}$	228.703,2	kg/h
$W_{\text{Caldo de fermentación}}$	204.560,7	kg/h
W_{Agua}	146.609,5	kg/h
W_{Etanol}	24.949,3	kg/h
$W_{\text{Almidón}}$	8.288,4	kg/h
W_{Levadura}	4.045,4	kg/h
$W_{\text{Insolubles}}$	13.228,1	kg/h
W_{Solubles}	6.209,8	kg/h
W_{Glicerol}	914,1	kg/h
$W_{\text{Ácido Succínico}}$	268,8	kg/h
$W_{\text{Ácido Láctico}}$	53,8	kg/h
$W_{\text{Ácido Acético}}$	64,5	kg/h
$W_{\text{Ácido sulfúrico}}$	247,3	kg/h
W_{Enzimas}	136,7	kg/h
W_{Venteo}	24.142,5	kg/h
W_{CO_2}	23.658,9	kg/h
W_{O_2}	195,4	kg/h
$W_{\text{Etanol arrastrado}}$	240,0	kg/h
$W_{\text{Agua arrastrada}}$	48,2	kg/h

4.9 Postratamiento del CO₂

La corriente gaseosa o de venteo se hace pasar por un absorbedor para separar el etanol arrastrado. Para ello, se utiliza un caudal de agua de absorción, el cual se obtiene de una simulación que se encuentra descrita en el Capítulo 7. Entonces, se produce la absorción y se separa el dióxido de carbono y el oxígeno por un lado, en una corriente llamada CO₂ venteado; y por el otro, una corriente de agua con etanol, llamada etanol recuperado. Se considera un solo bloque de postratamiento del CO₂, como se observa en la Figura 4.6, dado que no se busca analizar el tema en profundidad.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

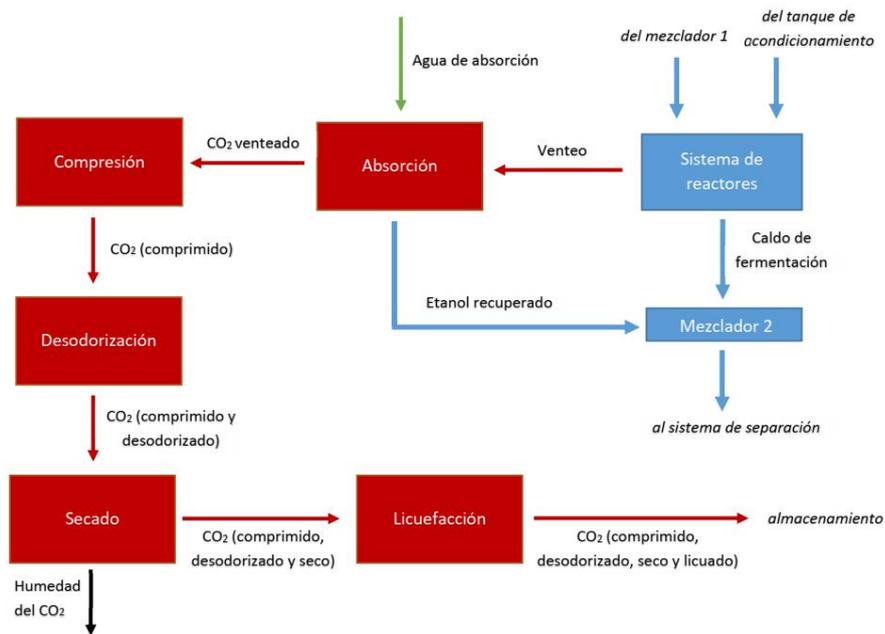


Figura 4.6 – Diagrama del postratamiento del dióxido de carbono.

Las simulaciones del absorbedor se muestran con detalle en el Capítulo 7. A continuación se muestran los caudales de entrada y salida al equipo.

$$W_{\text{Agua de absorción}} + W_{\text{Venteo}} = W_{\text{Etanol recuperado}} + W_{\text{CO}_2 \text{ Venteado}}$$

$$W_{\text{Agua de absorción}} = 14.884,1 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Etanol recuperado}} = 14.869,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{CO}_2 \text{ Venteado}} = 24.157,1 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Luego, en la etapa de desecado se elimina la humedad de la corriente de dióxido de carbono, con lo cual:

$$W_{\text{CO}_2} = 23.856,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Humedad del CO}_2} = 300,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

4.10 Mezclador 2

Este mezclador se define para unificar la corriente de salida del postratamiento del CO₂, que contiene agua y etanol, con la corriente de salida del sistema de reactores. Luego, la corriente final es la que se dirige al sistema de columnas de destilación.

El balance para el mezclador 2 es:

$$W_{\text{Mezclado 2}} = W_{\text{Etanol recuperado}} + W_{\text{Caldo de fermentación}} = 219.430,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

4.11 Sistema de separación

En la primera columna de destilación, la corriente de destilado contiene una composición de etanol cercana a la azeotrópica (Destilado 1), y la corriente de residuo contiene agua y sólidos (Residuo 1). En la segunda columna, que es de destilación extractiva, ingresa el Destilado 1 y una corriente de solvente (glicerol). La salida de esta segunda columna por tope es etanol anhidro, y la salida por el fondo es glicerol con agua (Residuo 2). Para aprovechar el glicerol más de una vez, se recicla. Entonces, la corriente de Residuo 2 pasa a una tercera columna de destilación (columna recuperadora), que separa por tope agua pura (Destilado 3) y por fondo el glicerol (Residuo 3). Este glicerol purificado se recircula a la columna 2. En este proceso de recuperación las pérdidas de glicerol son de 2,4 kg/h, los cuales deben ser adicionados para mantener el ciclo en estado estacionario (la mayor parte sale en el destilado de la primera columna).

El sistema de separación consta de tres columnas de destilación, como se observa en la Figura 4.7.

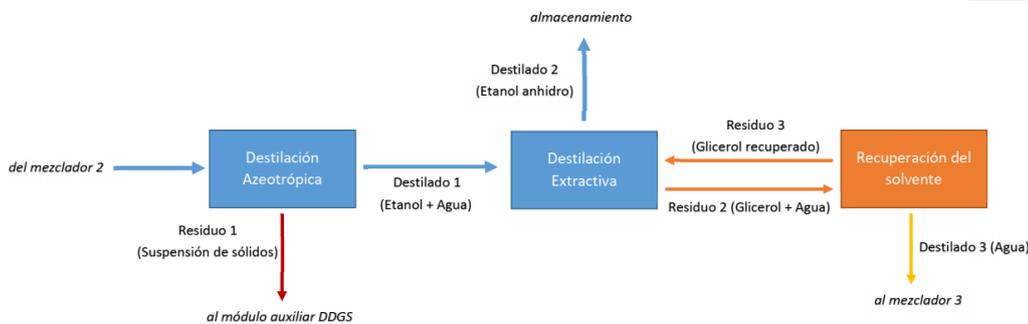


Figura 4.7 – Diagrama del sistema de separación.

Según las simulaciones hechas, que son descriptas con detalle en el Capítulo 6, el etanol, que sale por tope, se purifica hasta un 99,9% en peso. A continuación se muestran las corrientes de salida del bloque.

El balance de masa global en el sistema de separación está dado por:

$$W_{\text{Mezclado 2}} = W_{\text{Suspensión de sólidos}} + W_{\text{Etanol producido}} + W_{\text{Destilado 3}}$$

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

$$W_{\text{Suspensión de sólidos}} = 193.052,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Etanol producido}} = 24.754,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Destilado 3}} = 1.625,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

4.12 Postratamiento de los DDGS.

El diagrama del pos tratamiento de los DDGS puede observarse en la Figura 4.8.

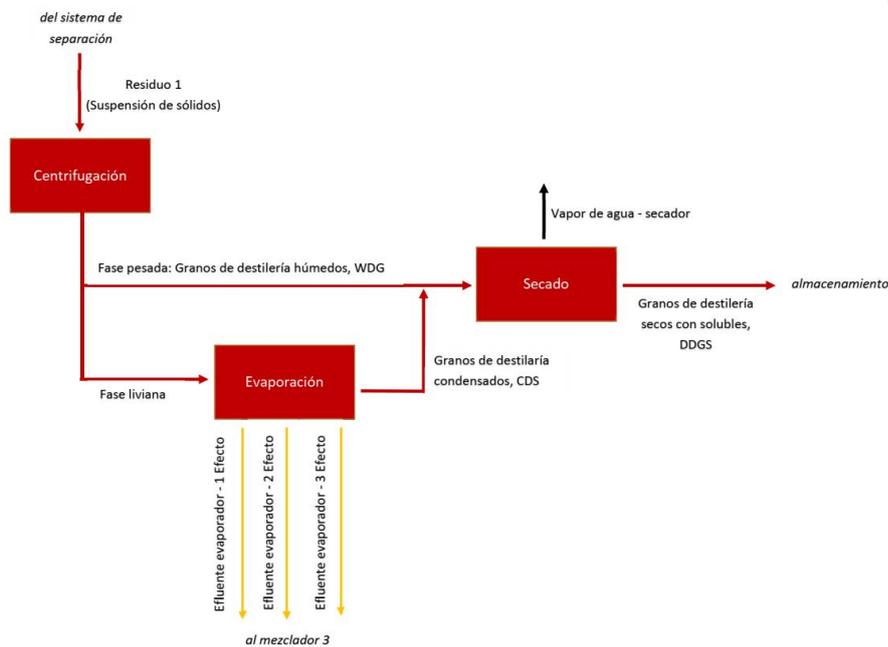


Figura 4.8 – Diagrama de postratamiento de los DDGS.

Como se explicó anteriormente, la corriente líquida de la salida del sistema de reactores ingresa al sistema de separación. La primera etapa del sistema consta de una columna de destilación que separa, por un lado la suspensión de sólidos, y por el otro, etanol con una composición cercana a la azeotrópica. A partir de las simulaciones realizadas, que se describen en el Capítulo 6, se obtiene que el caudal de fondo de la primera columna de destilación y su composición.

Otro punto a tener en cuenta, es que en este balance de masa se considera que todo lo que no es etanol (o agua) que entra a la primera columna de destilación, sale por el fondo. La composición de salida del primer destilador se observa en la siguiente tabla.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

Tabla 4.6 – Corrientes de la suspensión de sólidos (Residuo 1).

W Suspensión de sólidos	193.052,6	kg/h
W Agua	159.595,7	kg/h
W Productos Secundarios	1.301,2	kg/h
W Biomasa Residual	12.333,8	kg/h
W Insolubles	13.228,1	kg/h
W Solubles	6.209,8	kg/h
W Ácido sulfúrico	247,3	kg/h
W Enzimas	136,7	kg/h

4.12.1 Centrifugación

La corriente de suspensión de sólidos ingresa a una centrífuga, donde se separan los sólidos no solubles (que incluyen la biomasa residual y los insolubles) de los sólidos solubles (que incluyen los productos secundarios, enzimas, ácido sulfúrico, entre otros). La composición de salida de los compuestos sólidos es del 37% en peso, con lo que se obtiene la corriente total de granos de destilería húmedos (WDG). [69] Así, mediante un balance de masa se obtiene el agua que sale con los compuestos solubles.

Se definen los sólidos solubles y no solubles de la salida del destilador,

$$W_{\text{Sólido en WDG}} = W_{\text{Insolubles}} + W_{\text{Biomasa residual}} = 25.698,6 \frac{\text{kg}_{\text{sólido}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Sólido en fase liviana}} = W_{\text{Productos secundarios}} + W_{\text{Enzima}} + W_{\text{Ác. Sulfúrico}} + W_{\text{Solubles}}$$

$$W_{\text{Sólido en fase liviana}} = 7.758,4 \frac{\text{kg}_{\text{sólido}}}{\text{h}}$$

Luego, el balance de masa en la centrífuga es:

$$W_{\text{Suspensión de sólidos}} = W_{\text{Fase liviana}} + W_{\text{WDG}}$$

Se obtiene la corriente de WDG.

$$W_{\text{WDG}} = \frac{W_{\text{Sólido en WDG}}}{0,37} = 69.455,6 \frac{\text{kg}_{\text{WDG}}}{\text{h}}$$

Así, se calcula el caudal de la fase liviana.

$$W_{\text{Fase liviana}} = W_{\text{Suspensión de sólidos}} - W_{\text{WDG}} = 123.597,0 \frac{\text{kg}_{\text{Fase liviana}}}{\text{h}}$$

Se pueden ver, en la Tabla 4.7, las corrientes del equipo.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

Tabla 4.7 – Corrientes de entrada y salida de la centrifuga.

W Entrada Centrifuga = W Suspensión de sólidos	193.052,6	kg/h
W Fase liviana	123.597,0	kg/h
W Agua	115.838,6	kg/h
W Sólido en Fase liviana	7.758,4	kg/h
W WDG	69.455,6	kg/h
W Agua	43.757,0	kg/h
W Sólido en WDG	25.698,6	kg/h

4.12.2 Evaporación

La fase liviana, que contiene los sólidos solubles, entra a un evaporador cuya salida tiene dos corrientes. Una de ellas corresponde a los granos de destilería concentrados (CDS), cuya concentración es de 35% en peso, y la otra corresponde a vapor de agua pura. [69]

$$W_{\text{Fase liviana}} = W_{\text{Vapor agua evaporador}} + W_{\text{CDS}}$$

$$W_{\text{CDS}} = \frac{W_{\text{Sólido en fase liviana}}}{0,35} = 22.166,9 \frac{\text{kg}_{\text{CDS}}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Vapor agua evaporador}} = 101.430,1 \frac{\text{kg}_{\text{vapor agua}}}{\text{h}}$$

Tabla 4.8 – Corrientes de entrada y salida del evaporador.

W Entrada Evaporadores = W Fase liviana	123.597,0	kg/h
W CDS	22.166,9	kg/h
W Agua	14.408,5	kg/h
W Sólido en Fase liviana	7.758,4	kg/h
W Vapor de agua	101.430,1	kg/h

4.12.3 Secado

Por último, las corrientes de sólidos insolubles (37% en peso) y solubles (35% en peso) ingresan a un secador en el cual se secan hasta llegar a una humedad de 10%. [69] Esta corriente de salida corresponde a los granos de destilería (DDGS). Entonces, el caudal de entrada al secador es:

$$W_{\text{Secador}} = W_{\text{CDS}} + W_{\text{WDG}} = 91.622,5 \frac{\text{kg}_{\text{Secador}}}{\text{h}}$$

Conociendo la cantidad de sólidos, se obtiene el caudal de salida del secador, que es el caudal de producción de DDGS.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

$$W_{\text{Sólido en DDGS}} = W_{\text{Sólido en WDG}} + W_{\text{Sólido en fase liviana}} = 33.457,0 \frac{\text{kg Sólido en DDGS}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{DDGS}} = \frac{W_{\text{Sólido en DDGS}}}{0,9} = 37.174,4 \frac{\text{kg DDGS}}{\text{h}}$$

Luego, el balance de masa en el secador a la salida es,

$$W_{\text{Secador}} = W_{\text{Vapor agua secador}} + W_{\text{DDGS}}$$

$$W_{\text{Vapor agua secador}} = 54.448,0 \frac{\text{kg Vapor agua secador}}{\text{h}}$$

Tabla 4.9 - Corrientes de entrada y salida del secador.

$W_{\text{Entrada}} = W_{\text{CDS}} + W_{\text{CDS}}$	91.622,5	kg/h
W_{DDGS}	37.174,4	kg/h
W_{Agua}	14.408,5	kg/h
$W_{\text{Sólido en DDGS}}$	33.457,0	kg/h
$W_{\text{Vapor de agua - secador}}$	54.448,0	kg/h

4.13 Desnaturalización.

Como se explica en capítulos anteriores, se debe agregar nafta para desnaturalizar el etanol obtenido en un porcentaje de 1,5% en volumen. Si se considera la densidad del etanol a 20°C (789 kg/m³), se obtiene el volumen de producción volumétrico de producción de etanol. Entonces, se calcula la cantidad de nafta necesaria en volumen por hora. Luego, utilizando la densidad de la nafta súper (740 kg/m³), se obtiene el caudal másico necesario. [72]

$$Q_{\text{Etanol producido}} = \frac{W_{\text{Etanol producido}}}{\rho_{\text{Etanol (20°C)}}} = 31,37 \frac{\text{m}^3 \text{Etanol producido}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{Nafta}} = 0,015 \cdot Q_{\text{etanol producido}} = 0,471 \frac{\text{m}^3 \text{Nafta}}{\text{h}}$$

$$W_{\text{Nafta}} = W_{\text{Desnaturalizante}} = \rho_{\text{Nafta (20°C)}} \cdot Q_{\text{Nafta}} = 348,2 \frac{\text{kg Nafta}}{\text{h}}$$

Así el caudal total producido de bioetanol en la planta planteada es de

$$Q_{\text{Combustible}} = Q_{\text{Etanol producido}} + Q_{\text{Nafta}} = 31,84 \frac{\text{m}^3 \text{Combustible}}{\text{h}}$$

En el comienzo del capítulo se plantea que el caudal que se quiere obtener de producto es de 31,56 m³/h, es decir que la producción según el balance de masa es un poco superior. Sin embargo, se considera aceptable el diseño realizado, ya que la diferencia con el caudal propuesto es menor al 1%.

4.14 Balance total de la planta.

4.14.1 Recirculación

Al analizar los posibles reciclos en el fermentador, se considera el almidón y la glucosa no convertida, las enzimas y, en especial, la levadura. Estos son los principales componentes que se podrían recircular. Sin embargo, debido a que el proceso de producción de etanol a partir de maíz requiere que en el sistema de reactores se encuentre el almidón, la levadura, la fibra o celulosa del maíz, y demás componentes mezclados, resulta muy difícil la separación de la levadura y enzimas para la recirculación. Por lo cual, si se hace una recirculación, se deben reciclar la levaduras junto con sólido e inertes no fermentables. Esta condición, hace que el reciclo de levaduras no genere beneficios en plantas que utilizan el maíz como materia prima ya que, por un lado, la acumulación de sólidos puede generar inhibiciones en la reacción y por otro lado, las contaminaciones bacterianas son más probables. Se debe tener en cuenta que las levaduras son muy sensibles a las contaminaciones bacterianas en este tipo de sistemas. Además, la planta propuesta genera DDGS como subproducto, cuyo valor nutricional es clave para su precio de venta. El hecho de que la levadura no se recircule, implica que el valor nutricional de los granos de destilería mejore (en especial por la cantidad de proteína). [25] Por todo lo anteriormente expuesto se decide no usar reciclo en el sistema de reactores, ya que los beneficios de recircular tanto levaduras como enzimas no se consideran relevantes en este caso.

Por otra parte, se analiza la recirculación del agua de algunos procesos de separación. El agua factible a recircular, es el agua obtenida de la separación etanol-agua (es decir, de la separación glicerol-agua en la columna recuperadora) y el agua obtenida de la evaporación de los sólidos solubles. Estas corrientes se consideran de agua pura, y se pueden aprovechar en el proceso.

Entonces, se hace el balance de masa de agua necesaria para el proceso, considerando el aprovechamiento de estas corrientes de agua. Así, se obtiene la cantidad de agua como materia prima para el proceso.

$$W_{\text{Agua Proceso}} = W_{\text{Agua acondicionamiento}} + W_{\text{Agua Mezclador1}} + W_{\text{Agua de absorción}}$$

$$W_{\text{Agua Proceso}} = 147.102,2 \frac{\text{kg}_{\text{Agua}}}{\text{h}}$$

El agua que se recircula es:

$$W_{\text{Agua Recirculada}} = W_{\text{Vapor agua evaporador}} + W_{\text{Destilado 3}} = 103.055,4 \frac{\text{kg}_{\text{Agua}}}{\text{h}}$$

Luego, el agua a obtener de pozo para el proceso se calcula como la diferencia entre el agua de proceso y el agua recirculada.

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

$$W_{\text{Agua de pozo}} = 44.046,8 \frac{\text{kg}_{\text{Agua}}}{\text{h}}$$

4.14.2 Balance total de la planta

Se incluyen todas las operaciones de la planta en un único bloque, como se observa en la Figura 4.9 y se detalla en la Tabla 4.10, con la finalidad de analizar el balance de masa total de la planta.

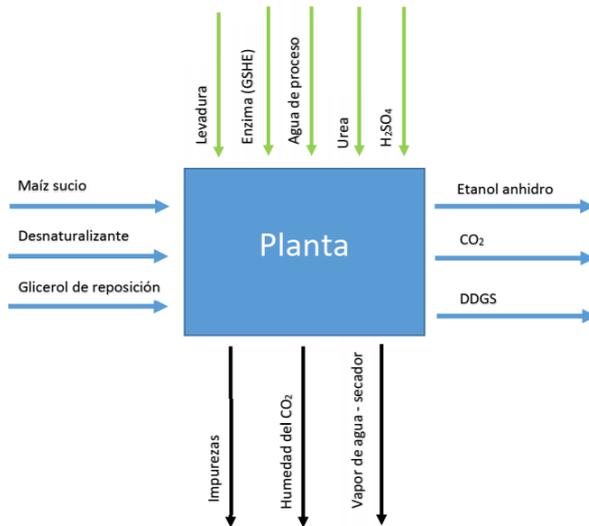


Figura 4.9 – Diagrama simplificado en único bloque de la planta.

Tabla 4.10– Corrientes de entrada y salida de la planta.

W Entrada total	141.851,6	kg/h
W Maíz sucio	96.911,8	kg/h
W Agua de pozo	44.046,8	kg/h
W Levadura	144,0	kg/h
W Enzimas	136,7	kg/h
W Ácido Sulfúrico	247,3	kg/h
W Urea	14,4	kg/h
W Glicerol de reposición	2,4	kg/h
W Nafta	348,2	kg/h
W Salida total	141.851,6	kg/h
W Combustible	25.102,9	kg/h
W CO2	23.856,4	kg/h
W Humedad del CO2	300,7	kg/h
W DDGS	37.174,4	kg/h

Capítulo 4: Diagrama de flujos y balances globales de la planta

W Vapor agua secador	54.448,1	kg/h
W Impurezas	969,1	kg/h

5 Diseño del sistema de reactores

5.1 Introducción

Una de las etapas clave en la industria del bioetanol a partir de maíz, se da en los reactores bioquímicos. Con el objetivo de diseñar la planta, se deben tener en cuenta factores como el tipo de reactores, el volumen y la configuración de los mismos. Una vez que eso está definido se puede analizar la geometría y el material de construcción de los mismos. Luego, es importante definir la necesidad de agitación en el reactor y el método de agitación. En el caso que aplique, se debería conocer el consumo eléctrico asociado.

Otro factor importante tiene que ver con el tipo de reacción. Si la reacción es exotérmica, como se vio en el Capítulo 2, debe analizarse el requerimiento de un sistema de enfriamiento.

Todos estos factores antes mencionados son desarrollados en este capítulo.

5.2 Sistema de reactores

Una de las principales etapas en una planta de producción química, es la etapa de reacción. En este caso, se trata de una reacción bioquímica que ocurre, por lo tanto, en un biorreactor.

Existen varios tipos de bioreactores, pero como ya fue explicado en el Capítulo 2, los más comunes para la producción de etanol a partir de maíz son los tanques agitados. Estos pueden ser batch u operar en forma continua. Por el volumen de producción involucrado en la planta a diseñar, que es grande, se elige trabajar con un sistema continuo de tanques agitados.

Los tanques agitados continuos (TAC) operan en estado estacionario. El flujo másico de sustrato que entra al reactor es constante e igual al flujo que sale del mismo. En general, se utilizan de cuatro a siete reactores en serie, a través de los cuales la concentración de etanol se incrementa. Los tanques fermentadores suelen ser de gran tamaño, existiendo reactores de hasta de 5.000 m³.^[150]

Algunas de las ventajas de trabajar con sistemas continuos en comparación con sistemas batch se deben a que hay producción constantemente, la frecuencia de limpieza y el tiempo de preparación es mucho menor, se pueden automatizar los sistemas de control (nivel, temperatura, entre otros), el personal requerido para la operación es mucho menor. Además, el riesgo de contaminación es bajo y debido a las condiciones estables de operación, se obtienen productos y subproductos de calidad consistente. Por otro lado, el menor uso de soda caústica para la limpieza, genera un menor contenido de sodio en los DDGS.

En general, los reactores continuos implican hasta un 20% menos de costos de inversión que los batch.^[74]

Para el diseño del reactor, se decide utilizar la cinética propuesta en el capítulo 2. A pesar de que los parámetros de las ecuaciones que representan la velocidad de reacción

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

corresponden a determinadas condiciones iniciales de concentración, se hacen pruebas con distintas concentraciones iniciales y se consideran las mismas constantes cinéticas. Las curvas de concentración obtenidas, se consideran razonables, por lo que se decide, en función de lo encontrado como óptimo en bibliografía, utilizar una concentración de almidón a la entrada del reactor de 25% en peso. Sin embargo, según la composición de maíz analizada previamente, la concentración de glucosa inicial del maíz (2-3% en peso de almidón) es menor que la utilizada como valor inicial en la cinética (11% en peso de almidón). Entonces, se utiliza el caso del maíz analizado, que a la vez es el caso más desfavorable de diseño, lo que lleva a una concentración inicial de glucosa aproximada de 8 kg/m³.

Se plantea el balance de masa con volumen constante e isotérmico para un reactor tanque agitado batch, a partir de las concentraciones: 202,30 kg/m³ de almidón, 0,5 kg/m³ de biomasa, 8 kg/m³ de glucosa y concentración nula de etanol.

La resolución de ese sistema de ecuaciones acopladas lleva a obtener una concentración final que se muestra en la Tabla 5.1 a las 72 horas de reacción.

Tabla 5.1- Concentración inicial y final en reactor batch.

	[St]	[X]	[Glu]	[Et]
Condiciones iniciales [kg/m ³]	202,3	0,5	8	0
Condiciones finales [kg/m ³]	31,04	7,36	11,08	85,07

Como fue mencionado en el capítulo anterior el caudal volumétrico a la salida del reactor es de 287,92 m³/h. Al analizar la concentración final de etanol y considerando una densidad de etanol de aproximadamente 789 kg/m³ se obtiene que la concentración a la salida del batch es de 11% en volumen.

La concentración de salida de etanol en los fermentadores industriales se encuentra entre 10 y 15% en volumen, lo cual indica que este valor de diseño se posiciona en un punto de diseño conservador para este tipo de planta.

A partir de esta concentración de salida de etanol requerida (85,07 kg/m³) se procede obtener el volumen necesario de un reactor tanque agitado continuo. Para ello, se plantean los balances de masa para componente asumiendo que es un TAC ideal, es decir, que la concentración de salida es igual a la concentración dentro del tanque, debido a que el mezclado es perfecto.

$$W_{Sto} = W_{Sts} - r_{St} \cdot V = Q_0 \cdot [St] - r_{St} \cdot V$$

$$W_{Xo} = W_{Xs} - r_X \cdot V = Q_0 \cdot [X] - r_X \cdot V$$

$$W_{Gluo} = W_{Glus} - r_{Glu} \cdot V = Q_0 \cdot [Glu] - r_{Glu} \cdot V$$

$$W_{Eto} = W_{Ets} - r_{Et} \cdot V = Q_0 \cdot [Et] - r_{Et} \cdot V$$

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Siendo W_{i0} el caudal másico de entrada del componente i , W_{is} el caudal másico de salida del componente i , Q_0 el caudal volumétrico total, r_i la velocidad de reacción del componente i e $[i]$ la concentración del componente i .

A continuación se presentan las velocidades de reacción de cada componente, obtenidas del modelo cinético (el valor de los parámetros se encuentra en el capítulo 2).

$$r_{St} = -\frac{k_{St} \cdot \text{Enz} \cdot [St]}{K_m \left(1 + \frac{[Glu]}{K_{Glu}} + \frac{[St]^2}{K_{St}} + [St] \right)}$$

$$r_{Glu} = 1,111 \cdot \frac{k_{St} \cdot \text{Enz} \cdot [St]}{K_m \left(1 + \frac{[Glu]}{K_{Glu}} + \frac{[St]^2}{K_{St}} + [St] \right)} - \frac{1}{Y_{X/S}} \cdot \frac{\mu_{\max} \cdot [X] \cdot [Glu] \cdot \frac{[St]}{St_0}}{K_S + [Glu]} - \frac{1}{Y_{P/S}} \cdot \frac{[X] \cdot q_{\max} \cdot [Glu] \cdot [Et] \cdot \left(1 - \frac{[Et]}{Et_{\max}} \right)}{(K_{S1} + [Glu]) \cdot \left(K_{PS1} + [Et] + \frac{[Et]^2}{K_{PI}} \right)}$$

$$r_X = \frac{\mu_{\max} \cdot [X] \cdot [Glu] \cdot \frac{[St]}{St_0}}{K_S + [Glu]}$$

$$r_{Et} = \frac{[X] \cdot q_{\max} \cdot [Glu] \cdot [Et] \cdot \left(1 - \frac{[Et]}{Et_{\max}} \right)}{(K_{S1} + [Glu]) \cdot \left(K_{PS1} + [Et] + \frac{[Et]^2}{K_{PI}} \right)}$$

Se resuelven los balances de masa, planteando por prueba y error, el volumen necesario para obtener una concentración de salida de etanol de 85,07 kg/m³, analizando para ello diferentes configuraciones.

Configuración N°1. Hill *et. al.* demostraron que para biorreactores de producción de etanol a partir de la levadura *Saccharomyces cerevisiae*, el diseño se ve beneficiado con el uso de reactores de tanques agitados en serie donde cada reactor de la línea de proceso tiene un tamaño menor al del tanque anterior. [75] Se resuelven el sistema de ecuaciones entonces para cuatro reactores TAC en serie, para distintos factores de disminución, donde se plantea por prueba y error el volumen del primer TAC hasta lograr la concentración de salida deseada de etanol.

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Tabla 5.2 – Configuración de reactores con disminución del volumen.

Factor de disminución	Volumen por reactor [m ³]	
$V_{i+1} = V_i \cdot 1/2$	1° TAC	9.788
	2° TAC	4.894
	3° TAC	2.447
	4° TAC	1.224
	Volumen total	18.353
$V_{i+1} = V_i \cdot 2/3$	1° TAC	7.341
	2° TAC	4.894
	3° TAC	3.263
	4° TAC	2.175
	Volumen total	17.674
$V_{i+1} = V_i \cdot 4/5$	1° TAC	5.958
	2° TAC	4.766
	3° TAC	3.813
	4° TAC	3.050
	Volumen total	17.587

Esta configuración se descarta dado que el volumen del primer reactor para todos los casos analizados es excesivamente grande, lo cual le infiere complejidad al proceso ya que, entre otras cuestiones, es complejo lograr una adecuada agitación del fluido en el tanque.

Configuración N°2. Se resuelven los balances de masa para sistemas con distinto número de tanques agitados continuos en serie del mismo tamaño, para obtener la conversión necesaria. Se puede observar en la Figura 5.1 que el volumen total de reactores casi no varía luego del quinto reactor en serie, no justificándose la implementación de un reactor más con todas las dificultades operativas que esto implica, como por ejemplo el incremento de potencia de agitación.

Por otra parte, como es explicado más adelante en el capítulo, con el fin de evitar derrames, se diseña en general con un 25% del volumen nominal del tanque como protección de sobrellenado. Esto indica que, en caso de utilizar cuatro reactores, el volumen de cada TAC supera los 5000 m³, dimensión máxima hallada para este tipo de proceso.

Por lo tanto, la cantidad de TAC en serie seleccionados es de 5.

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

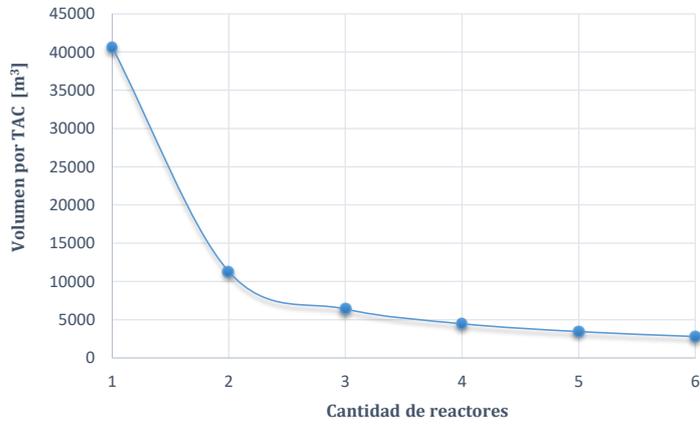


Figura 5.1 – Volumen por TAC en función de la cantidad de reactores utilizados.

Por lo explicado anteriormente se decide utilizar un sistema de tanques en serie de cinco reactores TAC de 3544 m³ de volumen cada uno, siendo el volumen total de 17720 m³. Por lo tanto, el tiempo de residencia total resulta de:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{17720 \text{ m}^3}{287,92 \text{ m}^3/\text{h}} \rightarrow \tau = 61,54 \text{ h}$$

Además, de la resolución de los balances se obtienen las concentraciones de salida de cada componente, las cuales se pueden visualizar en la Figura 5.2.

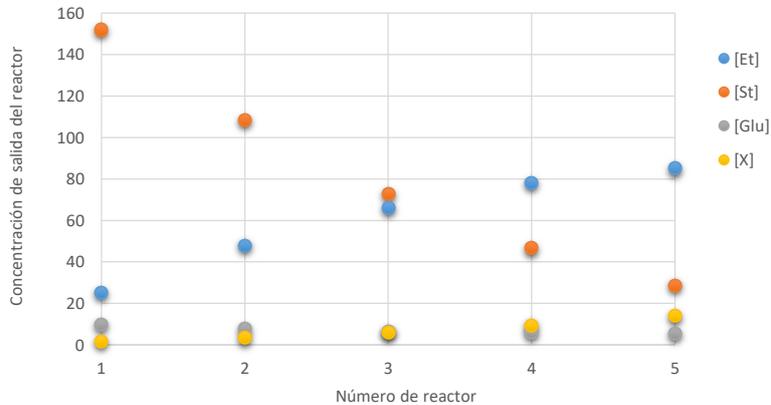


Figura 5.2 – Concentración de salida obtenida para cada componente en la serie de reactores.

Por otra parte, se analiza a fines comparativos la concentración de etanol de salida obtenida con un reactor tubular, a pesar de que a los fines prácticos no es muy recomendable por el tipo de flujo y su mayor dificultad para la limpieza. Se considera un tiempo de

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

residencia de 62 horas y un caudal volumétrico de 287,92 m³/h (mismas variables que para la serie de cinco reactores TAC), para lo cual se obtiene una concentración de salida de etanol de 84,55 kg/m³. Por lo tanto, como la concentración de salida de la serie de reactores TAC (85,07 kg/m³) es mayor al valor obtenido para el reactor tubular. Esto confirma que, para la cinética compleja del proceso, la configuración de reactores elegida (TAC en serie) es la adecuada.

Por último, respecto de los posibles problemas de múltiples estados estacionarios se encontró en bibliografía que para la concentración de sustrato alimentado y para la levadura utilizada, prevalece un solo estado estacionario^[76], lo cual se verificó a la hora de resolver los balances de masa.

5.3 Construcción del reactor tanque agitado continuo

5.3.1 Dimensionamiento

Como primera medida es necesario definir la forma del cuerpo del tanque, entre las cuales existen tres tipos: rectangular, esférico y cilíndrico.

La mejor alternativa es la forma cilíndrica vertical, mostrada en la Figura 5.3, debido a sus facilidades de construcción, de mezcla, de mantenimiento y de diseño respecto a las otras dos alternativas. Por lo tanto, se selecciona esta geometría y se procede a calcular la altura y el diámetro del tanque.

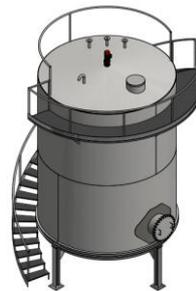


Figura 5.3 – Geometría del reactor tanque agitado continuo seleccionado.

Se considera una relación óptima de diámetro/altura de líquido de 1:1, lo cual, para un volumen de 3544 m³ resulta en un diámetro de aproximadamente 16,5 metros.

Luego, el nivel normal de líquido (N.N.L.) es de 16,5 metros. El estándar API 650 indica que se debe dejar una distancia sobre el N.N.L., a la cual se encuentra el nivel de líquido de diseño (N.L.D.). A esta diferencia se le llama protección de sobrellenado, tal como se muestra en la Figura 5.4.

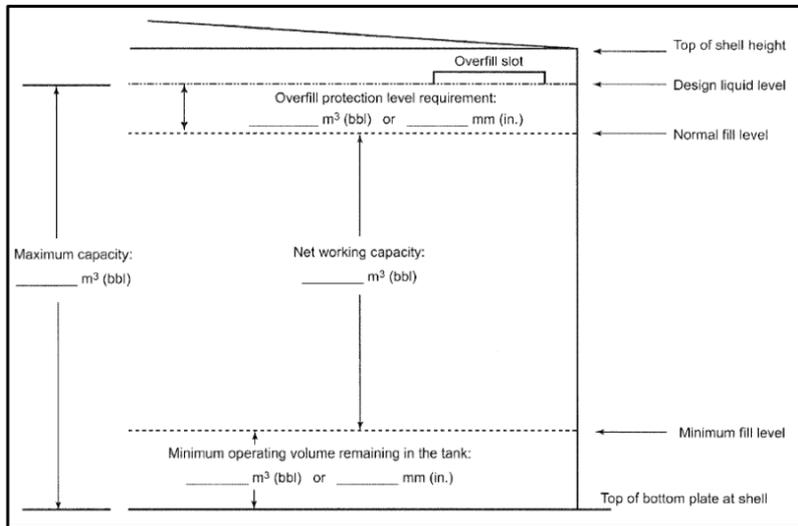


Figura 5.4 – Esquema con las consideraciones de seguridad del reactor.

Como se dijo anteriormente, se deja el 25% del volumen nominal del tanque ($3500 m^3$) como protección de sobrelleñado, por lo que con el diámetro previamente definido, resulta en una distancia de sobrelleñado de 4 metros. Además, se debe dejar mínimo 0,5 m de distancia entre el techo y el N.L.D. En total, esto da una altura de 21 metros.

5.3.2 Material

Los materiales convencionales para construir biorreactores para la producción de etanol son acero inoxidable y acero al carbono revestido, debido al comportamiento corrosivo de los medios de fermentación. Otros materiales que podrían usarse para fabricar biorreactores incluyen vidrio de borosilicato, plástico de politetrafluoroetileno (PTFE) y cerámica. En particular, el acero inoxidable 304 y, en menor medida, el acero al carbono reforzado son los más utilizados actualmente para fabricar biorreactores de etanol industriales. Los otros materiales normalmente se agregan a biorreactores de acero inoxidable en puntos específicos para ciertos fines (por ejemplo, vidrio de borosilicato utilizado en las mirillas). La Tabla 5.3 muestra algunas ventajas y desventajas del uso de ciertos materiales de construcción para biorreactores de etanol. [77]

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Tabla 5.3 - Ventajas y desventajas de los materiales utilizados para la construcción del biorreactor. [76]

Material	Modificación	Ventajas	Desventajas
<i>Acero inoxidable 304</i>		El más barato de todos los de acero inoxidable; Prueba de fugas; Buena esterilidad; Puede soportar altas temperaturas y presiones; A prueba de corrosión; Larga vida útil;	Bastante caro.
<i>Acero al carbono</i>	Reforzado con acero inoxidable.	Más barato que el acero inoxidable 304.	Corrosión y contaminación.
<i>Vidrio de borosilicato</i>		Transparente. Inerte a los productos químicos.	Muy frágil.
<i>Plástico</i>		Muy portátil; Barato.	Fugas y corta vida útil; Altas posibilidades de contaminación.
<i>Cerámica</i>		Químicamente estable; Resistente al desgaste.	Frágil; Propenso al choque térmico.

Por lo tanto, teniendo en cuenta que se opera con una gran cantidad de microorganismos y a fin de evitar problemas de corrosión, se decide construir el reactor de acero inoxidable 304. Se selecciona específicamente **acero inoxidable austenítico ASTM A 304**, cuya tensión admisible es de $1,08 \cdot 10^{-8}$ (15.700 lb/plg²) para temperaturas de diseño hasta los 38°C.

5.3.3 Sistema de agitación

En los reactores continuos agitados es crucial tener un buen mezclado para no generar canalizaciones o volúmenes muertos, que pueden provocar la muerte de los microorganismos (por ejemplo por exceso de temperatura) o una menor producción de etanol. El buen mezclado es imprescindible para que la levadura y las enzimas estén en contacto con el sustrato, además sirve para generar fricción entre las partículas de maíz que ayuda a que disminuyan su tamaño, lo cual beneficia la reacción. La principal función de la agitación, es mantener a todos los sólidos en suspensión y que no sedimenten. Otro punto

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

importante tiene que ver con la homogeneidad del medio y la desorción del dióxido de carbono generado por la reacción.

Un tanque continuo puede ser mezclado de tres formas: a través del recirculado constante de flujo con bombas; mediante la aireación, en la cual se inyecta aire en la parte inferior del reactor, que genera turbulencia; y mediante agitadores de impulsor. Para el caso de estudio, que corresponde a una fermentación anaeróbica, la aireación no es factible. Para las plantas de producción de etanol a partir de maíz, se utiliza usualmente la agitación de impulsor.

Como se observa en la Figura 5.5, los agitadores de impulsor constan de tres partes básicas: un motor, que proporciona el torque, un eje y un impulsor. A su vez, se dividen en dos clases: los que generan corrientes paralelas al eje del impulsor, y aquellos que generan corrientes en dirección tangencial o radial. Los primeros reciben el nombre de impulsores de flujo axial, y los segundos impulsores de flujo radial. Los tres principales tipos de impulsores son hélices, palas y turbinas.

Una hélice es un impulsor con flujo axial y alta velocidad que se utiliza para líquidos de baja viscosidad. Las corrientes de flujo que salen del impulsor son altamente turbulentas continúan a través del líquido en una dirección determinada hasta que chocan con el fondo o las paredes del tanque.

Para los problemas más sencillos, un agitador eficaz consta de palas planas que giran sobre un eje vertical a bajas o moderadas velocidades, impulsando el líquido en forma radial principalmente. La longitud total de un impulsor de palas está típicamente comprendido entre el 50 y el 80 por ciento del diámetro interior del tanque. A velocidades medias y altas, las placas deflectoras son necesarias, pues de lo contrario el líquido se desplaza en bloque alrededor del eje, y el mezclado es deficiente.

El impulsor de turbina se compone generalmente de numerosas palas cortas, las que giran medias y altas velocidades sobre un eje montado centralmente en el tanque. Las placas pueden ser rectas o curvas, inclinadas o verticales. El diámetro puede variar entre un 30 y un 50% del diámetro del tanque. Este tipo de impulsor es eficaz para un amplio intervalo de viscosidades. En líquidos de baja viscosidad los impulsores de turbina generan fuertes corrientes que se distribuyen por todo el tanque, impidiendo la formación de volúmenes muertos. Cerca del impulsor se produce una zona de corrientes rápidas, una elevada turbulencia y un intenso esfuerzo de corte. Las corrientes principales son radiales y tangenciales. Los componentes tangenciales inducen la formación de vórtices y remolinos, los que se evitan utilizando placas deflectoras o mediante un anillo difusor para lograr que la agitación sea más eficaz. En los procesos de fermentación los impulsores utilizados comúnmente son tipo turbina Rushton. [78]

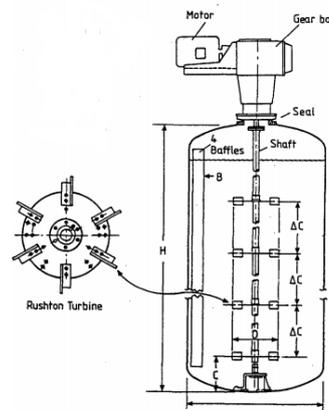


Figura 5.5 – Esquema del sistema de agitación para el reactor TAC.

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Por otra parte para evitar la generación de un vórtice en la agitación, hay tres opciones: colocar el agitador de manera inclinada, colocar el agitador no centrado o colocar deflectores. Se decide utilizar deflectores para lograr un buen mezclado y evitar volúmenes muertos, considerando que se utiliza un diámetro de tanque grande. Se propone colocar 6 (seis) deflectores de un ancho cercano al 10% del diámetro de tanque, es decir de 1,5 m. [79]

Uno de los principales problemas con respecto al diseño de tanques agitados es que no hay mucha información bibliográfica para fluidos no newtonianos, ni tampoco para tanques de gran tamaño. No obstante, se utilizan los conocimientos sobre el diseño de agitadores para calcular la potencia requerida para realizar la mezcla.

Para el tipo de reactor estudiado, a pesar de su gran tamaño y según bibliografía que analiza plantas existentes, se utiliza sólo un eje centrado agitador. [80] Se decide entonces utilizar un agitador tipo turbina Rushton, que genera principalmente flujo radial. El diámetro para este tipo de impulsor se puede considerar aproximadamente como un tercio del diámetro del tanque (que se definió antes como 16,5 metros). [79] Así, se elige un impulsor de 5 metros de diámetro.

La distancia entre impulsores debe ser entre 1 y 1,5 veces el diámetro de impulsor [151]. Esto debe ser así para lograr una buena mezcla, sin que queden volúmenes muertos y para que la acción de una turbina no interfiera con la de otra. Entonces, se propone utilizar un eje central con tres impulsores, de cuatro aspas cada uno.

Debido al gran tamaño del tanque utilizado, se elige una velocidad de agitación relativamente baja, que permite mantener los componentes con un adecuado mezclado pero sin la necesidad de un gasto excesivo de energía. Esto es posible debido a que las densidades de los componentes lo permiten. Además, se debe tener en cuenta que una velocidad de agitación muy alta afecta el crecimiento de las levaduras y requiere una potencia muy grande. La velocidad de agitación para este tipo de impulsores en escala industrial puede variar entre 10 y 70 rpm.

La potencia de un agitador para un fluido newtoniano se puede calcular mediante el número de potencia, para el cual existen correlaciones que dependen del número de Reynolds y el tipo de agitador. Se grafica la potencia de agitación requerida para un tanque de las dimensiones necesarias en función de la velocidad de impulsor.

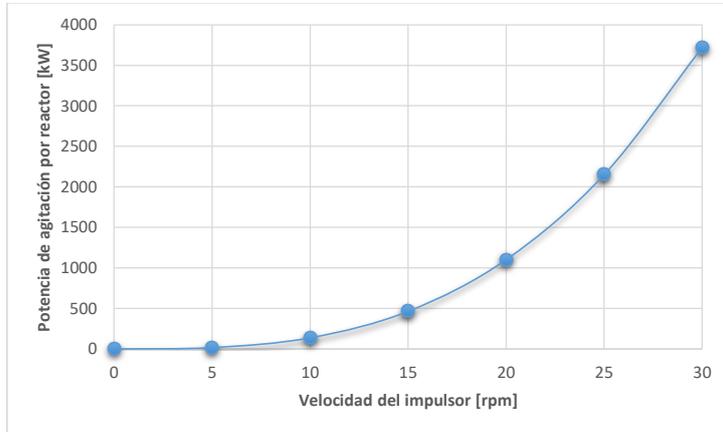


Figura 5.6 – Potencia de agitación por reactor vs. velocidad del impulsor.

En la Figura 5.6 se puede apreciar que utilizando una velocidad mayor a 15 rpm, la potencia de agitación de cada reactor supera los 500 kW, lo que genera un consumo excesivo de potencia. Por lo tanto, se propone utilizar 15 rpm (0,25 rps).

La forma de cálculo de la potencia, teniendo en cuenta las propiedades de la mezcla, se hace mediante la siguiente ecuación:

$$P = P_o \cdot D_i^5 \cdot \rho \cdot N^3$$

Siendo P la potencia, Po el número de potencia, Di el diámetro de impulsor, ρ la densidad y N las revoluciones por minuto.

Se obtiene la densidad del tanque, a partir del caudal másico y el caudal volumétrico obtenido en el balance de masa y mediante la cinética de reacción, es decir que se considera constante a lo largo del sistema de reactores.

$$\rho = \frac{Q_0}{W_0} = \frac{228.703,2 \text{ kg/h}}{287,92 \text{ m}^3/\text{h}} = 794 \text{ kg/m}^3$$

Para encontrar el número de potencia (Po) se utilizan gráficas en función del número de Reynolds. Se considera la viscosidad del caldo de fermentación como $\mu = 0,367 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}$ [93]

$$Re = \frac{\rho \cdot D_i^2 \cdot N}{\mu} = 13.525,2$$

Además, la correlación indica que si el número de Reynolds es mayor a 10.000 (como en este caso), el número de potencia (Po) es constante y no debe utilizarse el gráfico para su obtención. Para turbinas de aspas curvas se puede considerar $P_o=4$. [78]

Se obtiene que la potencia generada por el impulsor es de 155,12 kW. Como la potencia de agitación por cada reactor resulta de la multiplicación de P por el número de impulsores, se obtiene una potencia de 465,36 kW.

$$\text{Potencia} = \text{Numero de impulsores} \cdot P = 465,36 \text{ kW}$$

5.4 Diseño térmico

La obtención de etanol a partir de almidón se da a partir de una reacción exotérmica que tiene una entalpía de reacción de aproximadamente -30 KJ/mol etanol. Dado que se quiere operar con una temperatura de 35°C, para tener un rendimiento óptimo de levaduras y enzimas, es de suma importancia tener un intercambio de calor para enfriar los tanques. Los intercambiadores de calor más comunes para este tipo de reactores son los de tipo serpentín o de camisas. No obstante, estos últimos se descartan debido a que los mismos no tienen la capacidad suficiente para remover el calor en los reactores de gran tamaño. Por lo tanto, se decide trabajar con un intercambiador de calor de tipo serpentín.

Se plantean los balances de energía para cada TAC que opera en estado estacionario isotérmicamente, que incluyen la generación de calor por reacción y consideran que la energía de la potencia de agitación pasa en forma de calor a la mezcla del reactor.

$$Q = U \cdot A \cdot (T - T_c) = \sum_{i=1}^n (\Delta H_i \cdot r_i) \cdot V - \rho \cdot Q_o \cdot C_p \cdot (T - T_o) + \text{Potencia}$$

Siendo Q el calor, U el coeficiente global de transferencia de calor, A el área de transferencia de calor, Tc un promedio aritmético entre la temperatura de entrada y salida del agua de enfriamiento, T la temperatura del tanque (35°C), ΔHi el calor de reacción i, ri la velocidad de reacción i, V el volumen del tanque, Cp el calor específico de la mezcla, Qo el caudal volumétrico de entrada, y To la temperatura de la corriente de entrada.

A modo de aproximación, se considera solamente la velocidad de obtención de etanol (rEt) para calcular el calor generado en la reacción (ΔH), con un calor de reacción de -30 kJ/mol etanol (-652 kJ/kg etanol). Entonces,

$$Q = U \cdot A \cdot (T - T_c) = \Delta H \cdot r_{Et} \cdot V - \rho \cdot Q_o \cdot C_p \cdot (T - T_o) + \text{Potencia}$$

La temperatura de la corriente de entrada al primer reactor se considera como 34,2°C (esto es explicado con detalle en el Capítulo 8). Por otra parte, la temperatura de entrada a los siguientes tanques es de 35°C, ya que la corriente proviene del tanque previo, que opera a esa temperatura. En estos últimos, se aplica:

$$Q = U \cdot A \cdot (T - T_c) = \Delta H \cdot r_{Et} \cdot V + \text{Potencia}$$

El Cp estimado para el caldo de fermentación en los cálculos es de 3,6 kJ/kg°C. ^[152]

Entonces, en Tabla 5.4, se puede observar el calor generado en cada reactor que debe ser intercambiado al exterior (incluye el calor de agitadores).

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Tabla 5.4 - Calor generado por reactor.

Reactor número	Calor generado [kW]
1	1.598
2	1.654
3	1.400
4	1.100
5	828

Puede notarse que el primer reactor tiene un calor generado inferior al segundo. Esto se puede explicar debido a que la temperatura de la corriente de ingreso al primer reactor es menor que la temperatura del tanque, por lo que actúa como un sumidero. En el resto de los reactores se cumple que a medida que avanza la reacción, ésta es más lenta y por lo tanto genera menos calor.

Luego, la temperatura de agua de enfriamiento de entrada para el caso más conservador es de 25,7°C teniendo en cuenta las condiciones climatológicas de verano de la zona donde se encuentra establecida la planta y en condiciones de humedad máxima (esto se explica detalladamente en el Capítulo 8). En base a dicha temperatura, que es la del peor caso, se impone una diferencia de 2,5°C en la temperatura de salida del agua de enfriamiento con respecto a la temperatura del tanque. Es decir, que la temperatura de agua de enfriamiento a la salida del intercambio es de 32,5°C.

Se decide utilizar un intercambiador de serpentín de acero, debido a su buena conductividad térmica, su fácil limpieza y su resistencia mecánica. Este tipo de intercambiador se ubica cerca de las paredes del tanque y es uno de los métodos más simples y baratos a utilizar.

Con el calor calculado anteriormente, se calcula el caudal de agua de refrigeración de la siguiente manera:

$$W_{\text{agua}} = \frac{Q}{C_p \cdot (T_{\text{agua salida}} - T_{\text{agua entrada}})}$$

Se obtiene el caudal necesario de agua para cada tanque (Tabla 5.5).

Tabla 5.5 - Caudal de agua de enfriamiento.

Reactor número	Caudal de agua de refrigeración [kg/s]
1	56,21
2	58,19
3	49,26
4	38,69
5	29,15

Luego, se analiza el área de intercambio necesaria para cada tanque.

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

El coeficiente global de transferencia de calor (U) se calcula de la siguiente forma, despreciando la resistencia de ensuciamiento y la resistencia a la transferencia de calor en el serpentín,

$$U^{-1} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i} \cdot \frac{D_{ext}}{D_{int}}$$

Siendo h_o el coeficiente transferencia de calor externo, h_i el coeficiente transferencia de calor interno, D_{ext} y D_{int} los diámetros interno y externo de tubo, respectivamente.

Para el cálculo del coeficiente de transferencia dentro de tubos se usa la siguiente correlación, considerando las propiedades del agua [81]

$$h_i = \frac{k \cdot 0,223 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}}{D_{int}}$$
$$Re = \frac{\rho \cdot D_{int} \cdot v}{\mu}$$
$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k}$$

Siendo k la conductividad térmica, ρ la densidad, μ la viscosidad, C_p el calor específico, y v la velocidad de flujo.

Para obtener el número de Reynolds es necesario conocer la velocidad de flujo de agua de enfriamiento y el diámetro de tubo, lo que a priori es una incógnita. Entonces, conociendo el caudal de agua de enfriamiento para el segundo tanque (58,18 kg/s), se define un diámetro nominal del serpentín. Para ello se propone que el caudal de enfriamiento circule con velocidad axial cercana a 3 m/s, con lo cual se obtiene un diámetro nominal de 6 pulgadas. Esto corresponde a 15,4 cm de diámetro interno (D_{int}) y 16,8 cm de diámetro externo (D_{ext}).

Para el cálculo del coeficiente externo se utilizan las propiedades del fluido del fermentador, que se toman como las del agua, exceptuando la densidad, viscosidad y calor específico, cuyos valores son 794 kg/m³, 0,367 Pa.s y 3,6 kJ/kg °C respectivamente. [93] Para los cinco tanques, las propiedades se consideran constantes.

La correlación utilizada es la siguiente:

$$h_o = \frac{k \cdot 0,17 \cdot Re^{0,67} \cdot Pr^{0,37} \cdot \left(\frac{D_{int}}{D_T}\right)^{0,1} \cdot \left(\frac{D_{ext}}{D_T}\right)^{0,5}}{D_{ext}}$$

Siendo D_T el diámetro de tanque.

Así, el coeficiente de transferencia de calor externo resulta ser de 558 W/m² °K y el interno varía para cada tanque, entre 3997 y 6949,7 W/m² °K. Se obtiene un coeficiente global de transferencia de calor (U) para cada tanque de aproximadamente 500 W/m² °K.

Se calcula entonces el área necesaria para ese intercambio.

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Tabla 5.6 – Área de intercambio por reactor.

Reactor número	Área de intercambio [m ²]
1	528,7
2	546,2
3	467,6
4	374,4
5	289,9

Estos resultados son los esperados ya que, en los tanques en los que se genera mayor calor, área de intercambio debe ser mayor.

Siguiendo con el diseño, se considera que el serpentín se encuentra dispuesto con un diámetro de 14 m ($D_{\text{serpentín}}$), para que quede cerca de las paredes pero considerando el espacio que ocupan los deflectores. Se puede obtener así, la longitud de tubo requerida y luego el número de vueltas del tubo intercambiador dentro del tanque.

$$L = \frac{A}{\pi \cdot D_{\text{ext}}}$$
$$\text{Vueltas} = \frac{L}{\pi \cdot D_{\text{serpentín}}} = \frac{A}{\pi^2 \cdot D_{\text{ext}} \cdot D_{\text{serpentín}}}$$

Entonces, se obtiene el número de vueltas necesarias para cada reactor, considerando un diámetro de tubo constante para todos los reactores.

Tabla 5.7 – Vueltas de serpentín.

Reactor número	Número de vueltas de serpentín
1	23
2	24
3	20
4	17
5	13

Se observa que la cantidad de vueltas requeridas disminuye en concordancia con los valores involucrados. Esto significa que para tener aproximadamente el mismo número de vueltas de serpentín en cada tanque, el diámetro de tubo debe ser menor para cada reactor.

5.5 Pérdidas de calor en el reactor

Para conocer las pérdidas de calor en el reactor solo se consideran aquellas producidas en la pared. Esto se debe a que el fluido interno de contacto en el techo del reactor es CO₂, por lo que el coeficiente de transferencia de calor es despreciable frente aquel que surge del contacto del caldo de fermentación. Además, se descartan el calor transferido en el piso y las pérdidas por radiación ya que resultan despreciables.

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Por lo tanto, la pérdida de calor al exterior se calcula de la siguiente manera:

$$Q_{\text{pared}} = A_{\text{pared}} \cdot U \cdot (T - T_{\text{aire}})$$

Siendo A_{pared} el área de pared del reactor, U el coeficiente global de transferencia de calor, T la temperatura del reactor y T_{aire} es la temperatura del aire.

La temperatura externa es variable según la estación del año, se debe tener en cuenta la pérdida de calor para la condición más desfavorable en invierno y verano, es decir, temperatura más baja para el primer caso y más alta en el segundo. En la región que se encuentra ubicada la planta, dichas temperaturas corresponden a $-2,8^{\circ}\text{C}$ y 30°C . [82]

Entonces, se calcula el calor perdido por la pared del reactor en ambas estaciones mencionadas. Se detallan las variables en la Tabla 5.8.

Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{interno}}} + \frac{1}{h_{\text{externo}}}}$$

A partir de las propiedades del caldo de fermentación, se obtiene el h_{interno} ,

$$h_{\text{interno}} = \frac{k \cdot 0,87 \cdot \text{Re}^{\frac{2}{3}} \cdot \text{Pr}^{\frac{1}{3}}}{D_T}$$

Luego, según la correlación de Churchill-Berstein [83]

$$h_{\text{externo}} = 0,3 + \frac{0,62 \cdot \text{Re}^{0,5} \cdot \text{Pr}^{\frac{1}{3}}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{\text{Pr}}\right)^{\frac{2}{3}}\right]^{\frac{1}{4}}} \cdot \left[1 + \left(\frac{\text{Re}}{282.000}\right)^{\frac{5}{8}}\right]^{\frac{4}{5}} \cdot \frac{k}{D_T}$$

Tabla 5.8 - Variables por estación. [84][85][86]

Variable	Valor	Unidad
Verano		
Temperatura de película	32,5	$^{\circ}\text{C}$
Densidad del aire (ρ)	1,164	kg m^{-3}
Viscosidad del aire (μ)	$18,72 \times 10^{-6}$	N s m^{-2}
N° de Prandtl (Pr)	0,728	Adimensional
Máxima velocidad del viento (v)	3,5	m s^{-1}
Conductividad térmica (κ)	$25,88 \times 10^{-3}$	$\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$
Invierno		
Temperatura de película	16,1	$^{\circ}\text{C}$
Densidad del aire (ρ)	1,225	kg m^{-3}
Viscosidad del aire (μ)	$18,02 \times 10^{-6}$	N s m^{-2}
N° de Prandtl (Pr)	0,732	Adimensional
Máxima velocidad del viento (v)	4,4	m s^{-1}
Conductividad térmica (κ)	$24,76 \times 10^{-3}$	$\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Tabla 5.9 - Altura y diámetro de reactor.

Reactor		
Variable	Valor	Unidad
Altura de líquido (H)	16,5	m
Diámetro de tanque (D_t)	16,5	m
Diámetro del impulsor (D_{imp})	5	m
Revoluciones (N)	15	rpm

Luego,

$$h_{\text{externoverano}} = 6,04 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$h_{\text{externoinvierno}} = 7,74 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$h_{\text{interno}} = 24,06 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Por lo tanto,

$$U_{\text{verano}} = 4,83 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$U_{\text{invierno}} = 5,86 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Por otro lado, se considera la transferencia de calor en la altura de líquido. Entonces,

$$A_{\text{pared}} = \pi \cdot H \cdot D_T = \pi \cdot (16,5 \text{ m})^2 = 855,3 \text{ m}^2$$

Luego,

$$Q_{\text{verano}} = 4,83 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot 855,3 \text{ m}^2 \cdot (35 - 30)^\circ\text{C} = 20.656 \text{ W} = 21 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{invierno}} = 5,86 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot 855,3 \text{ m}^2 \cdot (35 + 2,8)^\circ\text{C} = 189.456 \text{ W} = 190 \text{ kW}$$

Es decir, que tanto en verano como en invierno, se pierde calor a través de las paredes del tanque. La pérdida de calor es menor que la generada por reacción y agitación, por lo que no es necesario un recubrimiento aislante. Además, esta pérdida de calor es beneficiosa para el enfriamiento de los tanques. En el caso del verano, el calor transferido al ambiente es de 21 kW. Éste valor es pequeño en comparación al calor necesario a intercambiar en cada tanque, por lo cual se desprecia para el cálculo del agua de enfriamiento necesaria. Es decir, que se considera el peor caso, al calcular el caudal de agua de enfriamiento para cada reactor sin considerar que se pierde calor por las paredes del tanque.

5.6 Ingeniería de control

El control de los bioprocesos se define con el propósito de brindar un entorno óptimo para que los microorganismos crezcan, se multipliquen y produzcan el producto deseado. No sólo es necesario medir el crecimiento del cultivo y la formación del producto, sino que también se debe controlar el proceso modificando los parámetros ambientales que sean necesarios. Los factores ambientales que se suelen controlar son la temperatura, el pH, la biomasa, los niveles de nutrientes básicos y la concentración de producto.

La operación más desafiante de la unidad desde la perspectiva del control del proceso es el biorreactor en sí mismo, esto se debe a que para las operaciones de separación (pos-fermentación) la disponibilidad de mediciones apropiadas y los algoritmos de control generalmente no presentan inconvenientes importantes. ^[88]

Durante la fermentación, también resulta esencial obtener los datos sobre el proceso en tiempo real. Por ejemplo, puede ser necesario modificar uno o más parámetros ambientales a medida que progresa la fermentación, o añadir un nutriente a la velocidad y en la cantidad adecuada para equilibrar el crecimiento de manera exacta. El control y procesamiento de los datos ambientales durante la fermentación se realiza mediante computadoras programadas para detectar y alertar sobre ciertos factores - como la adición de nutrientes, los incrementos en el flujo de agua de enfriamiento, o los ajustes del ritmo de agitación - en el momento oportuno para mantener un rendimiento alto del producto. ^[83] Una red de control diseñada correctamente proporciona años de operación confiable y el personal necesario para llevar a cabo esta tarea no es numeroso. Un operador que monitorea la red puede controlar de manera responsable centrífugas, evaporadores, secadores, transportadores y accesorios. ^[25]

Los principales problemas de control con las fermentaciones surgen porque las adiciones de alimento causan efectos que, en la mayoría de los casos, no se pueden medir directamente en línea. Un factor clave para sortear este obstáculo y desarrollar un buen sistema de control es el grado de automatización del biorreactor. Los beneficios de la automatización incluyen una reducción de la variabilidad del proceso, mejoras en la productividad (rendimiento) y una mayor capacidad de monitoreo y solución de problemas en línea. ^[89]

Los desafíos en la medición de los parámetros importantes del proceso se pueden resumir en tres puntos:

- 1.- Estimación de la masa celular en fermentaciones usando ingredientes de medios complejos, es decir, ingredientes que incluyen sólidos (por ejemplo, maíz).
- 2.- Estimación de la concentración del sustrato de carbono primario del caldo (por ejemplo, glucosa) en línea.
- 3.- Estimación de la concentración del producto en línea.

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

Las estimaciones / mediciones precisas de estos parámetros son importantes ya que el modelo cinético elegido para este proyecto tiene entre sus parámetros la masa celular (levadura y enzimas), la concentración de sustrato de carbono primario (maíz) y la concentración del producto (etanol) como variables primarias de "estado".

5.6.1 Estrategias actuales de control en la fermentación industrial

Actualmente, el control del fermentador industrial se puede dividir en tres categorías distintas: control ambiental en línea (por ejemplo, pH, temperatura, etc.), control ambiental fuera de línea (por ejemplo, concentración de nutrientes) y control del estado del organismo fuera de línea (por ejemplo, concentración de biomasa). Es por esto que es relevante distinguir entre las mediciones que se pueden hacer en línea y fuera de línea. ^[90]

Las mediciones fuera de línea las realizan los operadores del proceso que toman una muestra de caldo y esperan los resultados de los análisis de laboratorio antes de realizar las correcciones para procesar los insumos. El inconveniente de esto es que la frecuencia del muestreo generalmente está limitada por cuestiones económicas (disponibilidad de personal y mantenimiento de los laboratorios) y lo que finalmente ocurre es que los procesos no se muestren o no se muestren con la frecuencia suficiente. Además, los análisis fuera de línea adicionan una demora considerable en las mediciones del proceso y este retraso puede ser crítico para los procesos de fermentación, los cuales se caracterizan por su acelerada velocidad de producción. Por otro lado, la utilización de mediciones fuera de línea por parte de los operadores del proceso para ajustar los suministros, por ejemplo, para controlar el sistema, se basa en un enfoque heurístico de la operación. Esto es muy indeseable para la operación del proceso, ya que rara vez se logra una calidad consistente del producto.

En los últimos veinte años las tecnologías analíticas de proceso han evolucionado, permitiendo actualmente información adicional importante en tiempo real o casi en tiempo real. Entre ellas se encuentran:

- 1.- *Análisis de gases*, usando espectrometría de masas de proceso (reemplazando el uso anterior de analizadores de dióxido de carbono infrarrojo, analizadores paramagnéticos de oxígeno y cromatógrafos de gases). Estos sistemas típicamente proporcionan análisis de las concentraciones de oxígeno, dióxido de carbono en las corrientes de gas. A veces también proporcionan información sobre otros gases que pueden estar presentes (por ejemplo, alcoholes, sulfuro de hidrógeno). Uno de los tipos más populares de espectrómetros de masas de proceso son del tipo magnético (por ejemplo, de Thermo-Electron y Hamilton Sustrand) debido a su muy alta precisión y estabilidad.
- 2.- *Mediciones de la composición del caldo*, incluido el uso de infrarrojo cercano (NIR), infrarrojo medio (MIR), cromatografía iónica y HPLC. Estos sistemas pueden proporcionar análisis de composiciones de nutrientes, concentraciones de productos y otros metabolitos.

Para la estimación de los parámetros, un método exitoso industrialmente es el uso de sensores virtuales. Estos sensores hacen uso de la información disponible en línea y utilizan un modelo (a través de, por ejemplo, regresión estadística) para predecir aquellos

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

parámetros que no son prácticos para medir continuamente de forma directa. Esto se puede realizar a partir de la evolución del dióxido de carbono (CER) como variable clave, disponible a partir de espectrometría de masas de proceso y otras mediciones, ya que están fuertemente correlacionados con el consumo de glucosa y el crecimiento celular.

Además de la estimación a partir de gases residuales se han investigado otras variables derivadas que se basan en mediciones ambientales para su uso en el control por retroalimentación. Por ejemplo, en un caldo con amortiguamiento débil, el crecimiento de los microorganismos tiende a causar cambios en el pH. Otra medida aproximada de la actividad metabólica es la producción de calor. Mou y Cooney (1976) utilizaron la evolución del calor a partir de una fermentación para regular la tasa de crecimiento específica a través de la variación de la alimentación del sustrato. Otra alternativa al balance de energía es el uso de técnicas de balance de masa para la estimación en línea. La técnica se ha demostrado tanto en fermentaciones de levadura alimentadas como continuas (Cooney, Wang y Wang, 1977, Cooney y Swartz, 1982).^[91]

5.6.2 Consideraciones en el diseño

El diseño de los sistemas de control para bioprocesos es complejo debido a los inconvenientes inherentes a la naturaleza del proceso. Los bioprocesos pueden ser altamente no lineales, lo cual es de gran importancia en el diseño del controlador. Por ejemplo, lo que puede parecer un pequeño cambio en la entrada del proceso puede llevar al bioproceso a un régimen de crecimiento completamente diferente o incluso causar que el organismo muera. Esto debe ser un factor a tener en cuenta en el ajuste del controlador, dado que la mayoría de los métodos de ajuste dependen de los cambios en las variables de entrada al proceso, para luego estimar la dinámica del proceso a partir de los cambios resultantes en la salida del proceso. Por lo tanto, se debe tener mucho cuidado al elegir los parámetros del controlador, ya que las perturbaciones del proceso pueden forzar al proceso a un régimen de operación que no sea el "estado estable".^[90]

Para complicar aún más el diseño del sistema de control, se debe tener en cuenta que los bioprocesos son sistemas altamente interactivos. Por ejemplo, la concentración de biomasa no solo se ve afectada por la velocidad de alimentación sino también por la velocidad del agitador, pH, temperatura, etc. A partir de la Figura 5.7 se observa la complejidad de las principales interacciones que pueden tener lugar entre variables dentro de una fermentación.

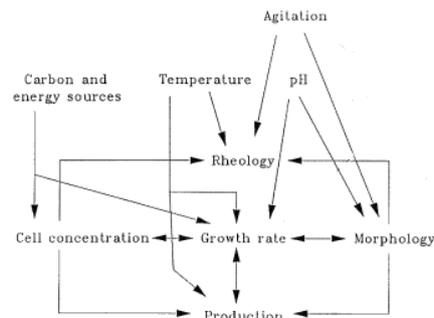


Figura 5.7 - Interacciones entre las principales variables del proceso.

En la práctica, generalmente es posible mantener condiciones razonablemente cercanas a los valores deseados (por ejemplo, $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$ o $\pm 0,1$ pH) con lazos de control bien ajustados. Sin embargo, la determinación de las condiciones de funcionamiento deseables (es decir, los puntos de ajuste del controlador) es el principal inconveniente. Los puntos de ajuste de la variable ambiental a menudo se eligen en función de la experiencia y de la prueba y error para así optimizar el rendimiento. Esto generalmente implica la determinación de parámetros estáticos, que en muchos casos no es ideal debido a la constante variación de la dinámica que experimenta una fermentación. ^[90]

Es por todos estos inconvenientes que desde el punto de vista de la ingeniería de control, un requisito previo esencial para una buena supervisión y operación de biorreactores es una comprensión del comportamiento del proceso (fermentación). Para avanzar más allá del control puramente físico y ambiental del fermentador hacia el área de control biológico se requiere un modelo de proceso lo suficientemente amplio para relacionar todas las entradas importantes del proceso (enzimas, medio, nutrientes, condiciones ambientales) y productos (biomasa, producto, pH, temperatura, gases residuales, etc.).

Por consiguiente, las fermentaciones son por naturaleza multivariables y las estrategias de control convencionales pueden no proporcionar un rendimiento totalmente satisfactorio. Tal es el caso de los controladores PID (proporcional - integral - derivativo), que son equipos destinados a procesos que se comportan de forma lineal (o en una región pseudo-lineal de un espacio no lineal más grande), no siendo representativos para los cultivos de microorganismos (no lineal).

Los controladores de esquemas de control adaptativo cuyos parámetros se pueden identificar y variar en línea a medida que transcurre la fermentación han sido estudiados por un importante número de investigadores. Una revisión exhaustiva de las técnicas de control del fermentador fue publicada por Rani y Rao (1999). Esta revisión resume y hace referencia a más de 100 artículos publicados, muchos de los cuales tratan sobre varios aspectos del control avanzado. Estos incluyen programación dinámica, control adaptativo en línea, optimización en línea, control no lineal y control óptimo. Los ejemplos de control avanzado conocidos para bioprocesos industriales son:

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

- Control multivariable (por ejemplo, para controlar simultáneamente DO_2 y CO_2 usando aire controlado independientemente y alimentaciones de gas oxígeno puro).
- Modelo de control de referencia (por ejemplo, para controlar la glucosa en base a un sensor virtual). Los controladores de referencia del modelo son especialmente eficaces para minimizar el problema del tiempo muerto (es decir, el retraso del transporte) asociado con los instrumentos en línea.
- Control adaptativo (por ejemplo, ganancia adaptativa).

5.6.3 Sistema de control propuesto

Respecto del sistema de control propiamente dicho y para minimizar los inconvenientes de la propia dinámica del proceso de fermentación, se decide utilizar un control predictivo adaptativo. Esto es debido a que éste tiene la capacidad de adaptarse a las dinámicas cambiantes del proceso y permite controlar puntos de ajuste (parámetros) del proceso de cara al futuro. Se utiliza entonces un controlador recomendado por Clarke et. al. denominado Controlador Predictivo Generalizado (GPC), el cual es una extensión de las técnicas originales de varianza mínima generalizada actuando de esta forma como un controlador predictivo tipo horizonte que retrocede. Es decir, el controlador predice los cambios en las variables de proceso que probablemente ocurrirán en el futuro utilizando el conocimiento del proceso actual. Esto es lo que hace que el algoritmo sea más robusto que los controladores no predictivos. Las mejoras en la operación pueden resolverse mediante el control de retroalimentación a lazo cerrado, pudiendo evitarse la implementación de técnicas heurísticas.^[90]

Las tres variables ambientales del proceso a controlar son la temperatura, el pH y la presión. Para ello se proponen los siguientes tres sistemas de control:

- Sistema de control / ajuste de temperatura dentro del tanque de fermentación - comprende un controlador conectado con un termopar inmerso dentro del tanque de fermentación, el cual activa la válvula del sistema de enfriamiento.
- Sistema de control de pH - comprende un controlador de pH conectado con un electrodo de pH sumergido dentro del tubo de conexión entre el tanque de fermentación y el tanque de recirculación, el cual activa las válvulas del reactor y el agente corrector de pH; este sistema solo se usa para pequeñas correcciones de pH dentro del sistema en forma de dosificación.
- Sistema de control de presión dentro del reactor - comprende un controlador y un sensor de presión, el cual activa una válvula utilizada para evacuar el CO_2 producido dentro del sistema y activa las bombas utilizadas para la recirculación de líquido (agua de lavado) utilizado para lavar el CO_2 en el absorbedor, y retornar el etanol arrastrado al mezclador 2.

Cada reactor cuenta con todos estos sistemas de control mencionados, los cuales se conectan a un PLC que reactor recibe información del proceso a través de los sensores,

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

switches o pulsadores. Luego, mediante un microprocesador con las instrucciones y funciones previamente especificadas, realiza acciones de control sobre el sistema. Finalmente, estos PLCs se comunican con un sistema de adquisición de datos (SCADA) con una interfaz gráfica donde se puede visualizar todas las variables del proceso en tiempo real.

La utilización de los PLCs se fundamenta en sus ventajas operativas, las cuales permiten trabajar en amplios rangos de temperatura, suciedad, y son inmunes al ruido eléctrico. Además, son mecánicamente fuertes y resistentes a las vibraciones e impactos.

Por otro lado, otras variables de operación de cada reactor a tener en cuenta son el nivel de líquido y la velocidad del sistema de agitación. El nivel de líquido se sensa con los medidores tradicionales y comerciales de líquido, tal como el sensor de desplazamiento (flotante), y su control está dado por el propio PLC. En lo relativo a la velocidad del rotor del sistema de agitación disponible en el fermentador, se utiliza un controlador de velocidad. Este controlador es el encargado de ajustar la velocidad de giro del rotor midiendo la velocidad que tiene el equipo de agitación en cada momento y tomando las medidas oportunas para que ésta se ajuste al valor óptimo requerido.

Sensores en línea – Ensayos fuera de línea

Por otra parte, como se mencionó anteriormente, la implementación de los análisis fuera de línea conlleva que la medición pueda no ser lo suficientemente frecuente como para registrar todas las variables relevantes a corto plazo y casi con seguridad llevará a un retraso en el control del proceso. Por otro lado, la medición en línea de variables de proceso no solo proporciona un medio para monitorear el progreso de una fermentación sino que también permite la regulación del ambiente al que está expuesto un organismo. Dado que el entorno que existe dentro de un fermentador es una gran influencia en la realización de una fermentación, la regulación de las condiciones ambientales puede utilizarse para influir en el estado del organismo. Por lo tanto, es claro que un adecuado control de proceso debe basarse principalmente en un control en línea de las variables de operación, tratando de realizar los análisis fuera de línea solamente para lo inevitable. Por lo tanto, el sistema de control propuesto sugiere la utilización de la mayor cantidad de sensores en línea posibles para, de esta manera, tener datos suficientes para construir un modelo representativo del proceso, lo que repercute en un control óptimo de las variables de proceso.

VARIABLES CRÍTICAS Y SU CONTROL

Las variables críticas a controlar, tales como la biomasa, el sustrato (glucosa) y las concentraciones secundarias de productos, que caracterizan el estado y el progreso de una fermentación, son muy difíciles de medir con fiabilidad y rapidez para la supervisión de la fermentación y su control. Los pocos sensores / instrumentos que hay disponibles para tales fines no son lo suficientemente robustos, o son demasiado caros, para ser utilizados en aplicaciones de control industrial de rutina. En la actualidad, sin embargo, el análisis fuera de línea es una técnica común en la industria de fermentación y los resultados del ensayo pueden obtenerse a las dos horas en muestras tomadas, por ejemplo, cada 1 a 8 horas. Sin embargo, incluso fuera de línea, la biomasa es difícil de medir debido a la naturaleza compleja de los caldos de fermentación, que pueden contener mezclas de materiales naturales,

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

incluidos aceites inmiscibles, y una amplia gama de materiales biológicos e inorgánicos solubles e insolubles.

Es por esto que se decide estimar la concentración de masa celular a partir de la evolución del dióxido de carbono (CER) ya que están fuertemente correlacionados. Alford *et al.*^[81] utiliza una ecuación simple para estimar con precisión la masa celular en línea:

$$\text{CER} = k_1 \cdot \frac{dX}{dt} + k_2 \cdot X \quad ; \quad \text{donde } X \text{ es la masa celular y } t \text{ es el tiempo}$$

Esta ecuación supone que la actividad de respiración celular (representada por CER) proviene principalmente de dos tipos de actividades: (1) mantenimiento celular (proporcional a X) y (2) crecimiento celular (proporcional a dX / dt). Luego, ajustando esta ecuación a los datos históricos de X y CER, es posible determinar las constantes k1 y k2. Por lo tanto, con los resultados de CER, ya calculado en línea, es posible estimar la masa celular (X) en línea.

Esta estimación puede usarse como una base racional para ciertas decisiones de control del proceso, como cuándo se debe adicionar más caudal de biomasa. Cabe destacar que este método es bastante preciso en el inicio de la fermentación, no obstante a medida que avanza la reacción puede no ser representativo debido a que las actividades celulares involucradas en la síntesis del producto no se conocen en profundidad, y puede estar ocurriendo una muerte celular significativa o la inhibición del producto de forma considerable.^[81]

Es importante recalcar que el uso de una estimación inexacta de la biomasa, para propósitos de control, puede resultar en que el proceso sea conducido lejos de su trayectoria óptima definida a priori, derrotando así a uno de los propósitos principales de la estrategia de control. Por lo tanto, es esencial la corrección periódica de la biomasa estimada mediante alguna forma de medición directa. Se define entonces una política de control que incluye la toma de muestras del caldo de fermentación a intervalos de cuatro horas para así ajustar el proceso, en función de los ensayos de laboratorio y del modelo de estimación en línea propuesto, asegurando una correcta regulación de las variables de estado críticas. De esta forma, los resultados de los ensayos de laboratorio se suministran al estimador cada 4 horas y las estimaciones en línea se obtienen cada 2 horas con el uso de mediciones de gases residuales de dióxido de carbono. Mediante este sistema propuesto se logra estimar la concentración de la biomasa con bastante precisión, pues la frecuencia de muestreo es alta debido a que se está suministrando al modelo mucha información sobre el proceso.

El método para determinar la evolución del dióxido de carbono (CER) en el efluente gaseoso es la espectrometría de masas. Aunque sus mediciones implican a datos discretos es un método preciso y relativamente rápido para fines de control.

Por otra parte, la cuantificación de los azúcares y etanol se efectúa mediante cromatografía de líquidos de alta presión (HPLC), es decir, a través de ensayos fuera de línea.

Además, se recomienda tener un seguimiento de los sólidos suspendidos totales (SST) y de los sólidos suspendidos volátiles (SSV).^[92] Para ello, se propone tomar una muestra del

Capítulo 5: Diseño del sistema de reactores

caldo de fermentación (recordando que para la biomasa se toman cada 4 horas) para realizar la determinación de los SSV a través del método gravimétrico. Para los sólidos suspendidos totales basta con un conductímetro en la línea de proceso.

Finalmente, en la Tabla 5-10 se presenta el resumen de las variables de proceso controladas y su técnica de monitoreo. Además, se presenta un esquema simplificado del reactor en la Figura 5.8.

Tabla 5.10 – Control y monitoreo de las variables críticas.

Variable	Técnica de monitoreo
Biomasa	Estimación a través de CER
Sustrato (glucosa)	HPLC
Etanol	HPLC
CER (evolución del CO ₂)	Espectrometría de masas
SST	Conductímetro
SSV	Gravimetría
Velocidad de agitación	Controlador de velocidad
pH	Sistema de dosificación
Temperatura	Termopar
Presión	Manómetro
Nivel de líquido	Desplazamiento (flotante)
Caudales de proceso	Válvula de control o variador de velocidad del motor de la bomba
Caudales auxiliares (sistema de enfriamiento)	Válvula de control o variador de velocidad del motor de la bomba

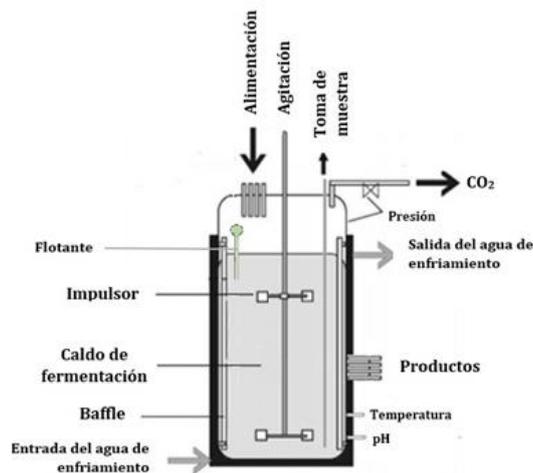


Figura 5.8 – Esquema simplificado del fermentador y sus variables controladas.

6 Diseño del sistema de separación

6.1 Introducción

La última etapa de la producción es el procesamiento de etanol para aumentar su concentración y así cumplir con las especificaciones requeridas por la normativa para su comercialización. Aguas abajo de los fermentadores, la concentración de etanol en el efluente de salida (caldo de fermentación) es de 12% en peso en agua. En la Figura 6.1. se presenta el diagrama del sistema de separación que se utilizó para purificar el etanol, el cual consta de tres columnas de destilación en serie.

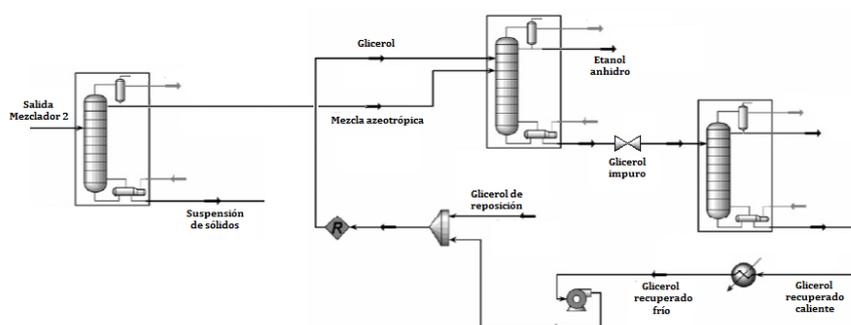


Figura 6.1 – Diagrama del sistema de separación.

Al realizar el tratamiento del dióxido de carbono, el cual se detalla en capítulos posteriores, se logra recuperar el etanol arrastrado en el venteo (corriente de etanol recuperado), ingresándose esta corriente al mezclador número 2, donde se homogeneiza el mismo con el efluente del sistema de reactores (caldo de fermentación). El efluente del mezclador es la alimentación al sistema de separación, es decir, a la primera columna de destilación.

Ahora bien, el caldo de fermentación proveniente del fermentador contiene agua, etanol y sólidos en suspensión, entre otros. La separación líquido-sólido se puede lograr de tres maneras: mediante una centrifugación, una prensa mecánica o una columna de destilación. [67] La forma más común de separación es mediante una columna de destilación, obteniéndose por el tope una mezcla de etanol y agua (aproximadamente 90% P/P de etanol) y por el fondo, una suspensión de sólidos (agua y sólidos). El diseño del sistema de columnas de destilación se desarrolla a continuación en este capítulo.

6.1.1 Principio de funcionamiento de una torre de destilación

Una torre de destilación se utiliza para separar o purificar un líquido y consiste en calentarlo hasta que se evaporizan sus componentes en sus diferentes puntos de ebullición, y luego volverlos a condensar. Esta separación ocurre gracias a las diferencias de volatilidad de los componentes de la mezcla. Para condensar el vapor a líquido, normalmente se utiliza una serie de platos, el líquido en cada plato alcanza el equilibrio con el vapor, luego el vapor sube

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

al siguiente plato y el líquido cae en el plato de abajo. Los componentes de la mezcla con menor punto de ebullición salen en la parte superior de la columna de destilación y los componentes con más alto punto de ebullición salen por la parte inferior de la columna.

La torre está constituida por tres equipos principales:

Reboiler o rehervidor: donde se aporta el calor necesario para la ebullición de la mezcla, y del cual se extrae la corriente de residuo. La ebullición de la mezcla en el reboiler da lugar a una corriente de vapor ascendente.

Columna: donde se ponen en contacto la fase vapor generada en el reboiler con el reflujo procedente del condensador.

Condensador: situado en cabeza de la columna, condensa todo el vapor que ha ascendido por la columna y suministra así una corriente líquida que se puede devolver íntegramente a la columna (reflujo total), o separar parcialmente como corriente de destilado.

6.2 Consideraciones en el diseño

A continuación, en la Tabla 6.1. se presenta la composición del caldo de fermentación que proviene del sistema de reactores.

Tabla 6.1 – Composición del caldo de fermentación. Salida del sistema de reactores.

W Caldo de fermentación	204.560,69	kg total / h
⊖ Etanol en solución	0,12	kg etanol / kg total
⊖ Glicerol	0,004	kg glicerol / kg total
⊖ Acido Succínico	0,0013	kg ac.succínico / kg total
⊖ Acido Láctico	0,0003	kg ac.láctico / kg total
⊖ Acido Acético	0,0003	kg ac.acético / kg total
⊖ Levadura	0,0198	kg levadura / kg total
⊖ Almidón	0,04	kg almidón / kg total
⊖ Agua total	0,72	kg agua / kg total
⊖ Acido Sulfúrico	0,0012	kg a.sulfúrico / kg total
⊖ Enzima (GSHE)	0,0007	kg enzima / kg total
⊖ Insolubles	0,06	kg insolubles / kg total
⊖ Solubles	0,03	kg solubles / kg total

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

El agua y el etanol se encuentran en la base de datos y, debido a que ésta es acotada en el simulador UniSimR390, se decide modelar los restantes compuestos como hipotéticos. Para ello se utilizan las siguientes aproximaciones propuestas por la bibliografía consultada para el simulador Aspen ^[94] y se modelan los compuestos hipotéticos tal como lo propone Wooley *et. al.* ^[95]

- Ácidos: Dado a que se encuentran en una proporción pequeña, se desprecian y se considera su caudal másico como caudal de agua.
- Insolubles, Almidón, Levadura y Enzimas.
Insolubles: Dado que los insolubles están conformados por compuestos celulósicos, se considera como aproximación que éstos son celulosa.
Almidón, Levadura y Enzimas: Estos compuestos no se encuentran en la base de datos, por lo tanto, se modelan como celulosa.
La celulosa se modela como compuesto hipotético incorporando las siguientes propiedades:
PM = 162,1236 g/mol
Calor de formación = -976.362.000 J / Kmol
Calor específico = 38.409 J / Kmol K
Volumen molar de sólido = 0.106 m³ / Kmol
Densidad = 1.500 kg / m³
- Solubles: Los solubles están conformados por proteína y glucosa, que queda sin reaccionar de la fermentación, en conjunto con otras sustancias, las cuales se encuentran en cantidades pequeñas. Por lo tanto, dado que la glucosa es el soluble de mayor proporción en esta corriente, es modelada como dextrosa.

Respecto del diseño general, los principales inconvenientes a la hora de realizar el diseño de los sistemas de separación son la especificación de la corriente que contiene los compuestos que se desea separar y los productos que se desean obtener con sus respectivos grados de pureza. El diseño se realiza a partir del simulador UniSim@R390. En primer lugar, se realiza el método corto propuesto por el simulador y así obtener los valores semilla para luego completar el método largo y obtener el diseño óptimo de la columna.

6.3.1 Suposiciones realizadas

Las suposiciones que se han hecho para simplificar el modelo son:

- ⌚ No hay pérdidas de calor a lo largo de la torre, la columna es adiabática.
- ⌚ El condensador es total, por lo tanto, el caudal de vapor desde el tope de la columna es el mismo que el del reflujo y el de la corriente de destilado.
- ⌚ No existe caída de presión a lo largo de la columna.
- ⌚ Cada fase está perfectamente mezclada en cada segmento.
- ⌚ El equilibrio líquido-vapor sólo ocurre en la interfase.
- ⌚ El condensador y el reboiler se tratan como etapas de equilibrio.
- ⌚ Los coeficientes de transferencia de calor son constantes para todos los segmentos.

6.3.2 Selección del tipo de columna

Hay dos tipos de contactos: por etapas o en continuo, el primero se consigue utilizando columnas de platos, mientras que el segundo se consigue con el uso de columnas rellenas.

La columna de platos tiene en su interior una serie de platos en los cuales se produce el contacto entre la fase gas y la fase líquida. A la hora de su diseño son determinantes aspectos tales como los caudales de líquido y de vapor, las condiciones de operación, el régimen de flujo deseado, diámetro y área del plato, tipo de plato, superficie de burbujeo, área del vertedero, número de pasos y espaciamiento entre platos, y por último un diagrama preliminar que muestre la disposición de los platos y sus bajantes. La pérdida de carga es superior a la de las columnas de relleno (10 mbar por etapa teórica).

La columna rellena tiene en su interior un relleno que permite un buen contacto entre la fase gas y la fase líquida. Los elementos que componen el relleno pueden ser de diferentes tipos, escogidos según las características requeridas por la operación de destilación: aleatorios o estructurados. Los rellenos aleatorios suelen utilizarse en sistemas con bajo caudal de líquido y de gas ya que evitan la formación de espuma; y también debido a su baja pérdida de carga (3-4 mbar por etapa teórica equivalente) es posible su uso en sistemas a vacío aunque no son los más recomendables. Los rellenos ordenados presentan una baja pérdida de carga (1,5-2 mbar por etapa teórica equivalente) y una alta eficiencia, lo que los hace ser los más utilizados en sistemas a vacío y en otros no espumosos con bajo contenido en sólidos.

Para este proyecto se propone utilizar columnas de platos debido a su flexibilidad y su facilidad de limpieza para trabajar con un líquido con sólidos, como lo es el caldo de fermentación, debido a que al utilizar una columna rellena puede existir la posibilidad de deposición de sólidos que obstruyan el paso de fluidos a través del relleno. Por otro lado, en bibliografía se utilizan generalmente este tipo de columnas para la destilación azeotrópica y extractiva del etanol. [97, 98, 99]

6.3 Diseño de la primera columna de destilación

6.4.1 Corriente de Alimentación

Al realizar el tratamiento del dióxido de carbono se logra recuperar el etanol arrastrado en el venteo (corriente de etanol recuperado), ingresándose esta corriente al mezclador número 2, donde se homogeneiza el mismo con el efluente del sistema de reactores (caldo de fermentación). El efluente del mezclador es la alimentación al sistema de separación, es decir, a la primera columna de destilación.

A partir de las consideraciones mencionadas anteriormente, se exponen las corrientes de entrada y salida del mezclador 2.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

Tabla 6.2 – Corrientes del Mezclador 2

$W_{\text{Caldo de fermentación}}$	204.560,7	kg total / h
ω_{Etanol}	0,120	kg etanol / kg total
ω_{Agua}	0,724	kg agua / kg total
ω_{Celulosa}	0,126	kg celulosa / kg total
ω_{Dextrosa}	0,030	kg dextrosa / kg total
$W_{\text{Etanol recuperado}}$	14.869,5	kg total / h
ω_{Etanol}	0,016	kg etanol / kg total
ω_{Agua}	0,984	kg agua / kg total
$W_{\text{Efluente mezclador 2}}$	219.430,2	kg total / h
ω_{Etanol}	0,113	kg etanol / kg total
ω_{Agua}	0,742	kg agua / kg total
ω_{Celulosa}	0,117	kg celulosa / kg total
ω_{Dextrosa}	0,028	kg dextrosa / kg total

6.4.2 Método corto

Se presentan a continuación, en la Tabla 6.3, los resultados obtenidos al realizar el método corto en el simulador, donde se define el clave liviano en el fondo como la corriente de etanol y el clave pesado en el destilado como el agua.

Tabla 6.3 - Resultados del método corto 1er columna

Mínimo número de platos	10
Número de platos	19
Alimentación óptima	18
Mínima relación de reflujo	3,308

Para el diseño del primer destilador se tienen en cuenta las condiciones operacionales que figuran en la Tabla 6.4. Además, en todas las simulaciones se enumeran los platos de arriba hacia abajo, siendo el 1 el siguiente al condensador.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

Tabla 6.4 – Condiciones de operación de la primera columna.

Parámetro	Valor
Presión de alimentación	101,325 kPa
Caudal másico de alimentación	219.430,2 kg / h
Caudal másico de destilado	26.337,6 kg / h
Caudal másico de residuo	193.052,6 kg / h
Presión del condensador	101,325 kPa
Calor del condensador	$-1,79 \cdot 10^8$ kJ/h
Presión del rehervidor	101,325 kPa
Calor del rehervidor	$2,31 \cdot 10^8$ kJ/h

6.4.3 Determinación de la relación de reflujo óptimo

Para determinar la relación de reflujo óptima se grafica el producto del número de platos y el reflujo en función del número de platos, donde el valor óptimo se obtiene del mínimo de la curva, como se muestra en la Figura 6.2.

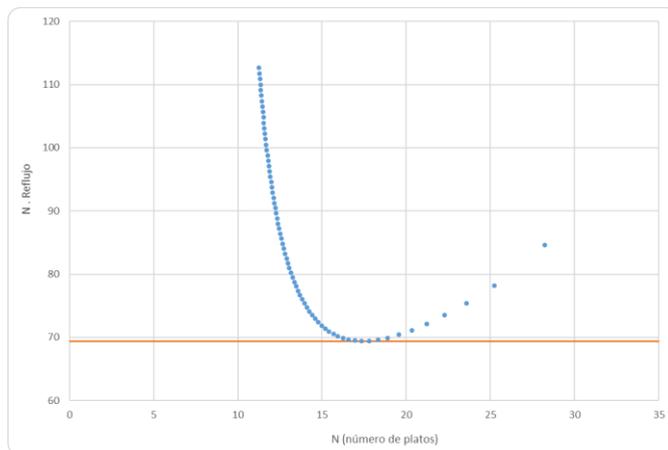


Figura 6.2. Relación de reflujo mínima para la 1er columna.

El mínimo de la columna es el punto (69,42 ; 17,35), por lo tanto, el número de platos de la columna es de 19 y la relación de reflujo óptima es la relación de estos valores:

$$R_{\text{óptimo}} = \frac{69,42}{17,35} = 4$$

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

6.4.4 Método largo

Se desea recuperar el 99,99% del etanol y lograr una concentración del mismo cercana a la azeotrópica. A partir de las condiciones de operación de la Tabla 6.3, se realiza la simulación y se presentan a continuación, en la Tabla 6.5, los resultados obtenidos.

Cabe aclarar, que la alimentación se realiza en el plato 13 y el reflujo utilizado fue de 6,35, los cuales son diferentes a los arrojados por el método corto, con los cuales se obtienen mejores resultados.

Tabla 6.5 - Composición másica de las corrientes de entrada y salida de la primera columna.

Composición	Alimentación	Destilado	Residuo
w etanol	0,113	0,938	Trazas
w agua	0,742	0,062	0,835
w celulosa	0,117	0,000	0,133
w dextrosa	0,028	0,000	0,032

6.4.5 Perfiles de temperatura y composición

Se presentan a continuación los perfiles obtenidos a partir de la simulación para la primera columna, donde el plato 1 corresponde al condensador y el último plato, al rehervidor.

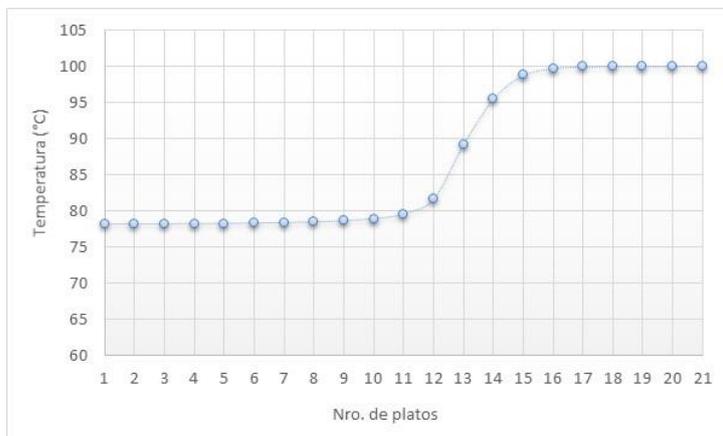


Figura 6.3 - Perfil de temperatura de la primera columna.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

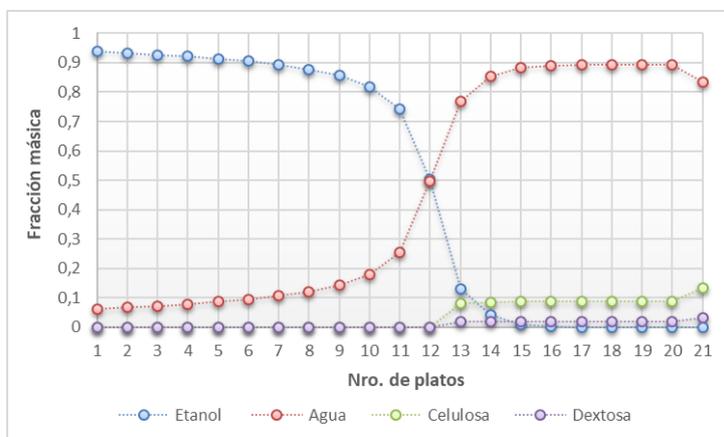


Figura 6.4 – Perfil de temperatura de la primera columna.

6.4 Diseño de la segunda columna de destilación - Extractiva

La corriente de tope que sale de la primera columna (mezcla etanol-agua) ingresa como alimentación de la segunda columna de destilación, donde se realiza la destilación extractiva con glicerol como solvente.

6.5.1 Determinación del número de platos

Para la determinación del número de platos de la columna se impone una pérdida máxima de etanol por el residuo de 0,5 kg/h, analizándose los requerimientos de calor del rehervidor y la pérdida de glicerol en el destilado. Cabe aclarar que se consideró una relación de caudales molares de $S/F=0,35$, dado que en bibliografía se especifican valores típicos en un rango de 0,3-0,4 [70].

Tabla 6.6 – Número de platos óptimo.

Número de platos	w etanol tope [kg et / kg tot]	W glicerol destilado [kg / h]	W etanol residuo [kg / h]	Calor del rehervidor [kJ/h]
15	0,998	1,229	47,5	$4,815 \cdot 10^7$
20	0,999	1,999	0,50	$4,058 \cdot 10^7$
21	0,999	2,215	0,47	$3,935 \cdot 10^7$
22	0,999	2,582	0,42	$3,774 \cdot 10^7$
23	0,999	2,812	0,42	$3,693 \cdot 10^7$
24	0,999	2,942	0,37	$3,653 \cdot 10^7$
25	0,999	3,084	0,40	$3,613 \cdot 10^7$

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

Como se observa en la Tabla 6.6, a partir del plato 20 ya se verifica el requerimiento de las pérdidas de etanol. Ahora bien, al disminuir el calor del rehervidor, aumentan las pérdidas de glicerol, por lo que se decide utilizar un número de platos de 22 (valor intermedio), a fin de compensar estos efectos.

6.5.2 Determinación del plato óptimo de alimentación

El análisis es análogo a la determinación del número de platos, donde se debe verificar el cumplimiento de la composición de etanol en el destilado y pérdidas de etanol en el residuo menores a 0,5 kg/h.

Tabla 6.7 – Plato óptimo de alimentación.

Plato de alimentación	w etanol tope [kg et / kg tot]	W glicerol destilado [kg / h]	W etanol residuo [kg / h]	Calor del rehervidor [kJ/h]
5	0,995	2,517	251,88	$3,754 \cdot 10^7$
10	0,999	2,581	6,02	$3,774 \cdot 10^7$
11	0,999	2,582	0,42	$3,774 \cdot 10^7$
12	0,999	2,582	0,42	$3,774 \cdot 10^7$
13	0,999	2,582	1	$3,774 \cdot 10^7$
15	0,999	2,579	11,12	$3,772 \cdot 10^7$
20	0,999	2,462	618,44	$3,719 \cdot 10^7$

Con lo cual, el plato óptimo de alimentación puede ser tanto el plato 11 como el plato 12, ya que el calor del rehervidor no varía considerablemente y en ambos casos se cumplen los requerimientos.

Por otro lado, el calor del rehervidor por kilogramo de etanol por hora producido, resulta de:

$$\frac{Q}{D} = 1.526 \text{ kJ/kg etanol}$$

Este valor es similar al hallado en bibliografía (1.249 kJ/kg etanol) ^[59].

Por otro lado, la corriente del solvente (glicerol) se definió ubicarla en el primer plato dado que en bibliografía ^[59,97] ésta se suele ubicar cerca del tope para mejorar el contacto entre fluidos.

6.5.3 Determinación de la relación S/F óptima

Para confirmar la relación molar S/F típica encontrada en bibliografía (0,3 a 0,4) ^[70], se simuló la columna con distintos valores, donde el caudal de alimentación es el efluente de

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

tope de la primera columna ($F=26.377,62 \text{ kg/h} = 628,18 \text{ kmol/h}$). El número de platos y el plato óptimo son los determinados anteriormente.

Los resultados obtenidos se presentan a continuación en la Tabla 6.8.

Tabla 6.8 – Relación S/F óptima.

Relación S/F	w etanol tope [kg et / kg tot]	W glicerol destilado [kg / h]	W etanol residuo [kg / h]	Calor del rehervidor [kJ/h]
0,2	0,986	1,164	783,26	$3,491 \cdot 10^7$
0,3	0,997	2,105	123,67	$3,674 \cdot 10^7$
0,35	0,999	2,582	0,42	$3,774 \cdot 10^7$
0,4	0,999	3,039	0,018	$3,87 \cdot 10^7$
0,5	0,999	3,994	0,004	$3,08 \cdot 10^7$

Se selecciona el valor óptimo deseando tener pérdidas de etanol en el residuo menores a $0,5 \text{ kg/h}$ y con el menor calor de rehervidor posible. Como se observa en la Tabla 6.8, la relación $S/F=0,35$ es la que cumple estas condiciones y, por lo tanto, es la relación seleccionada.

6.5.4 Determinación de la relación de reflujo óptima

Para determinar la relación de reflujo óptima se utiliza la herramienta Case Study del simulador, analizando esta variable en función de la composición molar de etanol en el destilado y del caudal másico de etanol en el destilado. Los resultados se presentan en la Figura 6.5.

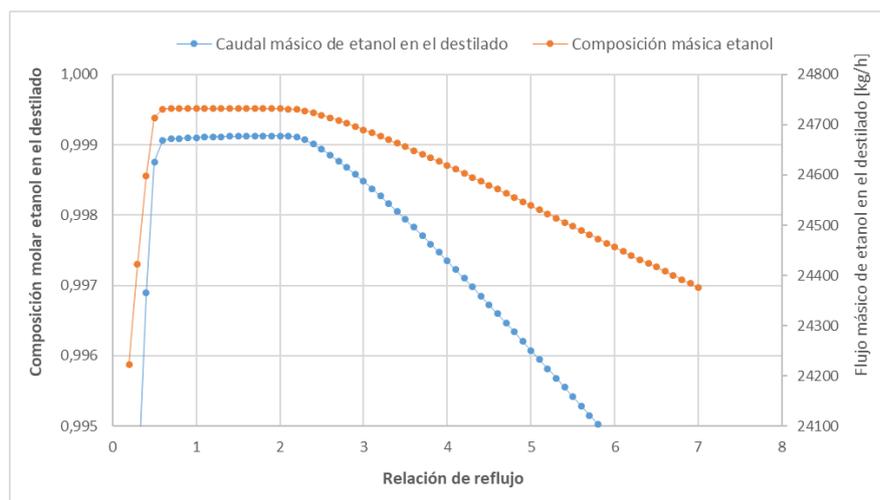


Figura 6.5. Variación de las especificaciones en función de la relación de reflujo.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

La relación de reflujo óptima es la menor relación de reflujo, pues implica el menor requerimiento de calor en el condensador, que verifique la especificación de fracción másica de etanol (0,999) y mostrándose el caudal másico de etanol en el destilado (24.731,6 kg/h). Como se observa en la Figura 6.5, la relación de reflujo óptima es de aproximadamente 0,6.

6.5.5 Método largo

Las condiciones de operación para la segunda columna se pueden visualizar en la Tabla 6.9.

Tabla 6.9 – Condiciones de operación de la segunda columna.

Parámetro	Valor
Presión de alimentación	101,325 kPa
Presión del condensador	101,325 kPa
Calor del condensador	$-3,372 \cdot 10^7$ kJ/h
Presión del rehervidor	101,325 kPa
Calor del rehervidor	$3,774 \cdot 10^7$ kJ/h

Se presentan a continuación, en la Tabla 6.10, los resultados obtenidos al realizar el método largo en el simulador.

Tabla 6.10 – Composición másica de las corrientes de entrada y salida segunda columna.

Composición másica	Alimentación Proceso (agua - etanol)	Alimentación Solvente (glicerol)	Destilado	Residuo
w etanol	0,938	0,000	0,999	Trazas
w agua	0,062	Trazas	Trazas	0,074
w celulosa	0,000	0,000	0,000	0,000
w dextrosa	0,000	0,000	0,000	0,000
w glicerol	0,000	0,999	Trazas	0,926
Caudal másico				
W total	26.377,6 kg / h	20.248,9 kg / h	24.754,7 kg / h	21.871,8 kg / h

Como se observa en la Tabla 6.10, en la corriente de residuo existen trazas de etanol y en el destilado se logra llegar a una composición másica mayor a la requerida por la legislación (0,993) mencionada en capítulos anteriores.

6.5.6 Perfiles de temperatura y composición

Se presentan a continuación los perfiles obtenidos a partir de la simulación para la segunda columna, donde el plato 1 corresponde al condensador y el último plato, al rehervidor. Las gráficas obtenidas son consistentes con las halladas en bibliografía [59,70].

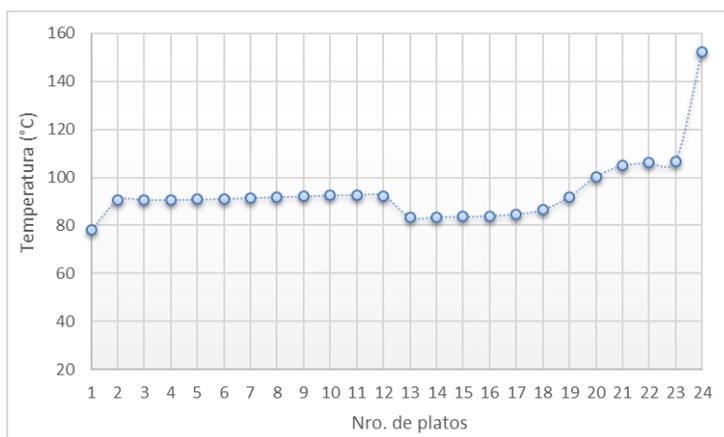


Figura 6.6 – Perfil de temperatura de la segunda columna.

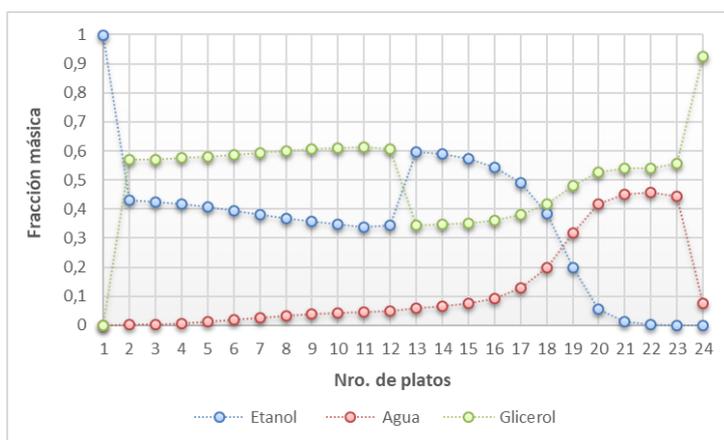


Figura 6.6 – Perfil de temperatura de la segunda columna.

6.5 Diseño de la tercera columna de destilación – Recuperación del solvente.

La corriente de fondo efluente que sale de la segunda columna (mezcla glicerol-agua) ingresa como alimentación de la tercera columna de destilación, donde se realiza la destilación para separar por el tope una corriente de agua y recuperar por el fondo glicerol, el cual será realimentado a la segunda columna.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

En base a bibliografía la presión de operación de la torre de recuperación del solvente debe ser menor a la atmosférica para evitar la descomposición del glicerol ($T_{\text{descomposición}}=280^{\circ}\text{C}$) y puede tomar valores desde 20 kPa hasta 60 kPa, dependiendo de las condiciones de operación de la columna. Para disminuir los costos de despresurización, se decide operar la columna a 45 kPa, ya que esta presión es suficiente para cumplir las especificaciones deseadas de purificación del glicerol. Por otro lado, se decide alimentar la corriente de glicerol con impurezas a la presión de la columna, realizando una expansión previa a su ingreso a través de una válvula, para mejorar el rendimiento de la torre.

6.6.1 Método corto

Se presentan a continuación, en la Tabla 6.11 los resultados obtenidos al realizar el método corto en el simulador, donde se define el clave liviano en el fondo como la corriente de agua y el clave pesado en el destilado como el glicerol.

Tabla 6.11 – Resultados del método corto de la tercera columna.

Mínimo número de platos	4
Número de platos	11
Alimentación óptima	6
Mínima relación de reflujo	0,006

6.6.2 Determinación de la relación de reflujo óptima

Para determinar la relación de reflujo óptima se utiliza la herramienta Case Study del simulador, analizando esta variable en función de la composición másica de etanol en el destilado y del caudal másico de etanol en el destilado. Los resultados se presentan en la Figura 6.7.

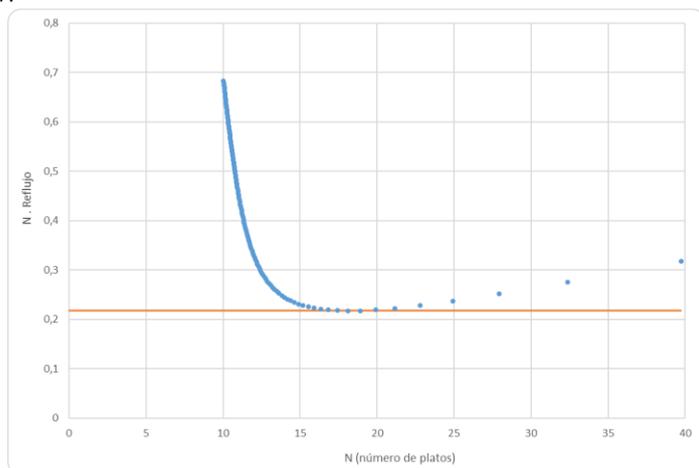


Figura 6.7 – Relación de reflujo óptima.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

El mínimo de la columna es el punto (0,217 ; 18,09), por lo tanto, el número de platos de la columna es de 15 y la relación de reflujo óptima es la relación de estos valores:

$$R_{\text{óptimo}} = \frac{0,217}{18,09} = 0,012$$

6.6.3 Método largo

Las condiciones de operación para la segunda columna se pueden visualizar en la Tabla 6.12.

Tabla 6.12 - Condiciones de operación de la tercera columna.

Parámetro	Valor
Presión de alimentación	45 kPa
Presión del condensador	60 kPa
Calor del condensador	$-3,5 \cdot 10^6$ kJ/h
Presión del reboiler	60 kPa
Calor del reboiler	$2,04 \cdot 10^7$ kJ/h

Se plantea como requerimiento que se obtenga glicerol puro en la corriente de fondo y que la recuperación de glicerol sea de 99,92%. Para cumplir dichos requerimientos se debe utilizar una relación de reflujo de 0,04 ya que de lo contrario, con la relación de reflujo óptima, no se logran las especificaciones deseadas. Se presentan a continuación, en la Tabla 6.13, los resultados obtenidos al realizar el método largo en el simulador.

Tabla 6.13 - Composición másica de las corrientes de entrada y salida tercera columna.

Composición másica	Alimentación (glicerol - etanol)	Destilado (agua)	Residuo (glicerol)
w etanol	Trazas	Trazas	0,000
w agua	0,07	0,999	Trazas
w celulosa	0,000	0,000	0,000
w dextrosa	0,000	0,000	0,000
w glicerol	0,926	Trazas	0,999
Caudal másico			
W total	21.871,81 kg / h	1.625,29 kg / h	20.246,52 kg / h

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

El caudal de glicerol puro no es el suficiente para ser reciclado en la segunda columna de destilación, por lo que debe agregarse un caudal de glicerol de reposición. El caudal del mismo es:

$$W_{\text{glicerol reposición}} = W_{\text{glicerol alimentado a 2da columna}} - W_{\text{glicerol recuperado de 3ra columna}}$$

$$W_{\text{glicerol reposición}} = 20.248,9 \text{ kg/h} - 20.246,5 \text{ kg/h} = 2,4 \text{ kg/h}$$

6.6.4 Perfiles de temperatura y composición

Se presentan a continuación los perfiles obtenidos a partir de la simulación para la tercera columna, donde el plato 1 corresponde al condensador y el último plato, al rehervidor. Las gráficas obtenidas son consistentes con las halladas en bibliografía [59,70].

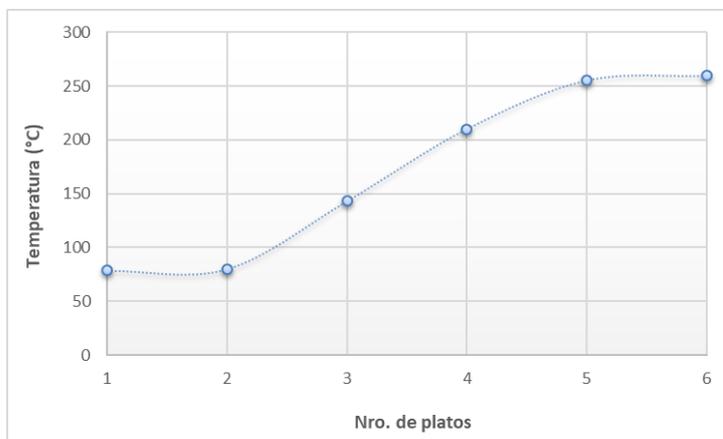


Figura 6.8 – Perfil de temperatura de la tercera columna.

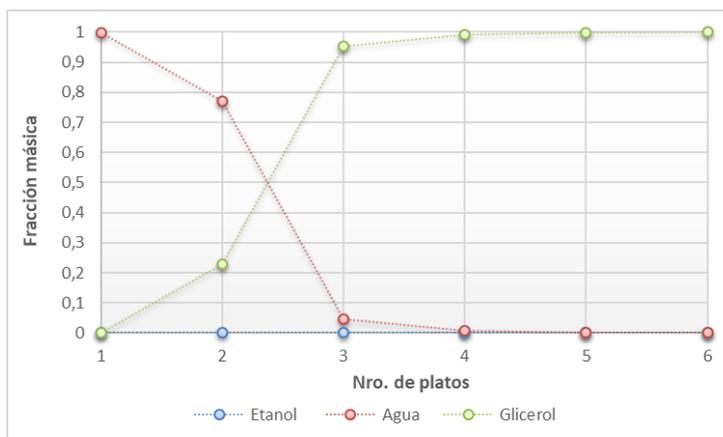


Figura 6.9 – Perfil de temperatura de la tercera columna

6.6 Análisis de variantes al arreglo tradicional

A partir del diseño básico planteado, se decide hacer ciertas modificaciones para observar los resultados. En primer lugar, se analiza la alternativa de que la salida de destilado de la primera columna se encuentre como vapor saturado. Luego, se estudia una variación en la temperatura de ingreso del caldo de fermentación a la primera columna y, por último, se modifica la temperatura de ingreso del glicerol a la segunda columna, exponiéndose los resultados.

6.7.1 Variación de la temperatura de ingreso de la corriente de ingreso de la columna 1

Se analizó también la posibilidad de que la entrada de la primera columna sea a una temperatura diferente de 35°C, manteniendo constante todo el resto de parámetros, como la cantidad de platos, el plato de alimentación, la relación de reflujo, presión, etcétera.

Ante este cambio, la concentración de salida del destilado y la recuperación del etanol prácticamente no varía. Sin embargo, se observa que el calor necesario de rehervidor disminuye linealmente a medida que aumenta la temperatura de la alimentación, a través de la Figura 6.10.

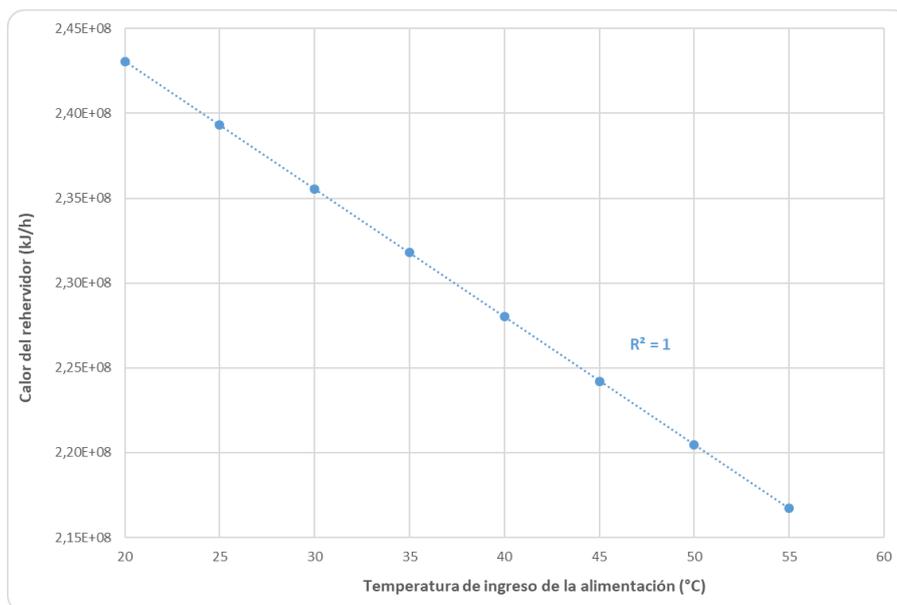


Figura 6.10 – Variación del calor del rehervidor en función de la temperatura de ingreso.

A partir de esto se puede decir que el calor que se ahorra en el rehervidor es del mismo orden que el calor necesario para el calentamiento de la corriente de entrada, con lo cual se concluye que esta modificación no genera una mejora relevante en el diseño.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

6.7.2 Variación de la temperatura de ingreso del glicerol

En el caso base, el glicerol entra a 90°C a la columna extractiva. Sin embargo, la salida de glicerol de la columna de recuperación se encuentra a una temperatura muy superior, con lo cual, es necesario utilizar un intercambiador de calor para enfriar la corriente. Entonces, se analiza el efecto de la temperatura de entrada del glicerol en la columna extractiva. Para ello, se mantiene constante todo el diseño de la columna y sus variables.

Se observa en la Tabla 6.14 que, a mayor temperatura de alimentación de glicerol, menor es el calor entregado por el rehervidor.

Tabla 6.14 – Comparación de los datos hallados en la columna extractiva.

Temperatura de glicerol [°C]	w etanol tope [kg et / kg tot]	W glicerol destilado [kg / h]	W etanol residuo [kg / h]	Calor del rehervidor [kJ/h]	Calor del condensador [kJ/h]
80	0,999	2,453	0,22	$3,826 \cdot 10^7$	$-3,369 \cdot 10^7$
90	0,999	2,582	0,42	$3,774 \cdot 10^7$	$-3,372 \cdot 10^7$
95	0,999	2,653	0,64	$3,748 \cdot 10^7$	$-3,373 \cdot 10^7$
100	0,999	2,727	1,04	$3,721 \cdot 10^7$	$-3,374 \cdot 10^7$
259,8	0,988	16,13	648,27	$2,83 \cdot 10^7$	$-3,504 \cdot 10^7$

Teniendo en cuenta el requerimiento impuesto de pérdidas de etanol en el residuo menores a 0,5 kg/h, se observa que con una temperatura de ingreso del glicerol de 80°C, las pérdidas de etanol en el residuo son menores que para el caso de 90°C (caso original). No obstante, esto conlleva un aumento del calor del rehervidor sumado al hecho que se debe enfriar 10°C más la corriente de glicerol. Por lo tanto, dado que con 90°C se satisfacen los requerimientos, se selecciona esta temperatura como la óptima.

Además, recordando que la temperatura del glicerol de la corriente a recircular de la tercera columna es de 259,8°C, las pérdidas de etanol en el residuo son importantes y no cumplen el requerimiento impuesto, por lo que se debe utilizar un intercambiador de calor para enfriar esta corriente a los 90°C.

6.7 Dimensionamiento de las columnas

6.8.1 Diseño hidráulico

Para el diseño hidráulico de la primera columna, se decide trabajar con platos perforados debido a que son el tipo de plato menos costoso y ya que no presenta desventajas respecto de los platos de válvula o de campana, esto sumado al hecho de ser ampliamente usados para este tipo de destilación al estudiar la bibliografía. [98] Cabe aclarar que los platos de tipo campana, o casquete de borboteo, tiene importantes problemas con fluidos corrosivos. Debido a que la corriente tiene biomasa se descarta su implementación, ya que la biomasa, en determinadas condiciones de concentración, puede depositarse en las paredes de la torre y formar biopelículas (biofilms) que corroen el material. A continuación, se expone un esquema ilustrativo de la columna de destilación.

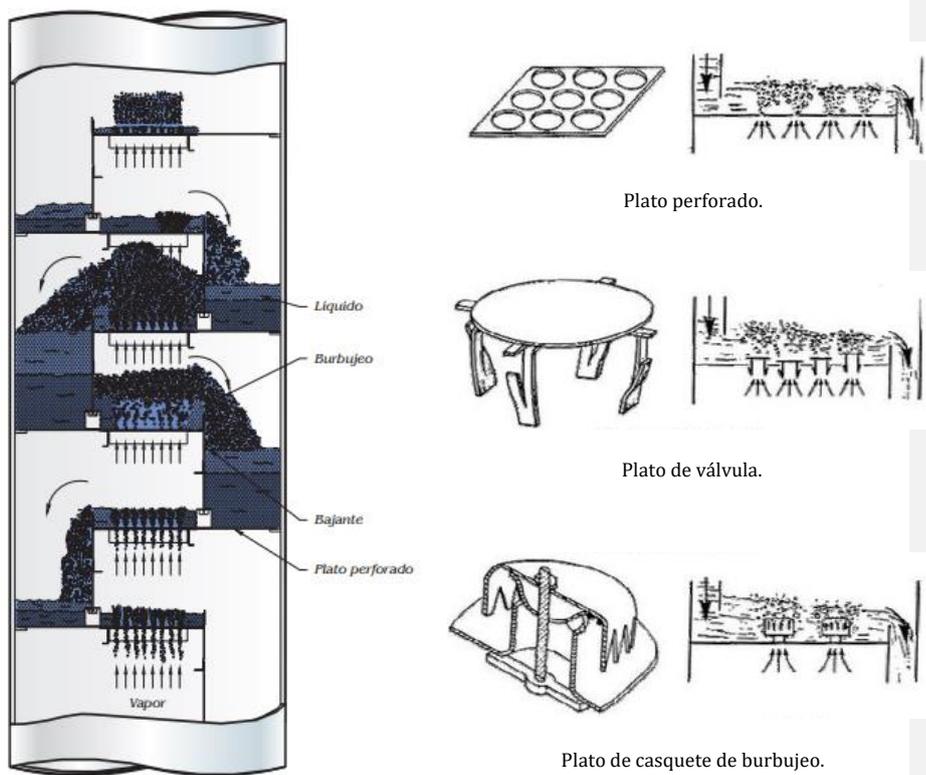


Figura 6.11 – Esquema de una columna de destilación y los distintos tipos de platos.
Fuente: MAPESA. Manufacturas Petroleras. Boletín#300.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

Tabla 6.15 – Dimensionamiento de la primera columna.

Parámetro	Valor
Tipos de platos	Perforados
Diámetro	4,9 m
Área transversal	18,68 m ²
Altura teórica	11,58 m
Espaciamiento entre platos	609,6 mm
Área activa	16,03 m ²
Longitud del vertedero	50,8 mm
Longitud total del vertedero	2247 mm

Por otro lado, para el diseño hidráulico de la segunda columna de destilación, se decide trabajar con platos de válvulas, a pesar de ser más costosas que los platos perforados, dado que son los recomendados para la destilación extractiva ya que mejoran el contacto líquido-vapor, factor fundamental para este tipo de destilación. ^[99] Luego, al simular la columna, se presenta en la Tabla 6.16 el dimensionamiento que brinda el simulador.

Tabla 6.16 – Dimensionamiento de la segunda columna.

Parámetro	Valor
Tipos de platos	Válvula
Diámetro	2,2 m
Área transversal	3,58 m ²
Altura teórica	13,41 m
Caída de presión	28,74 kPa
Espaciamiento entre platos	609,6 mm
Área activa	2,99 m
Longitud del vertedero	50,8 mm
Longitud total del vertedero	1467 mm

Para la tercera columna, debido a que el funcionamiento de la misma no se ve modificado por la utilización de platos perforados o de platos de válvulas, se decide utilizar platos perforados por ser menos costosos. Los resultados del simulador para esta columna arrojaron los resultados presentados en la Tabla 6.17.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

Tabla 6.17 – Dimensionamiento de la tercera columna.

Parámetro	Sección 1
Tipos de platos	Perforados
Diámetro	1,6 m
Área transversal	1,82 m ²
Altura teórica	2,44 m
Espaciamiento entre platos	609,6 mm
Área activa	1,51 m ²
Longitud del vertedero	50,8 mm
Longitud total del vertedero	1063 mm

Por otro lado, la eficiencia de los platos es típicamente de 0,7, por lo tanto, es posible obtener el número de platos reales para cada columna. Además, la altura real de la torre es el producto del número de platos reales por el espaciamiento entre platos. En la Tabla 6.18 se presenta un resumen de los parámetros de diseño de cada columna.

Tabla 6.18 – Resumen de las columnas de destilación.

Parámetro	Primera columna	Segunda Columna	Tercera columna
Número de platos teóricos	19	22	4
Espaciamiento entre platos	0,61 m	0,61 m	0,61 m
Plato de alimentación	Corriente proceso: 13	Corriente proceso: 12 Corriente solvente: 1	Corriente proceso: 2
Número de platos reales	28	32	6
Presión de operación	101,325 kPa	101,325 kPa	45 kPa
Relación de reflujo	6,35	0,59	0,2
Calor del condensador	$-1,799 \cdot 10^8$ kJ/h	$-3,372 \cdot 10^7$ kJ/h	$-4,525 \cdot 10^6$ kJ/h
Calor del rehervidor	$2,318 \cdot 10^8$ kJ/h	$3,774 \cdot 10^7$ kJ/h	$1,056 \cdot 10^7$ kJ/h
Altura teórica	11,58 m	13,41 m	2,44 m
Altura real	17,08 m	19,52 m	3,66 m

6.8.2 Parámetros de construcción

Más allá del dimensionamiento hidráulico de la torre, se especifican a continuación las características constructivas más importantes de la columna como lo son el material de construcción, el diámetro de los orificios de los platos y el espesor de los platos.

- El material de construcción elegido es el acero inoxidable 304, al igual que en el sistema de reactores, por sus buenas propiedades mecánicas y que, a la vez, ofrece una buena resistencia a la corrosión ante los productos (biomasa) que se manipulan en el interior de este equipo.
- El diámetro de los orificios para platos perforados puede variar desde medidas típicas como 1/8" a 1", donde el valor típico es de 1/2", por lo cual éste es el valor elegido. ^[100]
- El espesor del plato depende del diámetro del orificio y del material de construcción. Según el diámetro de orificio y el material seleccionado, el espesor del plato debe ser de 0,16 mm. ^[100]

6.8 Diseño del sistema de control

Se presenta un diseño cualitativo del sistema de control con el que debe contar una torre de destilación de forma de mantener los parámetros operativos en los valores adecuados y lograr cumplir con las especificaciones deseadas.

En un sistema de control existen tres tipos de variables: las manipuladas, las controladas y las posibles perturbaciones, donde su selección depende de la estrategia de control que se va a implementar para cumplir con los objetivos de control. Dichos objetivos son en primer lugar obtener una operación segura y estable, y en segundo lugar, cumplir con las especificaciones del proceso. Por tanto para cumplir con el primer objetivo de control hay que decidir qué variables manipuladas se van a utilizar para controlar los niveles de líquido del tanque de reflujo y del fondo de la columna, así como la presión de la misma. Luego con las variables manipuladas restantes se cerrarán los lazos de composición para cumplir con el segundo objetivo.

6.9.1 Controladas

Las variables que generalmente son controladas en una columna de destilación sin extracciones laterales son: la presión, los niveles de líquido en el fondo de la columna y en la cámara de reflujo, y la composición de destilado y producto de fondo. Estas variables se pueden dividir en dos tipos:

- Variables que deben ser controladas.- Dentro de este tipo se incluyen la presión y los niveles. Dichas variables son controladas para cumplir el primero de los objetivos de control, por tanto sus valores deseados (set point) son establecidos únicamente teniendo en cuenta consideraciones de seguridad y estabilidad de la operación, ignorando las especificaciones de los productos. Es necesario mantener la presión y los niveles de líquido constantes para prevenir la acumulación de vapor y de líquido respectivamente. Si esta acumulación (positiva o negativa) no se previene, un sistema continuo no puede operar de manera estable ni alcanzar el estado estacionario.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

- Variables que pueden ser controladas.- En este tipo se incluyen las composiciones de destilado y producto de fondo. Estas variables se controlan para cumplir con el segundo objetivo de control, por tanto sus valores deseados se establecen solamente por las especificaciones de pureza de los productos. Estos controles de composición pueden ser directos, es decir, utilizando medidores de composición en las corrientes productos; o indirectos, es decir, midiendo una propiedad representativa de la composición del producto, como por ejemplo la densidad, la presión de vapor, punto de congelación, y el más común, la temperatura de un plato.

En resumen, de las cinco variables controladas, tres de ellas (niveles de líquido y presión) se utilizarán para cumplir el primer objetivo de control; y dos (composición de los productos) para cumplir el segundo objetivo.

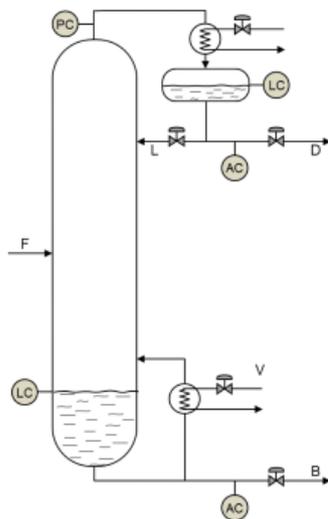


Figura 6.12. Variables controladas y manipuladas en una columna de destilación.

6.9.2 Manipuladas

Las variables que son generalmente manipuladas son aquellas que se manipulan variando sus caudales a través del elemento final de control. Manipulando estas corrientes se logran controlar las variables deseadas. Las variables manipuladas son:

- Caudal de destilado (D);
- Caudal de producto de fondo (B);
- Caudal de reflujo (L);
- Caudal de fluido de refrigeración (W);
- Caudal de fluido calefactor (V).

6.9.3 Perturbaciones

Las perturbaciones son variables que afectan a la operación de la columna cuyo valor está impuesto. Dichas perturbaciones deben ser rechazadas eficazmente por el sistema de control, siendo recomendable que este actúe antes de que afecten a las variables controladas.

Las posibles perturbaciones son:

- Caudal de alimentación;
- Composición de la alimentación;
- Temperatura de la alimentación;
- Presión de suministro del vapor calefactor;
- Temperatura del agua de refrigeración;
- Presión de suministro del agua de refrigeración;
- Temperatura ambiente.

6.9.4 Selección del sistema de control

Respecto del sistema de control, Skogestad *et. al.* [101] propone dos alternativas para tener un adecuado funcionamiento de una columna de destilación etanol - agua.

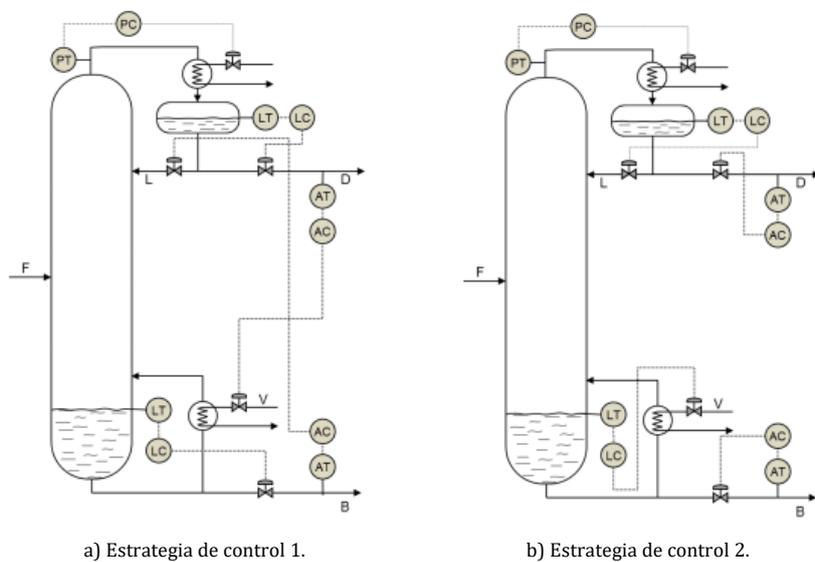


Figura 6.13. Sistemas de control propuestos.

Capítulo 6: Diseño del sistema de separación

En la primera estrategia de control, para cumplir con el primer objetivo de control, se utilizan el caudal de destilado para controlar el nivel en el tanque de reflujo, el caudal de producto de fondo para controlar el nivel del fondo de la columna y, por último, la capacidad de condensación para controlar la presión. Además, se controlan las composiciones de las corrientes manipulando los caudales internos de la columna, en este caso tanto la composición de etanol del destilado como la del producto de fondo. Para ello se dispone de dos variables manipuladas: el caudal de reflujo y el aporte de calor al hervidor. Cabe mencionar que, debido a que la capacidad de condensación afecta también el nivel del tanque de reflujo es necesario, en este caso, analizar detalladamente las posibles interacciones. No obstante, este análisis no es del alcance de este proyecto.

En la segunda estrategia, el nivel del tanque de reflujo se controla manipulando el caudal de reflujo y el nivel de fondo de la columna manipulando el aporte de calor al hervidor. Además, en esta estrategia se implementa un control de la composición del destilado manipulando el caudal de destilado y la composición del producto de fondo manipulando el caudal del producto de fondo.

Por otra parte, otra variable importante a controlar es el caudal de etanol en la corriente de destilado, pudiéndose diseñar un control en cascada al medir el caudal total en este punto en conjunto con la medición de la composición de etanol. Para utilizar un control de este tipo, debido a las interacciones de los controladores, sólo es posible hacerlo mediante la segunda estrategia de control.

No obstante, como se mencionó anteriormente, se deben estudiar las interacciones a la hora de decidir los emparejamientos entre variables manipuladas y controladas, ya que un mal esquema de emparejamientos puede provocar interacciones tan intensas que obliguen a desacoplar a los controladores, lo cual no permite alcanzar un control adecuado sobre las purzas de los productos.

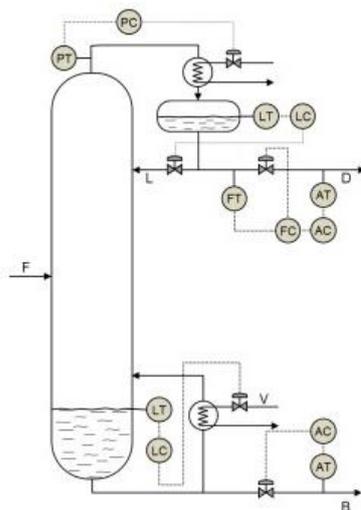


Figura 6.14 – Estrategia de control 3.

7 Módulos auxiliares

7.1 Introducción

La construcción de plantas de bioetanol de maíz trae aparejada la producción de un gran volumen de subproductos aptos para la nutrición animal. Los Granos de Destilería son el principal subproducto derivado de la producción de etanol a base de cereales. El cereal utilizado en el proceso define las características nutricionales del subproducto y el nombre del mismo, siendo el más común el de grano de maíz y la denominación de los co-productos, burlanda de maíz, WDGS o DDGS (según el porcentaje de humedad).

Por otro lado, el proceso de producción de etanol a partir de maíz, se lleva a cabo como se ha explicado detalladamente en apartados anteriores, mediante un proceso de fermentación anaeróbico, entre cuyos productos de reacción se encuentra el CO₂.

A continuación, se describen los módulos auxiliares necesarios en la planta de producción de bioetanol para obtener estos dos subproductos de interés y se agrega un módulo para el tratamiento del agua de la planta, tanto la alimentación a la caldera como las aguas residuales.

7.2 Módulo auxiliar – Subproducto: dióxido de carbono (CO₂)

Como se mencionó en capítulos anteriores, el objetivo de este proyecto es recuperar el dióxido de carbono, generando durante el proceso de fermentación, para así contribuir a la disminución de las emisiones de carbono.

Es importante aclarar que este subproducto se desea comercializar en estado líquido debido a la versatilidad de sus aplicaciones, considerablemente más que en estado gaseoso, que es como se obtiene del fermentador.

El proceso para llevar a cabo esto se plantea a partir de la siguiente secuencia de operaciones.

Lavado. Objetivo: eliminar cualquier impureza que pudiera contener la corriente de dióxido de carbono procedente del tanque de fermentación. En este caso, la impureza es el etanol formado en el fermentador, por lo que el mismo se recircula a la corriente de proceso, previo al ingreso al sistema de separación. Para eliminar el etanol de la corriente de dióxido de carbono, se utiliza una torre de absorción, la cual realiza el lavado a presión atmosférica con agua a temperatura ambiente. Por lo tanto, la corriente de fondo de salida de la torre es una mezcla agua-etanol y la corriente de tope de salida de la torre está compuesta por el dióxido de carbono y un porcentaje de agua de un uno a un cinco por ciento.

Compresión. La corriente de dióxido de carbono húmedo requiere ser comprimida para posteriormente ser secada y almacenada en estado líquido en un tanque criogénico a 16 bar. Después de esta etapa, la temperatura de salida de la corriente es elevada, siendo necesaria la utilización de un intercambiador de calor para disminuir hasta temperatura ambiente. Considerando las pérdidas de presión de las etapas posteriores, es preciso comprimir la corriente hasta aproximadamente 16 bar.

Desodorización, o eliminación de malos olores. Para llevar a cabo esta operación, se hace pasar la corriente (ya a temperatura ambiente) a través de un lecho de carbón activado,

Capítulo 7: Módulos auxiliares

el cual permite la eliminación de malos olores ocasionados por algunos gases, como puede ser el SH_2 .

Secado. La corriente de dióxido de carbono húmeda, ya comprimida y sin olores, se introduce en una columna rellena (columna de secado) con desecante (sílica gel) para así eliminar la humedad hasta un contenido despreciable. La regeneración de este lecho se realiza mediante la circulación de aire puro caliente y la posterior purga del lecho con CO_2 , para así eliminar cualquier componente en el lecho que pudiese hacer disminuir la pureza del dióxido de carbono como subproducto.

Licuefacción. Para almacenar el producto en condiciones estables, y disminuyendo los riesgos de accidentes, es necesario realizar la licuefacción del gas. En esta etapa se realiza un intercambio de calor a presión constante entre la corriente de dióxido de carbono y un refrigerante (R23), de modo de disminuir la temperatura de la corriente de proceso hasta los -30°C (recordando que se encuentra comprimido a 16 bar), valor en el cual el dióxido de carbono se encuentra en estado líquido.

Almacenamiento. Finalmente, la corriente licuada, seca y libre de malos olores se conduce a un tanque criogénico que opera a 16 bar, para almacenar el subproducto hasta su comercialización.

7.2.1 Lavado

Las instalaciones utilizadas para realizar el lavado son las columnas de absorción con un lecho fijo de relleno, o torre empacitada (Figura 7.1).

Torres empacitadas

Las torres empacitadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacitado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

Por otro lado, la caída de presión para la fase gaseosa es relativamente baja en comparación con otros tipos de torres, por lo que las torres de relleno son muy adecuadas para tratar caudales elevados de gas.

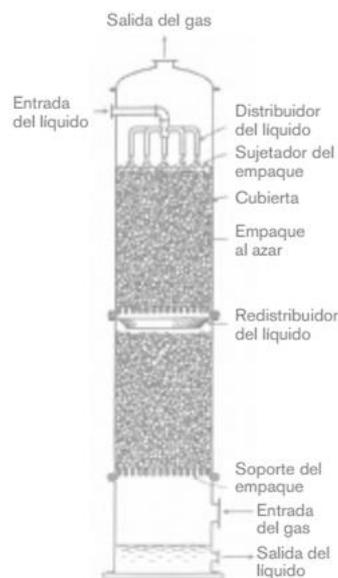


Figura 7.1 – Torre empacitada típica

Empaque

El empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado debe ser grande.
- Poseer las características deseables del flujo de fluidos. Esto generalmente significa que el volumen fraccionario vacío, o fracción de espacio vacío, en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación; debe ser baja la caída de presión del gas.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
- Tener bajo precio.

Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria. Actualmente, los empaques al azar más utilizados son los anillos de Rasching, cilindros huecos, cuyo diámetro va de 6 a 100 mm o más, y los anillos de Pall, también conocidos como Flexirings que pueden ser de metal y de plástico. Generalmente, los tamaños más pequeños de empaques al azar ofrecen superficies específicas mayores (y mayores caídas de presión), pero los tamaños mayores cuestan menos por unidad de volumen. A manera de orientación general: los tamaños de empaque de 25 mm o mayores se utilizan generalmente para un flujo de gas de 0.25 m³/s, 50 mm o mayores para un flujo de gas de 1 m³/s. ^[128]

Los anillos tipo Pall son cilindros con paredes ranuradas y costillas internas, siendo el diámetro y la altura iguales. Estas aberturas y superficies interiores eliminan el efecto de otros rellenos que impiden performances satisfactorias en las columnas, proporcionando un excelente contacto y redistribución de gases y líquidos contra todas las superficies internas y externas. Proveen un área máxima de transferencias de masa, y del espacio libre, un significativo incremento en la capacidad comparado con cargas convencionales. El diseño de pared abierta del anillo, mantiene la distribución inicial y permite a ambas áreas, interior y exterior del anillo, ser activas en el proceso de contacto. Los anillos mantienen el patrón de flujo líquido y gaseoso uniforme. Los requerimientos de redistribución son muchos menos exigentes que para otros rellenos. Los anillos tipo Pall son utilizados en columnas de absorción y extracción, torres de enfriamientos, sistemas de purificación y/o remoción de CO₂. Por su reducida caída de presión, permiten utilizar sopladores de menor potencia, logrando así un ahorro de energía.

Los anillos tipo Pall, pueden ser vaciados rápidamente en seco dentro de torres, columnas u otros equipos. Su diseño no requiere de manipulación especial o preparación de la torre, puesto que no hay peligro de roturas. Las superficies lisas evitan la deposición de sólidos y aunque ocasionalmente esto puede ocurrir, estos pueden ser fácilmente limpiados "in situ" con vapor, aire, gases inertes, etc. Mantienen bajas caídas de presión y las torres pueden operar al máximo de capacidad y eficiencia. ^[129]

Por los motivos mencionados, se escoge diseñar una torre empacada con anillos Pall.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Diseño del equipo

Para el lavado se utiliza una columna empacada simulada a partir del simulador UniSim Desing, cuya representación se muestra en la Figura 7.2.

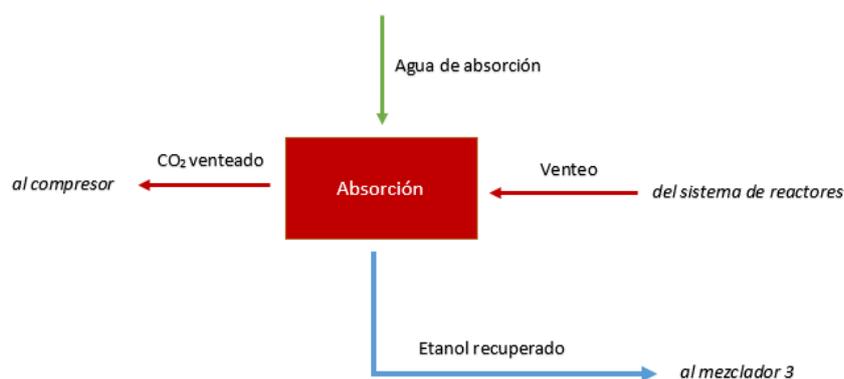


Figura 7.2 - Representación de la torre de absorción y sus corrientes.

Una vez definidas las alimentaciones de las corrientes (contracorriente) y mediante el empleo del método termodinámico NRTL, se procede a llevar a cabo la simulación del proceso, obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 7.1 - Torre de absorción

Corriente	Agua de absorción	Venteo	CO ₂ venteado	Etanol recuperado
Temperatura [°C]	25,7	35	25,27	22,01
Presión [kPa]	101,3	101,3	101,3	101,3
Caudal másico [kg/h]	14.884,1	24.142,5	24.157,1	14.869,5
Composición másica				
Etanol	0	0,01	Trazas	0,02
Agua	1	Trazas	0,01	0,98
Dióxido de carbono	0	0,98	0,98	Trazas
Oxígeno	0	0,01	0,01	0

Además de estos resultados, UniSim Desing proporciona los siguientes parámetros del dimensionamiento de la torre, según el tipo de relleno.

Tabla 7.2- Dimensión de la torre de absorción

Diámetro [m]	2
Altura [m]	3
HETP [m]	0,6
Tipo de relleno	Anillos Pall metálico de 1"

7.2.2 Compresión

Para esta etapa se diseña un compresor de doble efecto a partir del simulador UniSim Design. La representación del bloque de compresión se expone en la Figura 7.3.

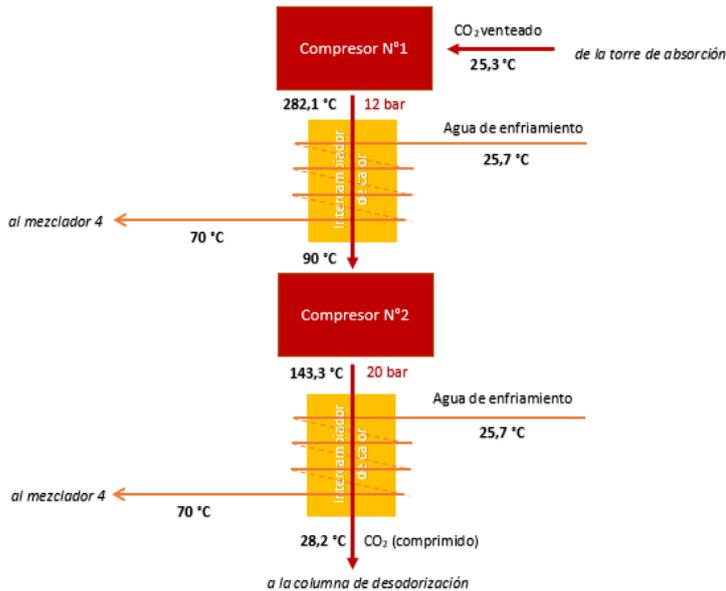


Figura 7.3- Representación del sistema de compresión.

Antes de llevar a cabo la simulación del sistema de la Figura 7.3, es necesario definir el modelo termodinámico adoptado, el cual es NRTL. Respecto de los compresores, el primero de ellos le aplica una sobrepresión a la corriente hasta llevar a los 12 bar, aumentando considerablemente la temperatura. Por otro lado, el segundo compresor, logra el requerimiento impuesto para la corriente de dióxido de carbono de 16 bares. Esta presión se define en función de las limitaciones de los posteriores equipos para el tratamiento de la corriente y teniendo en cuenta el posterior almacenamiento del mismo.

Se realiza entonces la simulación del sistema, cuyos resultados se muestran en la Tabla 7.3.

Tabla 7.3 - Compresores

Corrientes	Primer compresor		Segundo compresor	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura [°C]	25,3	28,2	90	143,3
Presión [kPa]	101,3	1.200	1.200	2.000
Potencia [kW]	1.665,4		337,5	

Intercambiadores de calor de CO₂

Para el diseño de los intercambiadores se calcula la cantidad de agua a emplear, conociendo el calor a intercambiar (Q) en cada equipo y el calor específico del agua (4,184 kJ/kg°C).

$$Q = C_p \cdot W_{\text{agua}} \cdot \Delta T$$

Luego, se obtiene el área requerida a partir del calor a intercambiar, el coeficiente global de transferencia de calor y el factor de corrección de temperatura (Ft).

$$Q = U \cdot A \cdot DTML \cdot Ft$$

Los intercambiadores más usados son los de tubo y coraza y para su diseño se utiliza la diferencia de temperatura media logarítmica en contracorriente.

$$DTML = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)}$$

Siendo la T₁ la temperatura de ingreso de la corriente a enfriar o condensar, T₂ la temperatura de egreso de la corriente a enfriar, t₂ la temperatura de ingreso del agua de enfriamiento y t₁ la temperatura de egreso del agua de enfriamiento.

Para los intercambiadores de calor a utilizar, el agua de enfriamiento es la especificada en el capítulo anterior (P=1bar y T_{agua}=25,7°C). Se utiliza intercambiadores de tubos y corazas donde la corriente de dióxido de carbono circula por la coraza y el agua de enfriamiento por los tubos.

Del primer compresor, el dióxido de carbono egresa a 293,3°C y debe ser enfriado hasta 90 °C, y del segundo compresor el fluido de proceso egresa a 143,4°C y debe ser enfriado hasta 25-30°C, por requerimientos de procesos posteriores.

Utilizando una fuerza impulsora mínima de 2,5 °C, y teniendo en cuenta que el agua de enfriamiento en el peor de los casos circula a 25,7 °C (especificado en el apartado de torres de enfriamiento en el Capítulo 8), la corriente que egresa del último compresor se enfría hasta 28,2°C.

Por lo tanto, el calor a intercambiar por el primer equipo (Intercambiador de calor N°1 de CO₂) es 4.928.206,78 kJ/h y por el segundo (Intercambiador de calor N°2 de CO₂) es 3.720.571,2 kJ/h; siendo sus áreas de intercambio y caudal de agua de enfriamiento de 39,70 m², 26.588,48 kg/h y 178,50 m², 20.073,10 kg/h respectivamente. Para ambos casos se utiliza un coeficiente global de transferencia de calor, U, de 0,3 $\frac{\text{kJ}}{\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}}$, correspondiente al intercambio gas-agua. [118]

7.2.3 Desodorización

La corriente de dióxido de carbono húmedo (a $P=20$ bar y $T=28,2^{\circ}\text{C}$), se hace pasar a través de un lecho de carbón activado para eliminar el contenido de SH_2 , causante de malos olores. La selección del carbón activado se basa en su importante capacidad de eliminación de gases (en peso: 60% capacidad mínima de eliminación de sulfuro de hidrógeno, 11% en peso de dióxido de sulfuro y 16% en peso de cloro. Comercialmente se encuentra en forma de pellets, con un tamaño medio de 4 mm.

Las variables de diseño a tener en cuenta para un lecho relleno son la capacidad de adsorción del lecho, las propiedades del gas en las condiciones de presión y temperatura a la que se encuentra a su entrada en el lecho, etc.

En general se utiliza un sistema de dos lechos de carbón activado de iguales características, logrando así operar en un proceso semicontinuo. Mientras uno de los lechos opera en condiciones normales, el otro lecho se encuentra en la etapa de regeneración del carbón activado.

Los principales parámetros a determinar para el diseño básico del lecho son la cantidad requerida de carbón activado y en consecuencia el volumen ocupado por éste, el diámetro y la altura del lecho, las dimensiones de las torres en cuyo interior se alberga el lecho así como el espesor mínimo de la pared de ésta, la pérdida de carga ocasionada por el lecho empacado mediante el empleo de la ecuación de Ergun.

Diseño del equipo

En primer lugar, se determina la masa requerida de carbón activado, para lo cual debe definirse cuanto SH_2 debe ser removido. Se sabe que en torno al 2,5% del H_2SO_4 ($W_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 247,4$ kg/h) introducido al proceso se transforma en SH_2 , con lo cual, se tendrá que disponer de una capacidad de adsorción mínima de 6,19 kg/h de SH_2 . Al consultar varias fichas técnicas de los diferentes proveedores de carbón activado, se determina que el carbón activado es capaz de adsorber el 60% de su peso en SH_2 , es decir, que se requieren 10,32 kg/h de carbón activado. Ahora bien, considerando que la regeneración del carbón activado se realiza cada 48 horas, se determina así una masa requerida de carbón activado de 495,36 kg. Por último, tomando una densidad del carbón activado en torno a 2.000 kg/m³, se determina que el volumen del lecho es de 0,2477 m³.

Una vez determinado el volumen del lecho, se procede a la determinación del diámetro del lecho, así como la altura de éste. Para la determinación del diámetro del lecho, se tiene presente que los proveedores del carbón activado recomiendan una velocidad de paso del gas a través de lecho en torno a 1 m/s. Es necesario calcular el caudal volumétrico del CO_2 , donde dado que la composición del gas es mayoritariamente de dióxido de carbono, se considera como si se tratase de CO_2 puro como representativo del cálculo. Por lo tanto, teniendo en cuenta la densidad del dióxido de carbono para la presión y temperatura mencionada, resulta:

$$Q_{\text{CO}_2} = \frac{W_{\text{CO}_2}}{\rho_{\text{CO}_2}} = \frac{23.658,9 \text{ kg/h}}{39,2 \text{ kg/m}^3} = 603,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Capítulo 7: Módulos auxiliares

$$A_{\text{lecho}} = \pi \left(\frac{D_{\text{lecho}}}{2} \right)^2 = \frac{Q_{\text{CO}_2}}{v_{\text{paso}}}$$

$$D_{\text{lecho}} = \sqrt{\frac{Q_{\text{CO}_2} \cdot 4}{v_{\text{paso}} \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{603,5 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 4}{1 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s/h} \cdot \pi}}$$

$$\rightarrow D_{\text{lecho}} = 0,46 \text{ m} \quad (A_{\text{lecho}} = 0,17 \text{ m}^2)$$

Determinado el volumen del lecho y el diámetro, se procede a la determinación de la altura, siendo ésta de 1,46 m.

Por último, la determinación de la pérdida de carga del lecho se estima a partir de la ecuación de Ergun:

$$\Delta P_{\text{Lecho}} = \frac{150 \cdot \mu \cdot L \cdot (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 \cdot \epsilon^2} \cdot v_{\text{paso}} + \frac{1,75 \cdot \rho \cdot L \cdot (1 - \epsilon)}{D_p \cdot \epsilon^2} \cdot v_{\text{paso}}^2$$

donde

$$\mu = 1,53 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s} \quad (\text{a } 20 \text{ bar y } 28,2^\circ\text{C}) \quad [130]$$

$$\rho = 39,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad (\text{a } 20 \text{ bar y } 28,2^\circ\text{C}) \quad [130]$$

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_B}{\rho_T} = 0,775$$

$$D_p = 4 \text{ mm} = 0,004 \text{ m}$$

Por lo tanto, la pérdida de carga resulta:

$$\Delta P_{\text{Lecho}} = \frac{150 \cdot 1,53 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s} \cdot 1,46 \text{ m} \cdot (1 - 0,775)^2}{(0,004 \text{ m})^2 \cdot 0,775^2} \cdot 1 \text{ m/s} + \frac{1,75 \cdot 39,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,46 \text{ m} \cdot (1 - 0,775)}{0,004 \text{ m} \cdot 0,775^2} \cdot (1 \text{ m/s})^2$$

$$\rightarrow \Delta P_{\text{Lecho}} = 12.125,8 \text{ Pa} \sim 1,2 \text{ bar}$$

Finalmente, la corriente de dióxido de carbono ingresa al lecho desecante a una temperatura de 28,2°C y una presión de 20 bar, y sale a una temperatura de 28,2°C y una presión de 18,8 bar, condiciones con las que entra en el sistema de lechos desecantes.

Equipo comercial

Para la selección de un equipo comercial es necesario conocer el caudal volumétrico nominal corregido de entrada al adsorbedor, el cual se obtiene de afectar el caudal nominal por dos parámetros de corrección: f_p (factor de corrección por sobrepresión de operación) y f_T (factor de corrección por temperatura).

$$Q_{\text{corregido}} = \frac{Q_{\text{nominal}}}{f_p \cdot f_T} = \frac{603,5 \text{ m}^3/\text{h}}{1,46 \cdot 2,4} = 172,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para este caudal nominal de entrada, se selecciona un adsorbedor de marca ALMIG, modelo ALM-AC 220, de sección transversal rectangular, cuyas dimensiones se muestran en la Figura 7.4.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Typ ALM-AC	Caudal nominal de entrada ¹ m ³ /h	Dimensiones				Peso kg	Conexión
		Ancho mm	Alto mm	Profundo mm			
75	70	350	1950	750	90	R1/2"	
120	110	350	1950	750	110	R3/4"	
170	160	350	1970	750	130	R3/4"	
220	200	350	1980	750	160	R1"	
320	300	550	1980	750	170	R1"	
480	450	550	1990	750	215	R1 1/2"	
690	650	550	1990	750	260	R1 1/2"	
850	800	550	2000	750	330	R2"	
1100	1000	899	2210	800	305	DN80	
1300	1250	899	2500	800	340	DN80	
1700	1600	1019	2380	960	325	DN80	
2000	1900	1012	2380	1010	450	DN80	
2400	2250	1077	2795	1010	480	DN100	
2900	2700	1202	2830	1010	500	DN100	
3800	3600	1202	2830	1010	520	DN100	
5500	5150	1505	2830	1540	690	DN100	
7500	7100	1565	2950	1540	960	DN150	
9900	9300	1780	3265	1580	1150	DN150	

Figura 7.4 – Dimensiones del adsorbedor ALMIG. [131]

7.2.4 Secado

El objetivo de esta etapa es eliminar el vapor de agua de la corriente ya que la presencia de humedad dentro del equipo licuefactor, que se encuentra a baja temperatura, fomenta la formación de capas de hielo. Estas capas de hielo que funcionan como pared aislante entre las paredes del condensador y el gas, de manera tal que durante ciclos continuos de operación bajo condiciones de alta humedad (temperatura de punto de rocío por arriba de -60°C), la formación de hielo puede ser tan alta, que produce obstrucción de los tubos del intercambiador dentro de la unidad de licuefacción, reduciendo el área de intercambio térmico. Y con ello, la reducción o cese en la producción de CO_2 líquido.

El principio de funcionamiento se basa en el uso de dos torres donde se incorpora un lecho de un material adsorbente, que suele ser alúmina activa o sílica gel. A su paso por estas torres, el aire se desprende de la humedad que se queda atrapada en el desecante, saliendo con el grado correspondiente al punto de rocío calculado para cada aplicación.

Las torres se pueden regenerar mediante calor o por aire seco, dejando el adsorbente en condiciones de ser utilizado nuevamente. Por esa razón, los secadores de adsorción están formados por dos torres, para que una de ellas esté en proceso de secado y la otra en regeneración. Pasado un tiempo, calculado o graduado por un sistema de control por punto de rocío, las torres rotan para cambiar su trabajo.

En la actualidad existen dos tipos de secadores de adsorción típicamente en el mercado, los secadores sin aporte de calor y los secadores con aporte de calor. Los secadores sin aporte de calor necesitan una menor inversión inicial, pero requieren una pequeña porción de aire comprimido seco separado del sistema de aire para la regeneración del desecante. Por otro lado, los secadores con aporte de calor necesitan una inversión inicial superior pero la desviación de aire comprimido del sistema para la regeneración es mínima o

Capítulo 7: Módulos auxiliares

inexistente, con la consiguiente reducción de los costes operativos. Es por este último motivo que se selecciona un secador comercial con aporte de calor.

El funcionamiento de los secadores de adsorción con aporte de calor se realiza en dos etapas:

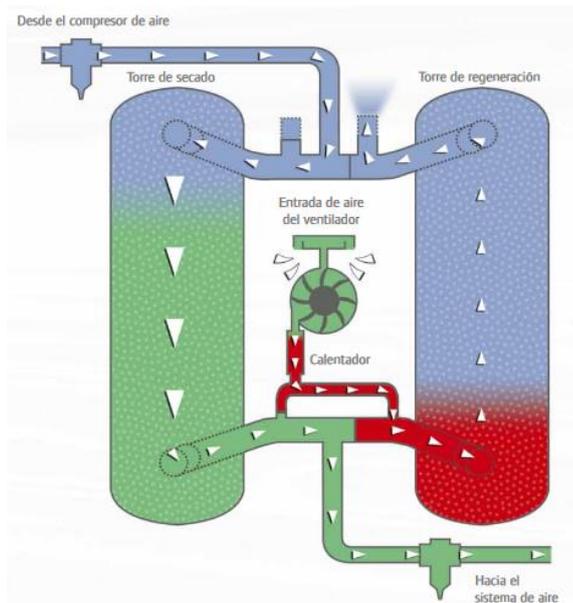


Figura 7.5 – Esquema de un secado de adsorción con aporte de calor.

Secado. (1) Desde el compresor, el aire entra por el secador por un filtro previo que retira la contaminación para proteger el desecante. (2) El aire es dirigido por la torre de secado. (3) El desecante retira la humedad del aire por adsorción. (4) El aire seco pasa por un filtro posterior eliminando cualquier partícula contaminada antes de entrar en el sistema de aire.

Regeneración. (1) Aire ambiente entra por la entrada del ventilador. (2) La temperatura del aire se eleva cuando el aire se mueve por el calentador externo. (3) El aire caliente se dirige a la torre de regeneración. (4) El aire caliente fluye en dirección opuesta por la torre de regeneración, retirando la humedad adsorbida del desecante. (5) La humedad del aire sale del secador por el puerto de escape equipado con un silenciador para reducir el ruido.

Diseño del equipo

En este proyecto, para llevar a cabo la eliminación de la humedad que contiene la corriente de dióxido de carbono se decide utilizar una columna rellena de material desecante. El relleno del lecho es sílica gel azul con un diámetro de partícula de 5 mm, cuya capacidad de adsorción típica es del 30% de su peso cada 6 horas, o un equivalente de 5% de su peso por hora.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Como se mencionó anteriormente, el contenido de agua que posee la corriente es de aproximadamente un 1,3%, lo cual equivale a 313,6 kg/h de agua. Por lo tanto, se requieren 6.272 kg/h de sílica gel.

Respecto de la regeneración del lecho, se decide realizar la misma cada 6 horas, considerando que durante la regeneración del lecho se produce una pérdida de sílica gel del 0,9%, por lo que se deben incorporar 56,45 kg de sílica gel nueva.

Por otro lado, teniendo en cuenta que la densidad de la sílica gel es de 649,3 kg/m³, es posible determinar el volumen del lecho:

$$V_{\text{Lecho}} = \frac{\text{Carga}_{\text{sílica}}}{\rho_{\text{sílica}}} = \frac{6.272 \text{ kg}}{649,3 \text{ kg/m}^3} = 9,66 \text{ m}^3$$

Al igual que en la torre de carbón activado, una vez determinado el volumen del lecho, se procede a la determinación del diámetro del lecho, así como la altura de éste. La velocidad de paso del gas a través de lecho recomendada es de 0,1 m/s. Por lo tanto.

$$A_{\text{lecho}} = \pi \left(\frac{D_{\text{lecho}}}{2} \right)^2 = \frac{Q_{\text{CO}_2}}{v_{\text{paso}}}$$

$$D_{\text{lecho}} = \sqrt{\frac{Q_{\text{CO}_2}}{v_{\text{paso}}} \cdot \frac{4}{\pi}} = \sqrt{\frac{603,5 \text{ m}^3/\text{h}}{0,1 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s/h}} \cdot \frac{4}{\pi}}$$

$$\rightarrow D_{\text{lecho}} = 1,46 \text{ m} \quad (A_{\text{lecho}} = 1,68 \text{ m}^2)$$

Determinado el volumen del lecho y el diámetro, se procede a la determinación de la altura, siendo ésta de 5,75 metros.

Por último, la determinación de la pérdida de carga del lecho se estima a partir de la ecuación de Ergun:

$$\Delta P_{\text{Lecho}} = \frac{150 \cdot \mu \cdot L \cdot (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 \cdot \epsilon^3} \cdot v_{\text{paso}} + \frac{1,75 \cdot \rho \cdot L \cdot (1 - \epsilon)}{D_p \cdot \epsilon^3} \cdot v_{\text{paso}}^2$$

donde

$$\mu = 1,53 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s} \quad (\text{a } 18,8 \text{ bar y } 28,2^\circ\text{C})$$

$$\rho = 36,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad (\text{a } 18,8 \text{ bar y } 28,2^\circ\text{C})$$

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_B}{\rho_I} = 0,23$$

$$D_p = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

Por lo tanto, la pérdida de carga resulta:

$$\Delta P_{\text{Lecho}} = \frac{150 \cdot 15,27 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m} \cdot \text{s} \cdot 4,54 \text{ m} \cdot (1 - 0,23)^2}{(0,005 \text{ m})^2 \cdot 0,23^3} \cdot 0,1 \text{ m/s} + \frac{1,75 \cdot 30,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 4,54 \text{ m} \cdot (1 - 0,23)}{0,005 \text{ m} \cdot 0,23^3} \cdot (0,1 \text{ m/s})^2$$

$$\rightarrow \Delta P_{\text{Lecho}} = 49.314 \text{ Pa} \sim 4,9 \text{ bar}$$

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Finalmente, la corriente de dióxido de carbono ingresa al lecho de carbón activado a una temperatura de 28°C y una presión de 18,8 bar, y sale a una temperatura de 28°C y una presión de 13,9 bar.

Equipo comercial

Una marca que comercializa este tipo de equipos es Ultra HL. Los secadores Ultra HL proporcionan un aire limpio y seco de elevada pureza que cumple con las normas ISO PNEURO, normas que establecen las diferentes calidades del aire comprimido definiendo la pureza de esta energía para las diferentes aplicaciones industriales.

El secador consta de dos torres de secado, una de las cuales está en servicio de secado mientras que la otra está en tratamiento de regeneración, aprovechando un pequeño porcentaje de aire seco extraído de la corriente de salida que se deriva a la torre de regeneración, y arrastra al exterior la humedad retenida en los microporos del adsorbente, dejándolo finalmente regenerado. El equipo cuenta con un sistema de válvulas desvía automáticamente el aire cuando las dos torres deben invertir su función en el proceso de secado de manera continua.

Particularmente, para la selección del equipo para este proceso, se busca un equipo que tenga la capacidad de operar con el caudal volumétrico nominal mencionado anteriormente ($Q_{\text{nominal}} = 765,6 \text{ m}^3/\text{h}$) y que pueda operar a 16 bar. En base a estas especificaciones técnicas, se selecciona el secador por adsorción con aporte de calor marca Ultra HL, modelo HB13, el cual puede operar hasta un caudal de 850 m³/h. ^[132]



Figura 7.6 – Secador Ultra HL, modelo HB 13.

7.2.5 Licuefacción

Para realizar la licuefacción de la corriente de dióxido de carbono se requiere de una planta de refrigeración, cuyo objetivo no es otro que el de hacer disminuir la temperatura del CO₂ desde los 28,2°C a los que se encuentra el gas a la salida de los lechos desecantes de sílica gel hasta los -40°C, temperatura a la que el CO₂ se encuentra licuado y a la que permanecerá almacenado hasta su retirada en camión. En la Figura 7.7 se puede observar que para las condiciones de proceso mencionadas, las cuales se desea alcanzar, el dióxido de carbono se encuentra en estado líquido.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

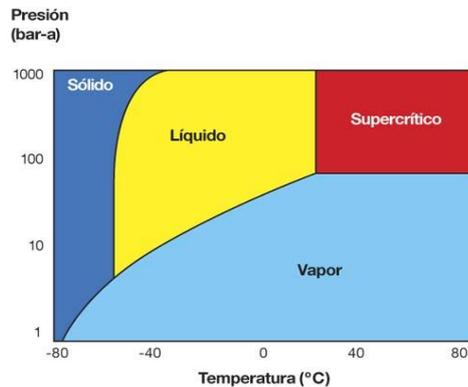


Figura 7.7 – Diagrama P-T para el CO₂.

La licuefacción se puede realizar a través de los siguientes métodos:

- Intercambio de calor a presión constante.
- Expansión en una turbina, generando cambio de fase por el cambio de presión, bajo condiciones controladas de temperatura y presión.
- Un proceso de estrangulamiento, dentro de un circuito de compresión acoplado a un motor eléctrico.

En la industria se utiliza en general el primer método, el cual requiere un sumidero de calor a una temperatura inferior a la de enfriamiento del gas. Se necesita entonces un sistema de refrigeración externo si la temperatura del gas es inferior a la de los alrededores, siendo importante la selección del refrigerante a utilizar.

A la hora de seleccionar el tipo de refrigerante a emplear, además de la temperatura requerida de enfriamiento, se deben tener presente otra serie de factores, entre los que destacan:

- El refrigerante no debe ser tóxico ni venenoso;
- El refrigerante no deber explosivo ni inflamable;
- El refrigerante no debe tener efecto sobre otros materiales;
- El refrigerante debe de ser fácilmente detectable en el caso de que se produzca alguna fuga en el circuito de refrigeración;
- El refrigerante debe ser miscible en el aceite;
- El refrigerante no debe reaccionar con la humedad;
- El refrigerante debe ser un compuesto estable.

Teniendo en cuenta los requerimientos de temperatura, así como las consideraciones anteriores, se procede a seleccionar, como refrigerante de la planta de licuefacción del CO₂, el refrigerante freón R23.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

El refrigerante freón R23 pertenece a la familia de los refrigerantes puros, concretamente a los HFC. El R23 está pensado para su uso en aplicaciones a temperaturas muy bajas, concretamente está pensado para aplicaciones que requieran una temperatura de refrigeración que se encuentre entre los -40°C y los -80°C, justamente el rango de temperatura que se requiere para licuar el CO₂. Se presenta a continuación en la Tabla 7.4 las principales propiedades de este refrigerante.

Tabla 7.4 - Propiedades del freón R23.

Nombre	R23
Familia	HFC
Daño de la capa de ozono	ODP = 0 (no daña)
Aceites compatibles	Sintéticos POE
Peso molecular	70,01 g/mol
Densidad (líquido)	1,431 kg/m ³
Densidad (gas)	4,57 kg/m ³
Punto de ebullición	-82,1°C
Punto crítico	Pc = 48,37 bar Tc = 25,6°C

Diseño del condensador - subenfriador

Para condensar el CO₂ y llevarlo a la temperatura necesaria de licuado (-40°C), se debe utilizar un condensador subenfriador, donde el fluido refrigerante (Freón R-23) permanece en todo el proceso en estado gaseoso circulando por los tubos del condensador, y el fluido de proceso, por la coraza.

Mediante el uso del UniSim Design se obtienen los calores necesarios de condensación y subenfriamiento, así como también las temperaturas de salida de los fluidos involucrados a sus correspondientes presiones de operación; siendo las mismas de 101,3 kPa para el fluido refrigerante y de 1.400 kPa para el dióxido de carbono. Esta última se encuentra determinada por las condiciones del proceso de secado. A continuación, en la Tabla 7.5, se detallan los resultados obtenidos de la simulación.

Tabla 7.5 - Parámetros de diseño del condensador - subenfriador

	Condensación	Subenfriamiento
ΔT_{MLG} [°C]	69,57	54,03
Calor [kW]	25.170	23.200
Área [m ²]	21,28	42,94
Área total [m ²]	64	

Cabe aclarar que los coeficientes globales de transferencia de calor para la condensación y el subenfriamiento son, respectivamente, 1,7 y $1 \frac{\text{kJ}}{\text{s}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}}$.^[133,134]

Unidad de refrigeración complementaria

Para llevar a cabo el proceso de licuefacción es necesaria la instalación de una unidad de refrigeración complementaria, para la utilización del freón como refrigerante. Ante el requerimiento de trabajar a temperaturas muy bajas, los sistemas de refrigeración que se

Capítulo 7: Módulos auxiliares

adecuan son del tipo doble compresión o del tipo de sistema de cascada. Los sistemas en cascada son empleados para obtener temperaturas de -40°C a -80°C mientras que, a estas temperaturas tan bajas, un sistema común de doble compresión es significativamente ineficiente. Particularmente, para llevar a cabo la licuefacción del dióxido de carbono, la temperatura de trabajo a alcanzar (temperatura del dióxido de carbono) es de -40°C , siendo éste el fundamento para la selección de un sistema de refrigeración en cascada.

El sistema de refrigeración en cascada es un sistema de refrigeración que utiliza dos tipos de refrigerantes que tienen diferentes puntos de ebullición, que funcionan a través de su propio ciclo independiente y están unidos por un intercambiador de calor.

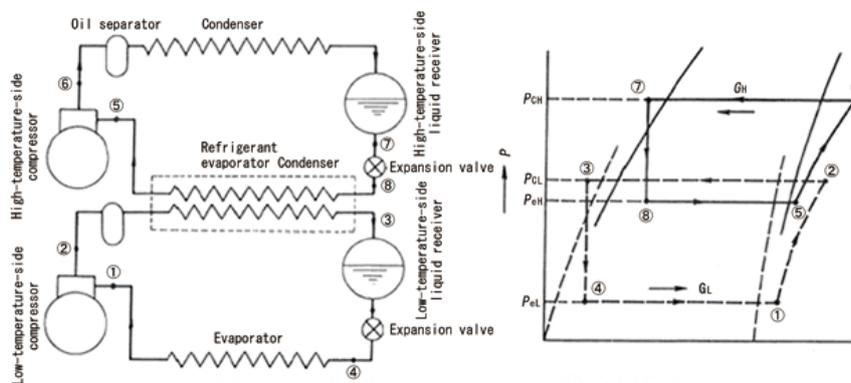


Figura 7.8 - Esquema y diagrama P-H de un sistema en cascada.

Este sistema tiene las siguientes ventajas en comparación con un sistema de doble compresión:

- ⌞ La energía se ahorra porque el sistema permite el uso de refrigerantes que tienen características de temperatura apropiadas tanto para el lado de alta temperatura como para el lado de baja temperatura.
- ⌞ Permite un funcionamiento estable a bajas temperaturas.
- ⌞ El costo de funcionamiento es bajo.
- ⌞ La reparación es fácil.

Generalmente, en un sistema de refrigeración en cascada, el lado de alta temperatura emplea los refrigerantes habitualmente utilizados (R404A, amoníaco, etc.) y el lado de baja temperatura utiliza R23.

Dada la magnitud de la unidad de refrigeración necesaria, no es posible exponer datos de consumo de equipos o la selección del equipo. No obstante, a continuación, se presentan dos empresas que diseñan específicamente los sistemas de refrigeración, en base a su aplicación, y pueden satisfacer los requerimientos de proceso.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

NISSIN REFRIGERATION & ENGINEERING LTD es una empresa japonesa que ha diseñado un sistema de refrigeración en cascada denominado “Kuroshio”, el cual cumple los requerimientos de temperatura de nuestro proceso. [135]



Figura 7.9 – Sistema de refrigeración de NISSIN REFRIGERATION & ENGINEERING LTD

M&M REFRIGERATION es una empresa estadounidense que se especializa en el diseño de sistemas de refrigeración para casi cualquier aplicación en todo el mundo. En Argentina han realizado el diseño de un equipo de refrigeración industrial para Materia hnos. [136]



Figura 7.10 – Sistema de refrigeración de M&M REFRIGERATION.

7.2.6 Almacenamiento

El CO₂ líquido es almacenado en tanques cilíndricos. La temperatura del líquido dentro del tanque es de -40°C a una presión de CO₂ máxima de 14 bar. Debido a la baja temperatura de almacenaje es necesario un buen aislante térmico, se utiliza espuma inyectada de poliuretano, con un espesor mínimo de 4 pulgadas. A pesar de estar aislado es posible que el tanque de CO₂ absorba calor, lo cual aumentará la presión del tanque. Cuando la presión interna en el tanque alcance 14 bar, automáticamente se encenderá la unidad de licuefacción para reducir la presión del tanque. Además, la unidad de licuefacción se apaga automáticamente al bajar la presión interna a 12 bar.

Ahora bien, recordando que la producción de dióxido de carbono es de 23.658,8 kg/h, es decir, de 639.811,2 kg/día, y considerando una capacidad de almacenamiento del subproducto de 2 días, se determina una capacidad de almacenamiento de 1.279.622 kg. Dado que la densidad a 14 bar y -40°C es de 1.177,2 kg/m³, es posible calcular el volumen de líquido que ocupa, resultando un valor de 1.087 m³. Como factor de seguridad, se considera un sobredimensionamiento del recipiente interior del tanque criogénico del 10%, por lo que, el volumen mínimo de diseño del recipiente interior es de 1.196 m³.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Se recomienda capacidad de los tanques criogénicos de almacenamiento para la presión con la que se trabaja (14 bar) sea de 100 m³ como máximo, como medida de seguridad. Por lo tanto, se deben colocar 12 tanques criogénicos de almacenamiento.

Tanque criogénico comercial

Se selecciona el tanque criogénico marca Hengan gas modelo CFL-100/1.6, entre cuyas especificaciones cuenta con un volumen eficaz de llenado de 100 m³ y puede contener hasta una presión de 1.6 MPa (16 bar). Este modelo está especialmente diseñado para almacenar dióxido de carbono y está certificado bajo normas ASME. [137]



Figura 7.11 – Tanque criogénico Hengan gas modelo CFL-100/1.6.

7.3 Módulo auxiliar – Subproducto: Granos de destilería secos con solubles (DDGS)

Este módulo involucra dos procesos básicos (separación de sólidos y deshidratación) y tres operaciones unitarias (centrifugación, evaporación y secado), los cuales conforman las bases para la obtención de DDGS en una moderna planta de etanol combustible a gran escala. El objetivo es concentrar la fracción de sólidos de la vinaza entera mediante una combinación de separación mecánica y procesos térmicos.

El beneficio del tratamiento propuesto para esta línea de proceso es doble: por un lado se evita el vertido de un efluente del proceso altamente contaminante como lo es la corriente de vinazas a su salida de la columna de separación, y por otro se revaloriza un residuo del proceso principal, tanto en lo que respecta a la conversión de la corriente en DDGS para su posterior comercialización como en la reutilización de una cantidad considerable de agua de proceso (proveniente del evaporador), con lo que se reduce de manera considerable el consumo de agua de la red, disminuyendo de esta forma el costo del proceso productivo.

Ahora bien, recordando lo mencionado en el capítulo 3, la vinaza de las columnas de destilación se centrifuga para separar el líquido de los sólidos. Los sólidos gruesos (WDG o wet distillers grains) se componen de los componentes no almidonantes restantes de los granos de maíz (por ejemplo, salvado, gluten) y levadura añadida. La torta húmeda recogida de las columnas de destilación y luego centrifugada contiene aproximadamente un 65 por ciento de humedad. Esta torta húmeda puede ser secada para obtener los granos de destilería secos (DDG o dry distillers grains). Por otro lado, el líquido, conocido como vinaza fina, es agua que contiene de 5 a 10 por ciento de sólidos. La vinaza fina se devuelve al proceso de cocción como agua de reposición o se puede enviar a un evaporador para quitarle humedad y

Capítulo 7: Módulos auxiliares

concentrarlo en un jarabe con un contenido de un 25 a un 50 por ciento de sólidos (CDS o condensed distiller solubles). [54,56]

El jarabe (CDS) se mezcla nuevamente en la torta húmeda (WDG), como se muestra en la Figura 7.12, para formar los granos de destilería húmedos con solubles (WDGS o wet distillers grains with solubles), los cuales son un coproducto viable pero con propiedades de flujo deficientes que lo hacen difícil de manejar y de conservar (de hecho, pueden conservarse en buenas condiciones entre una y dos semanas solamente). Como resultado, estos WDGS son secados al 10-12 por ciento de humedad. [56]

La secuencia de operaciones se presenta a continuación.

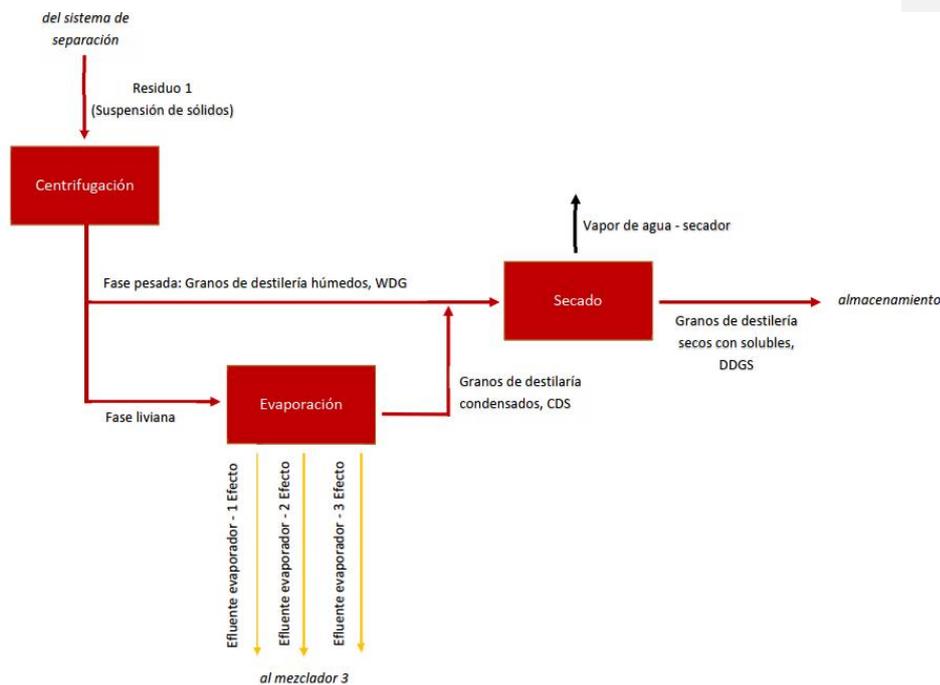


Figura 7.12 - Diagrama de operaciones para la obtención de los DDGS. Fuente: Elaboración propia.

7.3.1 Centrifugación

La mezcla que sale del primer destilador debe separarse en vinaza fina (que contiene las proteínas) y vinaza gruesa que incluye los sólidos no solubles. Existen varios tipos de separadores de sólidos como, por ejemplo, la filtración convencional. Esta genera una torta de sólidos con un gran porcentaje de agua, por lo que se utiliza un sistema de prensado para aumentar la concentración de sólidos en la torta. El prensado puede generar que parte de los sólidos pasen con la vinaza fina. Otra forma de separación, se da al incluir polímeros orgánicos para mejorar la separación, aunque la relación costo-efectividad no es muy buena.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Sin embargo, la forma más común de separación para este tipo de procesos es la separación centrífuga. Altas velocidades de rotación generan grandes fuerzas gravitacionales, que reemplazan la fuerza de la gravedad y separan las partículas sólidas en suspensión del jarabe. Este tipo de equipos puede procesar altos flujos, requiere de inversiones relativamente bajas, tiene un mantenimiento de bajo costo, es robusto y genera una torta de sólidos con bajo porcentaje de agua.

En especial, se utilizan las centrifugas continuas decantadoras, como se muestra en la Figura 7.13; en las cuales se controla la velocidad de alimentación (directamente relacionada con el tiempo de residencia), la altura del vertedero (para controlar el volumen de líquido) y la velocidad diferencial entre el tambor y el tornillo sinfín (que regula el contenido de sólidos en la zona de descarga).



Figura 7.13 - Centrifuga decantadora. Fuente: www.flottweg.com

El caudal a procesar, obtenido de la salida del destilador en el simulador, es de 184 m³/h. El equipo elegido con dicha capacidad es el modelo Giant III de la marca Peralisi. ^[138] Tiene una capacidad de procesamiento de hasta 190.000 L/h, una potencia consumida de 210 kW aproximadamente. Tiene 5,3 metros de largo, 3 metros de ancho y 1,75 metros de alto. Su peso es de 11.200 kg y el diámetro de su tambor de 0,8 metros.

7.3.2 Evaporación

Concentración de la vinaza fina

La tecnología de evaporación se utiliza para transferir calor por medio de la convección y así concentrar las sustancias no volátiles disueltas en agua. La energía necesaria proviene generalmente de vapor, el cual entrega energía al líquido y lo vaporiza. Entonces, el nuevo vapor generado se separa del líquido restante, y la concentración de sólidos aumenta.

La vinaza fina, que proviene de la centrifugación, contiene mayormente sólidos solubles y debe concentrarse de un 6,26% en peso (este valor se obtiene a partir de la cantidad de sólidos solubles totales y el agua de la fase liviana de la separación centrífuga) a un 35%. Para ello, se utilizan evaporadores de efecto múltiple, como se pueden observar en la Figura 7.14.



Figura 7.14 - Evaporador de múltiple efecto.

En un evaporador de efecto múltiple, la vinaza se trata en varias etapas. En cada etapa se evapora parte del agua que contiene para pasar a la siguiente etapa con una concentración mayor de sólidos. Para que la eficiencia energética sea superior, los evaporadores operan cada etapa con una presión menor a la de la etapa anterior, para así poder aprovechar el vapor generado en la etapa previa como medio calefactor. En teoría se pueden construir un número ilimitado de etapas, pero evaporadores con más de cinco etapas no suelen ser comunes debido a que se da una limitación por la diferencia de temperatura entre el vapor y el agua de enfriamiento disponibles en la planta.

Un evaporador tiene una calandria o intercambiador de calor para calefaccionar, un separador de vapor, un condensador en el último efecto para condensar el vapor generado, bombas para circulación de líquido y vapor, y bombas para generar vacío.^[139] Existen cuatro tipos principales de evaporadores: evaporadores de película descendente, evaporadores de circulación forzada, evaporadores de película ascendente y evaporadores de superficie rascada. Para el caso del tratamiento de vinazas los más comunes son los dos primeros, que se describen a continuación.^[140]

Los evaporadores de película descendente o "falling film" son del tipo carcasa y tubos. En ellos, el producto circula por el interior de los tubos y el vapor por la carcasa, calentando las paredes externas de los mismos. El líquido entra por la parte superior y cae de manera uniforme por los tubos por acción de la gravedad, formando una delgada capa que es calentada por contacto con la pared interior de los mismos. Los líquidos generalmente disminuyen su viscosidad por aumento de la temperatura, lo cual permite aumentar la velocidad de caída y esto da como resultado un equipo que trabaja con bajos tiempos de residencia. La alta velocidad de circulación del producto en los evaporadores falling film permite responder rápidamente a los cambios en las condiciones de operación.

En los concentradores de película descendente, la capa de producto debe ser lo suficientemente delgada para permitir un alto coeficiente de transferencia térmica, pero se debe evitar la incrustación del producto en los tubos debido a una capa de poco espesor. Para evitar esto, el diseño de la olla de distribución del producto, ubicada a la cabeza de cada cuerpo evaporador, es un punto crítico y esencial para el correcto funcionamiento del equipo. Este tipo evaporadores cuenta con tubos largos, de hasta 13 metros de longitud. El

Capítulo 7: Módulos auxiliares

evaporador "falling film" además, permite trabajar con bajas diferencias de temperatura debido a los altos coeficientes de transferencia térmica que se consiguen.

En los evaporadores de circulación forzada ("forced circulation evaporators") el producto se recircula mediante una bomba de gran caudal de líquido a través de los tubos asegurando un contacto efectivo con la superficie de calentamiento y una velocidad controlada del producto a concentrar. En estos evaporadores se alcanzan altos coeficientes de transferencia con productos problemáticos reduciendo el ensuciamiento y prolongando el período de operación del equipo sin efectuarse una limpieza. Debido a que el producto es recirculado mediante bombas, un evaporador de este tipo puede operar con producciones muy inferiores a las de diseño sin producirse incrustaciones por secado excesivo de producto. Otra ventaja de estos equipos es que los cuerpos evaporadores pueden ser colocados en sentido vertical u horizontal, ya que el líquido circula por acción de las bombas y no por gravedad o por termosifón como en los evaporadores falling film y rising film. Como contrapartida, los evaporadores de circulación forzada tienen un mayor consumo eléctrico debido a las bombas de alto caudal y un mayor tiempo de residencia que en el de película descendente.

Los productos para los que se utiliza este tipo de concentradores son generalmente aquellos en que se presenta la precipitación del producto, ya sean cristales u otra forma de sólidos. Suelen utilizarse en combinación con otros tipos de evaporadores (rising film o falling film), conformando un sistema de evaporación mixto en el que se utilizan los evaporadores de circulación forzada en las etapas de mayor concentración donde el fluido es muy viscoso, para aumentar los coeficientes de transferencia térmica y disminuir el tamaño del equipo.

Se elige trabajar con evaporadores de película descendente, ya que son los más comunes para este tipo de industria y tienen un gasto menor de energía. Debido a que los catálogos disponibles contienen evaporadores que pueden procesar hasta 100.000 kg/h, y el caudal en este caso es de 123.597 kg/h, se decide proceder al diseño. Para ello, se plantean los balances de masa y energía globales y en cada efecto de un evaporador de triple efecto, según la Figura 7.15.

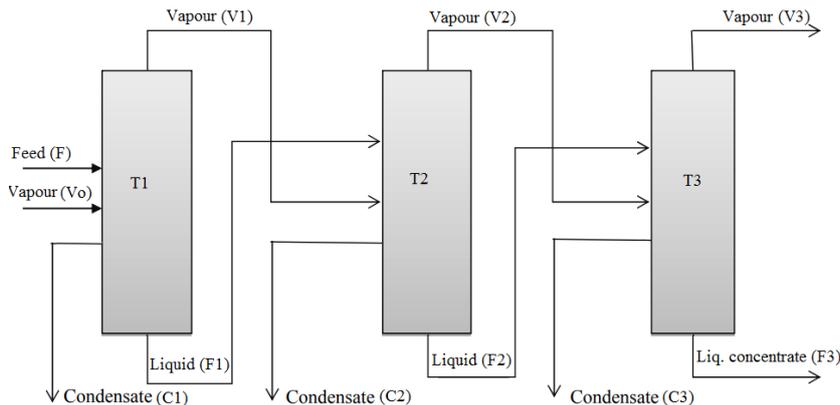


Figura 7.15 - Esquema de evaporador de triple efecto.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Balances globales de masa:

$$W_F = W_{F3} + W_{V1} + W_{V2} + W_{V3}$$

$$w_F W_F = w_{F3} W_{F3}$$

Balance de masa y energía en el primer efecto:

$$W_F = W_{F1} + W_{V1}$$

$$w_F W_F = w_{F1} W_{F1}$$

$$W_F H_F + W_{V0} H_{V0} = W_{V1} H_{V1} + W_{F1} H_{F1} + W_{C1} H_{C1}$$

Siendo W_i el caudal másico de cada corriente, w_i la composición másica de las corrientes líquidas y H_i la entalpía de cada corriente (evaluada a la temperatura y presión de la misma). El balance para cada etapa es análogo.

Para el caso de las corrientes líquidas, se puede calcular la entalpía como el producto entre la temperatura y el calor específico (se toma como temperatura de referencia 0°C).

Se debe tener en cuenta que la temperatura de saturación en cada efecto no es la del agua pura, ya que la concentración de sólidos genera un incremento en el punto de ebullición de la mezcla (IPE). Es por esto, que el vapor generado se genera levemente sobrecalentado. Para calcular el IPE y la capacidad calorífica del fluido en cada etapa se utilizan las ecuaciones obtenidas por Larsson et al. [141] Análogo al cálculo en los intercambiadores de calor, se utiliza un coeficiente de transferencia de calor U de 2,5 kJ/kg°C, que es un valor conservativo para el caso agua-vapor. A partir de esto, se obtiene un evaporador con un área total de 1290 m². Su economía de vapor es de 3,22 y se calcula como el cociente entre el caudal total de vapor generado y el caudal de vapor vivo utilizado. El vapor vivo utilizado para el funcionamiento es de 31.456,1 kg/h, e ingresa saturado a 2 atm al primer efecto. El vapor utilizado en los otros dos efectos es el generado en el efecto previo a cada uno.

Las características del evaporador se listan a continuación.

Tabla 7.6 – Características de cada efecto de evaporador

	Efecto 1	Efecto 2	Efecto 3
Caudal entrada (kg/h)	123.597,0	92.849,8	60.198,0
Concentración másica	0,08	0,13	0,35
Presión etapa (atm)	1	0,5	0,2
Temp. saturación agua (°C)	100	81,67	60,36
IPE (°C)	0,1	1,66	2,79
Vapor calefactor (kg/h)	31.456,1	32.651,8	38.031,2

Condensador N°1 de DDGS - Condensador del vapor efluente del Efecto 3

El vapor generado en el tercer efecto, debe ser condensado con el fin de poder reaprovechar el agua. Para ello se diseña un condensador, donde el fluido refrigerante (agua de enfriamiento) permanece en todo el proceso circulando por los tubos, y el fluido de proceso, por la coraza.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Entonces, el vapor que egresa a 60,35°C y 0,2 atm, es condensado con agua de enfriamiento, luego se presuriza a 1 atm mediante una bomba, y se recircula al proceso. El diseño de este condensador se ve con detalle en el capítulo siguiente.

7.3.3 Secado

Una vez que la fase liviana de la centrifugadora ya ha sido concentrada gracias al evaporador, se mezcla con la fase pesada, generándose los denominados WDGS. A estos WDGS que contienen un 65% de humedad se le debe disminuir el contenido de agua entorno al 10%, para lo cual se requiere el empleo de una secadora.

En lo referente al tipo de secadora a emplear, mayoritariamente en la industria de producción de etanol se emplea una secadora rotativa, que puede ser de contacto directo o de contacto indirecto. Las secadoras rotativas de contacto directo tienen un menor costo de construcción, lo cual los hace prevalecer en el mercado. Sumado a esto, las secadoras por contacto directo permiten operar con temperaturas más alta de gas de entrada, lo cual implica reducir el tiempo que los sólidos deben estar dentro del equipo para alcanzar su nivel requerido de secado. Sin embargo, altas temperaturas implican mayor mantenimiento del equipo y mayores emisiones, por lo que en EE.UU. se comenzaron a utilizar los equipos de contacto indirecto, en cuyo interior se encuentran una serie de tubos por los que circula vapor. No obstante, en los últimos años se ha retornado a la utilización de secadoras rotatorias de contacto directo gracias a sus diseños modernos, donde se ha incorporado un sistema de reciclaje parcial de los gases de escape, como se observa en la Figura 7.16, lo que reduce el riesgo de incendio (menor contenido de oxígeno), así como la mejora de la eficiencia energética y la reducción de las emisiones de la secadora.

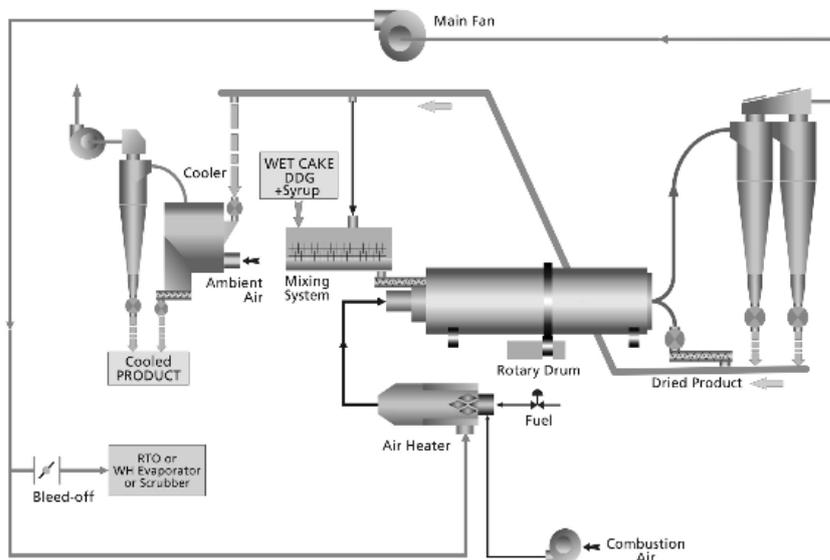


Figura 7.16 – Secadora rotatoria de contacto directo con reciclo parcial. [139]

Capítulo 7: Módulos auxiliares

En las secadoras rotatorias de secado directo, el tambor de secado es el lugar donde el gas de secado y el material húmedo entran en contacto. El material se vierte en el aire girando el tambor. A medida que el tambor gira, los levantadores montados en la pared del armazón llevan el material hasta la parte superior, donde cae como una cortina continua a medida que el aire pasa a través de él. La velocidad a través del tambor es baja, y el material generalmente permanece en el tambor entre 10 y 20 minutos.

Para la determinación de la capacidad de secado requerida, se ha de tener presente que el caudal másico de la corriente resultante de la mezcla de los WDG y los CDS es de 91.622,5 kg/h. De esta corriente, se requiere eliminar una cantidad de 54.448,1 kg/h de agua en forma de vapor para que la mezcla resultante posea una humedad en torno al 10 %.

Asemejando el material a secar con fibra de maíz, se determina mediante la bibliografía consultada que la capacidad de secado de este material, expresada en kg de agua evaporada/m²·h es de 4, por lo que se requiere de un área de secado mínimo de:

$$\text{Área de secado} = \frac{55.855 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{4 \frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{m}^2}} = 13.612,0 \text{ m}^2$$

Tomando como el área de secado mínimo requerido en torno a un 10% de margen de seguridad sobre el valor determinado, se ha de seleccionar una cantidad de equipos de secado cuya área de secado total sea de 15.124 m².

Selección del secador

Al buscar secadores industriales se observa que la especificación expresada es en capacidad de secado por hora. Se selecciona entonces un equipo especialmente diseñado para el secado de DDGS de la empresa estadounidense Thompson Dryers, modelo XIV. ^[142] Dado que la capacidad de un solo equipo no alcanza para el tratamiento de la corriente de WDGS, se trabaja con tres equipos en paralelo para llevar a cabo esta operación.

Especificaciones:

- Capacidad de producción de DDGS: 138.000 ton/año
- Requerimiento de energía: 798.000 GJ/año
- Consumo eléctrico: 16.900.00 kWh/año
- Diámetro: 4,27 metros (14 ft).

Además, todas las piezas del sistema de secado de DDGS que entran en contacto con el producto están hechas de acero inoxidable

La corriente de DDGS es de 37.174,4 kg/h o su equivalente, considerando 330 días de operación. Por lo tanto, es necesario colocar 2 (dos) secadores de este tipo en paralelo para cumplir con las necesidades de producción.

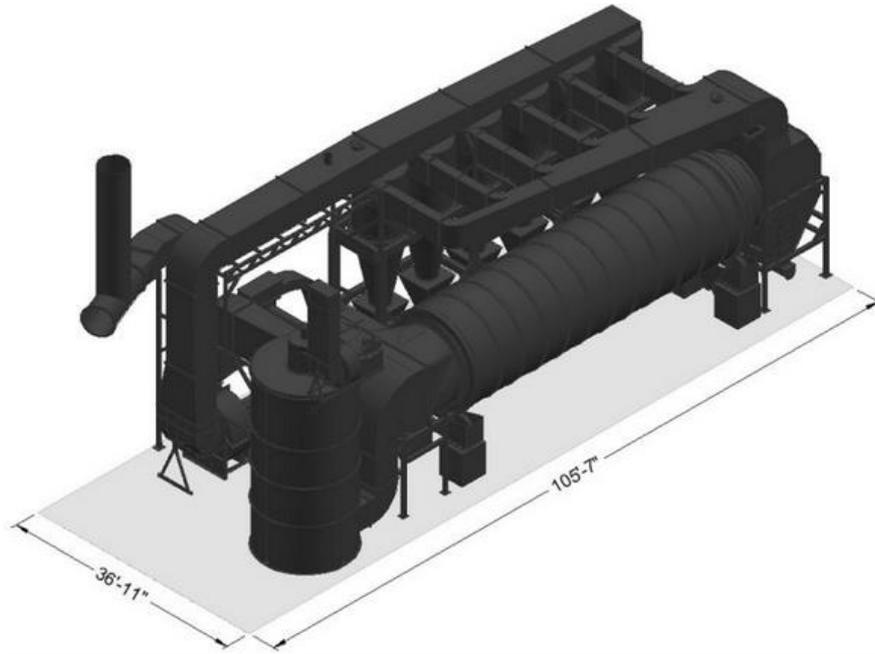


Figura 7.17 – Secador rotatorio marcha Thompson para los DDGS.

El equipo permite modificar tanto la temperatura de secado como el nivel de humedad del producto deseado. El nivel de humedad deseado ya se ha mencionado anteriormente, y es de un 10 a un 12%. Por otro lado, se desea que la temperatura del aire de secado nunca exceda los 121 °C y que la temperatura del producto nunca supere los 57 °C.

Además, el equipo posee una modificación al diseño tradicional, el cual incluye el reciclaje de gases de escape (también llamado reciclaje de gases de combustión), que reutiliza (recicla) el gas caliente del sistema de nuevo en la parte delantera del proceso de secado. Entre sus beneficios se incluyen:

- Elimina la necesidad de recuperar el aire
- Crea un flujo constante de gas durante todo el proceso de secado
- Usa menos combustible porque no hay necesidad de calentar el aire de reposición
- Reduce el volumen total de gas que entra y sale del sistema (sin aire de reposición)
- Elimina la necesidad o reduce el tamaño del equipo de limpieza secundario (emisiones más bajas)
- Reduce la cantidad de oxígeno que ingresa al sistema (sin aire de reposición)
- Aumenta la consistencia de la calidad del producto final
- Permite un secado a temperatura más baja que protege la calidad del producto final.

7.4 Módulo auxiliar - Tratamiento del agua

Este módulo involucra el tratamiento tanto del agua de alimentación a la caldera como el postratamiento de las aguas residuales, producto de las operaciones de limpieza y del efluente de tope de la columna de destilación de recuperación de glicerol, con el objetivo de recircularlas al proceso.

7.4.1 Agua de alimentación a la caldera

El agua con la cual es abastecida la caldera de la planta debe ser agua tratada de forma de optimizar el mantenimiento de la misma y alargar su vida útil.

El agua de alimentación de la caldera se utiliza para producir vapor. La presión del vapor (0,5 - 100 bar) determina la temperatura y la capacidad energética, pero también la calidad del agua de alimentación. La regla general expone que cuanto más alta sea la presión, más estricta deberá ser la calidad del agua de alimentación de la caldera.

Algunos problemas causados por las impurezas en el agua de alimentación son:

- Formación de costras
- Corrosión
- Priming (formación de burbujas de aire)
- Adherencia del vapor al cilindro (de minerales volátiles)

Algunos parámetros importantes del agua de alimentación son:

- pH
- Dureza
- Concentración de oxígeno y del dióxido de carbono
- Silicatos
- Sólidos disueltos
- Sólidos suspendidos
- Concentración de materia orgánica

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Principales impurezas del agua y sus efectos			
Impureza		Forma	Efectos
Dióxido de Carbono	CO ₂	Gas	Corrosión
Oxígeno	O ₂	Gas	Corrosión
Materias en suspensión	-	Sólidos no disueltos	Corrosión
Materias orgánicas	-	Sólidos disueltos y no disueltos	Depósitos, espumas y arrastres
Aceites y grasas	-	Coloides	Depósitos, espumas y arrastres
Acidez	H ⁺	-	Corrosión
Dureza	Ca ⁺⁺ , Mg ⁺⁺	Sales disueltas	Incrustaciones
Alcalinidad	CO ₃ ⁻ , CO ₃ H ⁻ , OH ⁻	Sales disueltas	Espumas, arrastres, desprendimiento de CO ₂ , fragilidad cáustica
Salinidad (TDS)	-	Sales disueltas	Depósitos, espumas y arrastres
Cloruros	Cl ⁻	Sales disueltas	Aumento de salinidad y corrosividad
Sílice	SiO ₂	Sales disueltas	Incrustaciones
Hierro, Manganeseo	Fe, Mn	Sales disueltas o partículas	Depósitos
Cobre	Cu	Sales disueltas o partículas	Depósitos y corrosión

Figura 7.18 – Impurezas del agua y sus efectos en las calderas. [143]

Se debe tomar un especial cuidado en el agua que se va a emplear para la generación de vapor ya que las impurezas presentes en ella pueden provocar graves problemas en la caldera. La composición del agua que se alimenta a la caldera debe ser tal que las impurezas presentes en la misma se puedan concentrar un número razonable de veces dentro del sistema sin que por ello se superen los límites permitidos por el fabricante. Si el agua no cumple este requisito será necesario tratarla para eliminar todas las impurezas antes de utilizarla. Actualmente se están utilizando tratamientos químicos dentro de la caldera para evitar estos problemas los cuales están resultando una solución efectiva además de económica.

Todo tipo de agua procedente de una fuente natural presenta cierta cantidad de materia disuelta o suspendida, así como gases disueltos. La proporción de minerales disueltos en el agua puede variar en un rango de 0,005 – 1.500 mg/L en agua superficial. En el presente proyecto, se toma el agua en la base del acuífero (ciudad de Pergamino) a 40 metros de profundidad, donde el mismo presenta las siguientes características físico-químicas evaluadas por Heredia et. al. [144]

Tabla 7.7 – Características físico-químicas del acuífero de Pergamino.

Valor	Parámetro							
	pH	CE* μS cm ⁻¹	SDT* mg L ⁻¹	Flúor mg L ⁻¹	NO ₃ ⁻ mg L ⁻¹	CO ₃ ⁻² mg L ⁻¹	HCO ₃ ⁻ mg L ⁻¹	Cl ⁻ mg L ⁻¹
Promedio	7,86	1.244,67	612,89	0,46	3,28	18,33	453,93	190,9
Máximo	8,25	1.505	756	0,74	13,91	45	1.402,33	255,59

*CE: conductividad eléctrica; SDT: sólidos disueltos totales.

Además, Heredia et. al. registraron una temperatura promedio de estas aguas de 17°C, variando desde 14,5 a 20°C.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Ahora bien, la pureza del agua de alimentación depende tanto de la cantidad de impurezas como de la naturaleza de las mismas: la presencia de dureza, hierro y sílice son más importantes, por ejemplo, que la presencia de sales de sodio. La pureza requerida depende tanto de la cantidad de agua de alimentación como del diseño particular de la caldera (presión de trabajo). Por lo que los requisitos del agua de alimentación pueden variar mucho. Una caldera de baja presión con el agua por fuera de los tubos puede soportar valores de dureza más elevados que una de alta presión, siempre que se utilice un tratamiento adecuado. En la actualidad, los valores máximos los establece el fabricante de acuerdo a las características de la caldera. No obstante, se muestran a continuación, los valores recomendados por APAVE (Asociación de propietarios de unidades eléctricas y de vapor) para calderas de hasta 100 bar, y por ABMA (Asociación de Fabricantes de Calderas Americanos) para los estándares de calidad de pureza del vapor.

Tabla 7.8 – Valores recomendados por APAVE para calderas.

		Presión de trabajo (Bar)							
Agua de alimentación		0 – 21	21 – 31	32 – 42	43 – 51	52 – 62	63 – 69	70 – 103	104 – 138
Oxígeno disuelto	mg/L	0,04	0,04	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007
Hierro Total		0,1	0,05	0,03	0,025	0,02	0,02	0,01	0,01
Cobre Total		0,05	0,025	0,02	0,02	0,015	0,015	0,01	0,01
Dureza Total (CaCO ₃)		0,3	0,3	0,2	0,2	0,1	0,05	no se detecta	
COT no volátil		1	1	0,5	0,5	0,5	0,2	0,2	0,2
Grasas		1	1	0,5	0,5	0,5	0,2	0,2	0,2
pH a 25°C		7,5 – 10,0	7,5 – 10,0	7,5 – 10,0	7,5 – 10,0	7,5 – 10,0	8,5 – 9,5	9,0 – 9,6	9,0 – 9,6
Agua de la caldera									
Silice	mg/L	150	90	40	30	20	8	2	1
Alcalinidad Total CaCO ₃		350	300	250	200	150	100	no especificado	
Alcalinidad libre de hidróxido (CaCO ₃)		no especificado					no se detecta		
Conductividad específica a 25 grados sin neutralización	µS/cm	3500	3000	2500	2000	1500	1000	150	100

Tabla 7.9 – Valores recomendados por ABMA para calderas.

		Presión de Trabajo (Bar)						
		0 - 15	15 - 25	25 - 35	35 - 45	40 - 60	60 - 75	75 - 100
Agua de alimentación								
Oxígeno disuelto	mg/L	0.02 (Eliminación física del oxígeno disuelto)						
Dureza Total	Grados Franceses	0,5	0,3	0,2	0,1	0,05	0,05	0,05
Grasas	mg/L	ausencia				0,05	0,05	0,05
pH a 25		> 8.5						
Hierro Total	mg/L	no especificado				0,05	0,05	0,03
Cobre Total		no especificado				0,03	0,03	0,01

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Boiler water								
M Alcalinidad	Grados Franceses	100	80	60	40	15	10	5
P Alcalinidad		0,07 M	0,07 M	0,07 M	0,07 M	> 0,5 M	> 0,5 M	> 0,5 M
SiO ₂	mg/L	200	150	90	40	15	10	5
TDS		4000	3000	2000	1500	500	300	100
Fosfatos		30 a 100	31 a 100	20 a 80	21 a 80	10 a 60	10 a 40	5 a 20
pH		10,5 a 12				10 a 11		
Agua de preparación		Agua blanda o blanda y libre de carbonatos				Desmineralizada		

Es necesario entonces realizar el tratamiento del agua para alcanzar los valores recomendados para el agua de alimentación de la caldera. Debido a que se trabaja con una caldera de presión elevada, se trata el agua para el requerimiento más riguroso.

Existen dos tecnologías tradicionales para el tratamiento del agua de alimentación a la caldera: el ablandamiento a través de resinas de intercambio iónico y el ablandamiento por membranas (ósmosis inversa). Este último es el más utilizado debido a su mejor rendimiento y su menor costo energético y económico. Si bien el ablandamiento por membranas requiere una mayor inversión inicial, los costos operativos y de mantenimiento son significativamente menores que los del ablandamiento por intercambio iónico, dado que ésta última tecnología requiere de equipos adicionales para alcanzar el mismo grado de pureza.

Ablandamiento por membranas

En la tecnología de filtración en membrana se cuenta con películas que son de un tamaño suficientemente grande para permitir el paso de agua y de iones de diámetro pequeño y rechazan o impiden el paso a través de la película de iones de tamaño relativamente grande como: Ca⁺², Mg⁺², Fe⁺³, SO₄⁻², NO₃⁻, PO₄⁻³.

Si el agua con su contenido original de sales disueltas en forma de iones pasa por esta membrana, se tendrá un filtrado de agua con iones de pequeño tamaño como son: Na⁺, K⁺, Cl⁻ etc., y libre de dureza. Por otro lado, en el concentrado o rechazo se encuentran los iones de gran tamaño, entre ellos los causantes de la dureza en el agua.

Las membranas de nanofiltración, que es el tipo de película que es capaz de efectuar esta separación, deberán por supuesto limpiarse y darles el mantenimiento que se requiere para que siempre se tengan en óptimas condiciones de operación, pero su costo de mantenimiento es mínimo comparado con el costo de operación del proceso tradicional de ablandamiento por intercambio iónico.

Una limitante de esta opción de tratamiento del agua es el rechazo o desecho de agua que se produce en la membrana y que es de un 50% (cuando es muy alta la dureza del agua) hasta un 25% (cuando la dureza del agua es relativamente baja). Una opción ecológicamente amigable para el rechazo es agregarlo al agua de consumo general, donde se diluye, dado que no impacta sensiblemente la calidad del agua de consumo para usos generales. Cuando la dureza del agua es muy alta, el rechazo acarrea muchas sales, por lo que no es conveniente algún uso práctico y debe desecharse al sistema de tratamiento de aguas residuales que se describe en el siguiente apartado.

Capítulo 7: Módulos auxiliares

Es importante aclarar que antes del equipo de ósmosis inversa se deben agregar un filtro multimedia, un tanque de cloración/decloración y dosificación de químicos, a fin de evitar el deterioro de las membranas del equipo.

Selección del equipo

Se realiza la búsqueda del equipo de ósmosis inversa en función del requerimiento de agua de alimentación para la caldera y de las especificaciones de la misma.

Se selecciona entonces un equipo de OI de la empresa estadounidense Evoqua Water Technologies de su serie Vantage, específicamente el modelo M86N-126 ^[145], el cual puede ser alimentado con un caudal de agua cruda de 158,9 m³/h, teniendo un caudal de agua purificada de 119,2 m³/h y un caudal de rechazo de 39,7 m³/h.

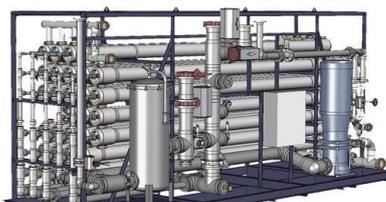


Figura 7.19 – Equipo de OI marca Evoqua Water Technologies, modelo M86N-126.

Las dimensiones del equipo son de 0,729 m de largo, 0,239 m de ancho y 0,325 m de alto. Ahora bien, dado que el caudal de agua de alimentación necesario para la caldera es elevado (200 m³/h), se deben colocar dos equipos en paralelo para satisfacer las necesidades del proceso.

7.4.2 Aguas residuales

Con el objetivo de reducir el consumo de agua y evitar la contaminación del medio ambiente, se decide incorporar un módulo para realizar el tratamiento de las aguas residuales. De esta manera, el agua se depura y queda con una calidad que permite volver a utilizarla en el proceso.

Las aguas residuales del presente proyecto son las aguas involucradas en los procesos diarios de limpieza en las instalaciones de la planta.

Para el tratamiento de las aguas de proceso se prefieren sistemas de bajo costo, aunque no sean de alta eficiencia, como los biotecnológicos entre estos se encuentran las lagunas, los filtros de goteo, los reactores UASB y los lodos activados, de los cuales la opción más utilizada son las lagunas de decantación, o también denominadas lagunas de estabilización.

Una laguna de estabilización es una estructura simple para embalsar aguas residuales con el objeto de mejorar sus características sanitarias. Las lagunas de estabilización se construyen de poca profundidad (2 a 4 m) y con períodos de retención relativamente grandes (por lo general, de varios días). Cuando las aguas residuales son descargadas en lagunas de estabilización se realiza en las mismas, en forma espontánea, un proceso conocido como autodepuración o estabilización natural, en el que ocurre fenómenos de tipo físico, químico, bioquímico y biológico.

Generalmente, cuando la carga orgánica aplicada a las lagunas es baja (<300 Kg de DBO/ha/día), y la temperatura ambiente varía entre 15 y 30°C en el estrato superior de la

Capítulo 7: Módulos auxiliares

laguna suelen desarrollarse poblaciones de algas microscópicas (clorelas, euglenas, etc) que, en presencia de la luz solar, producen grandes cantidades de oxígeno, haciendo que haya una alta concentración de oxígeno disuelto, que en muchos casos llega a valores de sobresaturación. La parte inferior de estas lagunas suele estar en condiciones anaerobias. Estas lagunas con cargas orgánicas bajas reciben el nombre de facultativas. Este tipo de lagunas son las que se implementan en el presente proyecto debido a la baja carga orgánica que tienen las corrientes a tratar.

Las lagunas de estabilización con una gran relación largo ancho ($Largo/Ancho > 5$) reciben el nombre de lagunas alargadas. Estas lagunas son muy eficientes en la remoción de carga orgánica y bacterias patógenas, pero deben ser precedidas por dos o más lagunas primarias que retengan los sólidos sedimentables. Las lagunas que reciben agua residual cruda son lagunas primarias. Estas lagunas primarias evitan tener que sacar de operación a las lagunas alargadas para llevar a cabo la remoción periódica de lodos. Las lagunas que reciben el efluente de una primaria se llaman secundarias; y así sucesivamente las lagunas de estabilización se pueden llamar terciarias, cuaternarias, etc. Cabe aclarar que es recomendable construir por lo menos dos lagunas primarias (en paralelo) con el objeto de que una se mantenga en operación mientras se hace la limpieza de los lodos de la otra.

En una laguna facultativa existen tres zonas:

1. Una zona superficial en la que existen bacterias aerobias y algas en una relación simbiótica.
2. Una zona inferior anaerobia en la que se descomponen activamente los sólidos acumulados por acción de las bacterias anaerobias.
3. Una zona intermedia, que es parcialmente aerobia y anaerobia, en la que la descomposición de los residuos orgánicos la llevan a cabo las bacterias facultativas. Los sólidos de gran tamaño se sedimentan para formar una capa de fango anaerobio. Los materiales orgánicos sólidos y coloidales se oxidan por la acción de las bacterias aerobias y facultativas empleando el oxígeno generado por las algas presentes cerca de la superficie. El dióxido de carbono, que se produce en el proceso de oxidación orgánica, sirve como fuente de carbono por las algas. La descomposición anaerobia de los sólidos de la capa de fango implica la producción de compuestos orgánicos disueltos y de gases tales como el CO_2 , H_2S y el CH_4 , que o bien se oxidan por las bacterias aerobias, o se liberan a la atmósfera.

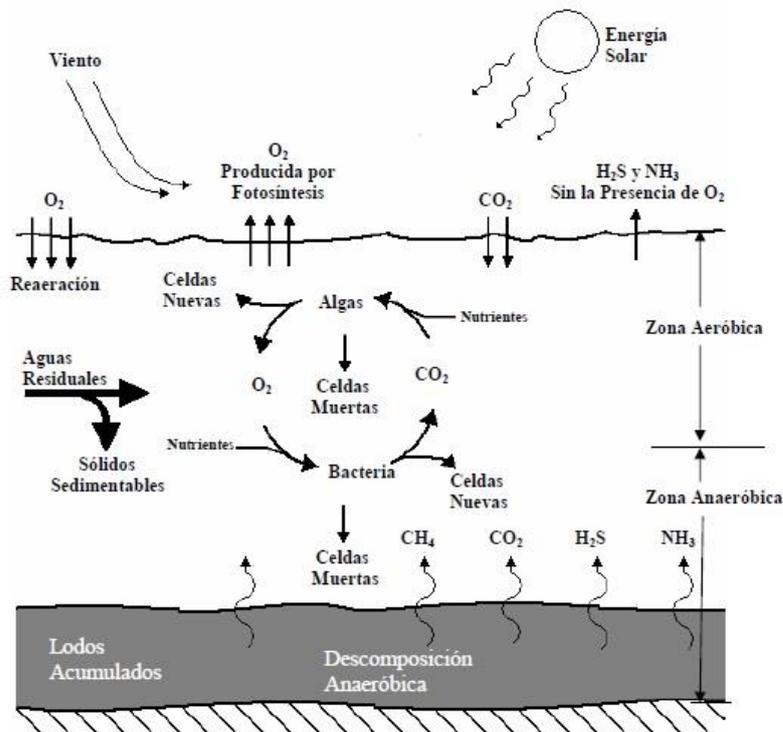


Figura 7.20 - Zonas de las lagunas facultativas.

Si bien hacen falta datos experimentales para realizar el dimensionamiento de las lagunas facultativas, se expone a continuación el Método de Yanes de flujo dispersivo para llevarlo a cabo una vez que la planta esté en operación.

Método de Yanes. Flujo dispersivo ^[146]

La carga orgánica se calcula mediante la ecuación presentada a continuación. Cabe aclarar que la concentración de la demanda bioquímica de oxígeno debe encontrarse entre el intervalo de 100 a 400 mg/L.

1. Carga orgánica

$$CO = Q_1 \cdot \frac{DBO_1}{1000}$$

donde

Q₁: caudal en el influente de la laguna en m³/día

DBO₁: concentración de la demanda bioquímica de oxígeno en el influente de la laguna en mg/L

2. Carga superficial de diseño

Capítulo 7: Módulos auxiliares

$$\lambda_s = 250 \cdot (1,085)^{T-20}$$

donde

λ_s : carga orgánica superficial en $\frac{\text{Kg DBO}_5}{\text{ha} \cdot \text{día}}$

T: temperatura media mensual mínima de aire, en °C

3. Área de la laguna facultativa

$$A_f = 10 \cdot L_i \cdot \frac{Q_{med}}{\lambda_s}$$

A_f : área de la laguna facultativa en m^2

Q_{med} : caudal en el influente ($m^3/\text{día}$)

4. Volumen de la laguna

$$V = A \cdot Z$$

donde

V: volumen en m^3

Z: profundidad de la laguna. Se considera de 1,5 a 1,8 metros.

5. Tiempo medio de retención hidráulico

$$O = \frac{V_a}{Q_i}$$

donde

O: tiempo medio de retención hidráulico.

6. Dimensionamiento de la laguna. Relación L/B. $X=3$ (para minimizar cortocircuitos)

$$B_{prom} = \sqrt{\frac{A}{X}}$$

donde

B_{prom} : ancho promedio de la laguna en metros.

$$L_{prom} = \frac{A_{prom}}{B_{prom}}$$

L_{prom} : longitud promedio de la laguna en metros.

Luego, considerando que los muros son verticales contruidos de cemento, se tiene un factor talud de 2:1.

$$B_{sup} = B_{prom} + Z \cdot \text{Talud}$$

donde

Capítulo 7: Módulos auxiliares

B_{sup} : Ancho superior de la laguna en metros.

Z: profundidad de la laguna en metros.

$$L_{sup} = L_{prom} + Z \cdot \text{Talud}$$

donde

L_{sup} : Largo superior de la laguna en metros.

7. Cálculo del área superficial

$$A_{sup} = B_{prom} \cdot L_{prom}$$

donde

L_{sup} : área superficial de la laguna en m^2 .

8. Gasto en el efluente

$$Q_e = Q_i - 0,001 \cdot A \cdot e$$

donde

Q_e : caudal en el efluente de la laguna ($m^3/\text{día}$).

e: evaporación ($mm/\text{día}$).

Como se mencionó anteriormente, estos son los parámetros principales a la hora de llevar a cabo el dimensionamiento de las lagunas facultativas. No obstante, los métodos existentes en el diseño de lagunas de estabilización permiten determinar también la carga orgánica superficial, la eficiencia de remoción de la materia orgánica y la remoción de coliformes fecales.

8 Equipos auxiliares – Integración energética

8.1 Introducción

En los capítulos anteriores se realizó el diseño técnico de la planta de producción de bioetanol, sin especificar los equipos auxiliares entre sus distintas etapas. En el Capítulo 8 se presentan estos equipos involucrados en el transporte tanto de líquidos como de sólidos, y sus consumos energéticos en función de los requerimientos de proceso.

Por otro lado, dado que ya se encuentran definidas todas las corrientes de proceso, es fundamental optimizar la integración energética de las mismas, con el objetivo de disminuir los gastos de servicios para la planta. Como se verá en el presente capítulo, se utiliza el análisis Pinch, para tener una primera evaluación de las posibilidades y así llevar a cabo dicha integración. Además, se definen los requerimientos necesarios de corrientes auxiliares y los equipos que se utilizan para suministrarlos.

8.2 Transporte de sólidos

Antes de comenzar con los requerimientos de los equipos de transporte de sólidos es importante dimensionar los equipos involucrados en todo el pretratamiento de la materia prima. En principio, en el Capítulo 3, se mencionaron los equipos básicos necesarios, tales como los silos de almacenamiento, la unidad de limpieza del maíz y la unidad de molienda, sin embargo, son requeridos más equipos para llevar a cabo tanto el tratamiento como el transporte del maíz. Por ejemplo, se debe contar con un silo pulmón, el cual contenga la cantidad de maíz requerida para una jornada completa de producción (24 horas), y también cabe mencionar la unidad de pesaje continuo del mezclador, la cual permite la adición de la cantidad exacta de maíz para el proceso. Por lo tanto, es importante dimensionar, al menos básicamente, o expresar sus requerimientos energéticos, para luego introducirse en el transporte de los granos en sus etapas intermedias.

Los equipos entonces a analizar son:

- Silos de almacenamiento
- Silo pulmón
- Unidad de limpieza de maíz
- Unidad de molienda
- Unidad de pesaje continuo

Y los transportes involucrados entre los mismos y los equipos necesarios son:

- Transporte desde los pozos de recepción hasta los silos de almacenamiento: elevador de cangilones.
- Transporte desde el silo de almacenamiento a un silo pulmón: transportador de cadenas.
- Transporte desde silo pulmón a unidad de limpieza de maíz: transportador de cadenas.
- Transporte desde unidad de limpieza de maíz hasta unidad de molienda: transportador de cadenas.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

- Transporte de desde la unidad de molienda a la unidad de pesaje continuo: cinta transportadora

8.2.1 Silos de almacenamiento

Como se mencionó en capítulos anteriores, el proceso precisa aproximadamente 2.326 toneladas de maíz sucio por día (96.911,8 kg por hora), por lo que, considerando 14 días de stock de materia prima para evitar cualquier inconveniente con los proveedores, se debe contar con una cantidad de maíz almacenado igual a 32.560 toneladas. Imponiendo un factor de seguridad de un 10%, se requiere un silo con una capacidad para almacenar 36.180 toneladas de maíz.

Cabe mencionar que carga de los mismos se realiza por la parte superior del silo y la descarga se lleva a cabo por el fondo del mismo mediante el empleo de un transportador de cadenas.

8.2.2 Silos pulmón

Al igual que los silos de almacenamiento de grano, los silos pulmón son cargados por su parte superior y se descargan por su parte inferior. Como el objeto del silo pulmón es el de suministrar de forma exacta la cantidad de maíz que se requiere en el tanque de mezclado del proceso de producción, se dispone de un silo pulmón con una capacidad de almacenamiento de 1 jornada, es decir, de 2.326 toneladas de maíz. Imponiendo nuevamente un factor de seguridad de un 10%, se debe contar con un silo pulmón apto para almacenar 2.580 toneladas de maíz.

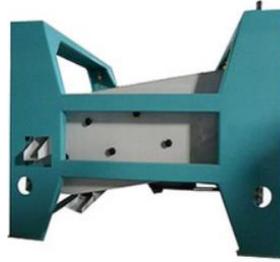
8.2.3 Unidad de limpieza

La unidad de limpieza está compuesta por múltiples (tres) cribas de tambor rotatorio, una clasificadora, un separador ciclónico de polvo y un separador magnético. Este equipo puede procesar 82,5 toneladas de maíz por hora. A continuación, se especifican sus partes.

Comentado [L5]: NO ALCANZA!!

Criba de tambor rotatorio (3 equipos)

Cada equipo puede procesar 35 toneladas por hora con un consumo de energía de 0,75 kW. [102]



Clasificadora (2 equipos)

Cada equipo puede procesar 50 toneladas por hora con un consumo de energía de 3,4 kW. [103]



Separador ciclónico

Ciclón multitubos apto para eliminar polvo no palo y no fibroso ($> 5\mu\text{m}$) y tiene 80-85% de eficiencia de recolección en $3\mu\text{m}$. [104]



Separador magnético (2 equipos)

Necesario para eliminar el contenido de metal magnético que pudiera traer el maíz.

Modelo TCXT50. [105]

Cada equipo tiene una capacidad de 60 a 70 toneladas por hora y una tasa de limpieza del 99,9%.

Requiere de una potencia de 0,3 W.



8.2.4 Unidad de Molienda

La unidad de molienda está compuesta por una tolva, una válvula teja, un alimentador ABMS, un sistema neumático, un filtro, un ventilador centrífugo, un silenciador, una tamizadora centrífuga pero el mayor consumo energético está dado por el molino de martillos.

El equipo seleccionado es de la marca YUDA, número de modelo SFSP, con una capacidad de procesamiento de 1 a 50 tn/h y un consumo de energía de 15 a 160 kW.^[106]

Se precisan dos equipos por la necesidad de procesamiento.

Este equipo puede alcanzar tamaños de partículas de hasta 0,48 mm y está especialmente diseñado para granos de maíz.



Figura 8.1 – Molino de martillos modelo SFSP, marca YUDA.

8.2.5 Unidad de pesaje continuo en el mezclador

El material ya molido y que cumple con la especificación de tamaño impuesta, se descarga por gravedad desde el molino de martillos hasta la unidad de pesaje continuo en el que se aloja todo el volumen de harina requerido. En esta unidad se pesa la cantidad exacta de maíz molido que se tiene que introducir en el tanque mezclador.

En este caso, el equipo seleccionado es un sistema de pesaje continuo (SPC) marca Sipel, modelo M50, el cual asegura una precisión mayor al 99,3% y la posibilidad de autocalibración. El mismo es alimentado con aire comprimido y tiene una capacidad de procesamiento de 46 toneladas por hora, por lo que se deben instalar dos equipos similares.^[107]



Figura 8.2 – Sistema de Pesaje Continuo Sipel, modelo M50.

8.2.6 Transporte desde los pozos de recepción hasta los silos de almacenamiento: elevador de cangilones.

El elevador de cangilones se utiliza para cargar el silo por su parte superior, dependiendo su selección de la capacidad del mismo y la altura de elevación.

Para llevar a cabo esta tarea, se selecciona un equipo marca JiaBao, específicamente el modelo de 1140 mm de diámetro de tambor, ya que tiene la capacidad de transportar hasta 650 toneladas por hora y a una altura máxima de elevación de 65 metros. La energía consumida por este equipo es de 8 kW. [108]

Todos los componentes están contenidos en un módulo prismático cerrado autosostenido que posee bocas de inspección sobre los laterales que permiten el acceso cada una de las partes para mantenimiento.



Figura 8.3 – Elevador de cangilones marca JiaBao.

8.2.7 Transportador de cadenas.

Este equipo es el encargado de realizar el transporte del maíz desde el silo de almacenamiento hasta el silo pulmón, desde el silo pulmón hasta la unidad de lavado y desde la unidad de lavada a la unidad de molienda. Para ello, el transportador de cadenas seleccionado debe tener la capacidad de transportar 82,5 toneladas por hora de maíz, para lograr el llenado del silo pulmón.



Figura 8.4 – Cinta transportadora de cadena de grano marca TSE, modelo TGSS25.

Se selecciona entonces la cinta transportadora de cadena de grano marca TSE, modelo TGSS25, el cual tiene una capacidad de transporte de 56 a 84 toneladas por hora y con un consumo de energía de 1,5 kW. Puede estar en servicio las 24 horas y recorrer una distancia de 2 a 45 metros. [109]

8.2.8 Transporte de desde la unidad de molienda a la unidad de pesaje continuo: cinta transportadora

Al igual que el transportador de cadenas, este equipo debe tener la capacidad de transportar 82,5 toneladas por hora de maíz, ya que es el requerimiento de proceso.

El equipo seleccionado es una cinta transportadora marca Baisheng, modelo DY4031, con una capacidad 80 a 90 toneladas por hora y un consumo de energía de 0,4 a 22 kW. ^[110]



Figura 8.5 – Cinta transportadora marca Baisheng, modelo DY4031.

Finalmente, la potencia total consumida estimada por el transporte de sólidos resulta en un valor de 392,1 kW.

8.3 Transporte de fluidos

Se decide implementar el diseño típico para transportar fluidos de un punto a otro el cual consiste en impulsarlo a través de un sistema de tuberías. Las tuberías de sección circular son las más frecuentes, ya que esta forma ofrece no sólo mayor resistencia estructural sino también mayor sección transversal para el mismo perímetro exterior que cualquier otra forma. Por otro lado, debe definirse cuales equipos son los adecuados para impulsarlos y que accesorios son necesarios para un garantizar un transporte eficiente.

8.3.1 Tuberías

El sistema de tuberías está conformado por: aquella que transporta el efluente del premezclador al primer reactor, aquella que transporta la corriente de harina de maíz hasta el primer reactor, aquellas que componen el transporte de la corriente de proceso en todo el sistema de reactores, aquellas que se encuentran del sistema de purificación de producto (destiladores) y aquellas que transportan corrientes auxiliares de proceso.

Material de construcción

En función del fluido de proceso se selecciona el material para cada conjunto de tuberías. Para todas las corrientes de proceso previas al sistema de purificación se decide utilizar el mismo material que el del reactor dado que, en el efluente del premezclado, se trabaja con una gran cantidad de microorganismos al transportar la levadura, y en el caso de la corriente de harina de maíz, esto es porque se debe evitar la contaminación de la misma y este material presenta claras ventajas respecto de la facilidad para su limpieza y sanitización, asegurando la esterilidad en el transporte. Si bien es un material de costo elevado, su valor es menor en comparación con las pérdidas económicas que implican la interrupción del proceso. Debido a que el riesgo de una posible corrosión microbiológica (MIC) es alto y, teniendo en

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

cuenta que este tipo de corrosión es una de las más peligrosas, debido a que en un breve período de tiempo puede provocar daños significativos e irreparables en las tuberías, parando el proceso, se justifica la elección de dicho material. Específicamente se selecciona acero inoxidable austenítico ASTM A 304.

Para el sistema de purificación y, particularmente, para la primera columna se decide utilizar también acero inoxidable para la salida de la corriente de fondo, la cual es básicamente una suspensión de sólidos (vinaza gruesa) altamente corrosiva debido a su pH ácido. Por el tope, la corriente de efluente es una mezcla de etanol - agua ($w = 0,94$ kg etanol/kg total), con posibles trazas de subproductos, pero que no generan inconvenientes para la selección del material. Al realizar una búsqueda bibliográfica respecto de los materiales comúnmente utilizados para la destilación de mezclas etanol-agua, se encuentra que los materiales utilizados son aceros al carbono o aceros inoxidables dependiendo del proceso. Por lo tanto, se decide utilizar la tubería de tope de la primera columna de acero al carbono, por su resistencia a altas temperaturas y por ser menos costoso que el acero inoxidable, justificado por la ausencia de un fluido corrosivo. Ahora bien, el tope de la segunda columna de destilación es etanol anhidro (altamente corrosivo), justificándose nuevamente la instalación de una tubería de acero inoxidable. No obstante, para las tuberías restantes de la segunda como de la tercera columna de destilación, se selecciona acero al carbono como material de construcción de las columnas y de las tuberías que participan de esta etapa del proceso, tanto los efluentes de tope, de fondo y la corriente de recirculado del glicerol, que retorna glicerol puro desde la tercera a la segunda columna. Específicamente se selecciona acero al carbono AISI 410SN.

Dimensionamiento

Un aspecto muy importante a tener en cuenta para el diseño del sistema de tuberías es el de la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las conducciones. Dicha velocidad, en el caso de la circulación isoterma de fluidos incompresibles, viene determinada por el caudal y el diámetro de la sección interna de la conducción, y para cada fluido tiene un valor máximo que no debe ser sobrepasado, ya que de lo contrario puede producirse un deterioro del producto por tratamiento mecánico inadecuado. Los valores aproximados que se usan en la práctica dependen del tipo de fluido que se trate. McCabe et al. ^[111] propone rangos de velocidades recomendadas según el tipo de fluido y el tipo de flujo, los cuales se utilizan para confeccionar la Tabla 8.1.

Así, para un caudal determinado del fluido a bombear, imponiendo la velocidad máxima del mismo, se determina de forma inmediata el diámetro mínimo de la conducción. Deberá escogerse, en cualquier caso, el diámetro normalizado inmediatamente superior a dicho valor mínimo. Dicho valor es lo que se conoce como el diámetro óptimo de la conducción, pues representa el menor coste posible, cumpliendo las exigencias en cuanto a la velocidad de máxima de circulación del fluido por la misma.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Tabla 8.1 – Diámetro nominal para cada sección de tuberías.

Tuberías	Fluido y caudal volumétrico	Tipo de flujo	Velocidad recomendada	Diámetro	Diámetro nominal
<i>Efluente del premezclador</i>	Poco viscoso Q = 52,62 m ³ /h	Entrada de bomba	0,9 m/s (3.240 m/h)	0,1437 m	6" (168,3 mm)
		Salida de bomba	3 m/s (10.800 m/h)	0,0788 m	3" (88,9 mm)
<i>Efluente del mezclador</i>	Poco viscoso Q = 235,3 m ³ /h	Entrada de bomba	0,9 m/s (3.240 m/h)	0,3041 m	12" (323,9 mm)
		Salida de bomba	3 m/s (10.800 m/h)	0,1666 m	6" (168,3 mm)
<i>Efluentes del sistema de reactores</i>	Poco viscoso Q = 287,92 m ³ /h	Entrada de bomba	0,9 m/s	0,3364 m	14" (355,6 mm)
		Salida de bomba	3 m/s	0,1842 m	8" (219,1 mm)
<i>Primera torre de destilación</i>	Tope: poco viscoso Q = 32,96 m ³ /h	Entrada de bomba	0,9 m/s	0,1138 m	5" (141,3 mm)
		Salida de bomba	3 m/s	0,0623 m	2 ½" (73 mm)
	Fondo: poco viscoso Q = 169,3 m ³ /h	Entrada de bomba	0,9 m/s	0,2579 m	10" (273,1 mm)
		Salida de bomba	3 m/s	0,1413 m	6" (168,3 mm)
<i>Segunda torre de destilación</i>	Tope: poco viscoso Q = 31,58 m ³ /h	Entrada de bomba	0,9 m/s	0,1114 m	5" (141,3 mm)
		Salida de bomba	3 m/s	0,0610 m	2 ½" (73 mm)
	Fondo: viscoso Q = 47,31 m ³ /h	Entrada de bomba	0,15 m/s	0,3340 m	16" (406,4 mm)
		Salida de bomba	0,6 m/s	0,1670 m	8" (219,1 mm)
<i>Tercera torre de destilación</i>	Tope: poco viscoso Q = 1,43 m ³ /h	Entrada de bomba	0,9 m/s	0,0237 m	1" (33,4 mm)
		Salida de bomba	3 m/s	0,013 m	¾" (17,1 mm)
	Fondo: viscoso Q = 45,88 m ³ /h	Entrada de bomba	0,15 m/s	0,3289 m	16" (406,4 mm)
		Salida de bomba	0,6 m/s	0,1645 m	8" (219,1 mm)

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Por otro lado, a la hora del diseño, es importante definir mediante colores los tipos de fluidos que circulan por las diferentes líneas. A continuación, se exponen los colores que debe tomar la tubería en función del tipo de fluido que transporta.

- ⊕ Vapor de agua: rojo.
- ⊕ Agua líquida: verde.
- ⊕ Solución acuosa: sepia.
- ⊕ Ácidos: naranja.
- ⊕ CO₂: amarillo.
- ⊕ Mezcla de proceso de dos o más componentes: negro.

8.3.2 Válvulas de control

La instalación e implementación de válvulas es imprescindible en la industria, controlando prácticamente todo tipo de procesos que involucren fluidos, líquidos o gases, ya sea permitiendo el paso, regulando el caudal, etc. Más específicamente, las válvulas de control tienen un rol fundamental ya que permite manipular una de las variables más importantes del proceso: el caudal de fluido. Esto lo hace al variar su sección de paso en función de la señal neumática que reciba del controlador (previo paso por un transductor). Es posible diferenciar las corrientes, como se ha mencionado anteriormente, de forma de seleccionar la válvula de control adecuada para cada una de ellas.

Para las corrientes aguas abajo del sistema de purificación (tren de destiladores) no es posible utilizar válvulas de control convencionales debido a la elevada cantidad de sólidos en suspensión, que podrían desgastar las diferentes partes de la válvula, aumentando significativamente los costos de mantenimiento y disminuyendo la capacidad reguladora de la propia válvula.

Las válvulas recomendables para estos casos son las válvulas tipo Pinch (Pinch valve), donde la estanqueidad se consigue mediante la estrangulación de la misma conducción que es un tubo flexible llamado 'sleeve', el cual es el único componente en contacto con el medio. Éstas son idóneas para procesos con partículas sólidas en suspensión y entre sus ventajas ofrece el hecho de evitar el contacto con los mecanismos de la válvula e impedir cualquier tipo contaminación hacia o desde el exterior.^[112]

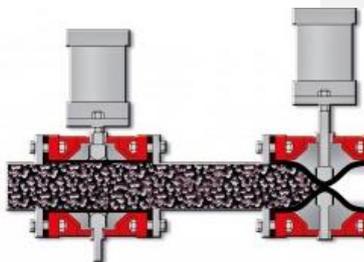


Figura 8.6 - Esquema de una válvula tipo Pinch.

Para las corrientes del sistema de purificación, es posible utilizar las válvulas de control convencionales: tipo globo ó esférica. No obstante, la válvula de globo generalmente tiene el mejor comportamiento de control y su diseño le permite manejar mayores caídas de presión, sin deterioro sus componentes, teniendo además la capacidad de controlar flujos en magnitudes del orden del 1%. Otras de las ventajas de este tipo de válvula es que tienen alta velocidad de respuesta y sensibilidad a los cambios. Más específicamente, se decide implementar el uso de válvulas tipo globo automáticas marca Thorsa, las cuales brindan apertura rápida y lineal, junto con la capacidad de evitar la posibilidad de cavitación y disminuir el ruido. [113]



Figura 8.7 - Esquema de la válvula globo Thorsa.

8.3.3 Válvula reductora de presión

La instalación e implementación de válvulas es imprescindible en la industria, controlando prácticamente todo tipo de procesos que involucren fluidos, líquidos o gases, ya sea permitiendo el paso, regulando el caudal, etc. Más específicamente, las válvulas de control tienen un rol fundamental ya que permite manipular una de las variables más importantes del proceso: el caudal de fluido. Esto lo hace al variar su sección de paso en función de la señal neumática que reciba del controlador (previo paso por un transductor). Es posible diferenciar las corrientes, como se ha mencionado anteriormente, de forma de seleccionar la válvula de control adecuada para cada una de ellas.

Como se mencionó en el Capítulo 6, la corriente que sale por el fondo de la segunda torre de destilación a 1 atm debe reducir su presión para ingresar a la tercera columna de destilación, que trabaja a 0,6 atm. Para ello se utiliza una válvula reductora de presión, con una caída de presión de 0,4 atm, teniendo en cuenta un caudal de 25,3 m³/h (111 gpm).

Se opta por una válvula reductora de presión de la marca Bermad (Modelo 720). [153] Es una válvula de control de operación hidráulica, accionada por diafragma, que reduce la presión alta aguas arriba a una presión menor y constante aguas abajo, sin que le afecten las fluctuaciones en la demanda o en la presión aguas arriba. La válvula Modelo 720 tiene un piloto reductor de presión, ajustable, de 2 vías. Una restricción permite el flujo constante de la entrada de la válvula a una cámara de control. Si la presión se eleva por encima del valor predefinido, el piloto permite la acumulación de presión en la cámara superior de control, lo cual hace que la válvula se cierre y así la presión aguas abajo desciende a un nivel inferior al predefinido. Si la presión aguas abajo es menor que el valor predefinido del piloto, el piloto libera la presión acumulada haciendo que la válvula principal se abra.

La válvula elegida tiene un diámetro de 8 pulgadas (el mismo diámetro que la tubería), opera entre 0,5 y 3 bar, y maneja un flujo entre 100 y 250 gpm.



Figura 8.8 - Esquema de la válvula reductora de presión Bermad.

8.3.4 Compresor

Los sistemas neumáticos para la producción y distribución de aire comprimido de calidad tienen una importancia vital en toda planta industrial, tanto para determinados circuitos de procesos como para el abastecimiento de aire a ciertos accesorios, como pueden ser válvulas reguladoras, transductores, etc. El componente principal de un sistema de aire comprimido es el compresor por lo que definir el consumo de energía del mismo es un punto importante, pensando fundamentalmente en el posterior análisis económico.

Los compresores pueden ser de tipo pistón o de tornillo. Los compresores de aire de pistón son los más utilizados por su gran eficiencia y rendimiento, siendo el compresor más utilizado en potencias pequeñas, por lo tanto, se elige instalar un compresor de este tipo. El compresor de pistón es básicamente una máquina que comprime el aire de la atmósfera por medio de pistones, donde el aire entra en el colector de succión, luego fluye dentro del cilindro de compresión, donde es comprimido por un pistón accionado en un movimiento alternativo a través de un cigüeñal. En seguida es descargado en un tanque recipiente para, finalmente, enviarse a las líneas de toma de aire para sus diversas aplicaciones.

A la hora del diseño, el sobredimensionar los compresores de aire es extremadamente ineficiente, porque la mayoría de los sistemas, operando a carga parcial, consumen más energía por unidad de volumen de aire producido. Es preferible comprar varios compresores pequeños con un control secuenciador de arranque, permitiendo así una operación más eficiente cuando la demanda es menor que la demanda pico. Para realizar un diseño apropiado es necesario determinar el nivel de presión del sistema.

El nivel de presión del sistema debe ser definido a través de los requerimientos de presión de cada una de las herramientas que normalmente han sido probadas por sus fabricantes a dichas presiones. En cambio, las presiones requeridas por los diferentes procesos están especificadas por su propio funcionamiento. Con ambos requerimientos se

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

puede definir el nivel de presión del sistema, no olvidando que a mayor nivel de presión el sistema será más costoso, desde el punto de vista energético y de mantenimiento. Dado que esto no está al alcance del proyecto, se busca en bibliografía consumos típicos de aire comprimido en la industria. Según el Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios, para esta capacidad de producción, el consumo de aire comprimido aproximado es de 1.800.000 a 2.900.000 m³/año, para lo cual son requeridos compresores desde 55 kW (10 m³/min) hasta 90 kW (16 m³/min).^[114]

8.3.5 Bombas

Para realizar el transporte de un fluido a través de una tubería es necesaria la utilización de una bomba. En la primera etapa de la producción de etanol, la materia prima se alimenta a través de un molino de martillos, que luego se mezcla con agua en un tanque de pre mezclado para formar una suspensión espesa. Esta suspensión espesa es típicamente abrasiva y puede provocar un desgaste excesivo en las bombas que dependen de las partes internas que entran en contacto, como la cavidad progresiva y las bombas de engranaje. El desgaste excesivo puede hacer que la bomba funcione en seco, lo que solo aumentará el desgaste de la bomba y provocará un tiempo de inactividad. Además, se necesita una enorme cantidad de energía para poner en marcha una bomba de lodo una vez que se ha asentado el lodo, aumentando los costos de energía de la operación. Las bombas para este tipo de procesos son de tipo de desplazamiento positivo o de tipo centrífugas con impulsor abierto. Siempre que sea posible se trabajará con bombas centrífugas, dado que permiten un control del caudal circulante más simple que con las de desplazamiento positivo.

Por otro lado, durante la producción de biocombustibles, las temperaturas de operación pueden fluctuar enormemente, causando diversos efectos en la maquinaria. El metal se expandirá cuando se calienta, y como la mayoría de los componentes de la bomba están hechos de metal, la temperatura es, por lo tanto, una cuestión importante a considerar al seleccionar una bomba.

Respecto de la vida útil de las bombas es preciso comentar que la mayoría de las bombas duran unos 3 años antes de necesitar mantenimiento de rutina que, si se realiza con regularidad, podría extender la vida útil a aproximadamente 10 años.

Especificaciones de las bombas de impulsión del proceso

En la Tabla 8.2, se detallan los caudales volumétricos y la altura hidráulica que debe a la cual la bomba debe impulsar el fluido. Para la confección de la misma, se tuvieron en cuenta tanto la altura de los reactores como la altura de ingreso a las columnas de destilación.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Tabla 8.2 – Corrientes con requerimientos de bombeo.

Corriente	Q [m ³ /h]	H [m]	ID
Efluente Premezclador (a primer reactor)	52,62	21	B1
Efluente Mezclador (a primer reactor)	235,3	21	B2
Efluente primer reactor (a segundo reactor)	287,92	21	B3
Efluente segundo reactor (a tercer reactor)	287,92	21	B4
Efluente tercer reactor (a cuarto reactor)	287,92	21	B5
Efluente cuarto reactor (a quinto reactor)	287,92	21	B6
Efluente quinto reactor (a primera columna)	287,92	21	B7
Efluente primera columna tope (a segunda columna)	32,96	7	B8
Efluente primera columna fondo (a centrífuga)	169,3	2	B9
Efluente segunda columna tope (a tanque de almacenamiento)	31,58	21	B10
Efluente segunda columna fondo (a tercera columna)	47,31	12	B11
Efluente tercera columna tope (a recirculado)	1,43	5	B12
Efluente tercera columna fondo (a segunda columna)	45,88	28	B13
Agua de enfriamiento - Reactor N°1	205,25	21	B14
Agua de enfriamiento - Reactor N°2	189,22	21	B15
Agua de enfriamiento - Reactor N°3	157,05	21	B16
Agua de enfriamiento - Reactor N°4	119,02	21	B17
Agua de enfriamiento - Reactor N°5	84,65	21	B18
Agua de enfriamiento - Condensador N°1	1.017,05	18	B19
Agua de enfriamiento - Condensador N°2	190,51	20	B20
Agua de enfriamiento - Condensador N°3	190,51	4	B21
Agua de enfriamiento - Condensador N°1 de DDGS	912,62	5	B22
Agua de enfriamiento - Intercambiador de calor de proceso N°1	29,54	5	B23
Agua de enfriamiento - Intercambiador de calor de proceso N°2	56,75	5	B24
Agua de enfriamiento - Intercambiador de calor de proceso N°3	593,11	5	B25
Agua de enfriamiento - Intercambiador de calor N°1 de CO ₂	26,59	5	B26
Agua de enfriamiento - Intercambiador de calor N°2 de CO ₂	20,07	5	B27

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Las bombas centrífugas seleccionadas, para cumplir con los requerimientos de caudal volumétrico y altura de impulsión, son las bombas Peerless de la Serie PERFORMER™, modelo ANSI 8196. Las mismas manejan líquidos de procesos corrosivos, tóxicos y abrasivos, y entre sus principales ventajas se encuentran su alta eficiencia, bajos costos de mantenimiento y condiciones ideales de sellado. Además, cuenta con un impulsor un diseño completamente abierto que reduce significativamente las obstrucciones.

En las especificaciones de la misma se puede observar la versatilidad de este modelo, destacándose la capacidad volumétrica y la posibilidad de trabajar a altas temperaturas. [115]



Figura 8.9 – Bomba Peerless de la Serie PERFORMER™, modelo ANSI 8196

Especificaciones

Capacidades:Hasta 4500 gpm (1022 m³/hr)

Carga:Hasta 730 pies (222 m)

Presión:Hasta 375 psi (2,586 kPa)

Caballaje:Hasta 300 hp (224 kW)

Temperatura:Hasta 500 °F (260 °C)

Conductor:Motores, turbinas de vapor

Líquidos:Químicos, pulpa y papel, todos los procesos

Materiales:Acero dúctil, 316SS, CD4MCu, 317SS, Níquel, Aleación 20, Hastelloys, Circonio, Titanio



Por último, se debe seleccionar la bomba de vacío para la tercera columna de destilación, la cual opera a 45 kPa.

Para estas aplicaciones, la empresa ITALVACUUM aconseja acoplar a una bomba de vacío Saurus939, un compresor root para incrementar el caudal nominal y bajar la presión límite. La bomba de vacío Saurus939 resulta especialmente adecuada en las aplicaciones exigentes, en las que se distingue por su elevada resistencia a los polvos, la condensación y los productos secundarios de la destilación, además de la corrosión, lo que garantiza un nivel de vacío y de caudal constantes en el tiempo. Entre sus especificaciones se detalla una potencia consumida por el motor de esta bomba de 11 kW para 250 rpm y de 4 kW para 3000 rpm. [116]



Figura 8.10 – Bomba de vacío Saurus939, doble etapa + 1 root, marca ITALVACUUM.

Entre sus ventajas se encuentran su posibilidad de funcionamiento las 24 horas del día, el poder operar con caudales nominales de hasta 3.800 m³/h, alcanzar niveles de vacío

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

hasta 0,03 mbar (3 kPa) y bajos sus costos de operación, esto último gracias a los motores de bajo consumo energético, consumo mínimo de aceite y mantenimiento fácil y económico.

La potencia consumida estimada por el bombeo de corrientes de proceso resulta en un valor de 503,6 kW. Ahora bien, para calcular la potencia consumida estimada para el transporte de líquidos se debe tener en cuenta también la potencia de bombeo del agua de pozo, la cual se detalla en la siguiente sección.

8.4 Abastecimiento de agua

En toda planta industrial es fundamental el suministro de agua para emplear en el proceso, por lo que es necesario conocer de qué recurso hídrico y de qué forma se obtiene.

Como se mencionó en capítulos anteriores, la planta se ubica en la localidad de Pergamino, la cual pertenece a la cuenca hídrica superficial del Río Arrecifes y cuya región hidrogeológica es la Noroeste.

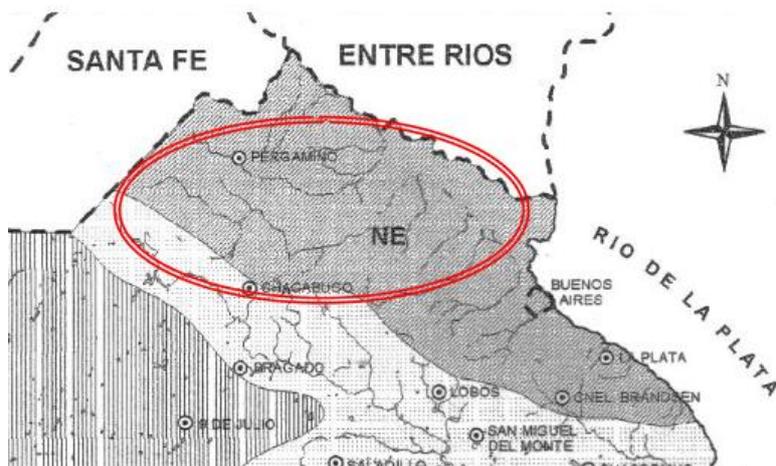


Figura 8.11 – Ambientes hidrogeológicos de la Provincia de Buenos Aires.

En esta región los recursos hídricos se obtienen del Acuífero Pampeano, el cual se recarga por la infiltración de la lluvia y tiene una productividad moderada con caudales de 60 a 120 m³/h. El agua subterránea en este acuífero se encuentra entre los 40 y los 50 metros de profundidad y ha reportado temperatura entre 14,5 y 20°C. La captación del agua se realiza a partir de pozos de hasta 20" de diámetro y mediante bombas de extracción. [154]

Requerimientos de bombeo

Generalmente, se utilizan tres tipos de bombas: bombas centrífugas de superficie (uso doméstico), bombas sumergibles para pozos poco profundos (profundidad máxima de pozo de 20 a 25 metros) y bombas sumergibles para pozos profundos (hasta 300 metros de profundidad). En este caso, se debe utilizar éstas últimas debido a la profundidad del pozo (de 40 a 50 metros).

Comentado [L6]: ESTO TIENE QUE ESTAR DESPUES, EL AGUA DE CALDERA Y ENFRIAMIENTO, SE VEN MAS ADELANTE. PARA MI VA A LO ULTIMO

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Las bombas sumergibles para pozos profundos son bombas de forma tubular que se instalan inmersas en la lámina de agua de pozos de gran profundidad. Son más eficientes que las bombas de superficie, no tienen problemas de cavitación, sin embargo, su costo de instalación es elevado.

Teniendo en cuenta las características del acuífero, la bomba seleccionada es una bomba de agotamiento sumergible, para el bombeo de agua limpia, de la empresa Grundfos, modelo SP125-4-AA. Se puede instalar en vertical u horizontal. Todos los componentes de acero están fabricados en acero inoxidable (AISI 304) para garantizar la máxima resistencia a la corrosión. La misma puede bombear hasta un caudal de 132 m³/h y una profundidad de 61,16 metros. Respecto del consumo eléctrico, esta bomba tiene una potencia requerida de 37 kW.

Como se explica luego, en el desarrollo del capítulo, el agua de reposición total de la plata está conformada por el agua de reposición del proceso y por el agua de reposición de servicios (torre de enfriamiento y purga de caldera). En la Tabla 8.3, se pueden ver los caudales requeridos para cada una de estas corrientes.

Tabla 8.3 – Corrientes con requerimientos de bombeo.

Corriente	Caudal requerido (m ³ /h)
Agua de reposición para proceso	44,1
Agua de reposición para torre de enfriamiento	186,0
Agua de reposición para purga de caldera	9,5
Total	239,6

Debido a que el pozo tiene una productividad de 60 a 120 m³/h y considerando el caso más desfavorable (60 m³/h), es necesario utilizar 4 pozos de extracción. Por lo tanto, se requieren 4 bombas de extracción, lo cual tiene un consumo eléctrico de 148 kW.

Por lo tanto, considerando las bombas de proceso mencionadas en el apartado anterior y estas bombas de extracción de agua de pozo, la potencia consumida estimada por el transporte de líquidos resulta en un valor de 651,6 kW.

8.5 Análisis Pinch

La tecnología Pinch es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital. Este análisis cuantifica los servicios que existen en una planta industrial (vapor, agua, y en general los servicios de calentamiento y enfriamiento), y los analiza frente a las necesidades de intercambio de calor de la planta.

Para poder llevar a cabo la integración energética, se debe cumplir que la corriente a ser enfriada debe estar a mayor temperatura que la corriente a ser calentada, siendo equivalentes los calores a entregar y remover. La diferencia entre estos calores se debe suplementar con corrientes de servicio, como por ejemplo agua de enfriamiento o vapor de una caldera, para los casos de enfriamiento y calentamiento respectivamente.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Para minimizar los requerimientos de energía, se intentará respetar las siguientes reglas:

- ⊗ No remover calor a una temperatura mayor al punto Pinch.
- ⊗ No entregar calor a una temperatura menor al punto Pinch.
- ⊗ No transmitir calor a través del punto Pinch.

Con lo cual, si se trabaja por debajo del punto Pinch, el objetivo es que el calor específico de la corriente caliente sea mayor al de la corriente fría. Por otro lado, si se trabaja por encima del punto Pinch, el calor específico de la corriente fría debe ser mayor al de la corriente fría. Esto se hace para asegurar que, en cualquier parte del equipo, el ΔT sea mayor al ΔT_{MIN} seleccionado.

Por último, a través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis Pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, disminuyendo así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento. La utilidad del método radica principalmente en que permite identificar en forma fehaciente los procesos o las condiciones que tienen un impacto significativo en el uso de la energía.

8.5.1 Identificación de corrientes frías y calientes

Previamente a realizar el análisis de una red de intercambio de calor, se deben identificar las fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías) del proceso. Es importante aclarar que debido a que los reboilers y condensadores, pertenecientes a la torre de destilación, requieren de un intercambio de calor preciso y sin fluctuaciones, se decide no considerarlos en el análisis Pinch, dejando el intercambio de calor de los mismos en manos de corrientes auxiliares. Por otro lado, las condiciones del fluido de servicio implementado en los reactores, se ha explicado anteriormente en el capítulo 5.

A continuación, en la Tabla 8.4 se especifican todas las corrientes de proceso que requieren transferencia de calor.

Tabla 8.4 - Identificación de las corrientes.

Nombre de la corriente	T _i (°C)	T _f (°C)	ID*
Alimentación premezclador (agua)	17	35	F1
Alimentación mezclador (agua)	17	35	F2
Efluente destilado columna extractiva (etanol-agua)	78	25	C1
Efluente residuo columna de recuperación del solvente (glicerol)	259,8	90	C2
Efluente destilado columna de recuperación del solvente (agua)	78,7	35	C3
Efluente evaporador DDGS – primer efecto (agua)	100	35	C4
Efluente evaporador DDGS – segundo efecto (agua)	81,7	35	C5
Efluente evaporador DDGS – tercer efecto (agua)	60,4	35	C6

*F1: corriente fría número 1; C1: corriente caliente número 1.

Cabe mencionar que se considera una temperatura del agua subterránea de 17°C, implementando un promedio entre el rango reportado por bibliografía. [154]

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

8.5.2 Curvas compuestas

Las curvas compuestas consisten en los gráficos de temperatura vs entalpía. Son perfiles de temperatura y entalpía que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de éste en el proceso (curva compuesta fría) en un gráfico. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente debe estar por encima de la curva compuesta fría.

Para saber cómo es el comportamiento de las corrientes en conjunto se combinan en rangos dados de temperatura. Estos rangos son aquellos en donde coinciden varias corrientes calientes o frías. Las corrientes calientes se combinan para formar la curva compuesta caliente, y las corrientes frías para formar la curva compuesta fría. En la Tabla 8.5 se muestra cómo quedan distribuidas las corrientes para los distintos intervalos de temperatura.

Tabla 8.5 – Diferenciación por rango de temperaturas.

Rango [°C]	Fría	Caliente
17 a 25	F1 + F2	
25 a 35	F1 + F2	C1
35 a 60,4		C1 + C3 + C4 + C5 + C6
60,4 a 78		C1 + C3 + C4 + C5
78 a 78,7		C3 + C4 + C5
78,7 a 81,7		C4 + C5
81,7 a 90		C4
90 a 100		C2 + C4
100 a 259,8		C2

Para construir las curvas compuestas combinadas, se deben seguir los siguientes pasos: dividir todas las corrientes del proceso en frías (a ser calentadas) y calientes (a ser enfriadas); dividir el problema en rangos de temperatura y calcular la capacidad calorífica de cada grupo de corrientes en cada rango; construir una curva de temperatura (T) vs entalpía (H) para corrientes frías y calientes – en cada intervalo de T, la curva es una recta de pendiente C_p-1 –; una vez construidas las curvas, se superponen las mismas en un único gráfico, y se desplazan horizontalmente de modo de que haya un valor mínimo determinado de diferencia de temperatura en el punto de máxima aproximación entre las curvas.

A continuación, en la Tabla 8.6, se presentan los datos necesarios para construir las curvas.

Tabla 8.6 – Variables relevantes en el Método Pinch.

ID	W [kg/s]	Cp [J/(kg °C)]	W*Cp [KJ]/(s.°C)]	T _i (°C)	T _F (°C)	ΔH [kW]
F1	0,40	4,184	1,7	17,0	35,0	- 30,1
F2	36,33	4,184	152,0	17,0	35,0	- 2735,9
C1	6,88	2,863	19,7	78,0	25,0	1.046,9
C2	5,62	2,797	15,7	259,8	90,0	2.671,0
C3	0,45	4,184	1,9	78,7	35,0	82,5
C4	8,54	4,184	35,7	100,0	35,0	2.322,8
C5	9,07	4,184	37,9	81,7	35,0	1.770,3
C6	10,56	4,184	44,2	60,4	35,0	1.120,5

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Ingresando estos datos en el Software, se obtienen las curvas compuestas que se muestran en la Figura 8.12.

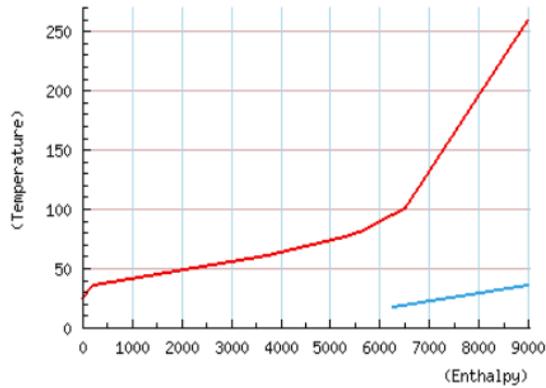


Figura 8.13 – Curvas compuestas. Análisis Pinch.

A partir de éstas se puede observar que la temperatura Pinch se encuentra a 259,8 °C, que es la temperatura para la cual no se transfiere energía desde un intervalo de temperatura (bloque) superior al intervalo siguiente inferior. El punto Pinch divide al sistema en dos: arriba del Pinch, donde solo se usa servicio de calentamiento, y debajo del Pinch, donde se utiliza solamente servicio de enfriamiento. Justamente los gastos energéticos de este proceso son estrictamente de enfriamiento, como se puede ver en las curvas compuestas, requiriéndose extraer un calor de 4.438,9 kW.

8.5.3 Posibilidades de integración energética

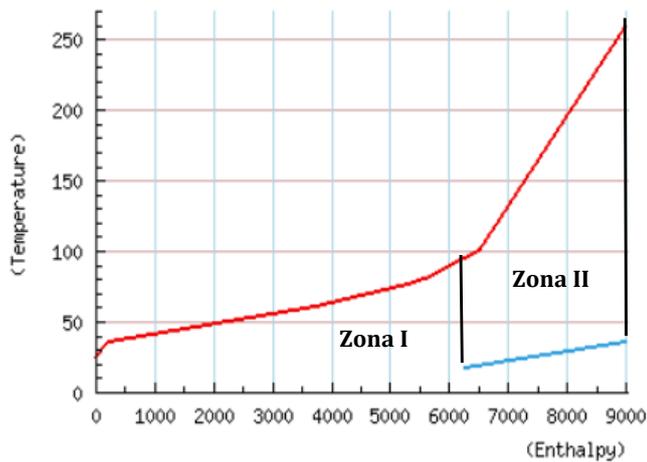


Figura 7.14 – Curvas compuestas. Zonas de integración energética.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

A partir de la Figura 7.14 es posible observar dos zonas. En la Zona I se encuentra únicamente la curva caliente compuesta por lo que se debe utilizar una corriente auxiliar para enfriarla, mientras que la Zona II consta de ambas curvas, lo cual permite poner en contacto las corrientes frías y las calientes para aprovechar así el intercambio de calor.

Ahora bien, se propone en una primera instancia, disminuir la temperatura de la corriente de residuo de la columna de recuperación de glicerol (C2), realizándose su transferencia de energía con un intercambiador de calor, al ponerse en contacto con la alimentación de agua del mezclador (F2). Luego, para calentar esta corriente F2 hasta su requerimiento (35°C), se utiliza un segundo intercambiador de calor con el efluente del destilado columna extractiva (C1). Esta corriente C1 es básicamente el etanol anhidro, lográndose disminuir su temperatura hasta los 74,71°C, siendo este un valor no apto para su posterior almacenamiento. Por lo tanto, en un tercer intercambiador, se pone en contacto esta corriente (C1) con la corriente F1, la cual se desea calentar hasta los 35°C. Debido a que la corriente F1 es pequeña, se logra disminuir la temperatura de la corriente C1 hasta un valor de 73,19, con lo cual esta corriente debe continuar enfriándose con una corriente auxiliar. Finalmente, no restan corrientes frías para enfriar las corrientes calientes, requiriéndose enfriamiento adicional.

A continuación, se expone el diagrama con la combinación propuesta para estas corrientes y sus correspondientes intercambiadores de calor.

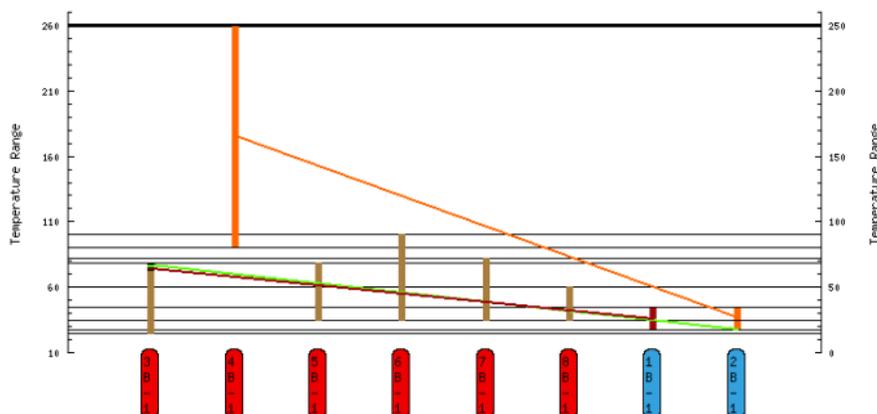


Figura 7.15 - Diagrama de combinación de las corrientes frías y calientes.

Tabla 8.7 - Intercambiador de calor N°1. Variables de proceso.

Intercambiador de calor N°1			
Calor		DMLT	
2.671 kW		134,6	
		Ubicación	
		Por debajo del Pinch	
Corriente fría		Corriente caliente	
ID	F2	ID	C2
Temp. Entrada (°C)	17,43	Temp. Entrada (°C)	259,8
Temp. Salida (°C)	35,0	Temp. Salida (°C)	90
W*Cp [KJ]/(s.°C)]	152,0	W*Cp [KJ]/(s.°C)]	15,7

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Tabla 8.8 – Intercambiador de calor N°2. Variables de proceso.

Intercambiador de calor N°2					
Calor		DMLT		Ubicación	
64,9 kW		59,1		Por debajo del Pinch	
Corriente fría		Corriente caliente			
ID	F2	ID	C1		
Temp. Entrada (°C)	17,0	Temp. Entrada (°C)	78		
Temp. Salida (°C)	17,43	Temp. Salida (°C)	74,71		
W*Cp [KJ]/(s.°C)]	152,0	W*Cp [KJ]/(s.°C)]	19,7		

Tabla 8.9 – Intercambiador de calor N°3. Variables de proceso.

Intercambiador de calor N°3					
Calor		DMLT		Ubicación	
30,1 kW		47,5		Por debajo del Pinch	
Corriente fría		Corriente caliente			
ID	F1	ID	C1		
Temp. Entrada (°C)	17,0	Temp. Entrada (°C)	74,71		
Temp. Salida (°C)	35	Temp. Salida (°C)	73,19		
W*Cp [KJ]/(s.°C)]	1,7	W*Cp [KJ]/(s.°C)]	19,7		

Otra posibilidad para realizar la integración energética es la combinación de las corrientes calientes C3, C4, C5 y C6 con las corrientes frías F1 y F2. Sin embargo, dado que todas estas corrientes son de agua pura, se decide mezclarlas directamente de forma tal que puedan ser recirculadas al proceso para su reutilización. Esto se detalla en el siguiente apartado (*"Recirculación de las corrientes de agua"*).

Por lo tanto, resta enfriar las corrientes C1 y C2, requiriéndose para ello la instalación de dos intercambiadores de calor, los cuales deben ser operados con corrientes auxiliares.

8.5.4 Recirculación de las corrientes de agua

A continuación, se detallan las corrientes de agua recirculada en el proceso (a presión atmosférica) y se expone el resultado de la temperatura resultante al mezclar estas corrientes en el simulador.

Tabla 8.10 – Corrientes de agua recirculada.

Corriente	ID	Caudal [kg/h]	Temperatura [°C]
Efluente destilado columna de recuperación del solvente (agua)	C3	1.625,3	78,7
Efluente evaporador DDGS – primer efecto (agua)	C4	30.747,2	100
Efluente evaporador DDGS – segundo efecto (agua)	C5	32.651,8	81,7
Efluente evaporador DDGS – tercer efecto (agua)	C6	38.031,2	60,4
Total agua recirculada		103.055,5	79,2

8.6 Agua de reposición para el proceso

Según lo calculado en capítulos anteriores, el agua de proceso necesaria para el premezclador y mezclador es de 132.218,1 kg/h y el agua utilizada para el lavado de dióxido de carbono es de 14.884,1 kg/h. Con lo cual, el agua total de proceso de alimentación es de 147.102,2 kg/h.

Luego, conociendo el caudal de alimentación al proceso y el agua de recirculación, se obtiene el agua necesaria a extraer de pozo como la diferencia entre ellos.

$$W_{\text{Alimentación requerida}} = W_{\text{Agua de reposición de proceso}} + W_{\text{Agua recirculada}}$$

$$W_{\text{Agua de reposición de proceso}} = 147.102,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 103.055,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 44.046,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El agua de reposición del proceso se obtiene de pozo, la cual se encuentra a una temperatura de 17°C, como se mencionó en el apartado "Abastecimiento de agua".

Por lo tanto, al mezclar la corriente del agua recirculada (79,2°C) con la corriente del agua de reposición (17°C), y realizando un balance de energía, se obtiene la corriente de alimentación del sistema de reactores con una temperatura de 65,4°C.

Sin embargo, como fue explicado en capítulos anteriores, la corriente de alimentación del proceso debe ingresar a 35°C, con lo cual se requiere de un intercambiador de calor para bajar la temperatura de esta corriente de agua recirculada, el cual se diseña más adelante en este capítulo (ver "Diseño de Intercambiadores"). Como se observa en la Figura 8.16, el agua recirculada se utiliza para alimentar el tanque de acondicionamiento, el mezclador 1 y como agua de absorción para el tratamiento del dióxido de carbono.

Comentado [L7]: si se pone al final lo de abastecimiento, borrar esto

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

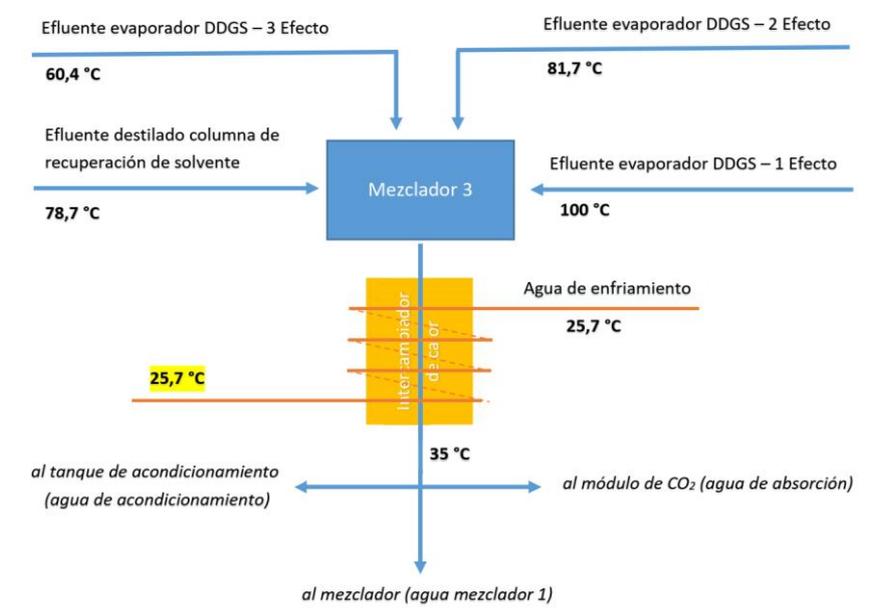


Figura 8.16 - Diagrama del mezclador 3.

8.6.1 Temperatura de la alimentación al primer reactor.

Ahora bien, al recircular una fracción de esta corriente de alimentación de agua al premezclador y otra fracción al mezclador, las cuales luego se alimentan al primer reactor, se calcula a continuación la temperatura de salida del mezclador y la temperatura de la alimentación al primer reactor.

Balance de energía en el mezclador

$$W_{AM} \cdot C_{pAL}(T_{AL} - T_{ref}) + W_{MM} \cdot C_{pMM}(T_{MM} - T_{ref}) = W_M \cdot C_{pM}(T_M - T_{ref})$$

siendo

AM: Agua de mezclador; MM: Maíz molido; M: Mezclador.

$$W_{AM} = 130.778,1 \text{ kg/h} \quad W_{MM} = 95.942,7 \text{ kg/h} \quad W_M = 226.720,8 \text{ kg/h}$$

$$C_{pAM} = 4.184 \text{ J/kg}^\circ\text{C} \quad C_{pMM} = 484 \text{ J/kg}^\circ\text{C} \quad C_{pM} = 2.618 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

$$T_{AM} = 35 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_{MM} = 25 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_M = \text{incógnita}$$

Por lo tanto, resulta una temperatura del efluente del mezclador de:

$$T_M = 34,2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Comentado [S8]: esta marcado.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Luego, esta corriente se alimenta, junto con la corriente del premezclador, al primer reactor.

Balance de energía de la alimentación del primer reactor

$$W_M \cdot C_{pM}(T_M - T_{ref}) + W_{PM} \cdot C_{pPM}(T_{PM} - T_{ref}) = W_R \cdot C_{pR}(T_R - T_{ref})$$

siendo

M: Mezclador; PM: Premezclador; R: Reactor (primero).

$$W_M = 226.720,8 \text{ kg/h} \quad W_{PM} = 1.440 \text{ kg/h} \quad W_R = 228.160,8 \text{ kg/h}$$

$$C_{pM} = 2.618 \text{ J/kg}^\circ\text{C} \quad C_{pPM} = 4.184 \text{ J/kg}^\circ\text{C} \quad C_{pR} = 2.628,1 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

$$T_M = 34,2 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_{PM} = 35 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_R = \text{incógnita}$$

Por lo tanto, resulta una temperatura de la alimentación al primer reactor de:

$$T_R = 34,2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Esta temperatura es la utilizada para la corriente de alimentación del primer reactor en el balance energético explicado en el capítulo 5.

8.7 Número de intercambiadores requeridos

Como se mencionó anteriormente, se precisan dos intercambiadores de calor para enfriar la corriente de etanol anhidro y para enfriar la corriente del residuo de la columna de recuperación del solvente. Además, de lo explicado en el apartado anterior, es necesario un intercambiador de calor para enfriar la corriente de agua recirculada hasta su temperatura requerida (35°). A estos equipos se deben sumar los dos intercambiadores de calor diseñados en el Capítulo 7 para el tratamiento del dióxido de carbono.

Por otro lado, son requeridos 3 condensadores para el sistema de destilación (uno para cada columna) y un equipo adicional para condensar el vapor efluente del tercer evaporador de los DDGS. Esto da un total de 4 condensadores. Asimismo, cada columna de destilación precisa un rehervidor, dando un total de 3 rehervidores.

Finalmente, se precisan 5 intercambiadores de calor, 4 condensadores y 3 rehervidores, los cuales son diseñados en el siguiente apartado (exceptuando los dos intercambiadores relacionados al CO₂).

8.8 Diseño de Intercambiadores

8.8.1 Condensadores

Los condensadores son aquellos equipos que convierten un fluido que está en estado gaseoso (vapor) a su estado líquido por medio de transferencia de calor hacia un fluido que se encuentra a menor temperatura que el líquido a condensar. La condensación en el tope de las columnas de destilación se hace mediante condensadores que utilizan agua como corriente fría para extraer el calor latente de la corriente caliente. Debido a que la cantidad de calor a extraer es alta, la cantidad de agua de enfriamiento a utilizar también lo es, por lo que es necesario que forme parte de un circuito cerrado de enfriamiento que incluye torres de enfriamiento.

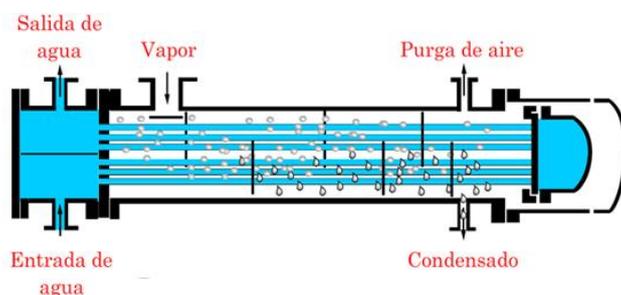


Figura 8.17 – Esquema de un condensador estándar.

Se calcula la cantidad de agua a emplear, conociendo el calor a intercambiar (Q) en cada condensador, obtenido de la simulación de las torres de destilación, y el calor específico del agua (4,184 kJ/kg°C).

$$Q = C_p \cdot W_{\text{agua}} \cdot \Delta T$$

Para ello, se considera la temperatura de entrada del agua igual a 25,7°C, la cual corresponde a la temperatura a la salida de la torre de enfriamiento, en el caso más conservador de diseño. Además, la temperatura de salida del agua se define como 10°C menor a la temperatura de condensación de la corriente principal.

Luego, se obtiene el área requerida del condensador, a partir del calor a intercambiar y el coeficiente global de transferencia de calor.

$$Q = U \cdot A \cdot DTML$$

Los condensadores más usados son los de tubo y coraza y para su diseño se utiliza la diferencia de temperatura media logarítmica en contracorriente.

$$DTML = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)}$$

Siendo la T_1 la temperatura de ingreso de la corriente a enfriar o condensar, T_2 la temperatura de egreso de la corriente a enfriar o condensar, t_2 la temperatura de ingreso del agua de enfriamiento y t_1 la temperatura de egreso del agua de enfriamiento.

Condensador N°1 - Condensador de la columna de destilación azeotrópica

En el primer condensador ingresa la corriente de etanol azeotrópico, a una temperatura de 78,1°C. El calor involucrado para la condensación es de 49.984,06 kW. Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio agua-agua U=2,5 kW/°C m². Considerando la temperatura de ingreso de agua es de 25,7°C y la de salida de 68°C, se obtiene el caudal de agua de enfriamiento necesario y el área de transferencia de calor.

$$W_{\text{agua}} = \frac{49.984,1 \text{ kW} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (68 - 25,7)^\circ\text{C}} = 1.016.721,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$
$$\text{DTML} = \frac{(78,1 - 68) - (78,1 - 25,7)}{\ln\left(\frac{78,1 - 68}{78,1 - 25,7}\right)} = 25,7^\circ\text{C}$$
$$A = \frac{49.984,1 \text{ kW}}{2,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 25,7^\circ\text{C}} = 776,67 \text{ m}^2$$

Condensador N°2 - Condensador de la columna de destilación extractiva

En el segundo condensador ingresa la corriente de etanol anhidro, a una temperatura de 78,1°C. La temperatura de ingreso de agua de enfriamiento es de 25,7°C y la de salida de 68°C. El calor involucrado para la condensación es de 9.365,66 kW. Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio agua-agua U=2,5 kW/°C m². Se obtiene el caudal de agua necesario y el área de transferencia de calor.

$$W_{\text{agua}} = \frac{9.365,66 \text{ kW} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (68 - 25,7)^\circ\text{C}} = 190.506,0 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$
$$\text{DTML} = \frac{(78,1 - 68) - (78,1 - 25,7)}{\ln\left(\frac{78,1 - 68}{78,1 - 25,7}\right)} = 25,8^\circ\text{C}$$
$$A = \frac{9.365,66 \text{ kW}}{2,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 25,8^\circ\text{C}} = 145,32 \text{ m}^2$$

Condensador N°3 - Condensador de la columna de destilación de recuperación de solvente

En el tercer condensador ingresa la corriente de agua, a una temperatura de 78,7°C. La temperatura de ingreso de agua de enfriamiento es de 25,7°C y la de salida de 69°C. El calor involucrado para la condensación es de 1.254,4 kW. Se considera un coeficiente global

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

de transferencia de calor para intercambio agua-agua $U=2,5 \text{ kW/}^\circ\text{C m}^2$. Se obtiene el caudal de agua necesario y el área de transferencia de calor.

$$W_{\text{agua}} = \frac{1.254,4 \text{ kW} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot (69 - 25,7)^\circ\text{C}} = 24.926,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{DTML} = \frac{(78,7 - 69) - (78,7 - 25,7)}{\ln\left(\frac{78,7 - 69}{78,7 - 25,7}\right)} = 25,5^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{1.254,4 \text{ kW}}{2,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2^\circ\text{C}} \cdot 25,5^\circ\text{C}} = 19,68 \text{ m}^2$$

Condensador N°4 - Condensador del vapor efluente del evaporador

En el cuarto condensador ingresa la corriente de agua, a una temperatura de $60,3^\circ\text{C}$. La temperatura de ingreso de agua de enfriamiento es de $25,7^\circ\text{C}$ y la de salida de 50°C . El calor involucrado para la condensación es de $24.987,9 \text{ kW}$. Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio agua-agua $U=2,5 \text{ kW/}^\circ\text{C m}^2$. Se obtiene el caudal de agua necesario y el área de transferencia de calor.

$$W_{\text{agua}} = \frac{24.987,9 \text{ kW} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot (60,3 - 25,7)^\circ\text{C}} = 24.926,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{DTML} = \frac{(60,3 - 50) - (60,3 - 25,7)}{\ln\left(\frac{60,3 - 50}{60,3 - 25,7}\right)} = 20,1^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{24.987,9 \text{ kW}}{2,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2^\circ\text{C}} \cdot 20,1^\circ\text{C}} = 497 \text{ m}^2$$

8.8.2 Rehervidores

Los rehervidores son usados para generar un flujo de vapor que alimenta la torre de destilación; el vapor asciende por la torre haciendo contacto entre el líquido que fluye hacia abajo. En la práctica, se utilizan una gran variedad de formas de rehervidores, algunas de las cuales se describen brevemente a continuación. [117]

Rehervidor interno

La forma más simple de construir un rehervidor es montarlo en la propia torre de destilación, como se muestra en la Figura 8.18. En este tipo de rehervidor, la ebullición se produce en la zona inundada del fondo de la torre, donde el fluido calefactor circula por el haz de tubos. El principal problema es la limitación impuesta por el tamaño de la columna de

destilación, lo que reduce el área de intercambio. Otro inconveniente que surge al operar este tipo de equipo es la dificultad de limpieza, pues para ello se lo debe retirar de la columna.

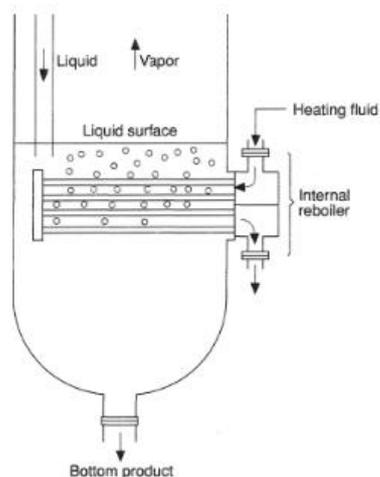


Figura 8.18 - Esquema del rehervidor interno [117]

Rehervidor tipo Kettle o caldera

Este tipo de rehervidor, consta de una carcasa provista de un haz de tubos dispuestos horizontalmente en la que el líquido fluye hacia ella, produciéndose allí la ebullición del mismo. El vapor vuelve a la columna, como se muestra en la Figura 8.19. Dicho equipo es ampliamente utilizado en la industria petrolera y química.

Los principales problemas del rehervidor Kettle es la dificultad de recolección de los sólidos en la zona del haz de tubos durante largos períodos de operación. Además, presenta dificultades para garantizar la debida separación del líquido en el vapor saliente.

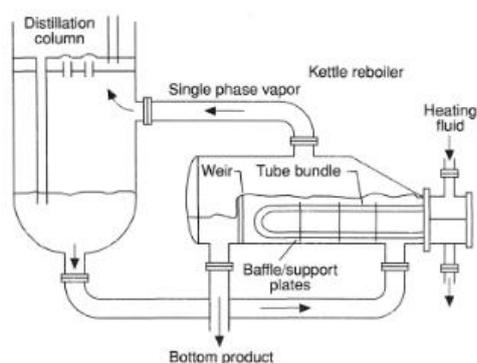


Figura 8.19 - Esquema del rehervidor tipo Kettle [117]

Rehervidor de termosifón vertical

Este tipo de rehervidor es ilustrado en la Figura 8.20. El líquido pasa desde el fondo de la torre hacia el calderín, y la evaporación tiene lugar dentro de los tubos. La mezcla líquido-vapor se descarga de nuevo en la torre, donde el líquido se deposita en la parte inundada del fondo de la misma y el vapor fluye hacia el tope. El fluido de calentamiento circula por el exterior de los tubos.

La ventaja del rehervidor de termosifón vertical es que es menos susceptible a los problemas de ensuciamiento y, en general, tiene coeficientes de transferencia de calor más altos que el de tipo Kettle.

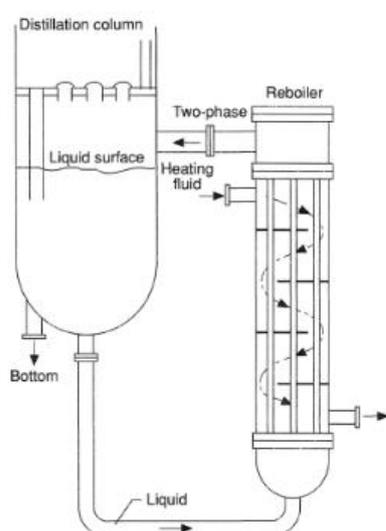


Figura 8.20 - Esquema del rehervidor tipo termosifón vertical [117]

Rehervidor de termosifón horizontal

En este caso, el líquido de la columna pasa en contracorriente sobre un haz de tubos y la mezcla líquido-vapor se devuelve a la columna como se muestra en la Figura 8.21. El fluido de calentamiento fluye por los tubos.

Este diseño cuenta con la ventaja de que los fluidos de proceso circulan naturalmente, además requiere de menor espacio libre debajo de la torre que en el termosifón vertical.

En la industria del bioetanol a base de maíz, luego de la etapa de fermentación, en la batería de columnas de destilación, se utilizan generalmente rehervidores de termosifón horizontal. Esto se debe a que los mismos ocupan menos área, son más fáciles de limpiar y pueden operar con sólidos en suspensión, donde los mismos pueden purgarse de la coraza con facilidad. Es por ello que se elige utilizar rehervidores de termosifón horizontal.

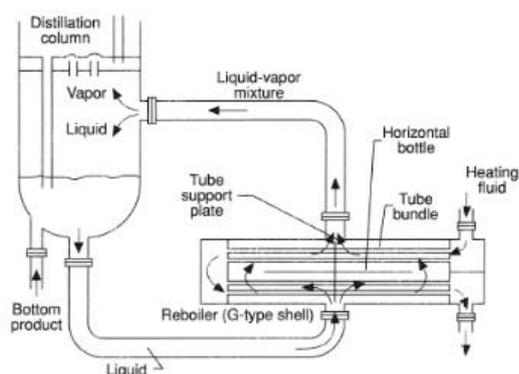


Figura 8.21- Esquema del rehervidor tipo termosifón horizontal. [117]

Diseño del rehervidor

Se calcula la cantidad de vapor a emplear, conociendo el calor a intercambiar (Q) en cada condensador, obtenido de la simulación de las torres de destilación, y el calor de condensación del vapor.

$$Q = W_{\text{vapor}} \cdot \lambda_{\text{condensación}}$$

Para ello, se considera la temperatura de entrada del vapor correspondiente a la temperatura de la salida de la válvula de expansión que es alimentada por la caldera. Las características y condiciones de operación de esta última se detallan al avanzar en este capítulo.

Además, la temperatura de entrada del vapor se define, como mínimo, a 10°C más de la temperatura de salida del fluido de proceso.

Luego, se obtiene el área requerida del rehervidor, a partir del calor a intercambiar y el coeficiente global de transferencia de calor.

$$Q = U \cdot A \cdot \text{DTML}$$

Como los rehervidores usados son del tipo termosifón, para su diseño se utiliza la diferencia de temperatura media logarítmica en contracorriente.

$$\text{DTML} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)}$$

Siendo la T_1 la temperatura de ingreso de la corriente a enfriar, T_2 la temperatura de egreso de la corriente a enfriar, t_2 la temperatura de ingreso del fluido de proceso y t_1 la temperatura de egreso del fluido de proceso.

Rehervidor N°1 - Rehervidor de la columna de destilación azeotrópica

En el primer rehervidor ingresa el fluido de proceso, a una temperatura de 100°C y egresa a $100,1^{\circ}\text{C}$. La temperatura de ingreso y egreso del vapor es de 127°C , debido a que el mismo experimenta un cambio de estado. Dicha temperatura se encuentra determinada por

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

la presión de saturación mínima que permite que el caudal de vapor y área del equipo superen los rangos utilizados por industrias de similares características.

El calor involucrado es de $2,318 \cdot 10^8$ kJ/h. Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio vapor-solución acuosa de $U = 3$ kW/°C m² y un $\lambda_{\text{condensación}} = 2181,5$ kJ/kg (2,5 bar). [118]

$$W_{\text{vapor}} = \frac{2,318 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}}{2.181,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 106.257 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$DTML = \frac{(127 - 100,1) - (127 - 100)}{\ln\left(\frac{127 - 100,1}{127 - 100}\right)} = 27,0^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{2,318 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}}{3 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{C}} \cdot 26,95^\circ\text{C} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}}} = 796,40 \text{ m}^2$$

Rehervidor N°2 - Rehervidor de la columna de destilación extractiva

En el segundo rehervidor ingresa el fluido de proceso a una temperatura de 106,7°C y egresa a 152,4°C. La temperatura de ingreso y egreso del vapor de 180°C debido a que el mismo experimenta un cambio de estado. Al igual que en el caso anterior, dicha temperatura se encuentra determinada por la presión de saturación mínima que permite que el caudal de vapor y área del equipo superen los rangos utilizados por industrias de similares características.

El calor involucrado es de $3,775 \cdot 10^7$ kJ/h. Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio vapor-solvente orgánico de $U = 0,9$ kW/°C m² y un $\lambda_{\text{condensación}} = 2015$ kJ/kg (10 bar). [118]

$$W_{\text{vapor}} = \frac{3,775 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}}{2015 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 18.743 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$DTML = \frac{(180 - 152,4) - (180 - 106,7)}{\ln\left(\frac{180 - 152,4}{180 - 106,7}\right)} = 46,8^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{3,775 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}}{0,9 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{C}} \cdot 46,8^\circ\text{C} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}}} = 249,17 \text{ m}^2$$

Rehervidor N°3 - Rehervidor de la columna de recuperación de solvente

En el tercer rehervidor ingresa el fluido de proceso, a una temperatura de 258,5°C y egresa a 259,8°C, siendo el calor involucrado de 1,056·10⁷ kJ/h.

Utilizando un fluido térmico que ingresa a 278°C y egresa a 270°C se considera un coeficiente global de transferencia de calor para el intercambio solvente orgánico-aceite liviano de U=0,26 kW/°C m² y un calor específico de Cp = 3,62 kJ/kg °C. [155,156]

Cabe aclarar que la temperatura máxima de ingreso del aceite se encuentra determinada por la temperatura de degradación del glicerol (280°C). En este caso se decide utilizar un margen de seguridad de 2°C con el fin de que las paredes del equipo no superen o igualen la máxima permitida y de esta forma se reserve la integridad físico-química del solvente.

$$W_{\text{aceite térmico}} = \frac{1,056 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}}{3,62 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (278 - 270)^\circ\text{C}} = 364.440 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{DTML} = \frac{(278 - 259,8) - (270 - 258,5)}{\ln \left(\frac{278 - 259,8}{270 - 258,5} \right)} = 14,6^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{1,056 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}}{0,26 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 14,6^\circ\text{C} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}}} = 773,00 \text{ m}^2$$

8.8.3 Intercambiadores de calor de corrientes de proceso

De manera análoga al cálculo de los condensadores se obtienen los parámetros de diseño de los intercambiadores de calor necesarios. Se plantean dos intercambiadores de calor, uno para la corriente de producto final y otro para el enfriamiento de una corriente de glicerol.

En el caso de los intercambiadores de calor, se debe tener en cuenta un factor de corrección (Ft) para la diferencia de temperatura media logarítmica a contracorriente. Para ello, se debe definir el número de pasos en tubo y coraza considerando que un número de pasos impar puede generar problemas de diseño térmico.

$$Q = U \cdot A \cdot \text{DTML} \cdot Ft$$

Intercambiador de calor N°1 - Corriente de etanol anhidro

El etanol anhidro que se obtiene en la segunda torre de destilación por el tope, se debe almacenar en tanques con humedad controlada y una temperatura menor a 30°C. [121] Se diseña para el peor caso, con lo cual, se considera el agua de enfriamiento de entrada a 25,7°C y el margen mínimo de diferencia de temperatura para el intercambio de calor (2,5°C).

Se obtiene el calor a extraer para enfriar el etanol de 78,1°C a 28,2°C, mediante la simulación del intercambiador, siendo el mismo de 4,24 ·10⁶ kJ/h.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Se utiliza agua de enfriamiento que pasa de 25,7°C a 60°C (temperatura escogida con el fin de que el Ft sea mayor o igual a 0,75). Se obtiene un factor de corrección de 0,75 para un intercambiador 4-8, es decir, cuatro pasos en coraza y ocho en tubos. ^[118].

$$W_{\text{agua}} = \frac{4,24 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot (68 - 25,7)^\circ\text{C}} = 29.535,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio agua-agua $U=2,5 \text{ kW}/^\circ\text{C m}^2$.

$$\text{DTML} = \frac{(78,1 - 60) - (28,2 - 25,7)}{\ln\left(\frac{78,1 - 60}{28,2 - 25,7}\right)} = 7,9^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{4,24 \cdot 10^6 \text{ kJ/h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{2,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2^\circ\text{C}} \cdot 7,9^\circ\text{C} \cdot 0,75} = 79,46 \text{ m}^2$$

Intercambiador de calor N°2 - Corriente de glicerol recuperado

El glicerol que se obtiene en la torre de destilación de recuperación se encuentra a 219,9°C, y para ser recirculado a la segunda torre debe tener una temperatura de 90°C. Es por esto que se diseña un intercambiador de calor para enfriar la corriente.

Se obtiene el calor a extraer para enfriar el glicerol de 219,9°C a 90°C de la simulación y es igual a $1,00 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$.

Se utiliza agua de enfriamiento que pasa de 25,7°C a 70°C.

$$W_{\text{agua}} = \frac{1,00 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot (70 - 25,7)^\circ\text{C}} = 54.185,0 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio agua-agua $U=2,5 \text{ kW}/^\circ\text{C m}^2$. Se obtiene el factor de corrección igual a 0,92 utilizando una configuración 1-2, es decir, un paso en coraza y dos en tubos.

$$\text{DTML} = \frac{(219,9 - 70) - (90 - 25,7)}{\ln\left(\frac{219,9 - 70}{90 - 25,7}\right)} = 101,1^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{1,00 \cdot 10^7 \text{ kJ/h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{2,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2^\circ\text{C}} \cdot 101,1^\circ\text{C} \cdot 0,92} = 11,99 \text{ m}^2$$

Intercambiador de calor N°3 - Corriente de agua de alimentación al proceso

El agua de ingreso al proceso se necesita a 35°C, y según se explicó, la corriente mezcla entre el agua de pozo y recirculada, que se utiliza como alimentación, tiene una temperatura de 65,4°C.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Entonces, se obtiene el calor a extraer para enfriar la corriente de 65,4°C a 35°C a partir de un balance de energía y resulta ser de 1,69.10⁷ kJ/h.

Se utiliza agua de enfriamiento que pasa de 25,7°C a 32,5°C.

$$W_{\text{agua}} = \frac{1,70 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot (32,5 - 25,7)^\circ\text{C}} = 595.943,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se considera un coeficiente global de transferencia de calor para intercambio agua-agua U=2,5 kW/°C m². Se obtiene el factor de corrección igual a 0,9 utilizando una configuración 1-2, es decir, un paso en coraza y dos en tubos.

$$\text{DTML} = \frac{(65,4 - 32,5) - (35 - 25,7)}{\ln\left(\frac{65,4 - 32,5}{35 - 25,7}\right)} = 18,7^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{1,70 \cdot 10^7 \text{ kJ/h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{2,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2^\circ\text{C}} \cdot 18,7^\circ\text{C} \cdot 0,9} = 112,07 \text{ m}^2$$

8.8.4 Resumen intercambiador de calor

En la Tabla 8.11 se presentan los requerimientos para todos los intercambiadores de calor analizados.

Tabla 8.11 – Condensadores, intercambiadores de calor y rehervidores.

Equipo	Calor [kJ/h]	Área [m ²]	Caudal de agua [kg/h]	Caudal de vapor [kg/h]	Caudal de aceite térmico [kg/h]
Condensador N°1	1,80 · 10 ⁸	776,67	1.016.721,5	-	-
Condensador N°2	3,37 · 10 ⁷	145,32	190.506,03	-	-
Condensador N°3	4,52 · 10 ⁶	19,68	24.926,2	-	-
Condensador N°4	9,00 · 10 ⁷	497,01	884.777,5	-	-
Intercambiador N°1	4,24 · 10 ⁷	79,49	29.535,6	-	-
Intercambiador N°2	1,00 · 10 ⁷	11,99	54.185,0	-	-
Intercambiador N°3	1,70 · 10 ⁷	112,06	595.943,4	-	-
Rehervidor N°1	2,32 · 10 ⁸	796,40	-	106.257	-
Rehervidor N°2	3,78 · 10 ⁷	249,17	-	18.743	-
Rehervidor N°3	1,06 · 10 ⁷	773,00	-	-	364.440

8.9 Selección de las corrientes auxiliares

A la hora de seleccionar las corrientes auxiliares se deben analizar las distintas posibilidades. Para los rehervidores se utiliza vapor saturado, el cual debe ser provisto por una caldera. En cambio, para enfriar se pueden utilizar dos tecnologías: torre de enfriamiento o sistema de refrigeración. Se decide utilizar una torre de enfriamiento debido a los elevados costos operativos que conlleva un sistema de refrigeración, sumado a la complejidad de su control.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

8.9.1 Calderas

Una caldera es una unidad generadora de vapor o agua caliente. Fundamentalmente son dos los tipos de calderas de vapor que normalmente se utilizan: calderas de tubos de humos o humotubulares y calderas de tubos de agua o acuotubulares.

Las calderas humotubulares se pueden explicar como un cilindro compacto de agua, atravesado longitudinalmente por un haz de tubos por los que circula la llama y/o los humos. El gran volumen de agua de estos equipos actúa como un almacén de energía que proporciona una respuesta adecuada para demandas puntuales y una mayor calidad de vapor.

En el caso de las calderas acuotubulares, el agua está en parte o casi toda contenida en haces de tubos de acero rodeados por la llama y los gases calientes de la combustión. Teniendo en cuenta el elevado número de tubos que pueden instalarse, la superficie de calefacción puede ser muy grande para dimensiones relativamente reducidas. Por esta razón, su puesta en régimen es muy rápida, teniendo la posibilidad de producir vapor a elevadas presiones. Debido a su tamaño más compacto, las calderas acuotubulares suelen tener una carga térmica por superficie de calefacción superior.

Las principales ventajas de este tipo de calderas son: permiten presiones de operación mayores a 10 kg/cm², producen caudales de vapor mayores a 6.800 kg/h, soportan tiros forzados enérgicos, pueden variar la producción de vapor fácilmente lo que permite pasar de carga normal a sobrecargas relativamente elevadas, ocupan entre el 10-30% menos lugar que las humotubulares, todas sus partes pueden limpiarse, inspeccionarse y repararse con más facilidad que en las calderas de tubos de humos. [122, 123, 124]

Con el fin de abastecer la columna azeotrópica y la extractiva, así como también los evaporadores, se calcula la suma de caudales de vapor requerido, que da 156.447 kg/h. Entonces, se utilizan dos calderas acuotubulares con las siguientes características:

Tabla 8.12 - Características de la caldera de vapor.

CALDERA	
Tipo	Acuotubular
Presión de operación	1 MPa
Temperatura de operación	180 °C
Eficiencia	90 %
Combustible	Gas natural
Consumo de combustible	6.122 m ³ /h
Potencia	56.4 MW
Capacidad máxima	80 tn/h

Purga de la caldera

A medida que el agua se evapora, los sólidos presentes en la misma se depositan en la zona de calentamiento, formando sedimentos que dificulta la transferencia de calor. Dichos sólidos promueven la formación de espuma lo que genera problemas técnicos a la hora de operar este tipo de equipos.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Para reducir los niveles de sólidos disueltos en suspensión y totales a límites aceptables, el agua se descarga periódicamente. A este proceso se lo denomina purga. Su uso insuficiente puede conducir al arrastre de agua al vapor, y el excesivo, desperdicia energía, agua y por lo tanto, dinero. Por lo tanto, es necesario hallar la tasa de purga óptima, que se encuentra determinada por varios factores, como tipo de caldera, presión de operación y calidad de agua.

Las tasas de purga generalmente oscilan entre el 4% y 8% del caudal de agua de alimentación de la caldera, por lo que se elige utilizar para las calderas seleccionadas un valor medio, es decir 6% del vapor generado. ^[157] Se obtiene entonces, una purga de 9386,8 kg/h.

Sistema de calentamiento de fluido térmico.

Como el requerimiento de temperatura en el fluido de calentamiento del reboiler de la columna 3 supera los 270°C y de ser provisto de vapor, la presión de operación supera los 64 bar, se descarta el uso de dicho fluido en este equipo. Por lo tanto, se utiliza una caldera de aceite térmico.

Los aceites térmicos son fluidos especialmente desarrollados para sistemas que operan a elevada temperatura, permiten trabajar a presiones más bajas que con el vapor, tienen mayor eficiencia en la transferencia de calor y operan en circuitos cerrados con ínfimas pérdidas del mismo, por lo que requiere poca reposición.

Un sistema de calentamiento a través de aceite térmico presenta numerosas ventajas, siendo las siguientes las principales:

- Las calderas de fluido térmico operan sin presión ni agua, esto evita los típicos problemas de las calderas de vapor, como son las pérdidas, la corrosión, el tratamiento del agua.
- Requieren de poco mantenimiento.
- El uso de combustible es de alrededor de un 40% menos comparado con sistemas de vapor.
- Alta eficiencia debido a la uniformidad de la temperatura durante todo el proceso productivo.

Las características de la caldera de fluido térmico a utilizar son las siguientes:

Tabla 8.13- Características de la caldera de aceite térmico ^[120]

CALDERA	
Tipo	Acuotubular
Presión de operación	1 MPa
Temperatura de operación	300 °C
Eficiencia	87 %
Combustible	Gas natural
Consumo de combustible	330 m ³ /h
Potencia	3 MW
Fluido	Aceite térmico

8.9.2 Torres de enfriamiento

La torre de enfriamiento se opera en un circuito cerrado de forma de disminuir el requerimiento de agua, siendo así económicamente factible y ambientalmente amigable. En general, el fluido de enfriamiento más utilizado en la industria es el agua debido a su bajo costo. Su principal desventaja es que la mínima temperatura que se puede lograr en la torre de enfriamiento es la temperatura de bulbo húmedo del aire, lo que imposibilita realizar un enfriamiento por debajo de este valor.

La selección y el rendimiento de la torre de enfriamiento se basan en la tasa de flujo de agua, la temperatura de entrada del agua, la temperatura de salida del agua y la temperatura ambiente del bulbo húmedo.



Figura 8.22 – Esquema de una torre de enfriamiento.

Particularmente, la temperatura de bulbo húmedo limita hasta qué temperatura se puede enfriar el agua, y varía con las condiciones atmosféricas de la localidad. El diseño se realiza para la condición más desfavorable, en función de la máxima temperatura de bulbo húmedo y la frecuencia de ocurrencia de esta temperatura. La mayoría de las torres de enfriamiento tienen capacidad nominal a una temperatura de bulbo húmedo "estándar" de 25°C. En cambio, la frecuencia de ocurrencia es un criterio de diseño. Para un mes de 30 días, los valores de ocurrencia 0,4, 2, 5 y 10% representan el valor que ocurre o se excede por un total de 3, 14, 36 o 72 h, respectivamente, por mes en promedio durante el período de registro. Una regla general, muy aproximada, es que la condición de diseño anual de enfriamiento n% es aproximadamente equivalente a la condición de enfriamiento mensual de 5n% para el mes más caluroso; es decir, la temperatura de bulbo seco de diseño anual de 0,4% es aproximadamente equivalente a la temperatura de bulbo seco de diseño mensual del 2% para el mes más cálido; el valor anual del 1% es aproximadamente equivalente al valor

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

mensual del 5% para el mes más cálido, y el valor anual del 2% es aproximadamente equivalente al valor mensual del 10% para el mes más cálido. [125]

En este proyecto, como criterio de diseño, se trabaja con una frecuencia de ocurrencia de un 1% anual y, por lo tanto, un 5% en el mes más cálido. Como se mencionó anteriormente, cada ubicación tiene una temperatura de bulbo húmedo de diseño único (el peor de los casos) que publican organizaciones como ASHRAE y que se puede obtener fácilmente. En este caso, como se mencionó en capítulo 1, la planta se encuentra ubicada en la localidad de Pergamino pero dado que no se cuenta con información detallada de humedad relativa de la localidad sino valores promedios, se recurre a la base de datos de ASHRAE (ASHRAE CLIMATIC DESIGN CONDITIONS 2017). A pesar de que la ciudad de Pergamino no se encuentra en su base de datos, sí se registran las condiciones atmosféricas para Junín, localidad cercana a Pergamino (91 km de distancia) y de similares características geográficas, por lo tanto, se toman estas condiciones como las de diseño. El mes más cálido se considera febrero pues en enero se realiza la parada de planta, aprovechando que es el mes donde se registran las mayores temperaturas y evitando así un sobredimensionamiento excesivo. Por lo tanto, para una frecuencia de ocurrencia para el mes más cálido (febrero) del 5%, la temperatura de bulbo húmedo toma el valor de 23,2°C. [126]

Respecto de la temperatura de salida del agua de enfriamiento, se utiliza la aproximación de bulbo húmedo, la cual propone utilizar un rango de 2,5°C a 5°C por encima de la temperatura de bulbo húmedo del aire. En este caso, se opta por usar el menor valor del rango.

$$t_{L1} = T_{BH1} + 2,5^{\circ}\text{C} = 23,2^{\circ}\text{C} + 2,5^{\circ}\text{C} \quad \rightarrow \quad t_{L1} = 25,7^{\circ}\text{C}$$

Habiendo definido este parámetro de diseño, se plantea el balance de energía para la torre:

$$L \cdot C_{p\text{agua}} \cdot (t_{L2} - t_{L1}) = G_s \cdot (H_{G2} - H_{G1})$$

Para resolver este balance, se debe determinar el requerimiento de proceso de agua a enfriar.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Agua de enfriamiento requerida

Para el diseño de la torre de enfriamiento se calcula, mediante un balance de energía, el agua total a enfriar y su temperatura. En la Tabla 8.14, se expone el caudal de agua de enfriamiento total necesario y su temperatura, luego de realizar la mezcla de todas estas corrientes.

Tabla 8.14 – Identificación de corrientes de agua de enfriamiento.

Corriente	Caudal [kg/h]	Temperatura [°C]
Agua de enfriamiento - Reactor N°1	202.350,2	32,5
Agua de enfriamiento - Reactor N°2	209.491,3	32,5
Agua de enfriamiento - Reactor N°3	177.321,7	32,5
Agua de enfriamiento - Reactor N°4	139.289,7	32,5
Agua de enfriamiento - Reactor N°5	104.928,0	32,5
Agua de enfriamiento – Condensador N°1	1.016.721,5	68
Agua de enfriamiento – Condensador N°2	190.506,0	68
Agua de enfriamiento – Condensador N°3	24.926,2	69
Agua de enfriamiento – Condensador N°1 de DDGS	884.777,5	50
Intercambiador de calor de proceso N°1	29.535,6	60
Intercambiador de calor de proceso N°2	54.185,0	70
Intercambiador de calor de proceso N°3	595.943,4	32,5
Intercambiador de calor N°1 de CO ₂	26.241,4	70
Intercambiador de calor N°2 de CO ₂	15.102,7	70
Total agua a enfriar	3.671.320,3	49,8

Por lo tanto,

$$L = 3.671.320,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1.019,8 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Por otro lado, la temperatura de salida de los intercambiadores de calor del agua de enfriamiento es de 50,25°C. Y el valor de la entalpía para el aire de ingreso a la torre resulta de:

$$H_{G1}(T_{BH1}) = 69,207 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{\text{a.s.}}}$$

Luego, para calcular el caudal de aire mínimo se debe hacer coincidir el extremo de la recta de operación con el equilibrio en el diagrama psicométrico. La recta de operación pasa a través del punto (H_{G1} ; t_{L1}) y termina en t_{L2} , como puede observarse en la Figura 8.23.

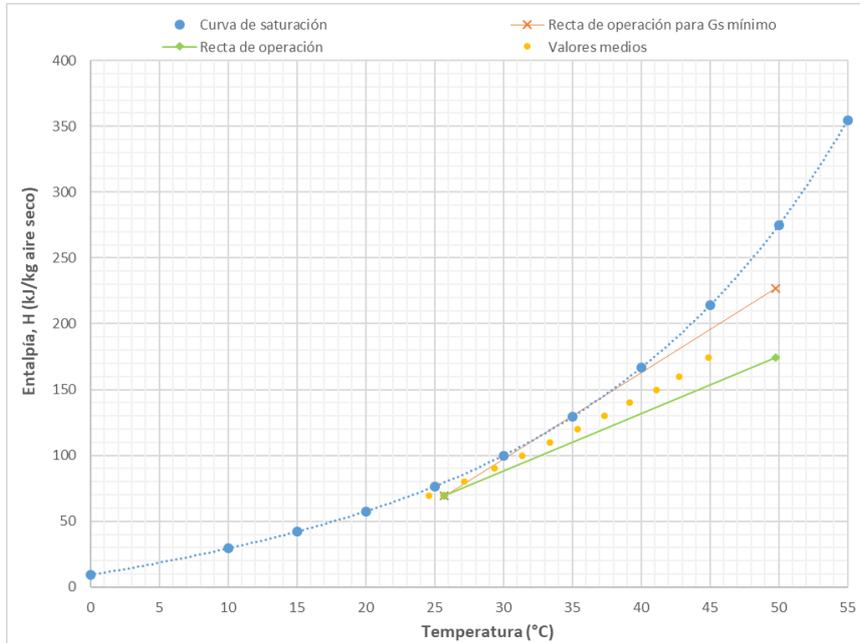


Figura 8.23 - Curvas características de la torre de enfriamiento.

Para el valor mínimo de G_s , la línea de operación tiene la pendiente mínima que toca la curva en el equilibrio, resultando un valor de:

$$H_{G2} = 227 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{\text{a.s.}}}$$

Por lo tanto, del balance de energía es posible despejar G_s .

$$G_{s \mid \text{min}} = \frac{L \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (t_{L2} - t_{L1})}{(H_{G2} - H_{G1})} = 2.389.889 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 663,9 \text{ kg/s}$$

No obstante, se busca operar la torre con un caudal de gas 1,5 veces el mínimo, entonces:

$$G_s = 1,5 \cdot G_{s \mid \text{min}} = 3.584.833 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 995,8 \text{ kg/s}$$

Con este caudal de aire se recalcula H_{G2} .

$$H_{G2} = H_{G1} + \frac{L}{G_s} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (t_{L2} - t_{L1}) = 174,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{\text{a.s.}}}$$

Para definir la altura de la torre, es necesario calcular la cantidad de unidades de transferencia requeridas (N_{TOG}) y la altura de una unidad de transferencia (H_{TOG}). La expresión para determinar los N_{TOG} es la siguiente:

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

$$N_{\text{TOG}} = \int_{H_{G1}}^{H_{G2}} \frac{dH_G}{(H_G^* - H_G)}$$

A partir de los valores medios ubicados en la Figura 8.23, se obtienen la cantidad de unidades de transferencia requeridas, resultando un valor de:

$$N_{\text{TOG}} = 4,83$$

Por otro lado, la altura de una unidad de transferencia se define de la siguiente forma:

$$H_{\text{TOG}} = \frac{G_s/A_t}{K_y \cdot a}$$

Por un lado, comercialmente, las torres de enfriamiento son de sección cuadrada donde, en general, el ancho de la misma es la mitad de la altura. Por otro lado, el valor de $K_y a$ depende típicamente del tipo y ordenamiento del relleno. No obstante, Alena *et al.* [127] obtiene de simulaciones un valor de $K_y a$ de $1,4 \text{ kg/m}^3\text{s}$, el cual está dentro de lo estimado según curvas de rellenos comerciales. Con estos parámetros definidos, la altura de una unidad de transferencia es de:

$$H_{\text{TOG}} = 5,62 \text{ m}$$

Luego, la altura de la primera torre de enfriamiento resulta:

$$Z_1 = H_{\text{TOG}} \cdot N_{\text{TOG}} = 27,14 \text{ m}$$

Considerando un margen de seguridad frente a posibles aumentos de temperatura, se decide utilizar una torre de 28 metros.

Por último, se calcula el agua de reposición suponiendo un 10% por pérdidas por arrastre. Las humedades absolutas para la salida del aire (Y'_2) y para la entrada (Y'_1) se obtienen de la carta psicrométrica, resultando:

$$Y'_2 = 0,052 \frac{\text{kg vapor de agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$Y'_1 = 0,018 \frac{\text{kg vapor de agua}}{\text{kg aire seco}}$$

Por lo tanto, el agua de reposición necesaria es de:

$$L_{\text{rep}} = 1,1 \cdot G_S \cdot (Y'_2 - Y'_1) = 36,85 \frac{\text{kg agua}}{\text{s}} = 132.674,3 \frac{\text{kg agua}}{\text{h}}$$

Finalmente, el agua del circuito cerrado a utilizar en torres de enfriamiento para industrias similares a las de este proyecto (producción de bioetanol con DDGS) se encuentran en aproximadamente $5.208 \text{ m}^3_{\text{agua}}/\text{h}$ [74], por lo que el total de agua de enfriamiento de ambas torres ($3.633 \text{ m}^3_{\text{agua}}/\text{h}$) es considerado aceptable.

Capítulo 8: Equipos auxiliares e Integración energética

Equipo comercial

Visto el caudal de agua a tratar por la torre de enfriamiento y teniendo en cuenta la variación de la temperatura del agua ($50,3^{\circ}\text{C} \rightarrow 25,7^{\circ}\text{C}$), se selecciona una torre de enfriamiento de la empresa SP Cooling, modelo NC8414W-1, el cual cuenta con un cilindro de recuperación de velocidad que incrementa el desempeño del modelo. La capacidad nominal de agua a tratar es de 1.264 tn/h, consumiendo una potencia de 55 kW. Además, el fabricante especifica el agua de reposición requerido para distintos rangos de refrigeración (rango de refrigeración = $T_{L2} - T_{L1}$). En este caso, el rango de refrigeración es de $24,4^{\circ}\text{C}$, para lo cual se requiere un caudal de agua de reposición de $62 \text{ m}^3/\text{h}$.



Figura 7.24. Torre de enfriamiento SP Cooling, modelo NC84142-1.

Debido que la cantidad de agua a enfriar es de 3.633 tn/h, se deben colocar tres equipos en paralelo, lo cual implica un consumo eléctrico de 165 kW y un caudal de agua de reposición de $186 \text{ m}^3/\text{h}$.

9 Análisis económico

9.1 Introducción

Más allá de la sustentabilidad del proyecto desde el punto de vista ambiental, es fundamental la evaluación económica ya que, en definitiva, para que la planta de producción propuesta sea puesta en marcha, debe brindarle a los posibles inversores un rédito económico. Es por ello que en el Capítulo 9 se realiza el análisis económico del proyecto, sosteniéndose en la evaluación de la rentabilidad del mismo.

9.2 Descripción del producto

El presente proyecto ofrece la posibilidad de incorporar al mercado tres productos: el bioetanol, el dióxido de carbono y los DDGS. En el proceso de fermentación del maíz se obtiene etanol en fase líquida y dióxido de carbono en fase gas. Ambos compuestos son luego purificados para alcanzar las especificaciones que permiten su comercialización. Por otro lado, se separan los sólidos residuales de la fermentación para obtener DDGS.

9.3 Estudio de mercado

El estudio de mercado es el primer paso a la hora de realizar el análisis económico de cualquier proyecto. En este caso, el mismo fue presentado y detallado en el Capítulo 1. Como se mencionó en dicho capítulo, se prevé una capacidad de producción anual de la planta de 200.000 m³/año de etanol, considerando 330 días de producción anual y habiendo estimado un mes de parada de planta en enero. Respecto de los productos secundarios, se espera una producción anual de 187.378 tn/año de CO₂ y de 294.421 tn/año de DDGS.

Se adopta como vida útil del proyecto un período de diez años, durante los cuales se trabajará a plena capacidad productiva puesto que, para los requerimientos del mercado, es un valor de producción razonable.

9.4 Costo de inversión - CapEx

Para evaluar la rentabilidad de un proyecto de esta magnitud, resulta fundamental conocer los costos relacionados a la instalación de la planta productiva. El costo de inversión (CapEx, Capital Expenditure) es el capital necesario para llevar a cabo esta tarea. Los conceptos que se estudian aquí son: terreno, equipos principales, ingeniería y capital de trabajo.

Para este análisis, se utiliza un método propuesto por Chilton (1949) conocido como "Método de estimación por factores". Como su nombre lo indica, se tienen en cuenta diversos elementos como son: el terreno, los equipos principales y auxiliares necesarios, cañerías, válvulas y accesorios, instrumentación, control y equipos electrónicos, construcción de instalaciones principales y auxiliares, ingeniería, capital de trabajo y contingencias. Es necesario destacar que el método no brinda un resultado exacto y preciso, sino que se asume un margen de error en su estimación del 10 al 25% aproximadamente.

Capítulo 9: Análisis económico

El punto de partida en este método es la estimación de la inversión fija (I_F) a partir de la inversión en equipos principales del proceso (I_E). Otros componentes de la inversión pueden correlacionarse a través de diversos factores experimentales resultando:

$$I_F = I_E (1 + \sum f_i) \cdot (\sum f_{ii} + 1)$$

Los factores pueden verse en la Tabla 9.1.

Además, debe sumarse el terreno ya que no es tenido en cuenta en estos factores.

Tabla 9.1 Método de estimación por factores

Valor del Equipo Instalado de Proceso	I_E
Factores experimentales como fracción de I_E	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f_1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f_2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f_3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f_4
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f_5
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	$I_E (1 + \sum f_i)$

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f_{i1}
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f_{i2}
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f_{i3}
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	$f_i = \sum f_{ii} + 1$
Inversión fija	$I_F = I_E (1 + \sum f_i) f_i$

9.1.1 Terreno

Como ya se ha mencionado en el Capítulo 1, la planta se ubicará en la localidad de Pergamino, más precisamente en el parque industrial.



Figura 9.1 – Parque industrial de Pergamino.

Para estimar el área de los equipos, se recurre a un método sencillo que determina, para cada elemento a distribuir, una superficie total necesaria. Esta surge de la suma de tres superficies parciales: la superficie estática, la superficie de gravitación y la superficie de evolución o movimientos.

- ⌈ Superficie estática (S_s): Es el área correspondiente a los equipos.
- ⌈ Superficie de gravitación (S_g): Es la superficie utilizada alrededor de los puestos de trabajo por el operario y materiales acoplados al mismo, por lo que tienen en cuenta el número de lados del equipo que son usados. El valor resultante es la superficie estática multiplicada por dicha cantidad de lados.
- ⌈ Superficie de evolución (S_e): Es la superficie que hay que reservar entre los puestos de trabajo para los desplazamientos del personal y para la manutención. Su valor resulta de multiplicar un coeficiente K por la suma de la superficie gravitacional y de evolución.

El coeficiente K es un valor constante que varía según la industria, que para el caso de industrias mecánicas y semejantes de gran escala se asigna un coeficiente entre 2 y 3. En este caso, se toma un promedio, siendo $K=2,5$.

En la Tabla 9.2 se observan los parámetros calculados para la estimación del área de los equipos de la planta.

Capítulo 9: Análisis económico

Tabla 9.2 – Parámetros calculados para la estimación del área de los equipos

Equipo	Área [m ²]	Cantidad	Ss [m ²]	Sg [m ²]	Se [m ²]	St [m ²]	Aporte [%]
Unidad de limpieza	10	1	10	41	127	177	0,13
Unidad de molienda	4	2	7	30	92	129	0,10
Unidad de pesaje continuo	2	2	3	14	42	59	0,04
Reactor	169	5	844	844	4.219	5.907	4,40
Rehervidor 1	4	1	4	16	50	70	0,05
Rehervidor 2	4	1	4	16	50	70	0,05
Rehervidor 3	4	1	4	16	50	70	0,05
Condensador 1	4	1	4	16	50	70	0,05
Condensador 2	4	1	4	16	50	70	0,05
Condensador 3	4	1	4	16	50	70	0,05
Intercambiador 1	4	1	4	16	50	70	0,05
Intercambiador 2	4	1	4	16	50	70	0,05
Columna de destilación 1	20	1	20	79	248	348	0,26
Columna de destilación 2	9	1	9	35	110	155	0,12
Columna de destilación 3	2	1	2	8	25	35	0,03
Bomba	1	13	13	52	163	228	0,17
Caldera	25	1	25	100	313	438	0,33
Torre de enfriamiento	26	2	51	204	638	893	0,66
ósmosis inversa	17	1	17	70	218	305	0,23
Columna de absorción CO2	3	1	3	13	39	55	0,04
Columna de adsorción CO2	2	2	4	16	50	70	0,05
Centrífuga DDGS	16	1	16	64	199	278	0,21
Secador DDGS	351	6	2.106	8.425	26.328	36.859	27,45
Evaporador DDGS	15	1	15	60	188	263	0,20
Laguna de estabilización	2.500	2	5.000	20.000	62.500	87.500	65,17

Entonces, el área de la planta resultante es de 134.256 m². Donde se observa que más del 60% del terreno está destinado para el tratamiento de efluentes de la planta.



Figura 9.2- Laguna de estabilización de la planta BIO4.

Esa área es la estimativa para los equipos, pero también que hay que tener en cuenta el área para instalación eléctrica e instalaciones de vapor. Además, se suma el área destinada para oficinas, uso común de los empleados y laboratorios. Así mismo, deben considerarse las zonas de carga y descarga, la superficie destinada al almacenamiento de materia prima y productos, entre otras. Considerando que el área de los equipos es un 60% del área total de la

Capítulo 9: Análisis económico

planta, resulta necesario un terreno de 223.760 m², un equivalente a 22,4 hectáreas. Ahora bien, dado que el valor de la hectárea se encuentra en 10.000 US\$ ^[128], según cotizaciones de zonas aledañas al parque industrial, entonces,

Inversión en el Terreno = 223.760 US\$

9.1.2 Equipos

El costo en equipos se encuentra integrado por los equipos que deben adquirirse para el funcionamiento de la planta que, en este caso, se encuentra dividida en tres módulos; planta principal, tratamiento de dióxido de carbono, tratamiento de DDGS y agua. A continuación, se detallan los equipos, cantidad de unidades a adquirir y costo de los mismos ya instalados:

Tabla 9.3 - Costo de los principales equipos en la planta principal ^[129,130,134]

EQUIPO	CANTIDAD	COSTO [US\$]
Elevador de cangilones	1	12.713,60
Criba de tambor rotatorio	3	19.065,63
Clasificadora	2	27.016,40
Separador ciclónico	1	2.860,56
Separador magnético	2	953,52
Unidad de molienda	2	44.455,22
Unidad de pesaje continuo	2	14.471,42
Transportador de cadenas	1	9.475,71
Cinta transportadora	1	16.223,05
Torre de destilación 1	1	1.416.880,84
Torre de destilación 2	1	413.827,68
Torre de destilación 3	1	57.287,48
Condensador 1	1	109.186,18
Condensador 2	1	35.519,53
Condensador 3	1	9.304,78
Reboiler 1	1	97.386,18
Reboiler 2	1	29.511,44
Reboiler 3	1	94.382,59
Reactor	5	32.387.896,00
Agitador	5	7.234.833,00
Silo de almacenamiento	2	337.561,97
Tanque de almacenamiento de etanol	2	1.436.427,03
Intercambiador 1	1	25.009,24
Intercambiador 2	1	3.568,80
Intercambiador 3	1	37.136,43
Bomba	27	73.191,60
Bomba de vacío	2	5.412,00
Caldera de vapor	2	6.369.831,44
Caldera de fluido térmico con aceite	1	431.658,25
Torre de enfriamiento 1	1	167.647,63
TOTAL	74	50.957.834,79

Capítulo 9: Análisis económico

Tabla 9.4 - Costo de los principales equipos en el módulo de dióxido de carbono. ^[129,130]

EQUIPO	CANTIDAD	COSTO [US\$]
Condensador - subenfriador	1	10.849,01
Intercambiador de calor N°1 de CO ₂	1	12.670,69
Intercambiador de calor N°2 de CO ₂	1	55.699,87
Secador Ultra HL	1	28.519,86
Sistema de refrigeración	1	104.887,20
Tanque de almacenamiento de CO ₂	12	1.983.359,74
Torre empacada	1	195.673,39
TOTAL	18	2.391.659,76

Tabla 9.5 - Costo de los principales equipos en el módulo de DDGS y tratamiento de agua. ^[129,130]

EQUIPO	CANTIDAD	COSTO [US\$]
Centrifuga	1	70.933,24
Condensador N°4 de DDGS	1	82.658,82
Evaporador	3	191.024,40
Secador	1	111.635,01
Ósmosis inversa	1	201.349,83
TOTAL	7	657.619,31

Tabla 9.6 - Costo de los principales equipos de la planta completa. ^[129,130]

MÓDULO	CANTIDAD DE EQUIPOS	COSTO [US\$]
Planta principal	74	50.957.834,78
Dióxido de carbono	18	2.391.659,76
DDGS y tratamiento de agua	7	657.619,31
TOTAL	99	53.007.113,85

Cabe aclarar que, con excepción de las bombas, los equipos son importados, debido a que se encontraron pocos proveedores nacionales de equipos de tal magnitud. Por esto, se estima el costo a partir de equipos importados, donde el costo informado anteriormente es el resultado de afectar el valor de compra por su respectivo valor de instalación e impuestos, tal como el Arancel Externo Común (12%) y el impuesto sobre el comercio y las transacciones internacionales que rige el Ministerio de Hacienda. Éste último se considera del 2% debido a que los equipos no son producidos en la República Argentina. Por lo tanto, el valor de compra debió aumentarse un 16%. ^[131,132]

Además, debido a que el diseño, modo y condiciones de operación y control de la planta es riguroso, se estima que la instalación de los equipos es del 37% de su valor sin impuestos. ^[133]

Como los US\$ 54.007.113,85 solo corresponden al costo de los equipos principales, sin tener en cuenta cañerías, tanques auxiliares, accesorios, etc. Se estima que dicho valor es el 95% de la inversión en equipos. Entonces,

Inversión en equipos = US\$ 56.849.593,52

9.1.3 Factores para la estimación de la inversión fija

Los factores de Inversión Directa (f_i) son:

↳ Tuberías de Proceso. Los compuestos utilizados a lo largo de la planta se encuentran tanto en fase gas, líquida y sólida, las tuberías de procesos necesarias serán mixtas. Entonces,

$$f_1 = 0,2$$

↳ Instrumentación. Se requiere operar diferentes lazos de control automático de diferentes variables como temperatura, presión, caudal y nivel de líquido. Entonces, se opta por un tipo de control complejo, aunque no se ve la necesidad de que se encuentre completamente centralizado, por lo que se toma el valor menor del rango.

$$f_2 = 0,1$$

↳ Edificios de fabricación. Incluye los gastos de mano de obra, materiales y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios (obras civiles, el proceso, oficinas, administración, entre otros) conectados con la planta. Si bien se requiere una construcción cerrada, algunos equipos en la planta pueden encontrarse al aire libre. Entonces, se decide considerar el factor para una construcción semiabierta.

$$f_3 = 0,3$$

↳ Plantas de servicios. La planta se ubica en un parque industrial, donde hay alta disponibilidad de los servicios tanto de electricidad como de gas, y no existen requerimientos de agua elevados. Entonces, se considera nulo este factor.

$$f_4 = 0$$

↳ Conexiones entre unidades. Se decide por cuestiones de seguridad separar las unidades de procesos en subplantas. Entonces,

$$f_5 = 0,1$$

Por lo tanto, la suma de los factores de inversión directa es:

$$\sum f_i = 0,7$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión directa:

$$I_d = I_E \cdot \left(1 + \sum f_i\right) = 96.644.309 \text{ US\$}$$

Por otro lado, los factores de inversión indirecta (f_{ii}) son:

↳ Ingeniería y construcción. Este ítem abarca los gastos pertinentes a la realización de planos estructurales de obra, servicios profesionales (dirección de obra y servicios

Capítulo 9: Análisis económico

administrativos) y servicios técnicos como documentación para la operación. Dado que el proyecto es de una magnitud considerable y la ingeniería aplicada es relativamente compleja, entonces,

$$f_1 = 0,35$$

↳ Factores de tamaño. Los equipos son de gran tamaño, por lo que es adecuado considerar que la planta a instalar es una unidad comercial grande. Entonces,

$$f_2 = 0$$

↳ Contingencias. Es considerado para este ítem los posibles imprevistos que surgen propios de la operación. Entonces,

$$f_3 = 0,15$$

Luego, la suma de los factores de inversión indirecta es:

$$\sum f_{ii} = 0,5$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión fija

$$I_F = I_d \cdot \left(1 + \sum f_{ii}\right) = 144.966.463 \text{ US\$}$$

Para obtener la inversión fija total se debe sumar el valor del terreno.

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno} = 145.190.224 \text{ US\$}$$

9.1.4 Capital de trabajo – Inversión total

La inversión en capital de trabajo (I_w) se define como las disponibilidades de capital necesarias para que una vez que la planta esté en régimen de operación, pueda hacerlo de acuerdo a lo previsto en los estudios técnicos – económicos. Este aspecto se estima como los costos totales, sin tener en cuenta los de depreciación, para los primeros 3 meses de producción (los cuales se detallan en la sección siguiente). De esta manera, se obtiene el capital de trabajo y, con el mismo, la inversión total.

$$I_w = 49.428.741 \text{ US\$}$$

$$I_T = I_{FT} + I_w = 194.618.965 \text{ US\$}$$

9.5 Costo de operación- OpEx

Representan los costos de producción para una determinada cantidad de bioetanol. A su vez se pueden diferenciar dentro de este conjunto, los costos variables, que dependen del nivel de producción, y los costos fijos que son independientes de la cantidad producida.

Capítulo 9: Análisis económico

9.5.1 Costos variables

Materia prima

La materia prima del proyecto es el maíz. Dado que se trata de un commodity, su precio está determinado por el mercado, específicamente se rige bajo el valor de pizarra de Chicago. En Argentina, este valor lo reporta la Bolsa de Comercio de Rosario, estipulando un precio de venta del maíz de 4.830 pesos por tonelada al 19 de octubre de 2018. Para esta fecha, el precio del dólar reportado por el Banco Nación fue de 37,5 pesos, por lo tanto, el precio del maíz considerado toma un valor de 128,8 US\$/tonelada.^[135]

Por otro lado, se consideran en este ítem la enzima y la levadura, que permiten llevar a cabo la fermentación del maíz en el sistema de reactores. El precio de la enzima GSHE, y específicamente la Stargen 002, se ha pedido cotización a Química Ecológica, la cual comercializa el producto en Argentina a un precio de 15 US\$/kg. Respecto de la levadura, a partir de la cotización telefónica en distintas químicas se estima en un valor de 10,19 US\$/kg.

En la Tabla 9.7 se presentan las cantidades de las materias primas requeridas por el proceso.

Tabla 9.7 – Materias primas del proceso.

Materia prima	Cantidad [kg/h]	Cantidad [tn/año]	Precio [US\$/tn]	Costo anual [US\$/año]
Maíz	96.911,8	767.541,5	128,8	98.859.340
Enzima	136,7	1.082,8	15.000	16.239.960
Levadura	144,0	1.140,5	10.190	11.621.491

Además, se considera el glicerol de reposición del sistema de separación, y el desnaturalizante, que se debe agregar a la producción de etanol, como se menciona en el Capítulo 4.

Tabla 9.8 – Materias primas auxiliares.

Materia prima	Cantidad [L/año]	Precio [US\$/L]	Costo anual [US\$/año]
Glicerol de reposición	11.314,29	0,68	7.694
Desnaturalizante	3.750.000	0,9	3.375.000

Se obtiene entonces, el costo de materia prima.

Costo de Materia Prima = 130.103.484 US\$/año

Envases

Dado que todos los productos se venden a granel, no hay costos de envases asociados.

Mano de obra directa

Los costos de mano de obra incluyen los sueldos de los empleados cuyos esfuerzos están directamente asociados al producto elaborado. La naturaleza del trabajo en la industria química y la creciente automatización ha reducido significativamente las necesidades de mano de obra. Las

Capítulo 9: Análisis económico

dos variables a tener en cuenta para el cálculo de este ítem son el costo de la hora – hombre y el número de horas – hombre requeridas por el proceso.

En este sentido, Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción. La ecuación que representa estas relaciones es:

$$\begin{aligned} \text{Requerimiento (horas – hombre/día)} \\ = W \cdot \text{Capacidad (tn/día)}^{0,24} \cdot \text{número de etapas del proceso} \end{aligned}$$

donde W depende del tipo de proceso. En este caso, dado que se trata de una planta con equipos de gran tamaño, totalmente automatizada y que opera con sólidos, este factor toma el siguiente valor:

$$W = 17$$

La capacidad de esta planta de proceso, para la comercialización de los tres productos deseados (etanol, dióxido de carbono y DDGS) es de 49.395 tn/día.

Comentado [L9]: NO ES! CORREGIR

Respecto de las etapas del proceso, se considera 1 etapa para el recibimiento de la materia prima, 1 etapa para todo el acondicionamiento de materia prima, 1 etapa para el sistema de reactores, 1 etapa para el sistema de separación en las columnas de destilación, 1 etapa para el tratamiento del dióxido de carbono, 1 etapa para el tratamiento de los DDGS y 1 etapa para el despacho y almacenamiento de los productos, resultando un total de 7 etapas de proceso.

Reemplazando los valores de estos parámetros, resulta un requerimiento de horas – hombre por día de:

$$\text{Requerimiento} = 1.592,3 \text{ horas – hombre/día}$$

Por otro lado, la hora - hombre por convenio se fija en 4,45 US\$ (162,5 pesos, considerando los adicionales) ^[136]. Con lo cual, el costo por día toma un valor de 7.086 US\$, o su equivalente a 2.338.293 US\$/año.

$$\text{Costo de Mano de obra directa} = 2.338.293 \text{ US\$/año}$$

Cabe aclarar que, dado que la planta de proceso cuenta con un nivel de automatización alto, se consideran 2 empleados por etapa. Ahora bien, teniendo en cuenta que la jornada laboral estipulada es de ocho horas diarias, se definen tres turnos de operación y un total de 14 empleados por turno. Se presume que un día y medio a la semana deben contar con franco, por lo tanto, se precisan 12 empleados como franqueros y, entonces, un total de 54 empleados.

Supervisión

El costo de supervisión comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. Se estima como el 15% del costo de mano de obra.

$$\text{Costo de Supervisión} = 350.744 \text{ US\$/año}$$

Capítulo 9: Análisis económico

Servicios

Los servicios necesarios para el funcionamiento de una industria son básicamente: agua, energía eléctrica y gas natural.

Para obtener el consumo eléctrico de la planta (incluyendo las subplantas de DDGS y de CO₂), se suman los consumos eléctricos de los agitadores de los fermentadores (2327 kW); del transporte de sólidos, líquidos, agua de enfriamiento y de la extracción de agua de pozo (1436 kW); de los compresores de dióxido de carbono (2070 kW); y de los secadores de DDGS (4268 kW), además de otros consumos menores como los ventiladores de las torres de enfriamiento y la centrífuga. De esta forma, se obtiene el consumo total de la planta de energía eléctrica, que es de 10.397 kW.

Se calcula también el consumo de gas natural en la planta que depende del secador de DDGS y de las calderas para la generación de vapor.

En la Tabla 9.9 se muestran los consumos anuales de electricidad y de gas natural. Además, se incluyen los consumos de corrientes auxiliares de agua de enfriamiento y vapor por hora.

Tabla 9.9 – Consumos energéticos.

Requerimiento	Valor	Unidad
Electricidad	82.341	MWh/año
Gas natural	142.922.672	m ³ /año
Vapor	156.447	kg / h
Agua de enfriamiento	3.671.320	kg / h

Con respecto al agua, en el parque industrial de Pergamino, se utiliza agua de pozo. Se considera que el costo de consumo está relacionado con el consumo eléctrico de las bombas de extracción. Además, la provincia de Buenos Aires establece un canon por la extracción de agua de pozo. Se obtiene que el canon a pagar según la legislación vigente y es de 4.051,3 pesos mensuales. Se considera un monto despreciable frente a los demás costos operativos, por lo que no se tiene en cuenta. ^[137]

Por otra parte, la planta de bioetanol propuesta tiene un gran consumo de energía eléctrica. De hecho, entra en la categoría de GUMA (Grandes Usuarios Mayores) ya que el consumo de potencia es mayor a 1 MW y de energía superior a 4.380 MWh. Para este tipo de consumos, se debe contratar al menos el 50% de la demanda de energía con generadores o comercializadores de generación, y el otro 50% puede ser adquirido en el mercado según el precio por horario. ^[138] Según el Informe Mensual de CAMMESA (Compañía Administradora del Mercado Mayorista Eléctrico), en septiembre de 2018 el costo de energía eléctrica es de 2.960 \$/MWh, lo que equivale a 81 U\$S/MWh (considerando un dólar cada 36,5 pesos). ^[139]

Con respecto al gas natural, el consumo es alto también, con lo cual la planta entra en la categoría de Grandes Usuarios según la legislación vigente. Esto significa que tiene un consumo anual superior a los 3.000.000 m³ o un consumo diario mayor a 10.000 m³. Este tipo de usuarios tienen una contratación directa con las empresas transportistas de gas, con contratos deben durar al menos 12 meses. Según el Ministerio de Energía y Minería, el precio del gas natural se establece a partir de un hipotético precio desregulado. Para 2018, el precio

Capítulo 9: Análisis económico

es de 6,47 U\$\$/MMBTU de gas. ^[140] Además, se considera una capacidad calorífica para el gas natural de 8.800 kcal/m³, la cual es utilizada en el cálculo del consumo de gas de los secadores de DDGS. ^[141]

A continuación, se exponen los costos de operación de servicios para la producción deseada.

Tabla 9.10 – Costos servicios.

Servicio	Valor	Unidad
Electricidad	6.669.612	U\$\$/año
Gas natural	30.444.126	U\$\$/año
Total	37.113.738	U\$\$/año

Costo de Servicios = 37.113.738 U\$\$/año

Mantenimiento

El costo de mantenimiento incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en las rutinas o reparaciones incidentales y, en algunos casos, la revisión de los equipos e instalaciones. Se estima como un 2% de la inversión fija.

Costo de Mantenimiento = 2.899.329 U\$\$/año

Suministros

El costo de suministros incluye los materiales empleados por la planta tales como aceites lubricantes, reactivos y material de limpieza, material de vidrio, etc. Se estima como un 15% del costo de mantenimiento.

Costo de Suministros = 434.899 U\$\$/año

Laboratorio

El costo de laboratorio incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Se estima como un 10% del costo de mano de obra.

Costo de Laboratorio = 233.829 U\$\$/año

Regalías y patentes

No se consideran gastos en regalías y patentes dado que se ha utilizado conocimiento y tecnologías propias en la elaboración de los productos finales.

Costo de Regalías y patentes = 0 U\$\$/año

Por último, considerando todos los costos asociados al etanol, resulta:

Costo Variable Total = 173.474.316,8 U\$\$/año

Costo Variable Unitario = 0,87 U\$\$/L etanol

9.5.2 Costos fijos

Depreciación

La mayoría de los bienes va perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. El costo de depreciación representa esta disminución de valor. Se elige el método de la línea recta, dado que es el método utilizado por el gobierno argentino para los impuestos. Se considera un valor residual de un 40%, lo que es equivalente a decir que la planta poseerá un 40% de su valor luego de concluido el período de estudio.

$$D = \frac{1}{10 \text{ años}} \cdot (I_F - L) = 0,1 \cdot I_{FD} = 0,1 \text{ años}^{-1} \cdot 96.644.309 \text{ US\$}$$

Costo de Depreciación = 8.697.988 US\$/año

Impuestos

Los costos de impuestos se corresponden con los impuestos fijos a la propiedad. Como se mencionó en el Capítulo 1, la localización de la planta se encuentra regulada bajo la Ley provincial de Promoción Industrial de Buenos Aires (Ley 13.656), donde se destaca la exención de impuestos provinciales para aquellas plantas ubicadas en parques industriales. Por lo tanto, se estima este valor como el mínimo recomendado de 1% de la Inversión Fija.

Costo de Impuestos = 1.449.665 US\$/año

Seguros

Los costos de seguros incluyen seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales o totales), entre otros. Además, se tiene en cuenta en este ítem los seguros por put and call para el maíz (commodity), para así estar cubierto en cuanto a la volatilidad de su precio (no sólo consecuencia de la variación frecuente de datos de oferta y demanda, sino también de la participación de grandes inversores y de otros factores macroeconómicos). Se estima entonces este ítem como el 1% de la inversión fija.

Costo de Seguros = 2.602.070 US\$/año

Financiación

En este caso, el proyecto se financia únicamente con el aporte de capitales propios, por lo que no se consideran los costos de financiación.

Costo de Financiación = 0 US\$/año

Ventas y distribución

Los costos por ventas y distribución incluyen los salarios y gastos generales de ventas, las comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento de ventas, los gastos de embarque y transporte, los servicios técnicos de venta. Se estima como el 1% de las ventas anuales.

Costo de Ventas y distribución = 1.003.726 US\$/año

Administración y dirección

Estos costos incluyen todos los gastos de todos los servicios adyacentes a la planta de producción y que no están en relación directa con ella. Tal es el caso de los gastos en salarios para la administración, la gerencia, asesores contables, auditoría, asesores legales, servicio médico, servicio de seguridad, comunicaciones, entre otros. Se estima como el 10% de la mano de obra.

Costo de Administración y dirección = 701.488 US\$/año

Investigación y desarrollo

Los costos de investigación y desarrollo incluyen los gastos en salarios de todo el personal relacionado con I&D, los gastos fijos y de operación de los equipos asociados a esta área, el costo de los materiales y suministros, entre otros. Se estima como el 5% del valor de las ventas.

Costo de Administración y dirección = 2.007.452 US\$/año

Por último, considerando todos los costos asociados al etanol, resulta:

Costo Fijo Total = 16.462.387,9 US\$/año

Costo Fijo Unitario = 0,08 US\$/L etanol

9.5.3 Estructura de costos

El costo total es la suma del costo variable total y del costo fijo total, resultando:

Costo Total = 189.936.705 US\$/año

Por otro lado, el costo total unitario, asociando todos los costos al etanol, resulta:

Costo Unitario = 0,95 US\$/L etanol

Para visualizar claramente cómo influyen los componentes de los costos en la planta se procede a representar un gráfico de torta, típico para este análisis.

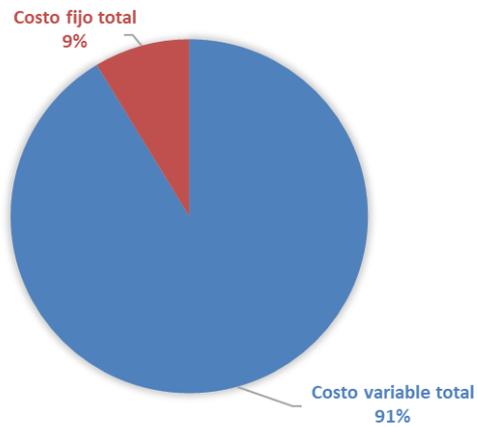


Figura 9.3 – Estructura del costo total.

A partir de la Figura 9.3, se puede observar que el aporte de los costos fijos es muy bajo puesto que representan un 9% de los costos totales de producción. Esta es la típica tendencia para industrias que producen un commodity. Por otro lado, en la Figura 9.4, puede visualizarse la fuerte influencia de la materia prima el proceso, puesto que representa el mayor costo variable de producción.

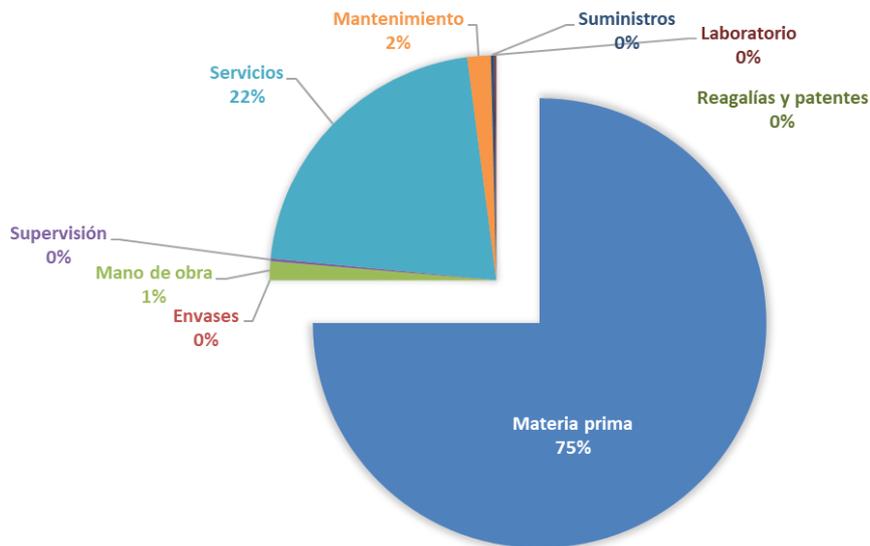


Figura 9.4 – Estructura del costo variable.

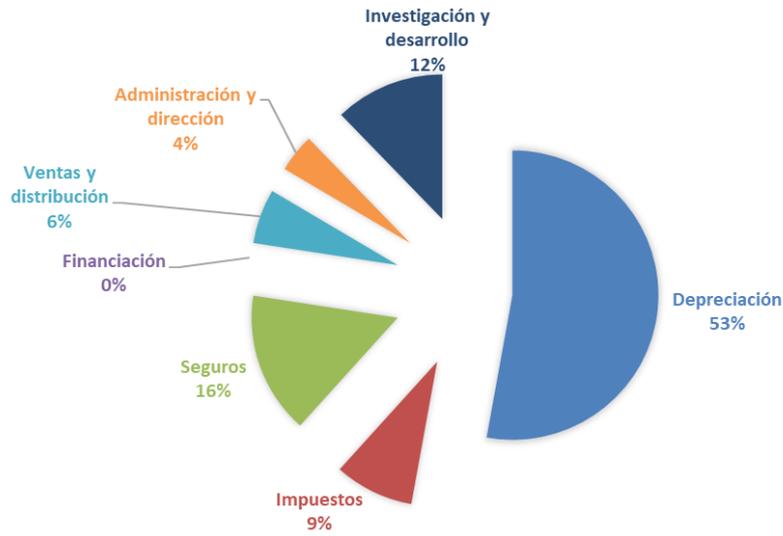


Figura 9.5 – Estructura del costo fijo.

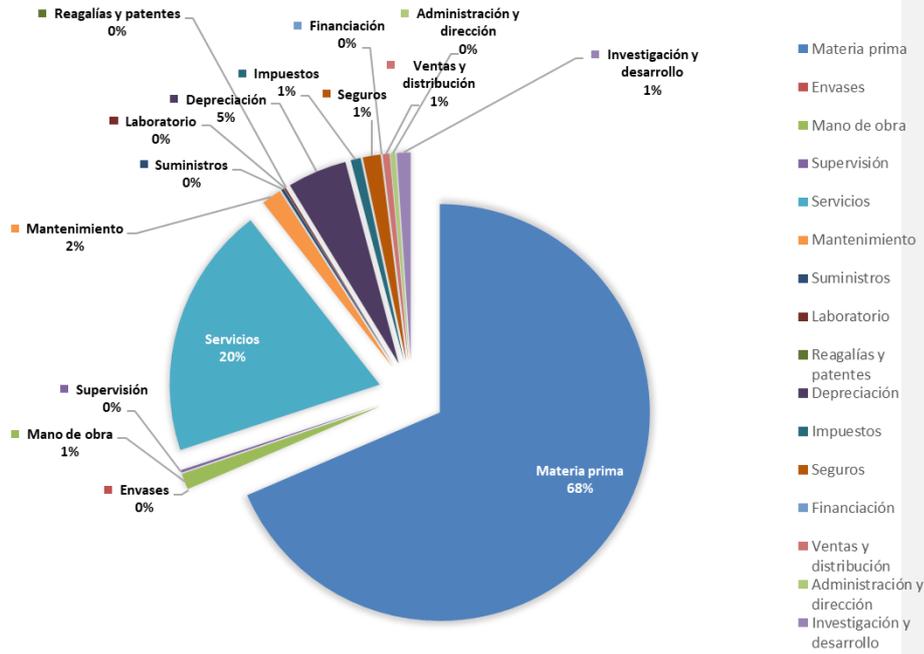


Figura 9.6 – Estructura detallada del costo total.

Como se observa en la Figura 9.6, la materia prima y los servicios son los dos aportes más importantes al costo de producción del etanol, por lo que sería conveniente analizar fluctuaciones en sus precios y, luego, evaluar su incidencia en la rentabilidad del proyecto.

9.6 Rentabilidad

La viabilidad del proyecto de inversión se realiza a través de la evaluación de la rentabilidad. Conceptualmente, la rentabilidad es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esa actividad se realice.

En primer lugar, es importante definir algunos conceptos, previo a la utilización de los métodos para realizar este análisis. El movimiento de dinero hacia o desde una empresa se denomina flujo de caja (FC) y se define como la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos operativos (sin los costos de depreciación), y descontando el pago de impuestos.

Una vez conocido el flujo de caja, puede estimarse la rentabilidad del proyecto por distintos métodos:

- ↳ Tasa de retorno sobre la inversión original. Este método es una primera aproximación de rentabilidad y se calcula como el beneficio neto anual, considerado como el valor del Beneficio Neto Promedio (BN_p), dividido la inversión total inicial, dando como resultado el porcentaje de la tasa de retorno.

$$BN_p = \frac{1}{n} \cdot \sum BN_j$$

Siendo n el número de años de vida útil del proyecto.

$$I_{OI} = \frac{BN_p}{I_T}$$

- ↳ Tasa de retorno sobre la inversión promedio. También es una primera aproximación al cálculo de la rentabilidad cuya diferencia con el método anterior es que tiene en cuenta la depreciación de los equipos durante su vida útil.

$$I_p = \frac{1}{n} \cdot \sum VL_k$$

$$I_p = \frac{BN_p}{I_p + I_w}$$

↳ **Tasa interna de retorno (TIR):** Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero durante la vida útil del proyecto. Por lo tanto, en este método se especifica que la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total sea igual a cero.

Comentado [L10]: No está explicado que es cada variable, por lo que no lo entiendo

$$VPN = 0 = \left[\sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} \right] - I_T$$

con N = vida útil del proyecto,

j = año (variable),

FC_j = Flujo de caja anual,

e I_T = Inversión total

Además, cabe señalar que, en el último período, el flujo de caja debe contener la inversión en capital de trabajo y el terreno.

↳ **Valor presente (VP):** es un método análogo a la tasa interna de retorno, sólo que se calcula en función de la tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA) en remplazo de la tasa interna de retorno. Este valor de rentabilidad mínima es un valor dado por la empresa, y que es igual o levemente mayor que el rendimiento que se puede obtener con un proyecto de riesgo similar. En este caso, no se iguala a cero, sino que se utiliza como criterio si el valor presente es positivo o negativo; en caso de ser positivo, es posible continuar con el análisis del proyecto, y si el valor presente resulta negativo, el proyecto debe descartarse hasta realizarse alguna modificación. Este método se caracteriza por ser dinámico, esto es, que considera el valor temporal del dinero.

Además, todos estos métodos de rentabilidad se complementan con el **tiempo de repago (nR)**, el cual se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. Este método es de carácter estático, no considera inflación ni valor temporal del dinero.

9.6.1 Tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA)

Este proyecto consta de la instalación de una planta totalmente nueva en simultáneo con un nuevo producto, por lo que el riesgo es considerado alto. La tasa de rentabilidad mínima aceptable para este grado de riesgo varía de un 20 a un 50%. Dado que en la actualidad existen plantas en funcionamiento trabajando con la misma materia prima (maíz) y obteniendo el mismo producto (etanol y DDGS) que las del presente proyecto, y considerando solamente la innovación en la recuperación del dióxido de carbono, es que se considera una tasa de rentabilidad mínima aceptable de un 20%.

$$TRMA = 0,2$$

9.6.2 Ingresos por ventas

A continuación, se reportan los precios de venta de cada uno de los productos generados, de modo de poder cuantificar los ingresos por ventas.

Debido a que básicamente el bioetanol es un producto de origen agrícola, las instituciones y la economía del área dominan su producción. Su precio se relaciona directamente con los gastos asociados a la materia prima, su disponibilidad, transporte y los costos asociados a la producción. Puesto que en Argentina el precio del bioetanol está determinado por el Ministerio de Energía y Minería, se presenta a continuación el mismo

Capítulo 9: Análisis económico

determinado para el mes de octubre de 2018. Concretamente, el precio del bioetanol a base de maíz es de 18,318 AR\$/L. ^[142]

Respecto del dióxido de carbono, no se han encontrado valores de precio en Argentina, por lo que se considera el precio internacional del mismo. Gas Chiantore cotizó, a fecha de octubre de 2018, el precio del CO₂ en 17,5 pesos/kg (479,45 US\$/tonelada).

Por otro lado, el precio de los DDGS en el 2017 exportado a Vietnam tomó valores desde los 170,3 a los 230,6 US\$/tonelada. ^[143] A fecha del 12 de octubre de 2018, el precio internacional de los DDGS se mantiene en un valor de 133 US\$/tonelada. ^[144] No obstante, en el mercado local, el valor de los DDGS tiene un valor techo de 200 US\$/tonelada y un piso de 170 US\$/tonelada, según la empresa Delam S.A. Es importante señalar que el mercado mundial es de alrededor 10 millones de toneladas, en donde el principal demandante es China y el principal oferente es EE.UU. Argentina interviene con alrededor de 100.000 toneladas, de manera que es netamente tomador de precio del mercado internacional, lo cual impacta sobre el precio en el mercado local.

En la Tabla 9.11 se presentan las cantidades de productos elaborados y el ingreso por ventas resultante, mientras que en la Figura 9.7 se pueden apreciar el aporte de cada producto a las ventas anuales.

Tabla 9.11 – Ingreso por ventas de los productos.

Producto	Cantidad	Precio	Ingreso por ventas
Etanol	200.000.000 L/año	0,520 US\$/L	100.372.603 US\$/año
DDGS	294.421 tn/año	200 US\$/tn	58.884.250 US\$/año
CO ₂	187.378 tn/año	479,45 US\$/tn	89.839.001 US\$/año

Ingreso por ventas = 249.095.853 US\$/año

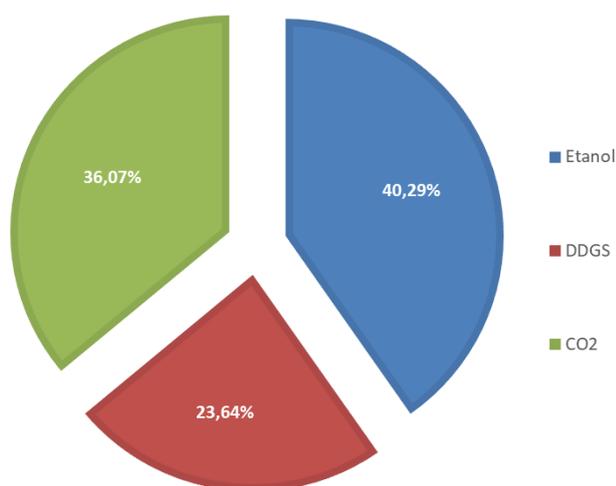


Figura 9.7 – Distribución de las ventas por producto.

9.6.3 Cuadro de Fuentes y Usos

Como se mencionó anteriormente, es necesario conocer el flujo de caja en cada año del proyecto. Para ello, se realiza en el cuadro de usos y fuentes.

Tabla 9.12 – Cuadro de Fuentes y Usos.

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Porcentaje de operación	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%
FUENTES											
Capital propio	\$ 194.618.965	\$ 194.618.965	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Capital banco	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Ventas netas	\$ 0	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853
Total (a)	\$ 194.618.965	\$ 443.714.818	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853	\$ 249.095.853
USOS											
Activo fijo	\$ 145.190.224	\$ 145.190.224	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Activo de trabajo	\$ 49.428.741	\$ 49.428.741	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Costos de producción	\$ 0	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705
Total (b)	\$ 194.618.965	\$ 384.555.670	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705	\$ 189.936.705
BNAI	\$ 0	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149	\$ 59.159.149
Impuestos	\$ 0	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702	\$ 20.705.702
Beneficio neto	\$ 0	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447	\$ 38.453.447
Depreciación	\$ 0	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988	\$ 8.697.988
Flujo de caja	\$ 0	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434	\$ 47.151.434

9.6.4 Tiempo de repago (n_R)

El flujo de caja acumulado se calcula, considerando en el año cero igual a la inversión fija y que el año uno corresponde al primer año de producción, luego de los meses previstos en el cronograma para la puesta en marcha definitiva de la planta.

Tabla 9.13 – Flujos de caja acumulados para la vida útil del proyecto.

Año	Flujo de caja [US\$]	Flujo de caja acumulado [US\$]
0	- 89.979.878 (Inversión fija directa)	- 89.979.878 (Inversión fija directa)
1	47.151.434	- 39.828.444
2	47.151.434	7.322.991
3	47.151.434	54.474.425
4	47.151.434	101.625.860
5	47.151.434	148.777.294
6	47.151.434	195.928.729
7	47.151.434	243.080.163
8	47.151.434	290.231.597
9	47.151.434	337.383.032
10	47.151.434	384.534.466

A partir de la Tabla 9.13, se construye el gráfico correspondiente.

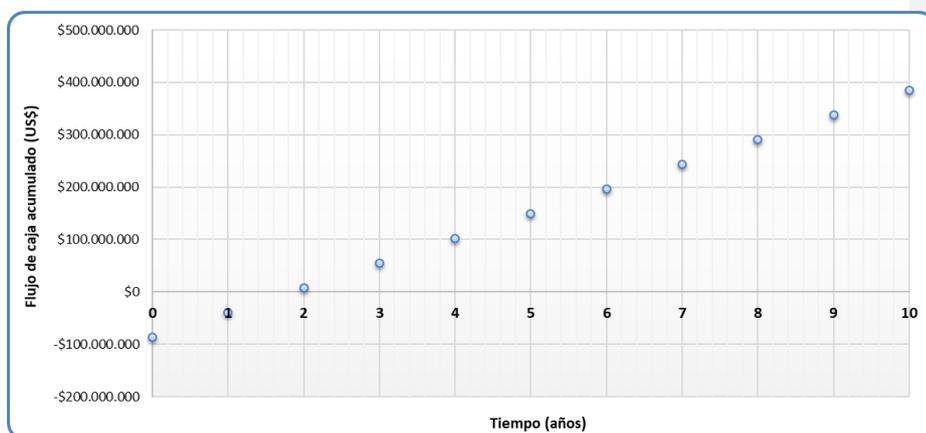


Figura 9.8 – Tiempo de repago.

Se determina el tiempo transcurrido desde el inicio del proyecto hasta anular el flujo de caja acumulado siendo este el tiempo de repago. En la Figura 9.8 puede observarse el gráfico, de donde se concluye que $n_R=2$ años aproximadamente.

Capítulo 9: Análisis económico

9.6.5 Resultados y análisis de la rentabilidad

En la Tabla 9.14 se presentan los resultados de los métodos de rentabilidad implementados. Se recuerda que la TRMA es del 20%.

Tabla 9.14 - Resultados a partir de los distintos métodos para el cálculo de la rentabilidad.

Método	Resultado
Tasa de retorno sobre la inversión original (I_{I0})	19,76 %
Tasa de retorno sobre la inversión promedio (I_P)	26,24 %
Tasa interna de retorno (TIR)	22,72 %
Valor presente (VP)	US\$ 20.446.421

Para analizar la rentabilidad del proyecto se tienen en cuenta el tiempo de repago y la TIR/valor presente. Por un lado, el tiempo de repago de aproximadamente un año y medio (significativamente menor a la mitad de la vida útil del proyecto) evidencia que el dinero invertido es recuperado rápidamente, lo cual es un indicador de rentabilidad para el proyecto. Sin embargo, este indicador no tiene en cuenta el valor temporal del dinero. Para tenerlo en cuenta se analiza la TIR y el valor presente: la TIR es mayor que la TRMA (tasa de rentabilidad mínima aceptable, fijada en 20%), lo cual concuerda con un valor presente positivo. Esto significa que al final de la vida útil del proyecto el valor temporal de la suma de los flujos de caja menos la inversión realizada será positivo, lo cual también es un indicador de rentabilidad. A partir de ambos indicadores se puede afirmar que el proyecto en cuestión tiene una considerable probabilidad de ser rentable.

9.7 Punto de equilibrio

Para determinar el punto de equilibrio, en primer lugar, se trabaja algebraicamente con la expresión del Beneficio Neto Antes de Impuestos (BNAI), recordando que todos los costos están asociados al etanol.

$$\text{BNAI} = V - \text{CT}$$

$$\text{BNAI} = \left(P_{\text{etanol}} \cdot N_{\text{etanol}} + P_{\text{VCO}_2} \cdot N_{\text{CO}_2} + P_{\text{VDDGS}} \cdot N_{\text{DDGS}} \right) \cdot \frac{\% \text{Op}_{\text{eq}}}{100\%} - C_{\text{VU}} \cdot N_{\text{etanol}} - \text{CFT}$$

Comentado [L11]: No se que son las variables.no se entiende

Luego, se puede calcular el punto de equilibrio (expresado como el porcentaje de operación de la planta, $\% \text{Op}_{\text{eq}}$) analíticamente igualando el BNAI a 0:

$$\text{BNAI} = 0 \rightarrow \text{Op}_{\text{eq}} = 21,8 \%$$

Como se observa en la Figura 9.9, este valor coincide con el hallado gráficamente, donde el punto de equilibrio es la intersección entre el costo total (CT) y el ingreso por ventas.

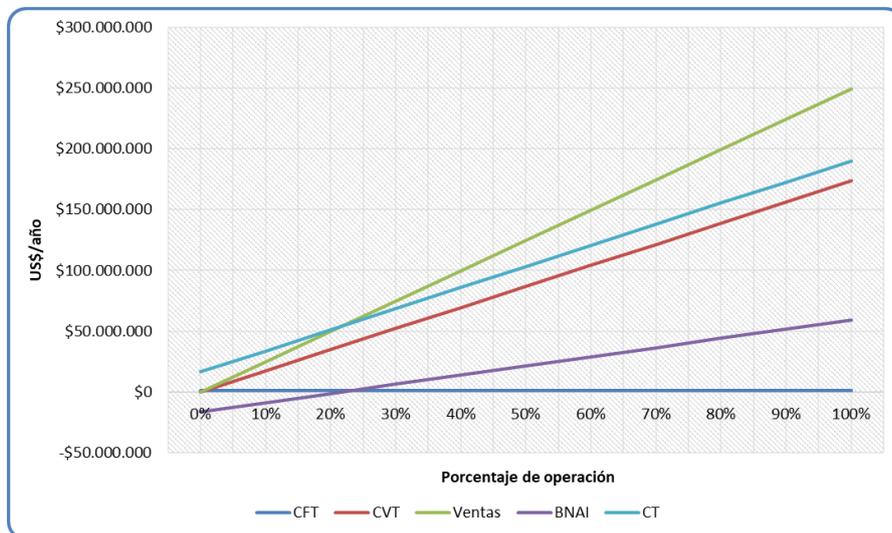


Figura 9.9 – Carta económica de producción

9.8 Análisis de sensibilidad

La evaluación del proyecto será sensible a las variaciones de uno o más parámetros si, al incluir estas variaciones en el criterio de evaluación empleado, la decisión inicial cambia. El análisis de sensibilidad, a través de los diferentes modelos, revela el efecto que tienen las variaciones sobre la rentabilidad en los pronósticos de las variables relevantes.

Es importante visualizar qué variables tienen mayor efecto en el resultado frente a distintos grados de error, en su estimación permite decidir acerca de la necesidad de realizar estudios más profundos de esas variables, para mejorar las estimaciones y reducir el grado de riesgo por error.

El análisis de sensibilidad tiene como objetivo mostrar los efectos que sobre la Tasa Interna de Retorno (TIR) tendría una variación o cambio en el valor de una o más de las variables de costo o de ingreso que inciden en el proyecto (por ejemplo, el precio de ventas, el costo de la mano de obra, el de las materias Primas, el de la tasa de impuestos, el monto del capital, etc.), y, a la vez, mostrar la holgura con que se cuenta para su realización ante eventuales cambios de tales variables en el mercado.

Para ello se analizó la variación de los parámetros más importantes del proceso: el precio de los tres productos, el precio de la materia prima y el costo de los servicios. En la Figura 9.10, se exponen los resultados, evidenciándose una línea verde que se corresponde con el límite de la variación de la TIR que hace que el proyecto no sea rentable, es decir, que la TIR sea menor que la TRMA.

Capítulo 9: Análisis económico

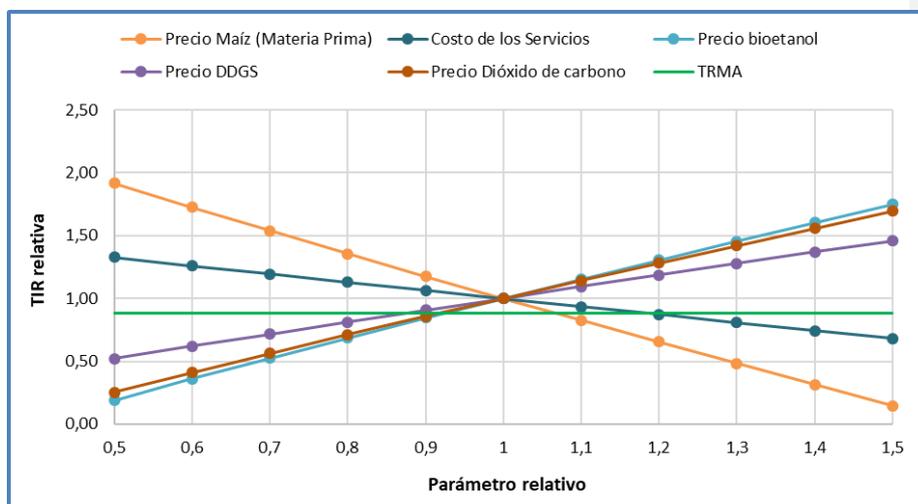


Figura 9.10 – Sensibilidad de la TIR sobre parámetros importantes.

Se puede visualizar que el proyecto es sensible a fluctuaciones importantes en los valores de las variables analizadas. En el caso de aumentos mayores al 10% del precio del maíz y de disminuciones del mismo orden en el precio del bioetanol y dióxido de carbono, es que el proyecto deja de ser rentable. En general, para las fluctuaciones típicas y esperadas en sus valores, el proyecto continúa siendo rentable.

Por otra parte, se observa que la rentabilidad de la planta tiene una alta dependencia de la venta de subproductos. Esto es lo esperado, ya que actualmente, las plantas de bioetanol a partir de maíz que no comercializan subproductos, no suelen ser rentables. ^[158]

9.9 Cronograma

Para la ejecución de un proyecto es importante confeccionar un cronograma con las etapas que se deben cumplir en cada tiempo, con el fin de poder cumplir las metas establecidas. Se deben tener en cuenta los pasos a seguir: ^[145]

- ↳ Ingeniería básica y de detalle, diseño.
- ↳ Permisos y financiación.
- ↳ Construcción y layout de instalación de la planta.
- ↳ Supervisión y montaje de equipos tecnológicos.
- ↳ Capacitación y entrenamiento para los operadores responsables del sistema.
- ↳ Puesta en Marcha (se mide el desempeño del sistema actuando a operación normal).

El cronograma del presente proyecto fue elaborado a partir de bibliografía complementaria para una planta de similares características ^[146], y se presenta a continuación.

Capítulo 9: Análisis económico

Tabla 9.15. Cronograma resumido para una planta de estas características.

Mes	1	4	7	10	13	16	29	22	25	28	31	33
Ingeniería básica	X	X	X									
Ingeniería de detalle y permisos			X	X	X							
Movimiento de suelos y obras civiles					X	X	X					
Montaje equipos principales							X	X	X			
Montaje electromecánico						X	X	X				
Comisionamiento									X	X	X	
Pruebas hidráulicas										X		
Puesta en marcha											X	
Optimización												X

9.10 Plan de negocios

9.10.1 Factores críticos de riesgo

Estos factores son aquellos cuyo cumplimiento garantiza el éxito del emprendimiento son los siguientes:

1. Cumplir los estándares de calidad del etanol impuesto por la legislación.
2. Incrementar el valor agregado de los subproductos y mantener estándares de calidad de los mismos.
3. Potenciar el desarrollo local y regional.
4. Focalizarse en el liderazgo empresarial.
5. Promover mejoras en el marco regulatorio.
6. Optimizar la competitividad de la empresa en el mercado.
7. Garantizar el abastecimiento de materia prima de calidad.
8. Seguir continuamente el avance tecnológico en el sector.
9. Generar fuertes vínculos con proveedores.

Capítulo 9: Análisis económico

9.10.2 Análisis FODA

El análisis FODA es una herramienta que se utiliza para conocer la situación presente de la empresa. Es una estructura conceptual que identifica las amenazas, oportunidades, las fortalezas y debilidades de la organización.

Se utiliza para desarrollar una matriz de estrategia que tome en consideración los diferentes factores internos (fuerzas y debilidades) y externos (oportunidades y amenazas) para maximizar el potencial de las fuerzas y oportunidades minimizando así el impacto de las debilidades y amenazas.

	Fortalezas	Debilidades
Oportunidades	Estrategias FO	Estrategias DO
Amenazas	Estrategias FA	Estrategias DA

Análisis interno

A partir de este análisis se identifican o determinan fortalezas y debilidades de la organización. En cuanto a fortaleza internas de la misma, se pueden identificar las siguientes:

1. Como la principal materia prima es el maíz y Argentina es el cuarto productor del mundo, se garantiza el abastecimiento ininterrumpido durante todo el año.
2. Menor costo de flete que otras empresas debido a la cercanía al puerto de Rosario.
3. Posibilidad de expansión.
4. Localización adecuada de la industria respecto de las zonas productoras y principales puertos del país.
5. Se obtiene etanol de alta calidad, cumpliendo la norma.
6. Se produce un muy bajo nivel de residuos.
7. Producción local.
8. Disponibilidad de mano de obra capacitada.
9. Capital propio.

Como debilidades se pueden determinar las siguientes:

1. En función a su escala de producción la empresa es sensible a cambios en el precio del bioetanol y maíz.
2. Restricciones gubernamentales para la exportación.
3. La expansión depende de regulaciones gubernamentales en el corte de combustibles.
4. Empresa nueva.

Análisis externo

Este análisis permite fijar oportunidades y amenazas que el contexto le presenta a la organización. Como oportunidades, pueden distinguirse los siguientes puntos:

1. Ventajas impositivas otorgadas por la Provincia de Buenos Aires a través de la Ley 13.656. Exención de impuestos provinciales, accesos a financiamiento con

Capítulo 9: Análisis económico

condiciones preferenciales, preferencia en las licitaciones del Estado Provincial y beneficios sobre tasas y derechos municipales.

2. Necesidad de cuidar el medio ambiente.
3. Acceso a las tecnologías requeridas.
4. Utilización de recursos renovables para la generación de combustible.
5. Existencia de baja competencia y elevada demanda.

Como amenazas pueden distinguirse las siguientes:

1. Localización de nuevas plantas de bioetanol en la zona.
2. Importación de los subproductos.
3. Mejoras tecnológicas que hicieran obsoletas las formas de producción actuales.
4. Situación económica actual. Los constantes aumentos de precios de todo tipo de productos en Argentina y en particular de las naftas, podrían disminuir el consumo de las mismas, lo que reduciría la demanda del bioetanol.
5. Riegos climáticos como sequías e inundaciones.

Por último, se presenta a continuación la matriz FODA.

	<u>Fortalezas</u>	<u>Debilidades</u>
<u>Oportunidades</u>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Abastecimiento ininterrumpido. 2. Bajo costo de flete. 3. Posibilidad de expansión. 4. Buena localización. 5. Etanol de alta calidad. 6. Bajo nivel de residuos. 7. Producción local. 8. Mano de obra capacitada. 9. Capital propio. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Sensibilidad ante cambios en el precio del bioetanol y maíz. 2. Restricciones en la exportación. 3. La expansión sujeta a la legislación. 4. Empresa nueva.
<u>Amenazas</u>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Promover la producción 2. Promover la capacitación constante del personal. 3. Elaborar un sistema estricto de control de calidad. 4. Realizar alianzas estratégicas con proveedores e instituciones públicas y privadas. 5. Existencia de baja competencia y elevada demanda. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Certificar, mediante un organismo competente, el proceso productivo para garantizar que el producto es orgánico así cumplir las exigencias de inocuidad del producto. 2. Contactar personal capacitado en organismos educativos, tales como universidades, que se encuentren comprometidos con el desarrollo de la empresa.

Figura 9.11 – Matriz FODA.

Justificación del proyecto

La producción de bioetanol en la situación mundial actual es una alternativa atractiva. En primer lugar, debido a que los gobiernos en gran cantidad de países planean aumentar el corte de naftas con este biocombustible, para mejorar el impacto medioambiental generado. Este escenario, genera casi una garantía de que la demanda mundial, y específicamente en Argentina, seguirá en aumento por muchos años más.

En el caso del bioetanol a partir de maíz en Argentina, se tiene la enorme ventaja de que el país es uno de los mayores productores de este cereal. Además, uno de los mayores centros de producción del mismo se encuentra en donde se propone radicar la planta, con lo cual la accesibilidad a la materia prima es alta.

A lo largo de este trabajo se desarrollan aspectos técnicos y de diseño de la planta propuesta que permiten hacer una evaluación económica y de factibilidad. Si bien la inversión estimada necesaria para la implementación de esta planta es de 194.618.965 US\$, la evaluación de la rentabilidad ha dado como resultado una tasa interna de retorno de un 22,72%, siendo el período de recuperación de la inversión de dos años. Sumando el análisis de sensibilidad a la evaluación de la rentabilidad, se puede afirmar que el proyecto presenta un riesgo bajo y una rentabilidad acorde a la esperada para un proyecto de esta magnitud.

La planta propuesta, con una producción de 200.000 metros cúbicos anuales, sería la mayor planta de producción de Argentina. Por los estudios antes mostrados se puede decir que, considerando las incertidumbres propias de este tipo de análisis (aproximadamente de un -30 a un +40%), es factible la construcción de esta planta ya que el proyecto está analizado para el peor escenario posible, y con un diseño estrictamente conservador, por lo que es de esperar que la ejecución del proyecto evidencie una rentabilidad aún mayor. El cronograma del proyecto indica que, desde el comienzo del diseño hasta la operación final, se necesitan tres años para comenzar a producir.

Por todos los motivos previamente mencionados, se concluye entonces que el proyecto, a pesar de tener una inversión muy alta, tiene un gran atractivo para los posibles inversores interesados.

Bibliografía

- [1] Dr. Ing. Gesino, Alejandro. Experiencias con energías renovables en Alemania y Generación Distribuida. Centro de Ingenieros de Mar del Plata. 15 de Junio de 2017.
- [2] Del Valle Ríos, Fatima Liliana. La producción de bioetanol como un aporte al desarrollo económico de la provincia de Tucumán. Tesis para aprobar la maestría en agronegocios : Universidad de Belgrano, 2012.
- [3] University of Strathclyde. Glasgow. Energy Systems Research Unit (ESRU). [En línea] http://www.esru.strath.ac.uk/EandE/Web_sites/02-03/biofuels/what_bioethanol.htm.
- [4] Hilbert, Jorge Antonio y otros. Análisis de emisiones, producción de bioetanol y coproductos. [aut. libro] ACABIO cooperativa limitada. Reporte técnico. INTA, 2016.
- [5] Aimar, Betiana Marisel. Producción de Maíz para bioetanol en la zona de Las Junturas. Trabajo Final. Universidad Nacional de Córdoba. Facultad de Ciencias Agropecuarias, 2014.
- [6] Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. Ley 26.093. Biocombustibles. Información Legislativa. [En línea] <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/115000-119999/116299/norma.htm>.
- [7] Resolución 1295/2008. Información Legislativa. [En línea] <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/145000-149999/147291/norma.htm>.
- [8] Informativo Semanal N1847. Bolsa de Comercio de Rosario, 23 de Febrero de 2018.
- [9] Ministerio de Energía y Minería. [En línea] 3 de Marzo de 2018. https://datos.minem.gob.ar/dataset/precios-bioetanol/archivo/77d33231-3982-496a-8ba3-dd699964c89a?view_id=09b4ee32-df1c-4114-8dfa-c3353c2b5bde
- [10] Prospectiva de Energías Renovables 2012-2026. Secretaría de Energía. Gobierno Federal. SENER. México, 2012.
- [11] Biofuels. 3. Commodity Snapshots. 2017. OECD-FAO Agricultural Outlook 2017-2026. <http://www.fao.org/3/a-BT092e.pdf>
- [12] Report Biofuels Annual. Argentina. USDA Foreign Agricultural Service. 17 de julio de 2017.
- [13] Biocombustibles: ¿energía o alimento? Capítulo 4: Bioetanol. C. Gracia. Pág. 81.
- [14] Sistemas de producción utilizados para obtener etanol. Asociación Maíz y Sorgo Argentino (MAIZAR). 07/01/2017. [En línea] http://www.ub.edu/ecologia/carlos.gracia/PublicacionesPDF/Cap%C3%ADtulo%204_Bioetanol.pdf
- [15] Proceso productivo. Bioetanol Rio Cuarto S.A. [En línea] <http://www.bio4.com.ar/productos/proceso-productivo/>
- [16] Producción, almacenaje y distribución del maíz. Monsanto Global. [En línea] <http://www.monsantoglobal.com/global/ar/productos/documents/triptico-cadenamaiz.pdf>
- [17] Bolsa de cereales y productos de Bahía Blanca. [En línea] <http://info.bcp.org.ar/ArchivosPublicados/www.bcp.org.ar/InformeUSDA/2017-07-12%20Informe%20USDA.pdf> - 7 diciembre de 2017

-
- [18] Ministerio de Gobierno de la Provincia de Buenos Aires. [En línea] <http://www.gob.gba.gov.ar/legislacion/legislacion/l-13656.html>
- [19] Ministerio de Industria. [En línea] http://parques.industria.gob.ar/ver_parques.php
- [20] Ministerio de Industria. [En línea] <http://parques.industria.gob.ar/dparques/247/parque-industrial-pergamino-pip.html> -
- [21] Parque Industrial Pergamino. [En línea] <https://www.parqueindustrialpergamino.com/>
- [22] Marignac, J.E., Díaz Yanevich, D.O., Brachna, E., Hryczyński, E., López, W.G. Maximización de rendimientos en la obtención de bioetanol a partir de maíz. Universidad Nacional del Chaco Austral. R. P.R. Sáenz Peña, Chaco.@jorgemarignac@gmail.com
- [23] <https://quimica.laguia2000.com/quimica-organica/etanol-propiedades-y-sintesis>
- [24] Riitonen, T., Eta, V., Hyvärinen, S., Jönsson, L.J., Mikkola, J.P. (2013). Engineering Aspects of Bioethanol Synthesis, *Advances in Chemical Engineering and Science*, Vol. 42, No.1.
- [25] Kelsall, D.R., and T.P. Lyons. (1999). Grain dry milling and cooking for alcohol production: designing for 23% ethanol and maximum yield. Chapter 2. In: The alcohol textbook. 3rd ed. K.A. Jacques, T.P. Lyons and D.R. Kelsall Ed. Nottingham University Press. Nottingham, UK
- [26] Sharma, V. , Rausch, K. D., Tumbleson, M. E. and Singh, V. (2007), Comparison Between Granular Starch Hydrolyzing Enzyme and Conventional Enzymes for Ethanol Production from Maize Starch with Different Amylose: Amylopectin Ratios. *Starch/Stärke*, 59: 549-556. doi:10.1002/star.200700631
- [27] Genencor International. STARGEM 001. Ficha técnica. Available: http://sabacchusdistillery.com/yahoo_site_admin/assets/docs/STARGEN_001.163134924.pdf
- [28] Wang. P., Singh, V., Xu, L., Johnston, D.B., Rausch, K.D. and Tumbleson, M.E.(2005), Comparison of Enzymatic (E-Mill) and conventional Dry-Gring Corn Processing using a Granular starch Hydrolysing Enzyme. *Cereal Chemistry*, 82 (6):734-738.
- [29] Uthomporn, U., Zaidul, I.S.M. and Karim, A.A.(2010), Hydrolysis of granular starch at sub-gelatinization temperature using a mixture of amylolytic enzymes. *Food and Bioprocessing*, 88:47-57.
- [30] Shariffa, Y.N, Karim, A.A., Fazilah, A. y Zaidul, L.S.M.(2009), Enzymatic hydrolysis of granular native and mildy heat-treated tapioca and sweet potato starches at subgelatinization temperature. *Food Hydrocolloids*, 23: 434-440.
- [31] Johnson, R., Padmaja, G. and Moorthy, S.N. (2009), Comparative production of glucose and high fructose syrup from cassava and sweet potato root by direct conversion techniques, *Innovative Foods Science and Emerging Technologies*, 10: 616-620.
- [32] Instituto Cubano de Investigaciones sobre los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA)- "Levadura *Saccharomyces cerevisiae* y la producción de alcohol". ISSN: 0138-6204

-
- [33] Azhar, S.H.M., Abdulla, R., Jambo, S.A., Marbawi, H., Gansau, J.A., Faik, A.A.M., Rodrigues, K.F. (2017). Yeasts in sustainable bioethanol production: A review, *Biochemistry and Biophysics Reports*, 10: 52-61.
- [34] <http://www.maizar.org.ar/vertext.php?id=231>
- [35] Alvarez, Jesús Alberto; Freano, Carlos Salamanca; Fernandez Portabales, Ricardo (2010). Proyecto de viabilidad de una planta de bioetanol con un sistema de cogeneración. Máster en energías renovables y mercado energético.
- [36] Kansas Grain Sorghum Commission. Ethanol. DDGS. <https://ksgrainsorghum.org/ethanol/ddgs/>
- [37] Bothast, R.J., Schlicher M. A. (2005). Biotechnological processes for conversion of corn into ethanol, *Appl Microbiol Biotechnol*, 67: 19-25. DOI 10.1007/s00253-004-1819-8
- [38] Wojciech Bialas, Adrian Czerniak and Daria Szymanowska-Powalowska (2014). Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production. Vol. 61, 153-162.
- [39] Gómez García, Fernando. (2015). Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol con una capacidad de 20.000 tm/año. Proyecto Fin de Carrera. Ingeniería Química. Universidad de Sevilla.
- [40] Castaño, Hader I., Mejía, Carlos E. (2008). Producción de etanol a partir de almidón de yuca utilizando la estrategia de proceso sacarificación - fermentación simultáneas (SSF). *Revista de la Facultad de Química Farmacéutica*. ISSN 0121-4004. Volumen 14. Nro 2.
- [41] LEVENSPIEL. Ingeniería de las reacciones químicas. 3ra Edición. Limusa Wiley, 2004. Pág. 611-650.
- [42] Cardona C. A. , Sanchez O. J. (2007), Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology*, 98: 2415-2457.
- [43] Bothast R. J., Schlicher M. A. (2005), Biotechnological processes for conversion of corn into ethanol. *Appl Microbiol Biotechnol* 67: 19-25. doi: 10.1007/s00253-004-1819-8
- [44] X. Wu, R. Zhao, D. Wang, S. R. Bean, P. A. Seib, M. R. Tuinstra, M. Campbell, A. O'Brien (2006), Effects of amylose, maize protein, and maize fiber contents on production of ethanol from starch-rich media. *Cereal Chem.*, 83:569-575.
- [45] Robutti, José Luis (2004). Calidad y usos del maíz. *Idia XXI: revista de información sobre investigación y desarrollo agropecuario*, v. 4, no. 6:100-104.
- [46] Navarrete, C., Nielsen, J., Siewers V (2014), Enhanced ethanol production and reduced glycerol formation in *fps1Δ* mutants of *Saccharomyces cerevisiae* engineered for improved redox balancing. *AMB Express* (4): 86. doi: 10.1186/s13568-014-0086-z
- [47] Huffman, H.M., Fox, S.W. (1938). Thermal Data. X. The Heats of Combustion and Free Energies, at 25°, of Some Organic Compounds Concerned in Carbohydrate

Metabolism. William G. Kerckhoff Laboratories of the Biological Sciences, California Institute of Technology.

- [48] PERRY. 1958. "Manual del Ingeniero Químico". Tercera Edición. UTEHA. México. Tomo 1. Sección 3.
- [49] CHANG. 2000. Physical Chemistry for the Chemical and Biological Sciences. Tercera Edición. University Science Books. Capítulo 2. Capítulo 3.
- [50] Brethauer, S., Wyman, C. E. (2010) Review: Continuous hydrolysis and fermentation for cellulosic ethanol production, *Bioresource Technology* 101: 4862–4874.
- [51] Bai, F.W., Anderson, W.A., Moo-Young, M. (2008), Ethanol fermentation technologies from sugar and starch feedstocks, *Biotechnology Advances* 26: 89–105.
- [52] Reactores bioquímicos. Capítulo 2: Principales tipos de fermentadores. B. Atkinson. Pág.33.
- [53] Onuki, Shinnosuke; Koziel, Jacek A.; van Leeuwen, Johannes; Jenks, William S.; Grewell, David A.; and Cai, Lingshuang, "Ethanol production, purification, and analysis techniques: a review" (2008). Agricultural and Biosystems Engineering Conference Proceedings and Presentations. 68. https://lib.dr.iastate.edu/abe_eng_conf/68
- [54] Rodríguez, F., Ferrero, E. (2013) *Aprovechamiento de burlanda de maíz del proceso del bioetanol*. Capítulo 2. Antecedentes. Obtención del DDGS. Facultad de Ingeniería y Ciencias Exactas. Universidad Argentina de la Empresa.
- [55] Herrera, J., Jordán, H. (2010). *Granos de destilería, una alternativa viable para la producción de leche vacuna. Características, composición y uso*. Revista Cubana de Ciencia Agrícola. Tomo 44. Número 2.
- [56] OSHA's Technical Manual. Section IV. Chapter 5. Ethanol Processing. 2015.
- [57] Le, N. L., Wang, Y., Chung, T. (2012). Synthesis, cross-linking modifications of 6FDA-NDA/DABA polyimide membranes for ethanol dehydration via pervaporation. *Journal of Membrane Science*, 415-416:109–121.
- [58] Carlson, E. C. (1996) Don't gamble with physical properties for simulations. *Chemical Engineering Progress*, 92: 35-46.
- [59] Uyazán, A. M. ,Gil, I. D. , Aguilar, J. , Rodríguez, G., Caicedo L. A. (2006) Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol. *Ingeniería e investigación*, 26:45-50.
- [60] Juan Gabriel Segovia-Hernandez, María Vázquez-Ojedaa, Fernando I. Gómez-Castroa, César Ramírez-Márquez, Massimiliano Errico, Stefania Tronci, Ben-Guang Rong. Process control analysis for intensified bioethanol separation systems. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 75 (2014) 119-125.
- [61] Lauzurique Guerra, Yeny, Zumalacárregui de Cárdenas, Lourdes, Pérez Ones, Osney, & Curbelo Rodríguez, Aloimy. (2016). Simulación de la destilación extractiva para la obtención de etanol anhidro empleando glicoles. *Ciencia, docencia y tecnología*, (53), 362-383.

http://www.scielo.org.ar/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1851-17162016000200015&lng=es&tlng=es.

- [62] Agroads. En línea: <https://www.agroads.com.ar/detalle.asp?clasi=407168>
- [63] Centauro Alpha SRL. En línea: <https://www.centauroalpha.com.ar/>
- [64] García-Herreros, P., Gomez, J. M.,(2011). Optimization of the Design and Operation of an Extractive Distillation System for the Production of Fuel Grade Ethanol Using Glycerol as Entrainer Industrial & Engineering Chemistry Research, 50: 3977–3985.
- [65] Ministerio de Justicia y Derechos Humanos- Presidencia de la Nación. Información Legislativa y Documental. En línea: <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/195000-199999/195242/norma.htm>
- [66] Dias, M.O.S., Junqueira, T.L., Filho, R.M., Maciel, M.R.W., Vaz Rossell, C.E. (2009) Anhydrous bioethanol production using bioglycerol – simulation of extractive distillation processes. 19th European Symposium on Computer Aided Process Engineering.
- [67] Karuppiah R., Peschel, A., Martín, M., Grossmann, I. E., Martinson, W., Zullo, L. (2008) Energy Optimization for the Design of Corn-based Ethanol Plants. AIChE Journal, 54:1499-1525.
- [68] Montero Vega, J.C., Díaz Rangel, C.A., Guevara Trujillo F.E., Cepeda Rugeles, A.H., Barrera Herrera J.C. (2013). Modelo para medición de eficiencia real de producción y administración integrada de información en Planta de Beneficio. Boletín técnico N°33.
- [69] Kwiatkowski, J.R., McAloon, A.J., Taylor, F., Johnston, D.B. (2006) Modeling the process and costs of fuel ethanol production by the corn dry-grind process. Industrial Crops and Products, 23: 288–296.
- [70] Gil, I.D., Gómez, J.M., Rodríguez, G. (2012). Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer. Computers and Chemical Engineering, 39:129-142.
- [71] Castillo Villeda, R. (2015) Restauración de rendimiento de una instalación para capacitación y purificación de gas carbónico(CO₂) en una industria de bebidas. Trabajo de graduación. Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial. Universidad de San Carlos de Guatemala.
- [72] Ficha técnica Nafta Súper. YPF S.A. 2016.
- [73] Ficha técnica STARGEN 002 -Granular Starch Hydrolyzing Enzyme for Ethanol Production. DuPont. 2012.
- [74] VOGELBUSCH. Biocommodities. Vogelbusch Multicont© continuous alcohol fermentation system. [En línea] <https://www.vogelbusch-biocommodities.com/process-units/fermentation/multicont-fermentation/>
- [75] HILL, G.A., WALL, J.B. (1992). Optimum CFST Bioreactor Design: Experimental Study Using Batch Growth Parameters for *Saccharomyces cerevisiae* Producing Ethanol. The Canadian Journal of Chemical Engineering. Volume 70.
- [76] Paz Astudillo, I.C. (2010). Diseño integral de biorreactores continuos de tanque agitado aplicados a procesos de fermentación. Universidad Nacional de Colombia.
- [77] Osadolor OA, Lennartsson PR, Taherzadeh MJ. Introducing Textiles as Material of Construction of Ethanol Bioreactors. Energies. 2014; 7(11):7555-7567.

-
- [78] RAMACHANDRAN, P.A., CHAUDHARI, R.V. Three Phase Catalytic Reactors. 1ra Edición. Gordon and Breach Science Publishers. 1983.
- [79] Pohorecki, R. (1998), Hydrodynamics of stirred bioreactors. *Appl Mech Rev.* Vol 51:1
- [80] Modl J. (2004). Jilin Fuel Ethanol Plant. Vogelbusch. *International Sugar Journal* 106.
- [81] Qazizada, E.M. (2016). Design of a batch stirred fermenter for ethanol production. *International Conference on Manufacturing Engineering and Materials, ICMEM. Procedia Engineering* 149. 389-403.
- [82] Weather Park. www.weatherpark.com.
- [83] J.P. Holman. "Transferencia de calor". Octava edición. Mc Graw Hill.
- [84] Universidad de Sevilla. "Colección de tablas, gráficas y ecuaciones de transferencia de calor".
- [85] Weather Arg. www.weather-arg.com.
- [86] Universidad de Buenos Aires. www.materias.fi.uba.ar
- [87] <http://download.rockwool.es/media/111580/catalogo%20industria.pdf>.
- [88] Alford, J. S. (2006) Bioprocess control: Advances and challenges. *Computers & Chemical Engineering* 30, 1464-1475. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2006.05.039>
- [89] Madigan M.T, Martinko J.M., Dunlap P.V. and Clark D.P., Brock *Biología de los microorganismos*, 12a edición, UK, Pearson Education, 2009.
- [90] Montague, G.A, Morris, A.J., Bush, J.R. (1988). Considerations in control scheme development for fermentation process control. *IEEE Contr. Sys. Mag.* 44-48.
- [91] Montague, G.A., Morris & A.C. Ward, A.J. (2013) *Fermentation Monitoring and Control: A Perspective*, *Biotechnology and Genetic Engineering Reviews*, 7:1, 147-188, DOI: 10.1080/02648725.1989.10647858
- [92] Martínez Sepúlveda, J. A., Montoza Gómez, N.J. (2013). Análisis preliminar de la viabilidad de obtención de bioetanol a partir de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos. *Producción + Limpia*, Vol 8 (No 2), pág 72-84.
- [93] Donal Q. Kern, "Procesos de transferencia de calor". Campaña Editorial Continantal, S.A.
- [94] *Anaerobic Digestion Processes: Applications and Effluent Treatment. Process Simulation of Anaerobic Digestion Process for Municipal Solid Waste Treatment.* Harun, N., Yaser, A.Z., Wid, N. Páginas 71-83. DOI 10.1007/978-981-10-8129-3

-
- [95] Wooley, R.J. Putsche, V. (1996) Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components. National Renewable Energy Laboratory. No. BF521004.
- [96] Mott, T. Levadura líquida contra seca: Un viejo debate a la palestra. Asociación de cerveceros caseros españoles. [En línea] <http://cerveceros-caseros.com>
- [97] Dias, M.O.S, Junqueira, L.T., Maciel Filho, R., Maciel, M.R.W., Vaz Rossell, C.E. (2009). Anhydrous bioethanol production using bioglycerol – simulation of extractive distillation process. Computer Aided Chemical Engineering. Volumen 26. Págs. 519-524. [En línea] [https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(09\)70087-2](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(09)70087-2)
- [98] Katzen, P., Madson, P.W., Moon, G.D. (2003) Ethanol distillation: the fundamentals. Chapter 18 In: The alcohol textbook. 4rd ed. K.A. Jacques, T.P. Lyons and D.R. Kelsall Ed. Nottingham University Press. Nottingham, UK.
- [99] Zhigang Lei, Chengyue Li & Biaohua Chen (2003) Extractive Distillation: A Review, Separation & Purification Reviews, 32:2, 121-213, DOI: 10.1081/SPM-120026627
- [100] Diseño de plantas industriales. Tablas y gráficos: Destilación. MSc. Angeles Chero, P. Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo, Centro de Ingeniería y Tecnología. 2012.
- [101] S. Skogestad, E.W. Jacobsen, M. Morari, Inadequacy of Steady State Analysis for Feedback Control. Ind. Eng. Chem. Res. 1990, 29, 2339-2346
- [102] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-output-tqlm80x2-rotary-cleaning-sieve-for-grain-cleaning-60790815671.html?spm=a2700.8699010.normalList.53.6b14cfffRKpVKE>
- [103] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/linear-grain-vibrating-screen-screener-vibrating-sorting-sieve-machine-60668033646.html?spm=a2700.8699010.normalList.5.4ef83a27V05R1t&s=p>
- [104] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-efficiency-industrial-dust-remover-dust-removing-machine-cyclone-separator-60742831895.html?spm=a2700.8699010.29.156.63022863Z80yVx>
- [105] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/magnetic-separators-to-separate-iron-materials-from-corn-wheat-rice-grains-60614369627.html>
- [106] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/yuda-maize-grinding-hammer-mill-for-flour-60759192346.html?spm=a2700.8699010.normalList.9.548b3892JBdPfh&s=p>
- [107] Catálogo Soluciones Sipel en sistemas de pesaje continuo. SIPEL. www.sipel.com.ar
- [108] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/china-professional-manufacturer-moveable-grain-vertical-bucket-elevator-60662080390.html?spm=a2700.8699010.normalList.1.26014421J6hzVe&s=p>
- [109] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/p-detail/50t-h-grain-chain-conveyor-price-60590095677.html>

-
- [110] Alibaba. Global trade. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/baisheng-general-mobile-flour-belt-conveyor-food-movable-belt-conveyor-price-60662842570.html>
- [111] McCabe et al., Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, 4ª Ed., McGraw-Hill, 1991
- [112] Valvias. Portal de válvulas y actuadores. [En línea] <http://www.valvias.com/tipo-valvula-pinch.php>
- [113] Ficha válvula de control Globo. [En línea] <http://www.thorsa.com.ar/productos/valvulas-control-globo/ficha.pdf>
- [114] Eficiencia energética Aire comprimido. 2da Jornada de Eficiencia energética. Capacitación EPSEs. 2014. [En línea] https://www.energia.gob.ar/contenidos/archivos/Reorganizacion/eficiencia_energetica/ee_airecomprimido.pdf
- [115] Peerless Pump Company. Folleto ANSI 8196. www.peerlesspump.com
- [116] Italvacuum. Bombas de vacío. [En línea] <http://www.italvacuum.com/es/bombas-de-vacio>
- [117] Thermopedia. Guía completa de termodinámica, transferencia de calor y masa e ingeniería de líquidos. Reboilers. [En línea] <http://www.thermopedia.com/es/content/1078/>
- [118] Eduardo Cao. Intercambiadores de Calor. Transferencia de calor. 1983.
- [119] PIROBLOC. Sistemas de calentamiento con aceite térmico. [En línea] <https://www.pirobloc.com/sistemas-de-calentamiento-con-aceite-termico/>
- [120] PIROBLOC. Hoja técnica. Aceite sintético para transmisión de calor a alta temperatura. [En línea] <http://www.fluidotermico.com/downloads/pdf/es/Hoja-Tecnica-Pirobloc-HTF-HT.pdf>
- [121] Ficha técnica etanol. INTI. 2014.
- [122] Calderas industriales eficientes, Consejería de Economía y Hacienda – Comunidad de Madrid.
- [123] Potencia y rendimiento de caldera [En línea] <http://www.achs.cl/portal/trabajadores/Capacitacion/CentrodeFichas/Documents/potencia-y-rendimiento-de-la-caldera.pdf>
- [124] Zgindustrialboiler [En línea] <https://www.zgindustrialboiler.com/>
- [125] ASHRAE CLIMATIC DESIGN CONDITIONS 2009/2013/2017. [En línea] <http://ashrae-meteo.info/help.php>
- [126] ASHRAE Handbook. Fundamentals (SI). Junin Aero, Argentina. [En línea] <http://ashrae-meteo.info/index.php?lat=-34.546&lng=-60.931&place=%27%27&wmo=875480>

-
- [127] Alean, J.D., Gutierrez, G.A., Chejne, F., Bastidas, M.J. (2009). Simulación de una torre de enfriamiento mecánica comparada con curvas experimentales. Información tecnológica. Vol. 20(3), pág. 13-18. doi:10.1612/inf.tecnol.4107it.08
- [128] Urgente 24. [En línea] <https://www.urgente24.com/138470-pergamino-el-precio-de-la-hectarea-en-la-zona-rondaria-los-us10000>
- [129] Alibaba. Global trade. [En línea] www.alibaba.com
- [130] MHME.[En línea] www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html
- [131] Tributos vigentes en la República Argentina a nivel nacional –Dirección Nacional de Investigaciones y Análisis Fiscal- Ministerio de Hacienda. www.economia.gob.ar/sip/dniaf
- [132] Régimen de Origen MERCOSUR y Arancel Externo Común del MERCOSUR www.mercosur.int
- [133] Chemical process equipment selection and design – James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair y Stanley M. Walas.
- [134] Catálogo de bombas centrífugas, bombas a engranajes y bombas a acople magnético. www.drotec.com.ar
- [135] Bolsa de Comercio de Rosario. [En línea] <https://www.bcr.com.ar/Pages/Granos/Cotizaciones/default.aspx>
- [136] CCT 449/06. Expediente N°2.792.876/28. Ministerio de Trabajo, Empleo y Seguridad Social. Federación Argentina Sindical del Petróleo, Gas y Biocombustibles. Cámara de la industria del Petróleo. Nuevas escalas salariales. Acuerdo Mayo 2017 a Abril 2018.
- [137] Decreto 429/13. Departamento de Infraestructura (Provincia de Buenos Aires).
- [138] Mercado Eléctrico Mayorista (MEM). Requisitos, GUMA . Edenor.
- [139] Informe Mensual Septiembre 2018. CAMMESA.
- [140] Precio de Gas Natural en el PIST Secretaría de Recursos Hidrocarburíferos (2017), Ministerio de Energía y Minería, Subsecretaría de Exploración y Producción, Subsecretaría de Coordinación de Política Tarifaria.
- [141] Tabla de conversiones energéticas. Ministerio de Energía.
- [142] Precios de etanol. Argentina. Ministerio de Energía. Presidencia de la Nación. [En línea] https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php
- [143] Portal Valor Soja. [En línea] <https://www.valorsoja.com/2017/06/28/gracias-a-vietnam-el-precio-del-ddgs-argentino-subio-35-en-el-ultimo-ano-en-un-contexto-desfavorable-para-el-maiz/>
- [144] Portal The Progressive Farmer. [En línea] <https://www.dtnpf.com/agriculture/web/ag/perspectives/blogs/market-matters-blog/blog-post/2018/10/12/ddg-prices-steady>

-
- [145] Planta piloto deshidratadora con tamiz molecular para producir bioetanol anhidro al 99,5% a partir de jugo de caña de azúcar, para oxigenar gasolina y mitigar la contaminación ambiental, Programa de Estímulos a la Innovación, Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (México).
- [146] Spaeth, J., Project Management Center: Managing the Biofuels Portfolio (2007), U.S. Dept. of Energy Golden, Colorado.
- [147] Jason R. Kwaitkowski, Andrew J. McAloon. Frank Taylor, David B Johnston. Modeling the process and cost of fuel ethanol production by corn dry-grain process.
- [148] Tewari, Y.B. (1990), Thermodynamics of Industrially-Important, Enzyme-Catalyzed Reactions, The Humana Press Inc.
- [149] Productividad y eficiencia. [En línea] www.doet.es
- [150] Vogelbusch MultiCont continuous alcohol fermentation system. Process units. [En línea] <https://www.vogelbusch-biocommodities.com>
- [151] Martínez Nelis, F.M., Estudio numérico de la fluidodinámica de un estanque de agitación utilizando método de mallas (2010), Memoria para optar al título de Ingeniero Civil Mecánico. Universidad de Chile
- [152] Thermal Process Engineering for Brewers Basics in Theory and Practice. Brewing & Process Technology. Kronos Inc.
- [153] Ficha técnica. Válvula reductora de presión. Bermad .Modelo 720.
- [154] Heredia, S.O., Comese, R.V., Zubillaga, M.S., Chirckes, J.D., Graziano, A.L., Pagano, E. (2013). Caracterización físico-química de las aguas superficiales y subterráneas de Pergamino. Facultad de Agronomía. Universidad de Buenos Aires.
- [155] Hoja técnica Pirobloc. [En línea] <http://www.fluidotermico.com/downloads/pdf/es/Hoja-Tecnica-Pirobloc-HTF-HT.pdf>
- [156] Paratherm. [En línea] <https://www.paratherm.com/heat-transfer-fluids/paratherm-nf-heat-transfer-fluid/>
- [157] Departamento de energía de Estados Unidos. [En línea] www.energy.gov
- [158] Advances in Research and Application (2013), Xanthophylls. Edición ScholarlyPaper.

